

RAPPORT LNR 3632-97

Kjemisk rensing
av gruvevann fra
Kongens gruve i
Nordgruvefeltet,
Røros

I samarbeid med

CHK SIVILINGENIØR
CARL-H. KNUDSEN
RÅDGIVENDE INGENIØR



Hovedkontor

Postboks 173, Kjelsås
0411 Oslo
Telefon (47) 22 18 51 00
Telefax (47) 22 18 52 00

Sørlandsavdelingen

Televeien 1
4890 Grimstad
Telefon (47) 37 29 50 55
Telefax (47) 37 04 45 13

Østlandsavdelingen

Sandvikaveien 41
2312 Ottestad
Telefon (47) 62 57 64 00
Telefax (47) 62 57 66 53

Vestlandsavdelingen

Nordnesboder 5
5008 Bergen
Telefon (47) 55 30 22 50
Telefax (47) 55 30 22 51

Akvaplan-NIVA A/S

Søndre Tollbugate 3
9000 Tromsø
Telefon (47) 77 68 52 80
Telefax (47) 77 68 05 09

Tittel Kjemisk rensing av gruvevann fra Kongens gruve i Nordgruvefeltet, Røros	Løpenr. (for bestilling) 3632-97	Dato 21. april 1997
	Prosjektnr. Undernr. O-96099 E-96438	Sider 69
Forfatter(e) Iversen, Eigil Rune Knudsen, Carl-Henrik	Fagområde Miljøteknologi	Distribusjon
	Geografisk område Sør-Trøndelag	Trykket NIVA 1997

Oppdragsgiver(e) Statens forurensningstilsyn Norsk institutt for vannforskning	Oppdragsreferanse 94/1774-GrB 404.1
--	---

Sammendrag Det er foretatt utprøving av en renseprosess for behandling av surt gruvevann med gjenvinning av deler av avrenningens tungmetallinnhold, spesielt jern og kobber. Forsøkene er utført i pilotskala i et kontinuerlig anlegg ved Kongens gruve i Nordgruvefeltet, Røros. Renseprosessen er delt i tre trinn der en først foretar en selektiv felling av treverdig jernhydroksid, deretter en utfelling av øvrige metaller. I siste trinn foretas en gjenvinning av kobber fra et konsentrat laget ved å behandle slam fra andre trinn med svovelsyre. Det vil være mulig å sende jernslammet fra første trinn til viderebehandlingsanlegg for produksjon av jernklorid. Mer enn 80 % av kobbertilførslene fra gruvevannet kan trolig gjenvinnes. Kostnadene i forbindelse med prosessen skiller seg lite fra tradisjonell kjemisk rensing med slamdeponering. Et rensetiltak er pr. idag trolig eneste tiltak som kan gi en øyeblikkelig og betydelig reduksjon i tungmetallavrenningen fra gruveområdet uten å komme i konflikt med kulturminneinteresser. Gjenvinning av metaller fra gruvevann er teknisk gjennomførbart v.h.a. kjent teknologi og er også et kostnadseffektivt tiltak sammenlignet med alternative tiltak i Nordgruvefeltet.

Fire norske emneord 1. Tungmetaller 2. Renseanlegg 3. Gruvevann 4. Kisgruver	Fire engelske emneord 1. Heavy Metals 2. Treatment Plant 3. Acid Mine Drainage 4. Pyrite Mining
--	---

Eigil Rune Iversen
Eigil Rune Iversen

Prosjektleder

ISBN 82-577-3190-0

Bente M. Wathne
Bente M. Wathne

Forskningssjef

O-96099

E-96438

**Kjemisk rensing av gruvevann
fra Kongens gruve
i Nordgruvefeltet, Røros**

Prosjektleder :

Eigil Rune Iversen, NIVA

Medarbeidere :

Carl-Henrik Knudsen, eget firma
Rolf Tore Arnesen, NIVA
Johan Ahlfors, NIVA

Forord

Norsk institutt for vannforskning har siden 1993 i samarbeid med siv. ing. Carl-Henrik Knudsen gjennomført samarbeidsprosjekter med sikte på å vurdere muligheter og begrensninger i forbindelse med kjemisk rensing av drensvann fra kisgruver. Prosjektene har tatt utgangspunkt i vanntyper som er vanligst for denne type avrenning og har hatt som målsetting å vurdere mulighetene for å begrense en av de viktigste ulempene med kjemisk rensing som er de store mengdene spesialavfall som må deponeres på ubestemt tid. En har i denne sammenheng sett på rensesprosesser som åpner for muligheter for gjenvinning av de viktigste tungmetallene som jern, kobber og sink. Forsøkene i denne undersøkelsen er gjennomført med gruvevann fra Kongens gruve i Nordgruvefeltet på Røros. Forsøkene er utført på stedet.

Alle prosjektene har vært finansiert av Statens forurensningstilsyn som vi herved vil takke for samarbeidet og for å ha vist stor interesse for å bidra til å utvikle denne type rensesprosess.

Vi vil også takke Miljølaboratoriet ved dr. ing. Åse Berg og Astrid Øren, Orvos for samarbeidet og for innsatsen med å holde renseanlegget i gang under forsøksperioden. En takk også til Johan Ahlfors, NIVA som har hatt ansvaret for elektrisk opplegg og overvåkingsutstyr.

Oslo, 21. april 1997

Egil Rune Iversen

Innhold

Sammendrag	6
Summary	8
1. Innledning	9
2. Grunnlag	10
2.1 Målsetting	10
2.2 Tidligere undersøkelser	10
3. Forsøksanlegget	11
3.1 Lokalisering og innredning	11
3.2 Oppbygging og drift	16
3.2.1 Generelt	16
3.2.2 Behandlingstrinn 1 - jernfelling	16
3.2.3 Behandlingstrinn 2 - metallfelling	17
3.2.4 Behandling av metallslam	18
3.3 Instrumentering og prøvetaking	19
4. Gjennomføring	20
4.1 Kjemikalier	20
4.2 Forsøksopplegg og analyser	20
4.3 Resultater	20
5. Diskusjon av resultater	21
5.1 Drift av prosessenhetene	21
5.1.1 Hydraulisk belastning på anlegget	21
5.1.2 Sedimenteringstank for jernfelt slam	21
5.1.3 Dosering av pH-regulerende kjemikalie	22
5.1.4 Flokkuleringsenhet	23
5.1.5 Flotasjonsenhet	23
5.2 Fysisk/kjemiske resultater	25
5.2.1 Gruvevannsmengder ved Kongens og Sextus gruver	25
5.2.2 Gruvevann. Vannkvalitet og materialtransport	26
5.2.3 Kjemikalieforbruk	29
5.2.4 Driftsresultater	30
5.2.5 Slammengder trinn 1 - muligheter for gjenvinning av jern	33
5.2.6 Valg av fellingskjemikalier	33
5.2.7 Elektrolyse av kobber	34
5.2.8 Virkningsgrad	35
5.3 Kostnadsvurderinger - helskala anlegg	36
5.3.1 Fellingsanlegg for jernslam - trinn 1.	36
5.3.2 Fellingsanlegg for metallslam - trinn 2	37
5.3.3 Gjenvinning av kobber (evt. sink) ved elektrolyse	38
5.3.4 Samlet kostnadsvurdering	39
5.4 Kostnader - alternative tiltak	40

5.4.1 Kjemisk felling i ett trinn med deponering av hydroksidslam	40
5.4.2 Andre tiltak	41
6. Videre arbeid	42
6.1 Forsøksperiode - fase 2	42
6.1.1 Kompletteringer på anlegget	42
6.1.2 Prosessenhetenes nominelle kapasitet	43
6.1.3 Dimensjonerende vannmengde - fase 2	45
6.1.4 Overføring av vann fra Sextus gruve	45
6.1.5 Gruvevann fra Kongens gruve	45
6.1.6 Elektrolyseanlegg	46
6.1.7 Alternativ prosess for trinn 2	46
6.1.8 Gjenvinning av sink	46
7. Samlet vurdering	47
8. Referanser	49
Vedlegg A. Analyseresultater	50
Vedlegg B. Resultater fra elektrolyseforsøk	56
Vedlegg C. Brev fra Kemira Chemicals AS	69

Sammendrag

Det er gjennomført et prosjekt der en har utført forsøk med rensing av drensvann fra Kongens gruve i Nordgruvefeltet på Røros. Forsøkene er utført på stedet i pilotskala. Prosessen som er utprøvet tar sikte på en gjenvinning av jern og kobber fra gruvevannet. Opplegget medførte en vurdering av kostnadene i forbindelse med en slik prosess. Det er også vurdert mulighetene for å ta med drensvann fra Sextus gruve.

Renseprosessen som er utprøvet innebærer en behandling av drensvannet i to trinn der en i første trinn foretar en selektiv felling av jern som hydroksid ved pH 3,5. Jernslammet må avvannes separat. Det vil være mulig å sende slammet til nærmeste anlegg for produksjon av jernklorid, ved Kemira's anlegg i Fredrikstad. Det vil derfor ikke bli noe behov for deponering av jernslam fra prosessen. Slammengden utgjør ca. 50 tonn avvannet slam med 50 % tørrstoffinnhold på årsbasis. Opplegget stiller spesielle krav til utforming av prosessutstyret og til kontroll av prosessbetingelsene.

Uansett valg av prosess for den videre behandling av gruvevannet forutsettes det at jernet fjernes fra gruvevannet i størst mulig grad. I vår prosess har vi benyttet etterpolering i oppstrøms sandfilter for dette formål. For å oppnå optimal fjerning av jern, er en avhengig av at alt jern foreligger i treverdig form. Gruvevannet fra Kongens gruve inneholder mindre mengder toverdig jern som må oksideres til treverdig ved et eventuelt fremtidig renseanlegg. Kostnader og opplegg i denne forbindelse er ikke vurdert i denne undersøkelsen.

I prosessens neste trinn har en i denne undersøkelsen valgt å konsentrere det resterende tungmetallinnhold v.h.a. pH-heving til pH 9 og med slamutskilling v.h.a. flotasjon. Med denne teknikken er det mulig å konsentrere tungmetallinnholdet minst 100 ganger, noe som er en fordel ved gjenvinning av kobber og trolig også sink. Ved å løse slammet i svovelsyre har en vist at det er mulig å gjenvinne kobber fra konsentratet med betydelig effektivitet og med godt strømnytte.

Det stilles meget strenge krav til driften av prosessen og den krever dessuten betydelig innsats av kjemikalier. Det kan synes ulogisk at pH i de forskjellige trinnene heves og senkes flere ganger. Prosessen er likevel teknisk gjennomførbar slik at den kan kostnadsregnes. Vi har kommet fram til følgende nøkkeltall i forbindelse med en eventuelt fremtidig rensertiltak ved Kongens og Sextus gruver v.h.a. en slik prosess som er benyttet her.

Samlet kobberavrenning fra Kongens og Sextus gr. Tonn Cu/år	4
Samlet sinkavrenning fra Kongens og Sextus gr. Tonn Zn/år	8,5
Samlet jernavrenning fra Kongens og Sextus gr. Tonn Fe/år	15
Samlet vannmengde fra Kongens og Sextus gr. m ³ /år	263.000 m ³
Effektivitet m.h.t. kobberfjerning fra Kongens og Sextus gr.	Min. 80 %
Dimensjonerende vannmengde for renseanlegg	35 m ³ /h
Maksimal belastning	70 m ³ /h
Investeringskostnader ekskl. bygninger	5,0 mill.kr.
Årlige driftskostnader	500.000 kr.
Årlige kapitalkostnader	400.000 kr.
Samlede årskostnader	900.000 kr.
Vannkostnader	4.00/m ³
Kostnader pr. kg gjenvunnet kobber	225 kr.

Tallene må kun forstås som veiledende. For å beregne et helskala anlegg kreves fortsatt en del undersøkelser for å ha dimensjoneringsgrunnlag for enhetsprosessene. Når det gjelder selve prosessen synes det klart at 1. trinn med jernfelling må foretas. Et endelig valg av annet trinn er fortsatt usikkert idet to andre prosesser fortsatt er aktuelle og bør prøves i pilotskala for å avgjøre hvilken prosess som er mest kostnadseffektiv. De to prosesser som bør utprøves er membranteknikk (RO-teknikk) og bruk av selektive ionebyttere. Det må også utføres optimaliseringsforsøk med elektrolyseprosessen da kostnadene er sterkt avhengig av optimal sammensetning av elektrolytten. Likeledes bør en utrede mulig gjenvinning av sink. Valg av prosess i trinn 2 kan stille krav m.h.t. valg av kjemikalie til pH-regulering.

Et annet forhold som har stor betydning for virkningsgraden, er at en foreløpig ikke har god nok oversikt over variasjonene i avrenningen fra Kongens og Sextus gruver. Dette gjelder spesielt flomtoppene. Det bør dessuten undersøkes hvordan en teknisk skal foreta en effektiv oppsamling av drensvann fra Sextus gruve.

Etter våre vurderinger er et renseteknisk tiltak ved Kongens gruve et fullt ut kostnadseffektivt tiltak, også når en sammenligner med andre tradisjonelle tiltak av den type som er gjennomført i området hittil. I dagens situasjon synes virkningsgraden å være høyere enn den man kan gjøre regning med ved andre tiltak. Merkostnadene i forbindelse med en eventuell gjenvinning av metaller synes i denne sammenheng å være uvesentlige når en sammenligner med en tradisjonell renseprosess med slamdeponering. Dersom man eventuelt går inn for en renseteknisk løsning, kreves det en avklaring av driftsansvar, økonomisk ansvar, samt ansvar for faglig oppfølging av tiltaket.

En renseteknisk løsning er trolig eneste tiltak i dagens situasjon som ikke vil komme i konflikt med kulturminneinteresser og som samtidig vil ha en høy virkningsgrad.

Summary

Title: Chemical treatment of acid mine drainage from King's mine, Roeros, Norway

Year: 1997

Author: Eigil Rune Iversen

Source: Norwegian Institute for Water Research, ISBN No.: ISBN 82-577-3190-0

Recovery of iron and copper from mine drainage was studied in pilot scale at a continuous treatment plant at the mine site of King's mine in Roeros, Norway. The average load on the plant was 1 m³/h. The main constituents of the mine drainage was : pH 2.7-2.9, 10-20 mg Cu/l, 80-140 mg Fe/l, 20-40 mg Zn/l, 600-1000 mg SO₄/l, 20-40 mg Al/l, 25-50 mg Ca/l and 20-40 mg Mg/l. The process developed is a three-step process consisting of: 1) Fe(III) precipitation at pH3.5; 2) concentration of metal sludge at pH9 by flotation; 3) extraction of metals from the sludge with sulphuric acid followed by recovery of copper from the concentrate by electrolyses. The process economics in a full scale plant is evaluated.

In a previous project several chemicals were evaluated to selectively precipitate ferric hydroxide at low pH with as low copper content as possible. In this project sodium hydroxide was used. It was found that about 2 % of the copper content of the mine water co-precipitated with the iron in the first step using NaOH for pH control. The effluent from the settling tank was polished in an upstream sandfilter prior to the second step. After dewatering, a producer of ferric chloride (Kemira) assessed the possibilities of taking iron sludge from a future plant into the ferric chloride process. It was found that the amount of sludge from a future plant was relatively moderate (50-100 tons annually with 50 % water content) and it was possible to take it into the process if delivered at the chloride plant without any costs. Thus, the needs for a special landfill at a future treatment plant i Roeros will be considerably reduced.

The purpose of the second step is to concentrate the remaining metals. When using electrolyses for the recovery of copper, a cost-effective process demands a copper concentration of at least 500-1000 mg/l. In a previous project concentration by reversed osmoses was assessed. In this project a chemical method was tested: precipitation of hydroxides at pH 9 and flotation as separation process. After dissolution in H₂SO₄ the concentrate was electrolyzed and copper recovered in a cell using a spinning steel cylinder as a cathode. It was found possible to reduce the copper level from 1000 mg/l to below 1 mg/l, but the current efficiency was significantly reduced at recovery levels above 90 %.

The study gives following evaluation of the process and economics:

Total load of copper from mine site		4 tons/year
Total load of iron from mine site		15 tons/year
Total drainage from mine site		263.000 m ³ /year
Efficiency of copper reduction		Min. 80 %
Designed water load		35 m ³ /h
Max. water load		70 m ³ /h
Investments excl. buildings	NOK	5,000,000
Annual costs (incl. capital and running exp.)	NOK	900,000
Water treatment costs	NOK	4.00/m ³
Copper recovery costs	NOK	225/kg

The research was funded by The Norwegian Pollution Control Authority (SFT).

1. Innledning

Utredning av tiltak mot gruveforurensninger kan ofte innebære en rekke problemstillinger å ta hensyn til. Valg av løsninger vil som regel være avhengig av en rekke forhold som avfallstyper, lokalisering, forvitningsgrad, forurensningskilder, økonomiske midler etc. Ofte vil også valg av løsninger være avhengig av om man har å gjøre med en gruve i drift eller en nedlagt gruve. I Norge er situasjonen den at de største problemene har vært knyttet til gruver som er under nedlegging eller allerede er nedlagt og som er hjemfaldt til staten.

Når det gjelder gjennomføring av tiltak, har man som hovedregel hatt som målsetting å søke tiltak som i størst mulig grad har en varig verdi og som krever så lite fremtidig vedlikehold som mulig. Dette innebærer tiltak som har som strategi å gjøre noe med årsakene til tungmetallavrenning ved å begrense forvitningsprosessene, forhindre utvasking av forvitningsprodukter eller begge deler. Av slike tiltak kan nevnes : samling av avfall med stort forurensningspotensiale i nye deponier og foreta en overdekking med egnet materiale for å begrense tilførsler av luft, vann eller begge deler, vannfylling av gruverom i størst mulig grad, deponering av avfall under vann. Slike tiltak vil som regel innebære forholdsvis store endringer i gruveområdet ved at det foretas masseflyttinger, overdekkinger etc. I noen områder har det også vist seg vanskelig å oppnå en vesentlig reduksjon av forurensnings-tilførslene til tross for betydelig økonomisk innsats. I noen tilfeller skyldes dette at det er gruvevannet som er en vesentlig forurensningskilde og at det er vanskelig å redusere tungmetallavrenningen fra selve gruva ved f.eks å gjennomføre en vannfylling.

Et annet forhold som har betydning for valg av tiltak, er at det i den senere tid også er økt interesse i flere lokalmiljø for å bevare såvel bygninger, gruver og avfallstipper som kulturminner og utnytte anleggene i turistsammenheng (besøksgruver). Slike hensyn vil sterkt begrense mulighetene for å gjennomføre tiltak som er nevnt ovenfor, og det kan oppstå konflikter mellom ønsket om å redusere forurensningsbelastningen på resipientene og ønsket om å bevare kulturminner.

I Røros-feltet er slike problemstillinger meget aktuelle. Konflikten mellom miljøverninteresser og kulturminneinteresser er spesielt knyttet til gruvene som drenerer til Hittervassdraget og til Røros by der smeltehytteområdet bidrar med vesentlige tungmetalltilførsler til Hitterelva (Arnesen, 1996). I Nordgruvefeltet med Kongens/Arvedalens gruver og Sextus gruve har en tilsvarende problemer. Her vil dessuten gruvevannet være et betydelig forurensningsbidrag selv etter at en med betydelig innsats har redusert tilførslene fra avfall i dagen så godt det lar seg gjøre. På denne bakgrunn ble det valgt å utprøve en renseteknisk løsning i pilotskala for å studere nærmere de begrensninger og muligheter som ligger i et slikt tiltak. Prosjektet har tatt spesielt sikte på å utprøve en prosess som gjør det mulig å gjenvinne deler av gruvevannets tungmetallinnhold for derved å redusere en av ulempene ved tradisjonell kjemisk rensing, nemlig at slike løsninger også etterlater seg betydelige mengder nytt spesialavfall det knytter seg spesielle betingelser til m.h.t. deponering.

2. Grunnlag

2.1 Målsetting

I de prosjekter NIVA har gjennomført hittil (Iversen *et al*, 1994 og 1995), har driftstiden ved hvert forsøk vært forholdsvis kortvarig (ca. en uke). Målsettingen med dette prosjektet var å kjøre renseprosessen over en lengre periode for å få bedre oversikt over driftsproblemer som kan oppstå over tid som følge av bl.a endringer i vannkvaliteten til inngående vann og andre forhold som har med belastning å gjøre.

Innledningsvis ble det diskutert å teste flere kjemikalier for pH-regulering. I praksis vil det i et helskala anlegg enten bli benyttet kaustisk soda (lut) eller hydratkalk. Det ble derfor kjøpt inn nødvendige mengder kaustisk soda og hydratkalk. For å unngå eventuelle driftsproblemer i startfasen ble det besluttet å starte anlegget med lut til pH-reguleringen i begge trinn. Likeledes ble det testet to polymerer fra Kemira spesielt m.h.t. egnethet i renseanleggets første trinn (pH 3,5) der det tidligere har vist seg problematisk å få til en god flokkulering.

Andre driftsproblemer det skulle tas stilling til, var bl.a. i hvilken grad et mulig innhold av toverdiggjenn utgjorde noe problem og mulige problemer ved eventuell gipsutfelling.

Den viktigste målsettingen med prosjektet var å studere gjenvinningsdelen nærmere. I renseanleggets første trinn tas ut jernslam, som skulle undersøkes m.h.t. sammensetning og egnethet for produksjon av jernklorid.

I renseanleggets andre trinn ble det valgt å utføre konsentrering av de resterende metaller i gruvevannet v.h.a. flotasjon etter en pH-heving til ca 9. Det ble tatt sikte på å vurdere hvor egnet denne teknikken er for konsentreringsformål. Det flotterte slammet ble løst i svovelsyre og det skulle gjennomføres gjenvinningsforsøk av kobber der kobber ble tatt ut elektrolytisk v.h.a. en roterende stålkatode. Elektrolyseenheten var innleid.

Til slutt tok en sikte på en kostnadsvurdering i forbindelse med en slik prosess som er gjennomført i dette prosjektet.

2.2 Tidligere undersøkelser

Det har tidligere vært gjennomført to prosjekter i Sulitjelma, der det er testet en renseprosess som går ut på selektiv felling av treverdiggjenn ved lav pH (3,5). Etter fjerning av jernslam v.h.a. sedimentering og sandfiltrering ble det gjennomført forskjellige forsøk med konsentrering av de resterende metaller v.h.a. omvendt osmose (RO), sedimentering og flotasjon av hydroksidslam etter pH-heving. Det ble også testet en elektrolysecelle for gjenvinning av kobber fra RO-konsentrat. Videre ble det utført tester av forskjellige fellingskjemikalier, spesielt m.h.t. å vurdere hvor rent jernslam det var mulig å produsere på denne måten med tanke på å gjenvinne jernet som jernklorid til anvendelse som fellingskjemikalie for rensing av kommunal kloakk. Det ble funnet at kalk var å foretrekke av kostnadsmessige årsaker, men at dette satte store krav til å holde god kontroll med pH i renseanleggets første trinn da jernslammets kobberinnhold økte merkbart i pH-området fra 3,5 til 4. En vil alltid få en viss medfelling av kobber, slik at en jernklorid som er fremstilt av slikt slam uten ytterligere rensing, vil inneholde en del mer kobber enn den reneste som er kommersielt tilgjengelig. Det ble også funnet at konsentrering av kobber v.h.a. omvendt osmose er mulig, men synes foreløpig å være en svært kostbar prosess for slike formål som her, dog kan kostnadene trolig reduseres vesentlig etter å ha gjennomført mer spesifikke forsøk.

3. Forsøksanlegget

3.1 Lokalisering og innredning

Forsøksanlegget ble plassert ved Kongens gruve på ca. kote 825 i en bygning som tidligere inneholdt et knuseanlegg. Figur 1 viser renseanleggets lokalisering. På figuren er også inntegnet en eventuell fremtidig overføring av drensvann fra Sextus gruve. Byggets grunnflate er ca. 16x10 m, kfr. figur 2, og med takhøyde ca. 8 m. Ved en ene gavlveggen var det montert en stor innlastningsport som kunne heises opp. Tilgjengeligheten for inntransport av forsøksanlegget samt materialer og kjemikalier var meget god. Fotoet på omslagssiden viser forsøkshallen med deler av renseanlegget.

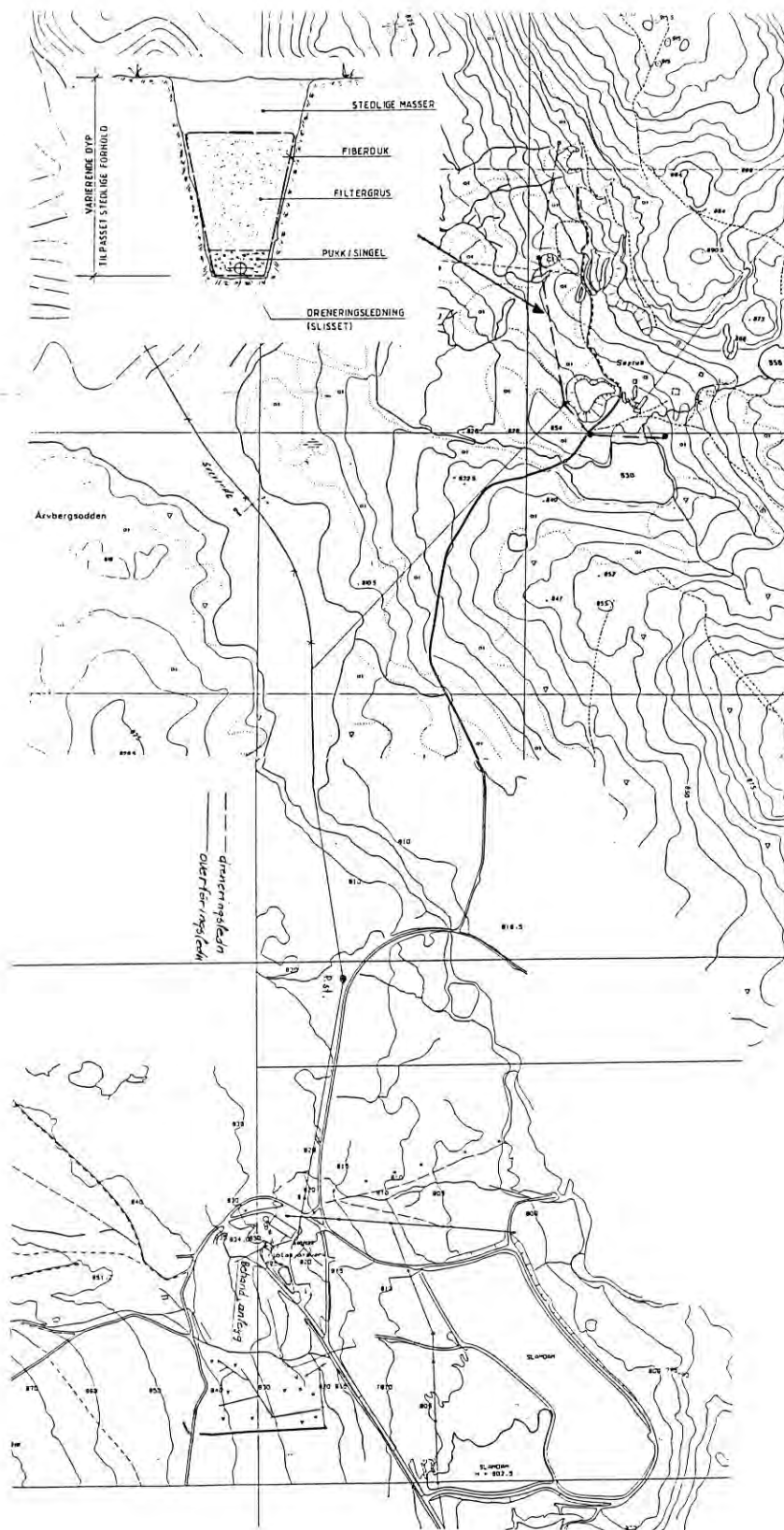
Det var i utgangspunktet ikke tilgang til tele- og el-forsyning, samt rent vann. Det var heller ikke tilgang til kontor eller sanitære bekvemmeligheter. For å rette på det ble det innkjøpt en relativt godt brukt campingvogn. Telelinje for telefon og data ble lagt inn i campingvognen. Strømforsyning ble bestilt hos Røros E-Verk som strakk linje fra nærmeste stolpe og satte opp fordelingsskap i forsøkshallen. Fra fordelingsskapet ble kabelføring fram til ulike manøverskap, instrumenter og pumpeutrustning lagt på egne monterte kabelstiger. Kabelstigen ble også benyttet til framføring av kjemikaliedoseringsledninger samt ledninger for luftforsyning fra kompressoranlegg til pneumatiske ventiler, luftomrøring m.m.

Rentvann til anlegget ble ordnet ved at det ble lagt ut en 20 mm plastledning til en sikker vannkilde som var et lite tjern ca. 900 m fra bygningen hvor anlegget var plassert. Tilførselsledningen førte fram til to ferskvannstanker à 1 m³ som var plassert i forsøkshallen. Fra ferskvannstankene sørget egen matepumpe for nødvendig ferskvann til kjemikalieberedning.

Avløp fra forsøksanlegget ble ledet til et internt avløpssystem (avløpskanal) i forsøkshallen. Avløpssystemets kapasitet var imidlertid begrenset og ble komplettert med en egen avløpspumpe som pumpet vannet til en bekk utenfor forsøkshallen.

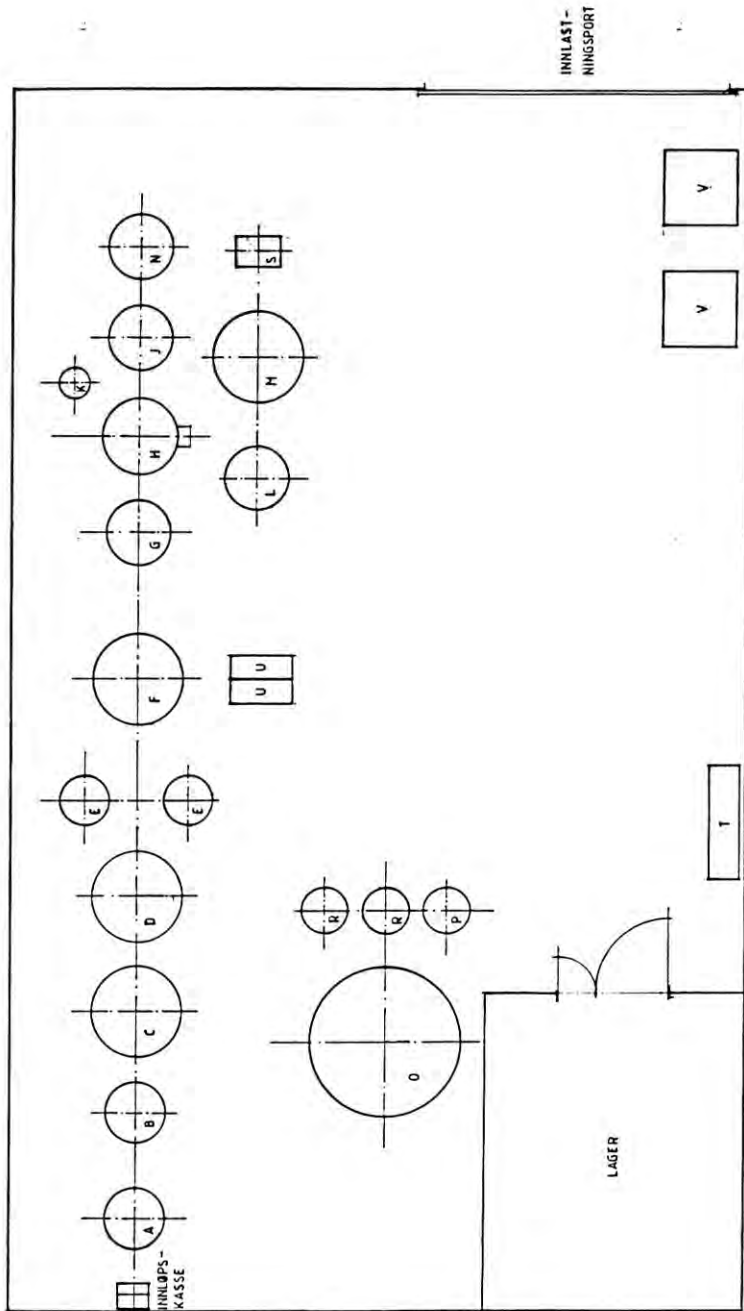
Plasseringen av anlegget forutsatte at representativt gruvevann måtte hentes fra overløpet av gruva ovenfor forsøkshallen og i en avstand på ca. 400 m. Overføringsledningen var laget av 40 mm polyetylenrør. Ledningen ble ført inn til anlegget til en målekasse ved forsøkshallens nordvestre gavl. Fra målekassen føres gruvevannet fram til behandlingsanleggets mottakstank. For å hindre en eventuell oversvømmelse i forsøksanlegget ble det ved innløpet til målekassen montert en magnetventil på overføringsledningen som stenger vanntilførselen ved strømavbrudd.

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

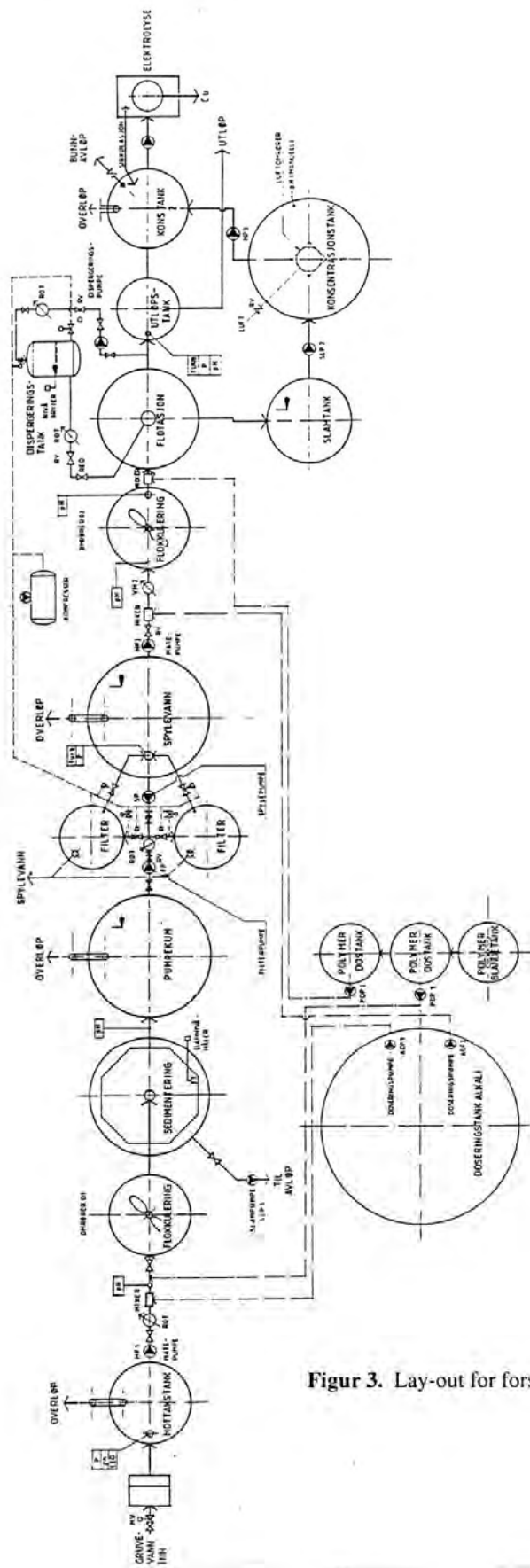


Figur 1. Renseanleggets lokalisering i tidligere Kongens flotasjonsverk med inntegning av eventuell fremtidig oppsamling av drens vann fra Sextus gruve og overføring til behandlingsanlegget.

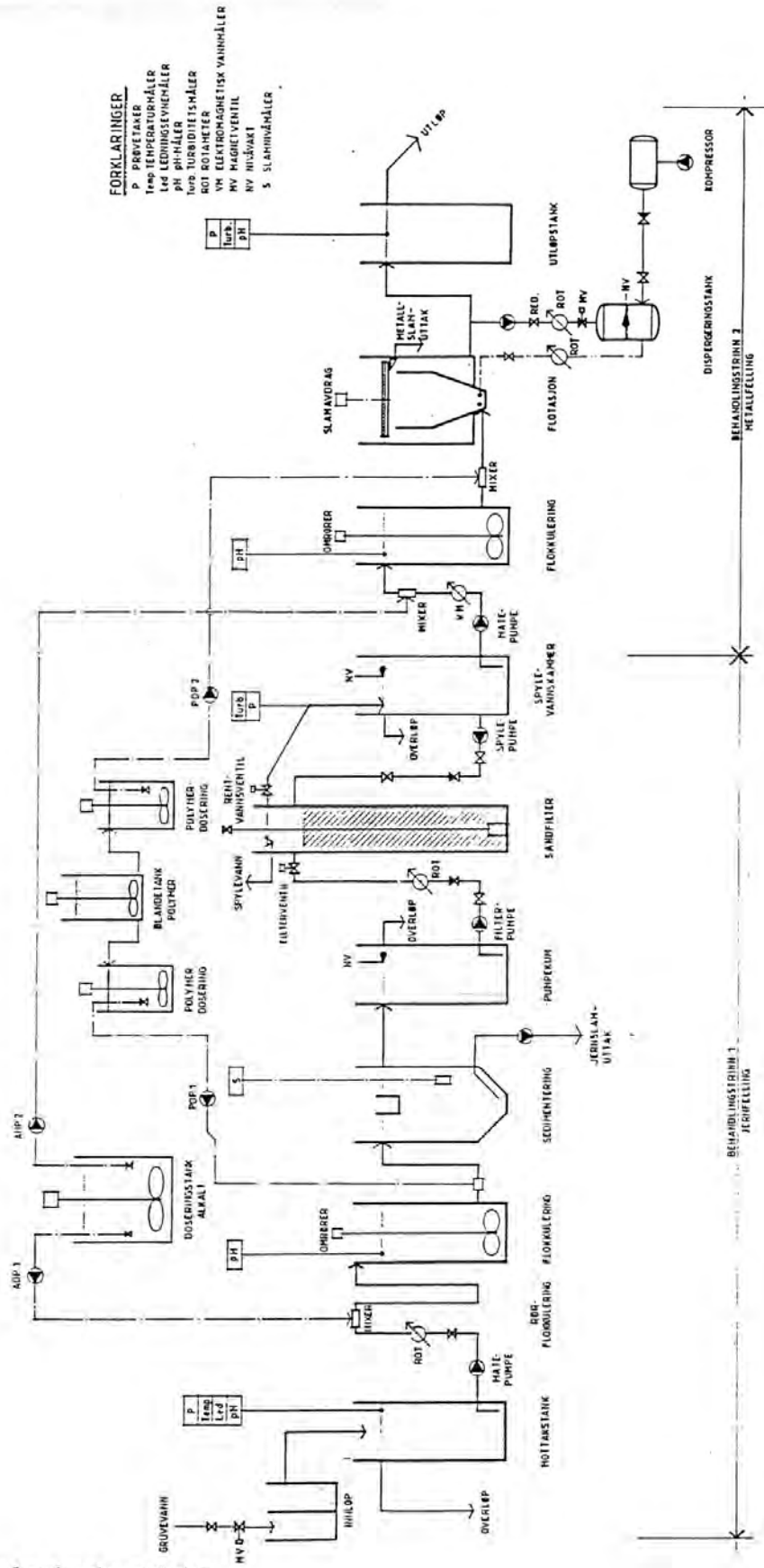
- FORKLARINGER**
- A: MOTTAESTANK Ø 800
 - B: FLOKKULERINGSTANK Ø 800
 - C: SEDIMENTERINGSTANK Ø 1200
 - D: PUMPEKUM Ø 800
 - E: FILTER 75T Ø 635
 - F: SPYLEVANNSTANK Ø 1200
 - G: FLOKKULERINGSTANK Ø 800
 - H: FLOTASJONSTANK Ø 800
 - J: UTLØPSTANK Ø 800
 - K: DISPERSERINGSSTANK
 - L: SLAMTANK C1 Ø 800
 - M: KONSENTRASJONSTANK 1 Ø 1200
 - N: KONSENTRASJONSTANK 2 Ø 800
 - O: DOSERINGSTANK ALKALI Ø 2000
 - P: BLANDETANK POLYMER
 - R: DOSERINGSTANK POLYMER
 - S: ELEKTROLYSEERNEI
 - T: INSTRUMENTTAVLE
 - U: EL-SKAP
 - V: FERSKVANNSTANKER



Figur 2. Oversikt over forsøksanleggets plassering i tidligere knuseverk.



Figur 3. Lay-out for forsøksanlegget (plan).



Figur 4. Lay-out for försöksanlegget (snitt).

3.2 Oppbygging og drift

3.2.1 Generelt

Forsøksanleggets vannbehandlingsdel er i hovedsak bygget opp av elementer fra det forsøksanlegg som ble benyttet i tidligere gjennomførte prosjekt i Sulitjelma (Iversen *et al*, 1994 og 1995). Anlegget ble komplettert med ytterligere en enhet for sandfiltrering samt et komplett flotasjonsanlegg og nye doseringsenheter.

Prosessenheterne er dels bygget som sirkulære tanker i glassfiberarmert polyester med diameter Ø 800 mm og Ø 1200 mm, dels enheter i rustfritt stål med diameter Ø 640 mm og Ø 960 mm. Enheterne har varierende høyde fra 2000 mm til 3500 mm. Rørledninger mellom tankene er utført i PVC eller rustfritt stål.

Lay out for forsøksanlegget er vist i figur 2(oversikt), **Error! Reference source not found.**(plan) og **Error! Reference source not found.**(snitt).

Forsøksanleggets vannbehandling er delt opp i to trinn (kfr. **Error! Reference source not found.**) :

Behandlingstrinn 1 - jernfelling, med dosering av pH-regulerende kjemikalie til pH ca. 3,6, polymerdosering, flokkulering og sedimentering med utpumping av sedimentert jernslam samt sandfiltrering i oppstrøms sandfilter av sedimentert vann.

Behandlingstrinn 2 - metallfelling, med dosering av pH-regulerende kjemikalie til pH 8-9, flokkulering, polymerdosering og flotasjon av metallslam med diskontinuerlig avdrag av flottert slam til slamtank. Behandlet vann sendes til internt avløpssystem via en utløpstank. Del av behandlet vann brukes til dispergeringsvann i flotasjonsprosessen.

3.2.2 Behandlingstrinn 1 - jernfelling

Gruvevann fra innløpskassen ledes med selvfall til mottakstanken (A, figur 2). I mottakstanken registreres gruvevannets pH, temperatur og konduktivitet. Egen prøvetaker tar automatisk prøve av innkommende vann. Mottakstanken er utrustet med overløp til internt avløpssystem. Tanken er videre utrustet med dykket sentrifugalpumpe som pumper gruvevannet videre til flokkulering og sedimentering for fjerning av utfelt treverdige jernhydroksidslam. Matepumpen har tørrkjøringsbeskyttelse og kapasiteten reguleres med reguleringsventil på matepumpens trykkside.

Pumpet vannmengde til flokkuleringstanken (tank B) registreres i en mekanisk vannmåler, rotameter. I en statisk mikser på pumpeledningen til flokkuleringsenheten doseres pH-regulerende kjemikalie (kalk/lut). I tilløpet til flokkuleringsenheten måles og registreres pH kontinuerlig. Målt pH styrer via en styringsenhet kapasiteten til kjemikaliedoseringspumpen for alkali slik at fellings-pH til enhver tid ligger innenfor innstilt optimalt prosessområde (ca pH 3,6). På utløpsledningen fra flokkuleringsenheten doseres polymer for å bedre flokkuleringens egenskaper. Flokkuleringstanken er utrustet med propellormråder for optimal energiindrivning i flokkuleringsprosessen. Omrørernes hastighet kan reguleres manuelt mellom 0-100 %.

Flokkuleringsenheten har en diameter på 0,8 m og et vanddyb på ca. 1,8 m. I slutten av forsøksperioden ble flokkuleringsprosessen forsterket med en rørflokkulator av 50 mm plastslange i serie med flokkuleringstanken.

Fra flokkuleringsenheten ledes vannet til en sedimenteringsenhet (tank C) for avskilling av jernhydroksidslam. Sedimenteringsenheten har en diameter på 1,2 m med et vanddyb på 1,8 m. Tanken er spissbundet med slamavdrag i bunn. Avsatt slam pumpes intermitterent til internt avløpssystem med eksenterskruepumpe. Eksenterskruepumpens kapasitet styres automatisk av en slammivåmåler i sedimenteringsenheten.

Ved utløpet av sedimenteringsenheten foretas en kontinuerlig registrering av pH for etterkontroll av styringsprosessen for innblanding av pH-regulerende kjemikalie før flokkuleringstanken. Vann fra sedimenteringsenheten ledes til en pumpekum (tank D) og pumpes derfra videre med en sentrifugalpumpe (filterpumpe) til to parallellkoplede sandfiltre med oppstrøms filtrering (tank E). Vannmengde til filtrene reguleres med en reguleringsventil i tilløpsledningen til filtrene. Vannmengde til filtrene registreres i et rotameter. Filtrenes drift er diskontinuerlig og filterdriften stoppes ved spyling (rengjøring) av filtrene. Spyling av filtrene skjer vekselvis med luft og behandlet vann. Spylevann ledes til internt avløpssystem. Filterdriften er fullautomatisert og styres av en programmeringsenhet (PLS). Ved behov kan filtrene drives manuelt. Filtrert (jernfritt) vann ledes til et spylevanns- og pumpekammer (tank F). Kvaliteten til utgående vann overvåkes kontinuerlig med et turbidimeter.

Sandfiltrenes diameter er 640 mm og total høyde 3,5 m. Vannhøyden er ca. 3,2 m og filtersandhøyden ca. 2 m og består av filtersand med varierende kornstørrelse.

3.2.3 Behandlingstrinn 2 - metallfelling

Jernfritt, filtrert vann pumpes videre fra spylevannstanken med en dykket sentrifugalpumpe med tørrkjøringsbeskyttelse til pH-regulering, flokkulering og flotasjon av utfelt metallhydroksidslam. Matepumpens kapasitet reguleres med reguleringsventil på matepumpens trykkside. Pumpet vannmengde til flokkuleringstanken (tank G) registreres v.h.a. en elektromagnetisk vannmåler.

I en statisk mikser på pumpeledningen til flokkuleringsenheten doseres pH-regulerende kjemikalie (kalk/lut). I tilløpet til flokkuleringsenheten måles og registreres pH kontinuerlig. Målt pH styrer kapasiteten til kjemikaliedoseringspumpen for alkali via en styringsenhet slik at fellings-pH til enhver tid ligger innenfor innstilt optimalt prosessområde (pH 8,5-9,2).

Flokkuleringstanken er utrustet med propellormører for optimal energiinn drivning i flokkuleringsprosessen. Omrørerenes hastighet kan reguleres manuelt og trinnløst mellom 0-100 %. Flokkuleringsstanken har en diameter på 0,8 m og et vanddyb på ca. 1,8 m. I flokkuleringsenheten bygges opp avskillbare fnokker av metallslam, i hovedsak hydroksidslam av Cu, Zn og Al.

Fra flokkuleringsenheten ledes vannet til en flotasjonsenhet (tank H) for avskilling av metallhydroksidslam. Flotasjonsenheten er utført i rustfritt stål og har en diameter på ca. 950 mm og en totalhøyde på ca. 2 m. Flotasjonsprosessen er basert på prinsippet med frigjøring av luft løst i vann under trykk (6 bar). Luften frigjøres i form av små bobler som fester seg til hydroksidslammet og løfter dette til flotasjonstankens overflate. En roterende slamskraper fører flottert slam til egen slamtank (tank L). Slamskrapens hastighet kan reguleres manuelt, og slamskrapens gangtid kan innstilles med et tidsur. Egen dispergeringspumpe henter dispergeringsvann fra utgående behandlet vann fra flotasjonstanken og pumper vannet med høyt trykk, ca. 6 bar, til en dispergeringstank (tank K) der luft tilsettes fra anleggets kompressoranlegg. Dispergeringsvanntilførselen til trykktanken styres av vann-nivå i tanken. Vann fra dispergeringstanken ledes til bunn av flotasjonstanken der trykksenkning og frigjøring av luft skjer i seks dyser. Dispergeringsvannmengden til og fra dispergeringstanken kontrolleres i to rotametre. Trykket i dispergeringstanken holdes konstant ved en innstillbar trykkreduksjonsventil.

Vann fra flotasjonsenheten ledes til en utløpstank (tank J) og via denne til internt avløpssystem. I utløpstanken registreres pH og turbiditet i utgående vann kontinuerlig.

3.2.4 Behandling av metallslam

Metallslam fra flotasjonsenheten skrapes med jevne intervaller til en slamtank (tank L) og pumpes herfra manuelt med en eksenterskruepumpe til konsentrasjonstank 1 (tank M). I tanken tilsettes svovelsyre under intens luftomrøring for å løse opp metallhydroksidslammet til et metallkonsentrat. Kontroll av pH skjer manuelt.

Fra konsentrasjonstank 1 pumpes metallkonsentratet manuelt med dykket sentrifugalpumpe til konsentrattank 2 (tank L). Fra konsentrattank 2 pumpes metallkonsentratet med sirkulasjonspumpen SP kontinuerlig til elektrolyseenheten S og i overløp tilbake til konsentrattank 2. Prosessen pågår til Cu-konsentrasjonen i metallkonsentratet er redusert til et akseptabelt nivå (kontroll v.h.a. kolorimetrisk feltanalyser, HACH).



Figur 3. Slamutkast fra flotasjonsenhet

3.3 Instrumentering og prøvetaking

Anlegget overvåkes og styres med kontinuerlig registrering av følgende parametre (kfr. **Error! Reference source not found.**) :

pH i

- mottakstank
- styrings-pH for jernfelling
- utløp sedimenteringstank for jernfelling
- styrings-pH for metallfelling
- utløpstank for behandlet vann

Konduktivitet i

- mottakstank

Temperatur i

- mottakstank

Turbiditet

- etter sandfilter
- i utløpstank for behandlet vann

Vannmengde til

- flokkuleringstank jernfelling
- sandfilter
- flokkuleringstank metallfelling
- dispergeringstank
- dispergeringsvannmengde til flotasjonsenhet

Luftmengde til

- luftspyling av sandfilter

Automatiske prøvetakere for blandprøver fra :

- mottakstank
- utløp sandfilter
- utgående vann (utløpstank)

Det er i tillegg tatt manuelle prøver av vann og slam fra alle delprosessene.

Signalene fra alle instrumenter med utgangssignal logges kontinuerlig av en datalogger som også kan spilles av fra telefon. Datalogger med modem og telefon var plassert i campingvognen.

Instrumenter for registrering av konduktivitet, turbiditet, pH og temperatur er montert samlet på en egen instrumenttavle.

Kontroll- og styringsskap sørger for el-forsyning til de ulike driftsenhetene samt instrumenter og prøvetakere. I kontrollskapets front avleses vannmengde til fellingstrinnet for metallslam samt flokkuleringsomrørers innstilte hastighet.

4. Gjennomføring

4.1 Kjemikalier

Det ble opprinnelig planlagt etter innledningsvis å starte renseanlegget med lut til pH-reguleringen, å fortsette med kalkslurry mesteparten av driftstiden. På grunn av vaklende strømforsyning, samt andre driftsproblemer, ble det valgt å benytte lut hele tiden, da dette forenklet driften av anlegget en del. Det ble vurdert slik at det var viktigst å teste flotasjonsprosess og elektrolyseanlegg og sørge for stabil drift av det øvrige anlegg slik at en fikk tilstrekkelig erfaring for hvordan disse prosesser virket.

Styrken på luten som ble benyttet, var 1N (40 kg/m³). To polymertyper, CYTEC A-100 og CYTEC N-100, ble testet i jar-test apparat. Polymerene ble levert av Kemira. Det viste seg at A-100 egnet seg best i det sure området. I det alkaliske området syntes begge å være likeverdige. Det ble besluttet å benytte en 0,1 % doseringsløsning av A-100 i begge trinn.

For oppløsning av flottert hydroksidslam ble benyttet kons. svovelsyre (tekn.)

4.2 Forsøksopplegg og analyser

Prosjektet ble startet i slutten av april måned med rydding av lokaler. På grunn av sen vinter startet monteringsarbeidene først i midten av juni måned. Renseanleggets første trinn ble startet opp 4/7. På grunn av stadige strømbrudd på grunn av jordfeilbryter i sikringsskapet, måtte denne byttes med en jordfeilvarsler. Etter utbedring av lekkasjer og ferskvannsforsyning kom den egentlige driften igang i begynnelsen av august måned, og anlegget ble helt eller delvis holdt igang kontinuerlig fram til nattefrosten stoppet driften i slutten av september.

Det var daglig tilsyn med driften. Denne ble utført av Miljølaboratoriet, Rugeldalen. Det daglige tilsyn besto i etterfylling av kjemikalier, funksjonskontroll, kalibreringer, journalføringer og driftsanalyser. En del viktige parametre ble logget kontinuerlig og måledata kunne spilles av ved oppring fra NIVA. Driften ble kontrollert ved måling av pH på stedet. I den tiden elektrolysen pågikk, ble det også tatt stikkprøver for kolorimetrisk kobberanalyse (HACH-test, DR-2000, CuVer-1).

Prøver fra de automatiske prøvetakere ble analysert ved NIVA (ICP-teknikk).

4.3 Resultater

Alle analyseresultater for blandprøver som ble tatt med automatiske prøvetakere er samlet i vedlegg A bak i rapporten. Endel av resultatene fra de automatiske registreringene er gjengitt grafisk i avsnitt 5.1 og 5.2.

5. Diskusjon av resultater

5.1 Drift av prosessenhetene

5.1.1 Hydraulisk belastning på anlegget

Tilførselsledningen for gruvevann som ble lagt fra tidligere anlagt måledam, er en 40 mm PE-ledning. Ledningens lengde er ca. 400 m og ble lagt fritt i dagen. Tilførselsledningens kapasitet ble målt til ca. 3-4 m³/h. Virkelig overføringsmengde d.v.s. vannmengde til mottakstanken ble redusert med en reguleringsventil ved ledningens endepunkt i målekassen.

Belastningen på forsøksanleggets trinn 1 ble valgt ut fra prosessbetingelsene i sedimenteringstanken i trinn 1. Bl.a. med hensyn til slamflukt fra sedimenteringsenhetene valgte man å kjøre med en hydraulisk belastning på ca. 1 m³/h. Etter sandfilteret gikk noe vann i overløp slik at mengde vann som ble ført videre til trinn 2 var ca. 0,8 m³/h.

5.1.2 Sedimenteringstank for jernfelt slam

Valgt hydraulisk belastning gir for sedimenteringsenheten :

Oppholdstid : ca. 1,5 h
Flatebelastning : ca. 1,1 m/h

Sedimenteringstanken er utrustet med konisk bunn og sirkulært dykket sentrumsinnløp. Sedimentert vann avledes ved perforerte rør ved overflaten. Optimal slamavskilling oppnås først når slamteppet i tanken ligger over innløpsrørets underkant. Tilført vann passerer da gjennom et slamteppe.

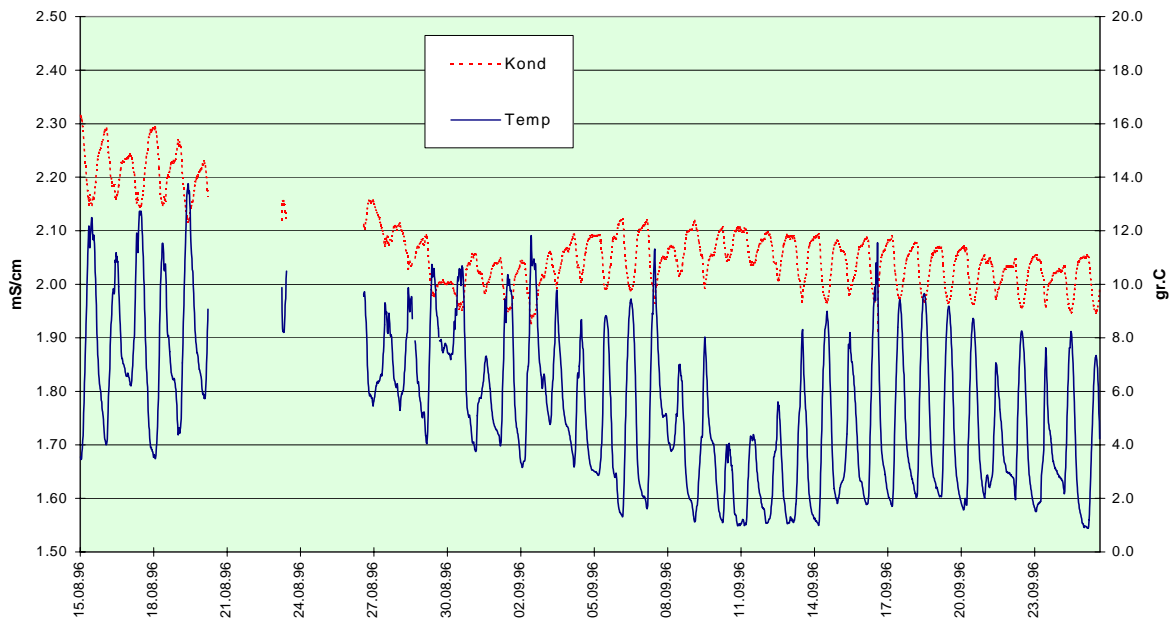
I sedimenteringsenheten er montert en slamnivåmåler som skal sørge for at slamnivå holder seg tilnærmet konstant ved styring av eksenterskruepumpen som fjerner slam fra sedimenteringsenheten. Ved forsøkene viste det seg at slammet tidvis ble hengende på sedimenteringsenhetens vegger. Dette medførte økning av slamnivå og slamflukt fra sedimenteringsenheten til etterfølgende behandlingstrinn, med ikke optimal drift som resultat.

Forsøkene dokumenterer at optimal drift av sedimenteringsenheten i fellingstrinn 1 er av vesentlig betydning for optimal drift av hele anlegget.

Eventuelle jernforbindelser som ikke felles ut og fjernes i trinn 1, vil felles ut som jernhydroksid i trinn 2 sammen det øvrige metallslam. Dette medfølger betydelige ulemper for den etterfølgende elektrolyseprosessen med bl.a. høyere strømforbruk.

Sedimenteringsenheten som benyttes i forsøksanlegget, har konisk bunn d.v.s. ikke vertikale vegger. De driftsproblemene som ble verifisert, tyder på at sedimenteringsenheten bør gjøres med vertikale vegger med roterende slamskraper for optimal slamfjerning.

Da ledningen lå fritt i dagen, medførte dette relativt store temperaturforskjeller ved dag/natt (kfr. figur 4). Variasjonen i temperaturen kan medføre forstyrrelser i sedimenterings- og flokkuleringsprosessen. Ved eventuelt kompletterende forsøk bør tilløpsledningen dekkes med isoleringsmatte.

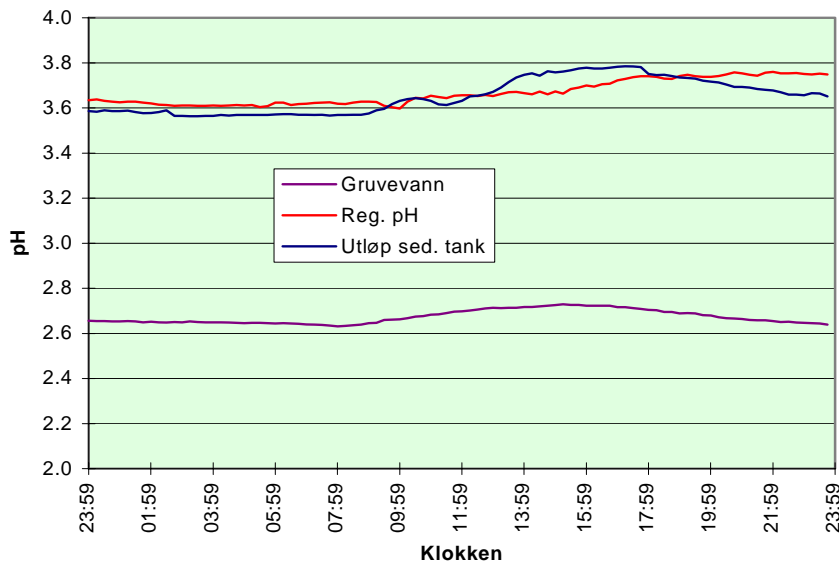


Figur 4. Temperatur og konduktivitet i inngående gruvevann.

5.1.3 Dosering av pH-regulerende kjemikalie

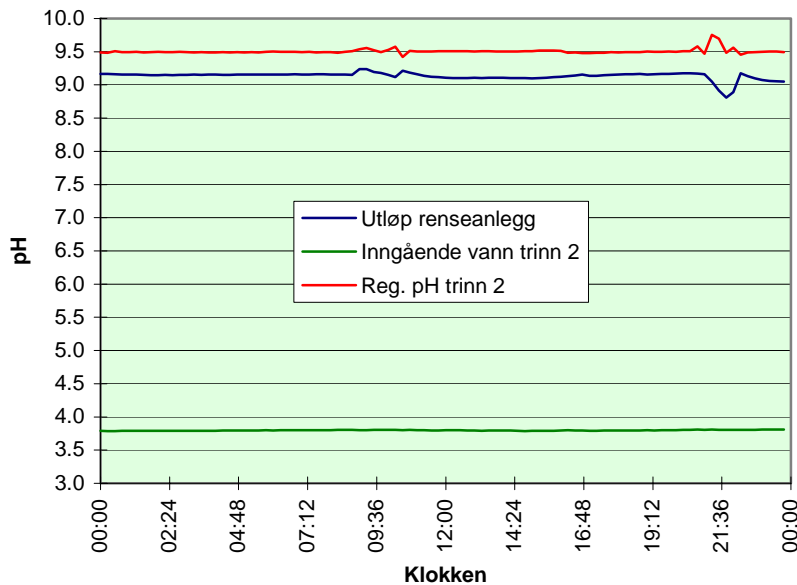
pH-regulerende kjemikalier ble tilsatt med membradoseringspumper fra en doseringstank med el-drevet omrører. To like doseringspumper doserte nødvendig kjemikaliemengde til fellingstrinn 1 og fellingstrinn 2. Pumpenes kapasitet kunne stilles manuelt gjennom endring av slaglengde for mengde pr. slag. Pumpens frekvens, d.v.s. slag pr. tidsenhet for total mengde, reguleres automatisk ved signal fra pH-måler i hver av linjene 1 og 2. Styringen muliggjorde tilnærmet konstant fellings-pH i begge trinnene for valgt pH. Figur 5 og figur 6 viser forløpet av pH-registreringen for et tilfeldig valgt døgn (22/9-96) for begge trinn.

Trinn 1. pH-logging 22.09.96



Figur 5. pH-registreringer ved trinn 1 22.09.96.

Trinn 2 pH-logging 22.09.96



Figur 6. Trinn 2. pH-logging 22/9-96.

5.1.4 Flokkuleringsenhet

I begge fellingslinjene er det montert en flokkuleringstank utrustet med el-drevet propellomrører.

Fnokk-oppbyggingen i flokkuleringstanken var relativt god, men det var vanskelig å beregne propellomrørerens optimale omdreiningshastighet. I trinn 1 ble flokkuleringsprosessen i senere del av forsøksperioden komplettert med en rørflokkulator av 50 mm plastslange med ca. 10 m lengde. Tiltaket syntes forbedre og stabilisere flokkuleringsprosessen. I trinn 2 der det bygges opp fnokker med betydelig lettere struktur, synes propellomrøring gi noe høye hastighetsgradienter i deler av flokkuleringstanken med mulighet for dårlig fnokkoppbygging. Det bør vurderes å bytte propellomrører med en vertikal paddelomrører med mulighet for å variere periferihastigheten.

Valgt hydraulisk belastning gir en oppholdstid i flokkuleringstankene på ca. 50 min. i trinn 1 og ca. 65 min. i trinn 2.

5.1.5 Flotasjonsenhet

Flotasjonstanken har en diameter på ca. 950 mm. Dette gir en tankflate på ca. 0,7 m². Med en valgt hydraulisk belastning gir dette en flatebelastning på 1,1 m/h. For et flotasjonsanlegg er dette en relativt lav belastning.

Dispergeringsvannmengden var ca. 0,7 m³/h eller ca. 90 % av tilført vannmengde. Flotasjonsenheten fungerte totalt tilfredsstillende med en meget god slamseparasjon så lenge pH holdt seg innenfor optimalt område (8,2-9,3).

Slamavdraget gjøres med en roterende, dykket slamskrape med gummikant som fører det flotterte slammet til et slamutkast. Utformingen av slamuttaket medførte at unødvendig mye vann ble ført ut sammen med slammet. Det er viktig at slamavdraget utføres slik at tørrest mulig metallslam føres ut av

flotasjonstanken. Det bør utføres et skråbrett som passer til skrapens bredde der slammet føres fram til utkastet uten at vann føres med. Dette bedømmes gi en betydelig økning av metallkonsentrasjonen i flottert slam.

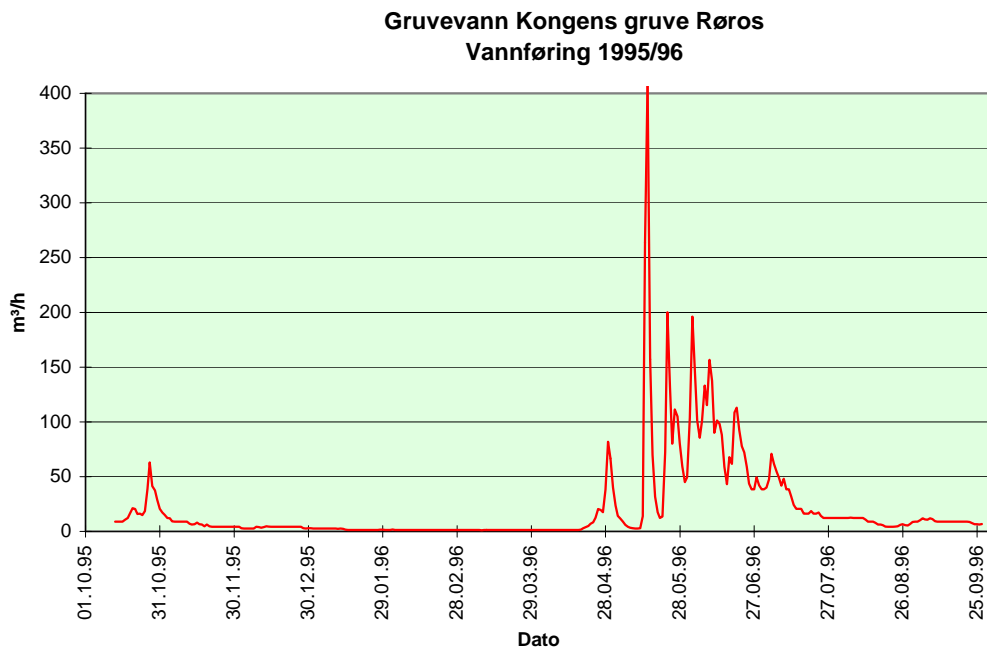
5.2 Fysisk/kjemiske resultater

5.2.1 Gruvevannsmengder ved Kongens og Sextus gruver

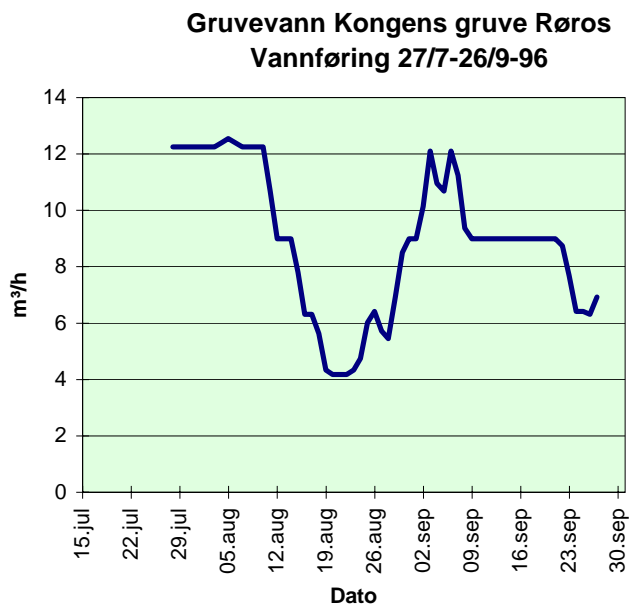
Ved utløpet av Kongens gruve er det etablert en måleprofil for registrering av vannmengder. Fra og med 12.10.95 har det vært i drift en målestasjon for kontinuerlig registrering av vannmengder (timesverdier). Figur 7 viser hvordan vannføringen har variert i perioden 12.10.95 til 26.09.96. Figur 8 viser hvordan vannføringen varierte i den perioden renseanlegget var i drift. Maksimumsvannføring i perioden 1995/96 ble registrert til 409,6 m³, mens minimumsvannføring ble registrert til 0,97 m³/h. Middelvannføring er beregnet til 20,7 m³/h. Samlet avrenning for ett år kan beregnes til 175.000 m³.

Ved Sextus gruve har en ingen tilsvarende vannmengderegistreringer slik at en er nødt til å benytte avrenningskoeffisient og nedbørfeltets areal for å få en oppfatning om hvilke mengder det kan dreie seg om. Dersom en lager en oppsamlingsgrøft nedenfor tippene på Sextus (se figur 1), kan nedbørfeltets areal beregnes til 0,19 km². Med en avrenningskoeffisient på 15 l/s/km² (NVE, 1987) blir middelvannføringen 2,85 l/s eller 10 m³/h. Årsavrenning blir 88.000 m³.

Samlet årsavrenning fra begge gruveområder er ca. 265.000 m³.



Figur 7. Døgnmiddelvannføringer ved utløpet av Kongens gruve 1995-96.



Figur 8. Døgnmiddelvannføringer for gruvevann fra Kongens gruve i perioden 27.07-26.09.96.

5.2.2 Gruvevann. Vannkvalitet og materialtransport

Gruvevannets sammensetning endrer seg en del i løpet av året. I forbindelse med et løpende kartleggingsprogram for Nordgruvefeltet tas det regelmessige (månedlige) prøver av overløpet på måledammen ved utløpet av Kongens gruve. I tabell 1 er samlet analyseresultater som dekker perioden september 1995 til oktober 1996. I tabell 5 i vedlegg A er samlet resultater for analyse av blandprøver av inngående gruvevann til rensenanlegget i forsøksperioden.

Tabell 1. Analyseresultater for prøver av gruvevann fra Kongens gruve

Dato	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd µg/l	Vannf m ³ /h
21.09.95	2.76	148.2	701	29.6	25.5	26.0	95.0	10.3	27.5	47	6.60
12.10.95	2.82	153	823	30.7	29.7	28.1	114.0	11.3	30.9	63	8.99
09.11.95			431	24.0	17.4	17.7	61.2	7.1	16.2	25	8.99
05.01.96	2.93	193	916	50.7	36.8	33.8	137.0	10.5	31.8	50	2.55
04.02.96	2.78	188	1015	58.0	43.5	38.1	165.0	10.1	36.4	41	1.37
08.03.96	2.68	203	1114	65.0	47.0	39.1	186.0	9.8	37.9	31	0.97
06.04.96	2.69	224	1009	72.0	50.0	44.1	199.0	8.7	37.3	43	1.37
11.05.96	2.63	194	749	42.0	34.6	29.2	139.0	12.2	31.3	29	2.97
09.06.96	2.74	126	401	11.6	11.9	13.3	61.0	10.7	17.1	31	137.6
05.07.96	2.79	125	476	18.2	17.1	17.9	65.0	12.4	20.6	35	54.7
06.08.96	2.64	172	700	33.8	27.7	27.8	101.0	15.7	30.5	55	12.3
06.09.96	2.73	178	835	40.2	35.3	32.5	132.0	17.3	36.5	70	11.2
06.10.96	2.69	190	901	47.8	35.7	33.1	134.0	15.8	36.3	50	10.3

Resultatene viser at surheten endrer seg relativt lite i løpet av perioden. De parametre som har betydning for rensanleggets drift ved at de er bestemmende for alkalibehov og slammengder, er metallene kobber, sink, jern og aluminium. Konsentrasjonene endrer seg med en faktor på 2-3 i løpet av en årssyklus. Det som er viktig å legge merke til, er at konsentrasjonene fortsatt er forholdsvis høye under flomperiodene. Slike forhold har avgjørende betydning for dimensjoneringen av anlegget. En har foreløpig ikke tilstrekkelig datamateriale som dekker flomperiodene. Vannføringsregistreringene viser imidlertid at flomperiodene er kortvarige. F.eks. hadde den høyeste vannføringen som ble observert i 1996 (410 m³/h), en varighet på under ett døgn. I tabell 2 er gjort en beregning av transporten i perioden 21.09.95 til 6.10.96 ved overløpet av måledammen ved Kongens gruve. Årstransporten er beregnet ved å tidsveie enkeltverdiene. Årlig vannmengde er beregnet ut fra døgnmiddelverdiene.

Tabell 2. Transport fra Kongens gruve 1995-96.

Dato	Cu kg/døgn	Zn kg/døgn	Fe kg/døgn	Al kg/døgn	SO ₄ kg/døgn	Vannf m ³ /h
21.09.95	1.63	4.36	15.05	4.12	111.0	6.60
12.10.95	2.44	6.67	24.60	6.06	177.6	8.99
09.11.95	1.53	3.50	13.20	3.82	93.0	8.99
05.01.96	0.64	1.95	8.38	2.07	56.1	2.55
04.02.96	0.33	1.20	5.43	1.25	33.4	1.37
08.03.96	0.23	0.88	4.33	0.91	25.9	0.97
06.04.96	0.28	1.23	6.54	1.45	33.2	1.37
11.05.96	0.87	2.23	9.91	2.08	53.4	2.97
09.06.96	35.34	56.47	201.45	43.92	1324.3	137.60
05.07.96	16.28	27.04	85.33	23.50	624.9	54.70
06.08.96	4.62	8.97	29.69	8.17	205.8	12.25
06.09.96	4.67	9.85	35.61	8.77	225.2	11.24
06.10.96	3.92	9.00	33.22	8.21	223.4	10.33
Middel	5.60	10.26	35.52	8.79	245.2	19.99
Maks	35.34	56.47	201.45	43.92	1324.3	137.60
Min	0.23	0.88	4.04	0.91	25.9	0.97
Året	2.0 tonn	3.7 tonn	13.1 tonn	3.2 tonn	87.8 tonn	175.000 m³

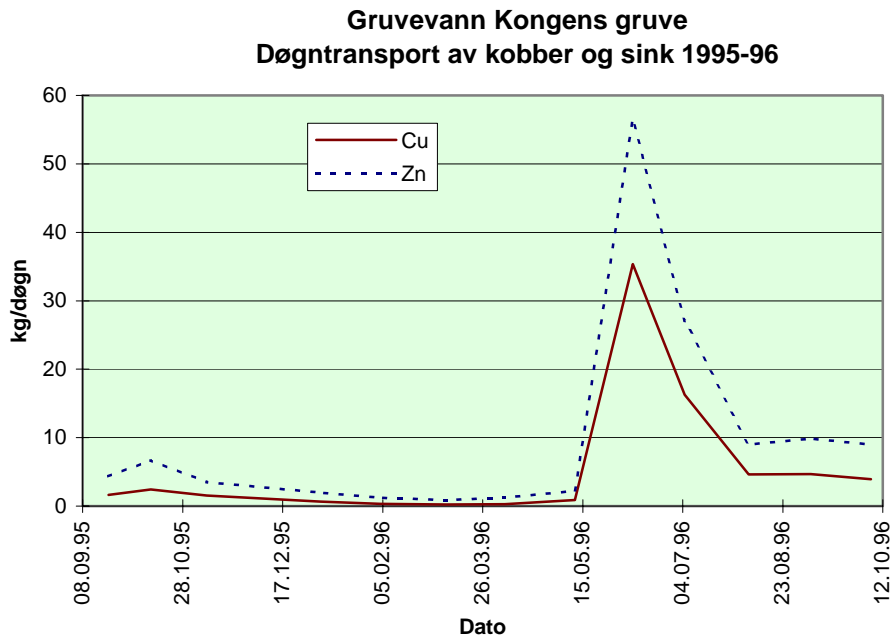
En ser at transporten er forholdsvis liten om vinteren og at mesteparten av årstransporten skjer under vårflommen og og i tiden fram til vinteren igjen.

Årstransporten fra Sextus gruve er beregnet av Arnesen (1996) til 2 tonn kobber, 4,8 tonn sink og 2,1 tonn jern d.v.s. omtrent like stor som fra Kongens. Avrenningen fra Sextus inneholder relativt mer kobber og sink enn jern.

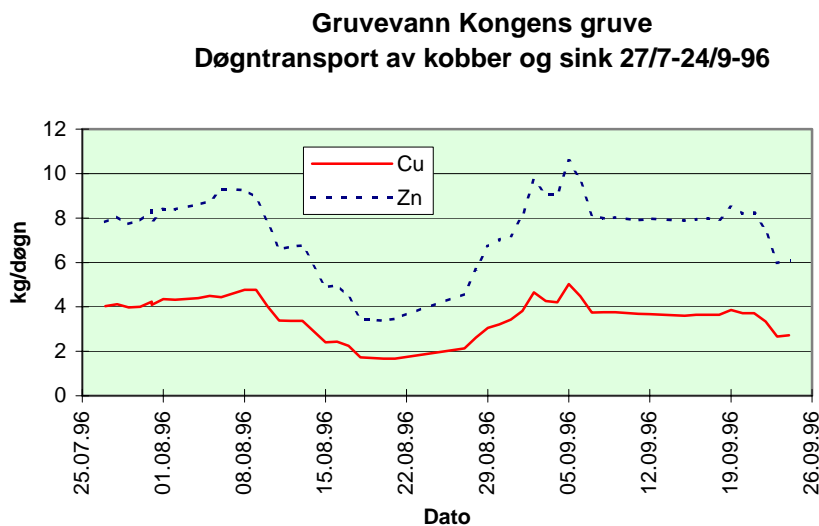
Et eventuelt rensanlegg for behandling av drens vann fra Kongens og Sextus gruver kan således maksimalt ta ut en kobbermengde på ca. 4 tonn kobber og 8,5 tonn sink i året. Figur 9 viser hvordan transporten av kobber og sink varierte i perioden 21.09.95 - 6.10.96, mens figur 10 viser hvordan den samme transporten varierte i den tiden rensanlegget var i drift. Transporten fra begge gruver er sammenstilt i tabell 3.

Tabell 3. Årstransport fra Kongens og Sextus gruver, Nordgruvefeltet, Røros.

Gruve	Kobber tonn/år	Sink tonn/år	Jern tonn/år
Kongens	2,0	3,7	13,1
Sextus	2,0	4,8	2,1
Samlet	4,0	8,5	15,2



Figur 9. Døgntransport av kobber og sink fra Kongens gruve 1995-96.

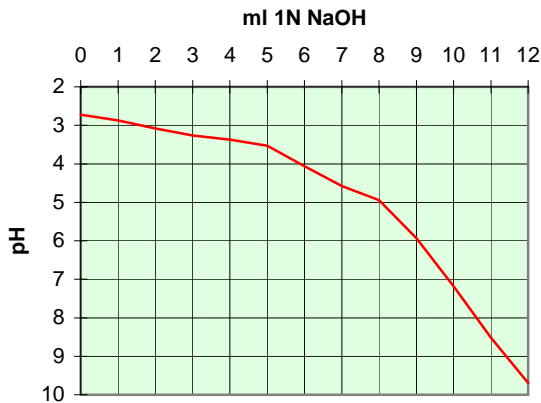


Figur 10. Døgntransport av kobber og sink fra Kongens gruve under renseanleggets drift.

5.2.3 Kjemikalieforbruk

Kalkforbruk

Alkalibehovet varierer mye over tid særlig under vårfloppen og under perioder med stor utvasking av forvitningsprodukter. En trenger derfor et mer omfattende materiale for å få oversikt over spesielt maksimumsverdiene, noe som er nødvendig for å dimensjonere kjemikaliepumper. Hvis en tar utgangspunkt i de driftserfaringer en har fra forsøksperioden hvor det bl. a ble gjort asiditetstitreringer, samt årlig vannmengde, kan en likevel anslå et årlig alkalibehov slik at årlige kjemikaliekostnader kan beregnes. I figur 11 er vist resultatet fra en asiditetstitrering av en prøve tatt i september måned.



Figur 11. Asiditetstitrering av 1 liter gruvevann fra Kongens gruve.

Hvis en tar utgangspunkt i at denne titreringen er representativ for årsmiddelet, kan det bergnes at midlere samlet alkalibehov for rensing av gruvevann vil bli 0,43 kg $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{m}^3$ gruvevann. Dersom en antar at alkalibehovet for rensing av dreinsvann fra Sextus gruve er omtrent det samme, kan en beregne samlet årlig alkalibehov ut fra samlet årsavrenning som er ca. 263.000 m^3 . Samlet årlig kalkbehov blir ca. 113 tonn $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Svovelsyre

Dersom en benytter svovelsyre for oppløsning av hydroksidslam, har en under forsøksperioden målt syreforbruket til ca 10 liter konsentrert svovelsyre pr. m^3 slam. Ut fra kobberinnholdet i slammet kan beregnes at flotasjonsprosessen ga en konsentrering av kobber med en faktor mellom 50 og 100 i forhold til konsentrasjonen i gruvevannet. Kobberkonsentreringen var ca. 66 ganger ved den konsentratfremstillingen som krevde et svovelsyreforbruk på 10 l/m^3 . Med en samlet årlig gruvevannsmengde på 263.000 m^3 vil slamvolumet bli 4.000 m^3 dersom konsentreringen er 66 ganger. Svovelsyreforbruket vil således bli 40 $\text{m}^3/\text{år}$. Beregningen er svært usikker, men gir likevel et inntrykk av størrelsesorden. Under forsøkene ble forbruket høyere enn normalt da slammet også inneholdt en del jern, p.g.a. jerntap fra 1.trinn. Det er derfor viktig for kjemikalieforbruket at jerntapet fra 1. trinn begrenses mest mulig. En viktig innvending mot prosessen som er benyttet, er kjemikalieforbruket. Det kan synes ulogisk at pH i det sure gruvevannet først skal heves fra 2,8 til 9. Deretter brukes syre for å senke pH igjen for å løse hydroksidslammet før elektrolyse. Etter elektrolyse må eventuelt pH i elektrolyse-resten heves igjen før utslipp.

Polymer

Det ble benyttet en 0,1 % løsning av CYTEC A-100 til forsøkene. En dosering på ca. 2 l/m³ til hvert av trinnene ble funnet å være passende etter en jar-test. Det ble ikke utført noen videre optimalisering av polymerdoseringen til trinnene. For å redusere slamtapet fra flotasjonsprosessen viste forsøkene at det er nødvendig med bl.a. mer omfattende forsøk for å optimalisere såvel polymerforbruk, polymer-type og doseringssted.

Dersom en tar utgangspunkt i en årlig vannmengde på 263.000 m³ og et polymerforbruk (0,1 % løsning) på 2 l/m³ til hvert av trinnene, blir det årlige polymerbehovet ca. 1 tonn.

5.2.4 Driftsresultater

Renseprosessen som er valgt er svært avhengig av at trinn 1 drives optimalt. Erfaringer fra tidligere prosjekter viste at når man bruker kalk eller lut til pH-reguleringen, tolereres kun små avvik fra pH 3,5 i trinn 1.

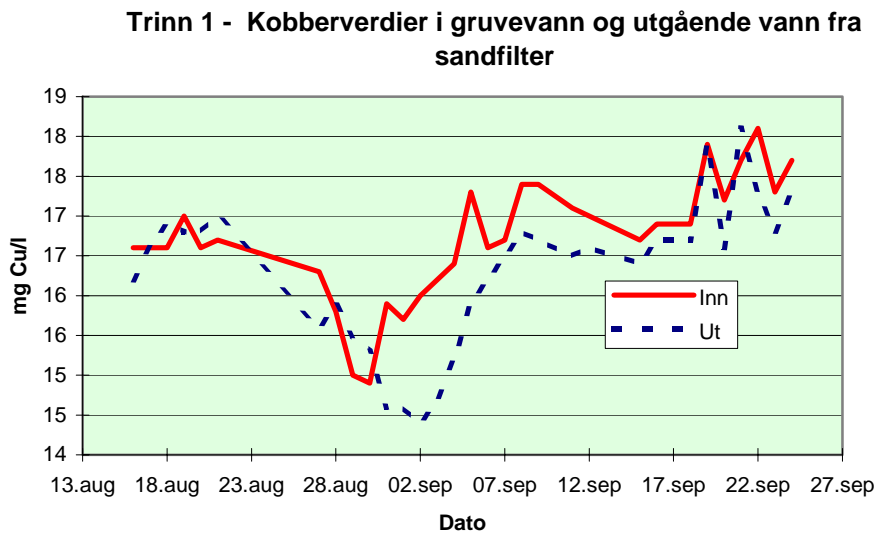
For lav pH fører til dårlig flokkulering med derav følgende slamflukt fra sedimenteringsenhet. Sandfilteret kan kompensere noe for dette avvik, men erfaringene fra denne undersøkelse viser at det er en fordel at vannkvaliteten er stabil i inngående vann på filteret og dessuten inneholder minst mulig jernslam.

Dersom pH blir for høy, får en økende kobbertap til slammet fra trinn 1.

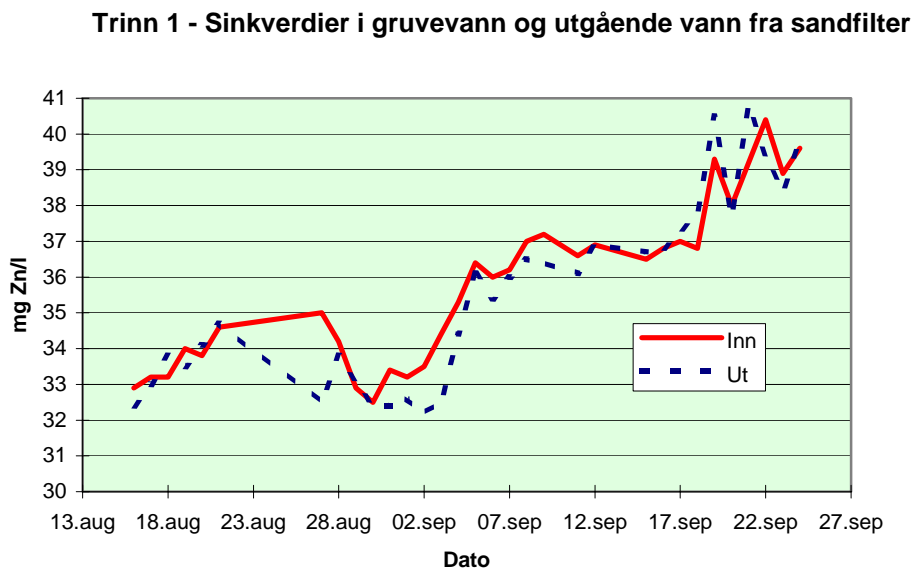
Ustabil drift av sedimenteringsenhet fører til støtbelastninger på sandfilteret og dermed kortere driftstid enn forutsatt. I vårt anlegg ble spylefrekvensen styrt v.h.a. PLS. Det ble benyttet driftstid som styringsparameter og det ble valgt en driftstid på 24 timer. I et helskala anlegg vil en sannsynligvis benytte flere parametre til styringen av spylefrekvensen som filtertrykk, turbiditet i utgående vann og kanskje også turbiditet i inngående vann. Det er en fordel at driftstiden blir så lang som mulig da filteret må spyles med filtratet. Spylevannet kan ikke slippes ut, men må føres tilbake i prosessen (til trinn 1). For hyppige spylinger går ut over kapasiteten. I vårt anlegg hadde vi ingen kontinuerlig driftskontroll på utgående vann fra sedimenteringsenheten i trinn 1. På grunn av variabel drift av sedimenteringsenheten fikk en av og til uforutsatte gjennombrudd på sandfilteret. Dette førte igjen til jerntap til trinn 2, noe som igjen førte til redusert strømutbytte under elektrolysen. Et større problem var at gjennombruddet ved noen anledninger var så langvarig at en ikke hadde rent nok filtrat til å spyle filteret. Dette hadde som konsekvens at prosessen måtte stoppes og filteret måtte rengjøres med ferskvann. Ved jerntap til trinn 2 får en dessuten økt forbruk av svovelsyre når slammet skal løses opp.

Resultatet av behandlingen i trinn 1 blir således avgjørende for å oppnå optimal drift av den samlede renseprosessen. Det må derfor stilles meget strenge krav til driftskontrollen her.

I figur 12 er vist grafisk kobberanalysene for prøver som ble tatt av inngående vann på anlegget og utgående vann fra sandfilteret (se også tabell 5 og tabell 6 i vedlegg A). På grunn av den lange oppholdstiden i de enkelte enheter er det vanskelig å sammenligne enkeltverdier, men resultatene viser at det er et reelt kobbertap til slammet fra trinn 1. Kobbertapet synes å variere en del, men resultatene gir ikke grunnlag for å gå nærmere inn på forholdet. Dersom en benytter middelverdier for driftperioden, er kobbertapet av størrelsesorden 2,7 %. En antar at kobbertapet kan reduseres ved en god slamavvanning og tilbakeføring av filtrat til prosessen. Figur 13 og figur 14 viser tilsvarende resultater for sink og aluminium. Her er tapene til slammet i trinn 1 betydelig mindre, noe som også var ventet.

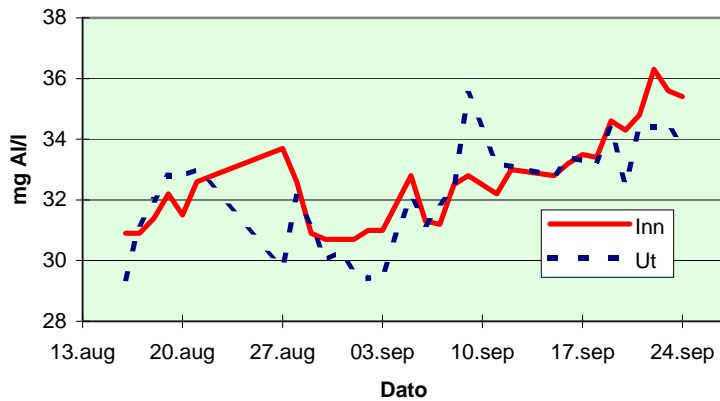


Figur 12. Kobberanalyser for gruvevann og utgående vann fra sandfilter.



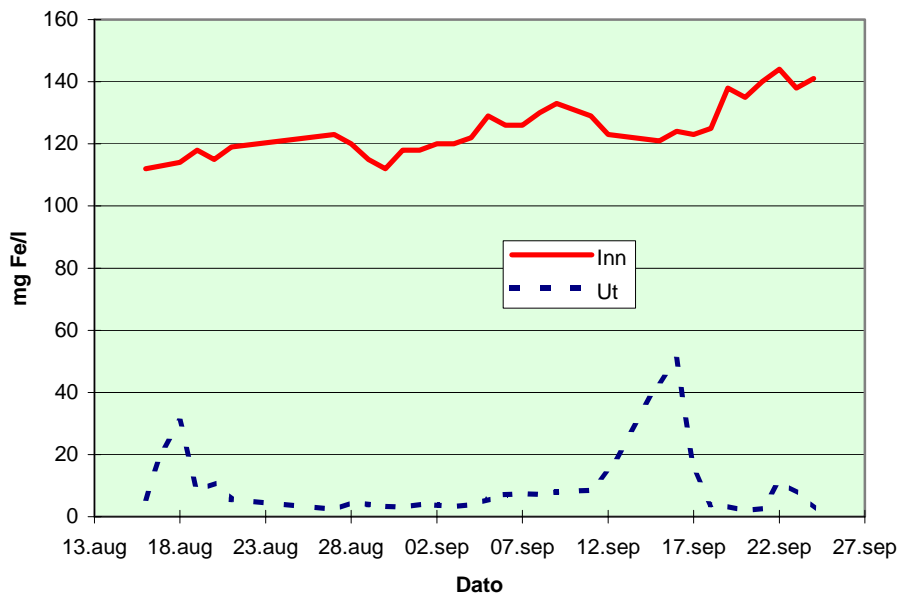
Figur 13. Sinkanalyser for gruvevann og utgående vann fra sandfilter.

Trinn 1 - Aluminiumanalyser



Figur 14. Aluminiumanalyser for gruvevann og utgående vann fra sandfilter.

Trinn 1 - Jernanalyser



Figur 15. Jernanalyser for gruvevann og utgående vann fra sandfilter.

Figur 15 viser resultatene for jern. Resultatene for jerninnholdet i filtratet varierer sterkt, noe som vesentlig skyldes gjennombrudd på filteret. I perioden etter 18. september var driften forholdsvis stabil og filtratet hadde en meget lav turbiditet. Laveste jernkonsentrasjon som ble oppnådd var 1,95 mg/l. Jernkonsentrasjonen i gruvevannet var omkring 140 mg/l. Siden turbiditeten var så lav, antas det at den jernmengden som passerte filteret, i det vesentligste forelå i toverdlig form. Dette tyder på at i gruvevannet fra Kongens gruve er ca. 2 % av jerninnholdet toverdlig. Av hensyn til driften av trinn 2 er det en fordel å oksidere alt jernet til treverdlig. Siden en er avhengig av å oksidere denne jernmengden ved så lav pH som 3,5, vil dette kreve et kraftig oksidasjonsmiddel. Det bør derfor utføres nye forsøk der en undersøker oksidasjonshastigheten ved bruk av rent oksygen eller peroksid, evt. andre oksidasjonsmidler.

Dersom en hever pH noe til pH 4, vil oksidasjonshastigheten også øke. Erfaringene fra tidligere forsøk tyder på at en ved en så høy pH-verdi er nødt til å benytte soda til pH-reguleringen for å unngå for mye medfelling av kobber. Siden soda er tre ganger så dyrt som kalk, er det foreløpig et åpent spørsmål hvilket alternativ som er mest kostnadseffektivt.

Resultatene for avløpet fra renseanlegget (tabell 7, vedlegg A) er ikke representative for det virkelige avløpet. Årsaken til dette er at utløpskummen var for stor slik at slamflukten fra flotasjonscella sedimenterte i kummen. Den automatiske prøvetakeren tok ut prøver ved pumping fra bunnen fra tanken. Det var forøvrig vanskelig å se slampartiklene da de var nesten fargeløse. Selv om en tar hensyn til dette, var metallkonsentrasjonene i avløpet for høye til at de kan aksepteres. Trolig kan en rette på forholdet ved å optimalisere driften av flotasjonscella (bytte polymer, endre doseringspunkt, bedre slamutdrag etc.). Da kobberkonsentrasjonene er relativt lave i gruvevannet (10-20 mg/l), vil en sannsynligvis i et helskala anlegg gjenvinne utfelt kobberslam i avløpet ved etterpolering i et filter med tilbakeføring av slam til anlegget. Dette vil redusere tapet til et minimum. Sannsynlig kobberkonsentrasjon i avløpet vil trolig da være under 0,5 mg/l.

5.2.5 Slammengder trinn 1 - muligheter for gjenvinning av jern

Renseanlegget som ble benyttet i forsøkene hadde ingen muligheter for avvanning av slam. Slamproduksjonen i trinn 1 må derfor beregnes ut fra gruvevannets mengde og sammensetning. Beregningen i tabell 3 viser at samlet årstransport av jern fra Kongens og Sextus gruver er av størrelsesorden 15 tonn/år. Da en har manglende detaljkunnskap om vårfloppen, er sannsynlig jernavrenning noe høyere. Dersom renseanlegget kan ta hånd om hele avrenningen, vil dette gi ca. 30 tonn $\text{Fe}(\text{OH})_3$ /år. Med en god avvanning bør en oppnå en tørrstoffverdi opp mot 50 % i slammet. Årlig produksjon av jernslam vil dermed bli ca. 60 tonn slam med 50 % TS.

Et av de viktigste argumentene mot kjemisk rensing av gruvevann er at slike anlegg produserer spesialavfall på ubestemt tid. Jernslammet utgjør ofte den største delen av slammengden. I den prosessen som er benyttet i denne undersøkelsen, vil jernslammet fra trinn 1 bli et avfall som må deponeres, dersom en ikke kan finne noen anvendelse for det. I tidligere undersøkelser (Iversen *et al* 1994 og 1995) har en vurdert om slammet kan anvendes for produksjon av jernklorid. Det ble her konkludert med at en slik jernklorid ikke vil bli like ren som den reneste jernklorid som er kommersielt tilgjengelig. Slammet må derfor renses ytterligere dersom det skal anvendes for produksjon av jernklorid til generelt bruk. Jernmengdene som kommer fra Nordgruvefeltet er mer enn tilstrekkelige for å dekke Røros kommunes behov for fellingskjemikalie til driften av det kommunale renseanlegg. I dette anlegget benyttes imidlertid en spesialkvalitet som er tilpasset det kalde klimaet på Røros. Det vil derfor være mest praktisk å sende jernslammet til nærmeste anlegg som produserer jernklorid. Det ble derfor tatt kontakt med Kemira som har sitt produksjonsanlegg i Fredrikstad. En prøve av vårt jernslam ble oversendt for nærmere vurdering. Kemira uttaler at slammet kan benyttes som råvare i deres produksjon av jernklorid som et bidrag til et positivt livsløp for Kemiras produkter. Det forutsettes at slammet kan leveres kostnadsfritt til anlegget i Fredrikstad (se vedlegg C). Før en eventuell prosjektering av et helskala renseanlegg bør det først lages en prøveproduksjon av avvannet jernslam. Forsøkene som er utført hittil, viser at det er sannsynlig at en slik renseprosess som er valgt her kan kjøres uten at det produseres store mengder spesialavfall. I kostnadsvurderingene i avsnitt 5.3 er det forutsatt at jernslammet transporteres til Fredrikstad.

5.2.6 Valg av fellingskjemikalier

Under forsøkene i denne undersøkelse er det bare benyttet lut som fellingskjemikalie. En får derved ingen utfelling av gips under pH-reguleringen i trinn 1 og 2. Tidligere forsøk har vist at kalk er å foretrekke i første rekke av økonomiske årsaker. Vannet fra Kongens gruve har en slik sammensetning at det neppe vil bli gipsutfelling dersom en benytter kalk. Det kan imidlertid være en fordel å redusere

inntrengningen av ferskvann til gruva. Dette vil redusere investeringskostnadene og en oppnår høyere virkningsgrad ved at en øker mulighetene for å behandle større deler av flomtoppene. Ulempen er at redusert ferskvannstilgang sannsynligvis vil føre til økte kalsium- og sulfatkonsentrasjoner i gruvevannet. Dette kan medføre gipsutfelling dersom kalk benyttes. Det må også nevnes en del andre forhold som vil ha betydning for valg av fellingskjemikalie :

- Mottakeren av jernslam kan sette krav til kalsiuminnholdet i slammet.
- Valg av prosess i trinn 2 kan under spesielle forhold stille krav til kalsiuminnholdet. Dersom man f.eks. velger å benytte selektiv ionebytter til konsentreringen i trinn 2, kan kalsium interferere avhengig av pH-verdien (MEND, 1995).
- Det er lite ønskelig med gipsutfelling i elektrolyseanlegget.

Konklusjonen er at det vil være driftsmessige fordeler å benytte lut eller soda til pH-reguleringen. Kalk vil redusere kjemikaliekostnadene, men besparingen må veies opp mot andre ulemper og kostnader man pådrar seg ved bruk av kalk avhengig av valg av prosess. Det kreves derfor en omfattende vurdering av en rekke prosessalternativer for å vurdere hvilken prosess som er mest kostnadseffektiv.

5.2.7 Elektrolyse av kobber

Forsøkene med gjenvinning av kobber ble utført med innleid elektrolyseanlegg fra Novatek AS, Oslo. Anlegget er produsert av Decker, Nürnberg. Resultatene fra elektrolyseforsøkene er presentert i vedlegg B.

Forsøkene ble startet med en relativt høy strømstyrke, 30 A. Det viste seg at strømutbyttet var dårlig i starten, noe som skyldes jerninnholdet i elektrolytten. Strømmen forbrukes først til å redusere jern til toverdige før nevneverdige kobbermengder avsettes. En annen sak er at kobberbelegget ble meget dårlig ved så høye strømstyrker. Kobber ble satt av som et sort-brunt pulver som lett falt av elektroden. Strømstyrken ble gradvis senket til 11 A. De beste data ble oppnådd i det siste forsøket. Hvis en legger disse resultatene til grunn har en i tabell 4 gitt en konklusjon på resultatene. En har antatt en energikostnad på 50 øre/kWh i kostnadsoverslaget.

Tabell 4. Resultater fra elektrolyseforsøk 27.09.96. Utgangskonsentrasjon 700 mg Cu/l.

Gjenvunnet Cu %	Restkonsentra- sjon mg Cu/l	Strømutbytte %	Effektforbruk kWh/kg Cu	Energikostnader pr. kg Cu NOK
90,0	50,4	55,2	5,4	2,70
98,4	11	42,3	7,0	3,50
99,9	1	30,7	9,6	5,00

Betingelsene under elektrolysen var fortsatt ikke ideelle, slik at det er nødvendig å utføre ytterligere optimaliseringsforsøk m.h.t. elektrolyttsammensetning for å kunne beregne et helskala anlegg.

5.2.8 Virkningsgrad

Det er en rekke forhold som har betydning for virkningsgraden til et rensetiltak :

Når det gjelder renseprosessen, er det realistisk å oppnå kobberkonsentrasjoner under 0,5 mg/l i avløpet. I våre forsøk var riktignok konsentrasjonene høyere, men dette har hovedsaklig sammenheng med slamflukt fra flotasjonscellen. I et helskala anlegg kan en utføre en etterpolering av avløpet i et filter med tilbakeføring av slam til anlegget. Kobberkonsentrasjonene i gruvevannet varierer i området 10 - 20 mg/l. Med en konsentrasjon på 0,5 mg/l i avløpet blir renseeffekten mer enn 95 %. Ved 20 mg/l blir renseeffekten 97,5 %. Et annet forhold er at kobberkonsentrasjonene i gruvevannet er lavest om vinteren når også vannføringen er lavest. Dette gjør at den gjennomsnittlige renseeffekt for fellingsprosessen vil bli høyere enn 95 % totalt sett for året.

Gjenvinning av kobber v.h.a. elektrolyse er en meget effektiv prosess. Det er imidlertid et økonomisk spørsmål hvor langt en skal kjøre elektrolysen. Dette har sammenheng med såvel energiforbruk som størrelse på elektrolyseanlegget. For å vurdere et fornuftig opplegg for elektrolyseanlegget nærmere er en nødt til å utføre forsøk for bl.a. finne en optimal elektrolyttsammensetning. Det synes imidlertid å være realistisk å oppnå 95 % gjenvinning av kobber fra konsentrat. En har hittil kun utført forsøk med gjenvinning av kobber. Når en har konsentratet, vil det også være naturlig å gjenvinne sink. Siden sink krever en annen elektrolyttsammensetning, vil det også bli nødvendig med forsøk i denne forbindelse.

Det som sannsynligvis har størst betydning for samlet renseeffekt, er hvor mye drensvann renseanlegget kan behandle. Et problem i denne forbindelse er de store variasjonene i vannføringen i løpet av året, samt at tungmetallavrenningen er stor når også vannføringen er stor. En kan neppe bygge renseanlegg for behandling av flomtopper. Et tiltak for å øke virkningsgraden i flomperioder vil som tidligere nevnt, være å foreta en utjevning ved å benytte gruva som utjevningssjø basseng eventuelt også redusere ferskvannstilførslene til gruva. Renseanlegget som er foreslått i denne undersøkelsen, har en maks. kapasitet på 70 m³/h. Med denne begrensning vil renseanlegget kunne behandle ca. 77 % av vannmengdene fra Kongens gruve dersom en legger avrenningstallene fra 1995/96 til grunn. En har ikke datagrunnlag for å vurdere effektiviteten m.h.t. kobberfjerning nærmere da en ikke har opplysninger om kobberkonsentrasjonene under flomtoppene. Ut fra en skjønnsmessig vurdering av eksisterende data synes det å være realistisk å oppnå en renseeffekt på mer enn 80 % m.h.t. kobberfjerning.

I store deler av året, som f.eks om høsten vil renseanlegget ha ledig kapasitet. Et tiltak for å redusere samlede tilførsler fra Nordgruvefeltet kan være å foreta oppsamling av drensvann fra avfall i området omkring flotasjonsanlegget ved Kongens gruve og pumpe dette til renseanlegget. Dette vil ikke øke driftskostnadene ved anlegget nevneverdig. Derimot vil en øke total virkningsgrad og rensekostnadene pr. m³ behandlet vann vil avta.

5.3 Kostnadsvurderinger - helskala anlegg

Et fullskala behandlingsanlegg for gruvevann forutsettes å behandle 35 m³/h ved nominell dimensjonerende belastning og inntil 225.000 m³/år. I perioder med høy avrenning, f.eks snøsmeltingsperioder, kan anlegget kortvarig belastes med inntil 70 m³/h.

Aktuell prosesskombinasjon for et fullskala anlegg er :

- Oppsamlings- og transportsystem for gruvevann
- Mottak av gruvevann, fordeling på to linjer
- Felling av jern i trinn 1. Filtrering.
- Felling av metaller i trinn 2.
- Konsentrering (fortykking). Avvanning av jernslam. Transport av jernslam for produksjon av jernklorid.
- Konsentrering av metallslam. Behandling for metallgjenvinning.
- Elektrolyseanlegg metallkonsentrat.

Med utgangspunkt i ovenstående og utførte dimensjoneringsberegninger er det utført en grov kostnadsanalyse for investeringer og drift av delprosessene samt en totalvurdering av et komplett behandlingsanlegg.

5.3.1 Fellingsanlegg for jernslam - trinn 1.

Prosessenehetene vil være :

1. Innsamling, transport, pumping av gruvevann fra Kongens og Sextus gruver.
2. Flokkulering og sedimentering samt filtrering.
3. Doseringsanlegg for alkali og polymer.
4. Slambehandling, pumping, fortykking, avvanning.
5. El- og styringsutrustning. Overvåking.

Investeringskostnader for prosessutrustning.

Det forutsettes to identiske parallelle vannbehandlingslinjer hver med nominell kapasitet 17,5 m³/h og maks. kapasitet 35 m³/h.

1	Innsamling, transport, pumpeanlegg	mill. kr. :	1,0
2	Vannbehandling, trinn 1	mill. kr. :	0,9
3	Doseringsanlegg, trinn 1	mill. kr. :	0,5
4	Slambehandling, trinn 1	mill. kr. :	0,4
5	El- og styringsutrustning	mill. kr. :	0,4
	Sum investeringskostnader	mill. kr. :	<u>3,2</u>

Driftskostnader

Til driftskostnader regnes :

- Tilsyns-og vedlikeholdskostnader.
- Energikostnader til drift av prosessenhetene.
- Kjemikaliekostnader for alkali og polymer.
- Transport av avvannet slam til jerngjenvinning.

Tilsyns- og vedlikeholdskostnader beregnes samlet for et komplett behandlingsanlegg. Energikostnader til drift av anlegget, pumping, drift av prosessenheter og slambehandling er overslagsmessig beregnet etter et energiforbruk på ca. 30.000 kWh/år.

Med en total strømpris på 50 øre /kWh blir energikostnadene kr.15.000 på årsbasis.

Kjemikaliekostnadene for pH-regulering med hydratkalk er beregnet til ca kr. 60.000 pr. år.

Kostnadene for polymer er antatt til kr. 15.000 pr.år.

Transportkostnader til gjenvinning anslås till kr. 20.000 pr. år.

Sum driftskostnader trinn 1 : kr. 110.000 pr.år

5.3.2 Fellingsanlegg for metallslam - trinn 2

Prosesseenhetene vil være :

1. Pumpeanlegg for mating av trinn 2. Flokkulering og flotasjon.
2. Doseringsanlegg for alkali og polymer.
3. Slambehandling, konsentrering.
4. El- og styringsutrustning. Overvåking.

Pkt. 2 og 4 samordnes med tilsvarende anleggsdeler i pkt. 5.3.1.

Investeringskostnader for prosessutrustning.

Det forutsettes to identiske parallelle vannbehandlingsstrinn hver med nominell kapasitet 17,5 m³/h.

1	Pumpeanlegg for matning av trinn 2.	
	Vannbehandling trinn 2	mill. kr. : 0,6
2	Doseringsanlegg, trinn 2 (merkostnad)	mill. kr. : 0,2
3	Slambehandling	mill. kr. : 0,2
4	El- og styringsutrustning (merkostnad)	mill. kr. : 0,2
	Sum investeringskostnader	<u>mill. kr. : 1,2</u>

Driftskostnader

Til driftskostnader regnes :

Tilsyns- og vedlikeholdskostnader beregnes samlet for et komplett behandlingsanlegg. Energikostnader til drift av anlegget, pumping, drift av prosessenheter og slambehandling er overslagsmessig beregnet etter et energiforbruk på ca. 10.000 kWh/år.

Med en total strømpris på 50 øre/kWh blir energikostnadene kr. 5.000 på årsbasis.

Kjemikaliekostnadene for pH-regulering med hydratkalk er beregnet til kr. 75.000 pr. år. Kostnadene til polymer er antatt til ca. kr. 15.000 pr.år.

Sum driftskostnader trinn 2 : kr. 95.000 pr.år.

5.3.3 Gjenvinning av kobber (evt. sink) ved elektrolyse

Prosesseenhetene vil være :

1. Pumpeanlegg for metallkonsentrat til sirkulasjonstank. Pumpesirkulasjon
2. Elektrolyseanlegg
3. El- og styringsutrustning. Overvåking.

Investeringskostnader for prosessenheter.

Det er forutsatt tre parallelle linjer for elektrolyseanlegget.

1	Slamtransportpumpe, ventiler, ledninger, sirkulasjonstanker	mill. kr. :	0,1
2	Elektrolyseenheter	mill. kr. :	0,4
3	El- og styringsutrustning.Overvåking	<u>mill. kr. :</u>	<u>0,2</u>
	Sum investeringskostnader	<u>mill. kr. :</u>	<u>0,7</u>

Driftskostnader

Til driftskostnader regnes :

- Tilsyns og vedlikeholdskostnader
- Energikostnader for drift av prosessenhetene
- Dosering av svovelsyre

Tilsyns- og driftskostnadene til drift av pumper og sirkulasjonspumper er beregnet etter et energiforbruk på ca. 2000 kWh/år og til elektrolyseanlegget ca. 28.000 kWh/år.

Med en lokal strømpris på 50 øre/kWh blir energikostnadene kr. 15.000 på årsbasis.

Kjemikaliekostnadene (svovelsyre) er antatt til ca. kr. 60.000 pr.år.

Sum driftskostnader gjenvinningsanlegg kr. 75.000 pr.år.

5.3.4 Samlet kostnadsvurdering

Investeringskostnader

Fellingsanlegg for jernslam inkl. overføringssystem	mill. kr. :	3,2
Fellingsanlegg for metallslam	mill. kr. :	1,1
Sum fellingsanlegg	mill. kr. :	4,2
Gjenvinningsanlegg	mill. kr. :	0,7
Sum investeringskostnader	mill. kr. :	5,0

Investeringskostnadene er beregnet eksklusiv byggekostnader for montasjehall for prosestetisk utrustning.

Kapitalårskostnader

Kapitalårskostnadene er avhengig av valgt avskrivningstid for anlegget samt til enhver tid aktuell rente. Med en avskrivningstid på 20 år og dagens rentesats på 5 % blir annuitetsfaktoren 8,02 %.

Kapitalårskostnader : 5,0 mill kr. x 8,02 = ca. 400.000 kr/år.

Driftskostnader

Fellingsanlegg for jernslam	kr/år	110.000
Fellingsanlegg for metallslam	kr/år	95.000
Sum fellingsanlegg	kr/år	205.000
Gjenvinningsanlegg (Cu)	kr/år	75.000
Sum driftskostnader	kr/år	280.000
Samlet kostnad for tilsyn og vedlikehold	kr/år	220.000
Total årlig kostnad	kr/år	500.000

Total årskostnad

Totale årskostnader for behandlingsanlegget blir :

Kapitalårskostnader	kr/år	400.000
Driftskostnader	kr/år	500.000
Sum årskostnader	kr/år	900.000

Enhetskostnader

Beregnet på en behandlet vannmengde på 225.000 m³/år og en kobberproduksjon på 4 tonn/år fås følgende enhetskostnader :

Vannkostnad	kr/m ³	4,00
Kobberproduksjon	kr/kg	225

Vi har foreløpig ikke grunnlag for å beregne kostnadene i forbindelse med sinkgjenvinningen.

Finansieringsbehov

Et av problemene ved et rensetiltak ved en nedlagt gruve er driftsansvaret. Erfaringer fra bl.a. rensaneanlegget ved gruvene i Falun (Iversen *et al*, 1994) er at slike rensaneanlegg krever klare retningslinjer for økonomisk og faglig ansvar. På Røros ville det være mest naturlig at kommunen hadde driftsansvaret forutsatt at en langsiktig finansiering er sikret. For å sikre driften er en mulig løsning å sette av midler i et driftsfond som bør være så stort at avkastningen sikrer de løpende kostnader i forbindelse med drift og vedlikehold. Vi vil antyde følgende finansieringsbehov :

Investeringsbehov	: 5,0 mill kr.
Driftsfond	: 18,0 mill kr.

Vi har forutsatt et rentenivå på 5 %. I tillegg kommer kostnader i forbindelse med ombygging av eksisterende bygninger dersom en tar sikte på å anvende disse.

5.4 Kostnader - alternative tiltak

Det kan være av interesse å relatere kostnadene i forbindelse med den renseprosess som er utprøvet i denne undersøkelsen med alternative tiltak.

5.4.1 Kjemisk felling i ett trinn med deponering av hydroksidslam

Når det gjelder alternativ renseprosess er det mest interessant å vurdere kostnadene i forbindelse med tradisjonell kjemisk rensing i ett trinn : Felling med kalk, avvanning av hydroksidslam og deponering av slam. Når det gjelder slamdeponeringen legger vi til grunn at slammet avvannes og fraktes til deponering på NOAH's anlegg på Langøya, Holmestrand. Total slammengde vil bli ca 100 tonn/år. Vi anslår følgende følgende kostnader med bakgrunn i de erfaringer som er gjort i denne undersøkelsen :

Investeringskostnader : Kr. 3.700.000

Driftskostnader

Kalk, polymer, energikostnader : Kr. 200.000
Tilsyn : Kr. 200.000
Sum driftskostnader : Kr. 400.000

Kapitalårskostnader : Kr. 300.000

Slamdeponering, transport : Kr. 150.000

Totale årlige kostnader : Kr. 850.000

En ser at merkostnadene i forbindelse med gjenvinning av jern og kobber utgjør ca. kr. 50.000 på årsbasis, sannsynligvis noe mer dersom også sink gjenvinnes, sett i forhold til tradisjonell kjemisk felling. Dersom man greier å ta ut 4 tonn kobber fra drenevannet fra Kongens og Sextus gruver, vil merkostnadene utgjøre ca. kr. 12,50 pr. kg kobber. Det må imidlertid bemerkes at rensegraden er høyere ved et tradisjonelt kjemisk renseanlegg med felling i ett trinn idet vår prosess kun tar ut jern, kobber og eventuelt sink. Prosessen vil således ha et restutslipp av aluminium og mangan med spor av kadmium, kobolt og nikkel. Det vil imidlertid også være mulig å ta ut disse elementer som evt. et hydroksidslam, men det er ikke vurdert et slikt tiltak i denne undersøkelsen.

5.4.2 Andre tiltak

Det mest nærliggende tiltak å sammenligne med er å fortsette med den type tiltak som allerede er gjennomført i området, d.v.s. overdekking av avfall eventuelt deponering under vann. Dette er tilnærmet vedligeholdfrie tiltak som ikke krever årlige driftskostnader. Siden type tiltak ikke er vurdert er det vanskelig å gi kostnadsoverslag. To alternativer er de mest sannsynlige :

1. Samling av alt avfall i nytt deponi på egnet sted og forta en overdekking med egnet materiale.
2. Deponering av alt avfall under vann i Orvsjøen.

Begge tiltakene vil være svært kostnadskrevenende og vil trolig kreve kostnader på noen titalls millioner. Til orientering kan nevnes at flytting av en bergvelt på 140.00 m³ ved Skorovas Gruber (Namskogan kommune) for deponering under vann i nedenforliggende innsjø (Dausjøen) kostet ca. 30 mill. kr. i 1989. Ingen av alternativene vil ha samme virkningsgrad som et renseanlegg idet tiltakene ikke omfatter behandling av gruvevannet. Ved Kongens gruve vil det trolig være vanskelig å redusere tilførslene fra gruva med en type tiltak som er gjennomført andre steder (vannfylling).

6. Videre arbeid

Dette prosjektet har i første rekke hatt som målsetting å avklare om en gjenvinning av metaller fra gruvevann er teknisk gjennomførbar, avklare mulige driftsproblemer, samt gi et grovt kostnads-overslag. Det gjenstår fortsatt en del arbeid for å finne det mest kostnadseffektive prosessopplegg og videreutvikle prosessen slik at en kan beregne et helskala anlegg. Dette arbeidet er nødvendig å gjennomføre før en eventuelt skal sette bygging av et renseanlegg ut på anbud. I det følgende vil vi foreslå en del forhold som må undersøkes nærmere i denne sammenheng.

6.1 Forsøksperiode - fase 2

6.1.1 Kompletteringer på anlegget

Tilbakelagt forsøksperiode avdekket en del problemer med anleggets drift. Noen problemer er omtalt i kap. 4. Sammenfatningsvis kan nevnes :

- Temperatursvingninger i innkommende gruvevann. Avhjelpes med isolering.
- Ustabil flokkulering i trinn 1. Kan ha sammenheng med temperatursvingninger. Eksisterende flokkulering kompletteres med rørflokkulator.
- Hydraulisk begrensning ved sedimenteringstanken. Problemer med slamavdrag og slamflukt fra tanken. Ny tank installeres med større volum/flate og bedre mulighet for kontroll av slamteppe. Utløpsvannet fra sedimenteringstanken overvåkes med et turbidimeter.
- Ny pumpekum for vann til filterne monteres med vannuttak plassert over bunnen for å eliminere mulighet for å belaste filterne med slamtap fra sedimenteringstanken.
- Filterne kompletteres med trykkgivere for kontroll av trykkoppbyggingen. Spyleventil etter spylepumpe kompletteres med aktuator.
- Spylevann fra filterene ledes til oppsamlingstank (eksisterende sedimenteringstank kan benyttes). Ny matepumpe pumper spylevannet utjevnet tilbake til mottakstanken.
- Flokkuleringstanken i trinn 2 kompletteres med rørflokkulator som i trinn 1. Propellomrører erstattes med en paddelomrører (grindomrører).
- Flotasjonstanken kompletteres med et nytt slamavdrag for å øke slammets tørrstoffinnhold.
- For å effektivisere innblandingen av svovelsyre i konsentrasjonstank 1, kompletteres tanken med en propellomrører. Eksisterende omrører fra flokkuleringstank trinn 2 benyttes.
- Utførte analyser indikerer at noe av det jern som gruvevannet inneholder, foreligger som toverdige ioner. Ut fra fargen på gruvevannet ble det antatt at jerninnholdet i gruvevannet forelå i treverdige form og det ble derfor ikke lagt opp til å oksidere toverdige jern til treverdige i trinn 1. Den jernmengden som da passerer filterne, foreligger sannsynligvis derfor i overveiende grad som toverdige som igjen lett oksiderer til treverdige i flotasjonstanken der pH er høy og store mengder luft tilføres. Oppløst metallslam i konsentrasjonstank 1 vil derfor inneholde treverdige jernioner, noe som har negativ innvirkning på strømutflyttet under elektrolysen. For å optimalisere driften må det derfor foretas en oksidasjon av toverdige jern i trinn 1. Da pH her er forholdsvis lav (3,5 - 3,6), er oksidasjonshastigheten lav dersom luft benyttes. På den annen side er innholdet av to-

verdig jern relativt lite. Det bør derfor utføres videre forsøk med å finne en egnet metode for å oksidere toverdig jern i trinn 1. Vi foreslår at det utføres forsøk med luft, oksygen og peroksid. Anlegget kompletteres med en doseringsenhet for rent oksygen samt peroksid. Forsøk utført i MEND-prosjektet i Canada (MEND, 1996) tyder på at bruk av ozon er mest effektiv for oksidasjon av toverdig jern i surt miljø. Bruk av ozon-generator bør vurderes.

- Eksisterende reguleringsventiler for manuell regulering av vannmengde til de ulike prosessenhetene bør erstattes med ventiler med nøyaktigere reguleringsmulighet.
- Kapasiteten på nåværende doseringspumper for alkali (lut/kalk) har ikke tilstrekkelig kapasitet ved eventuell økning av forsøksanleggets kapasitet, kfr. pkt. 4.13. Det installeres to nye doseringspumper som sammen med de eksisterende dekker det økte alkalibehovet.

6.1.2 Prosessenhetenes nominelle kapasitet

Kapasiteten på forsøkanlegget har vært begrenset p.g.a. i første rekke størrelsen og utformingen av sedimenteringsenheten i trinn 1. Kapasiteten har ved hittil utførte forsøk vært begrenset til ca. 1 m³/h. Øvrige prosessdeler, flokkulering, filtrering og flotasjon har i utgangspunktet betydelig større nominell kapasitet. Kapasiteten til disse enheter er beregnet :

1. Flokkulering

Volum tank m ³	Oppholdstid min.	Kapasitet m ³ /h
0,9	30	1,8
	20	2,7
	15	3,6
	13	4,2

2. Filtrering

Diameter mm	Filterflate m ²	Flatebelastning m/h	Kapasitet m ³ /h
2 x 635	0,6	5	3,0
		6	3,6
		7	4,2

3. Flotasjonsenhet

Diameter mm	Flate m ²	Flatebelastning m/h	Kapasitet m ³ /h
955	0,7	4	2,8
		5	3,5
		6	4,2

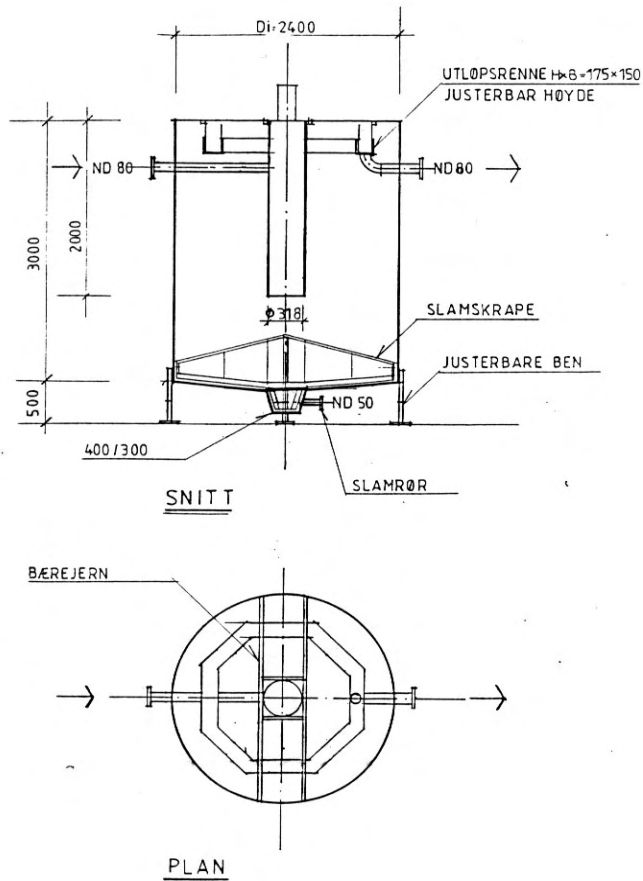
Kapasiteten på sandfiltrene og flotasjonsenheten sammenfaller med varierende belastning. Tilsvarende oppholdstid i flokkuleringstankene kan være noe lav, men foreslått komplettering med rørflokkulator vil kompensere for dette.

4. Sedimenteringsenhet

Det er nødvendig å utføre forsøk med ny sedimenteringsenhet for å gjennomføre belastningsforsøk på sandfilteret, noe som er nødvendig for å beregne sandfilteret i et helskala anlegg. Eksisterende sedimenteringsenhet foreslås erstattet med en ny, kfr. figur 16. Den nye tanken gis en diameter på ca. 2400 mm. Størrelsen er tilpasset dimensjonene på standard stålplater. Sedimenteringsflaten blir ca. 4,6 m² og totalhøyden 3000 mm.

Diameter mm	Flate m ²	Flatebelastning m/h	Kapasitet m ³ /h
2400	4,6	0,7	3,2
		0,8	3,6
		0,9	4,1
		1,0	4,6

Kapasiteten på foreslått ny sedimenteringsenhet harmoniserer således med kapasiteten på øvrige prosessenheter.



Figur 16. Forslag til ny sedimenteringsenhet

6.1.3 Dimensjonerende vannmengde - fase 2

Forsøksanlegget kan i fase 2 belastes med en tilrenning på 3 - 4 m³/h.

Disse verdier harmoniserer med laveste målte avrenning i forsøksperioden i 1996 (kfr. figur 8, vannføringskurve) og tilløpsledningens kapasitet.

Forsøksanlegget belastes med en varierende vannmengde i forsøksperioden slik at svakeste "lenken" kan registreres. I prinsippet er det bare flokkulering/sedimentering i trinn 1 som kan drives med høyere kapasitet som øvrige etterfølgende behandlingstrinn. Det er derfor viktig at spesielt sedimenteringsenhetene i trinn 1 dimensjoneres med god margin for å kunne verifisere dimensjoneringskriteriene for alle etterfølgende elementer.

6.1.4 Overføring av vann fra Sextus gruve

Avrenning fra Sextus gruve og bergveltene ved gruva belaster idag lokalt bekkesystem med avrenning til Orvsjøen. Avrenningen kan samles opp med et lukket dreneringssystem og overføres til det nedlagte flotasjonsverket ved Kongens gruve der forsøksanlegget er anlagt. Tiltaket vil i stor grad avlaste Orvsjøen, og er kanskje det eneste mulige tiltak idag som kan gjøre Orvsjøen fiskeførende uten å komme i konflikt med kulturminneinteresser i området.

Drenerings- og overføringssystemet kan i prinsippet utføres som figur 1 viser. Dreneringssystemet kan utføres som lukkede dreneringsgrøfter der dreneringsvann samles opp og avledes i slissede dreneringsrør til en samlelum for overføring til behandlingsanlegget. Lengde og dyp av dreneringsgrøftene samt dreneringsledningens og overføringsledningens dimensjoner må bestemmes etter grundige feltundersøkelser. Det antas at årlig vannmengde vil utgjøre ca. 90.000 m³/år. Kobberinnholdet i avrenningen fra Sextus gruve er en del høyere enn i gruvevannet fra Kongens gruve og antas å være i størrelsesorden 20 mg Cu/l.

Dreneringssystemet som er vist i figur 1 har en lengde på ca 800 m og overføringsledningen en lengde på ca. 1800 m.

Oppsamlingssystemet vil ligge 5-10 m høyere enn flotasjonsverket på Kongens slik at dreneringsvannet må overføres til behandlingsanlegget via en pumpestasjon på kote ca. 815.

Dreneringssystemets utforming gir en høy grad av utjevning av avrenningsmengden fra feltet slik at man reduserer store belastningstopper under snøsmeltingsperioden. Alternativt kan en liten dam sør for avrenningsområdet benyttes som utjevningmagasin. For å kunne dimensjonere et helskala anlegg bør det foretas en detaljkartlegging av samlet avrenning fra Sextus gruve og spesielt gjøre rede for flomtoppene.

6.1.5 Gruvevann fra Kongens gruve

Det bør foretas en mer detaljert kartlegging av avrenningen under flomperioden om våren for å bedre dimensjoneringsgrunnlaget for et helskala renseanlegg. Av hensyn til driften av anlegget er det en fordel med utjevning av belastningen. Det bør derfor også vurderes om det er hensiktsmessig å fjerne tilrenning av rent overflatevann til gruva. For å behandle mest mulig av vårflommen bør det også undersøkes om gruva kan benyttes som buffer ved å senke vannspeilet før vårflommen.

6.1.6 Elektrolyseanlegg

Under forsøkene ble det ikke oppnådd optimale driftsbetingelser for elektrolyseenheten. Elektrolysetiden og dermed dimensjoneringen og kostnadene for elektrolyseanlegget er sterkt avhengig av å oppnå en ideel elektrolyttsammensetning. For å kostnadsregne elektrolyseanlegget mer eksakt er en avhengig av supplerende undersøkelser.

6.1.7 Alternativ prosess for trinn 2

I dette prosjektet er det benyttet en ren våtkjemisk metode for konsentrering før gjenvinning av kobber. I et tidligere prosjekt er det benyttet membranteknikk ved konsentreringen. Selv om sistnevnte teknikk ga mange miljømessige fordeler, ble det funnet at teknikken foreløpig var svært kostbar. Et tredje alternativ som har funnet anvendelse i forbindelse med gjenvinning av metaller fra overflatebehandlingsindustriens avløpsvann, er anvendelse av selektive ionebyttere. Siden gruvevann har en sammensetning som ikke avviker mye fra en del vanntyper en finner innenfor overflatebehandlingsindustrien, bør det utføres forsøk med selektive ionebyttere for å se om teknikken er kostnadseffektiv eller kan ha miljømessige fordeler. Det er sannsynlig at bl.a. kjemikalieforbruket vil bli redusert i et ionebytteranlegg. Driftsmessig kan også et ionebytteranlegg by på en del fordeler. Undersøkelser foretatt i MEND-prosjektet i Canada (MEND, 1995) viser at flere selektive ionebyttere er bl.a. velegnet til konsentrering av kobber i surt miljø. Det forutsettes at jern er fraværende. Bruk av selektiv ionebytter kan derfor være et alternativ til trinn 2. En oppnår derved redusert kjemikalieforbruk (både lut og svovelsyre).

6.1.8 Gjenvinning av sink

Når en først har gjort en konsentrering og gjenvunnet kobber, vil det også være naturlig å gjenvinne sink. I dette prosjektet har en imidlertid ikke gjort forsøk med gjenvinning av sink. Det vil sannsynligvis være mest naturlig å benytte elektrolyse for sinkgjenvinningen. Dette krever imidlertid helt andre elektrolyttbetingelser enn for kobber. Elektrolysen må bl.a. kjøres under alkaliske betingelser. Det vil således være nødvendig med ytterligere forsøk for å bekrefte prosessbetingelsene. For å begrense kjemikaliebruken kan sannsynligvis være gunstig først å gjenvinne kobberet v.h.a. ionebytterteknikk før sinkgjenvinning foretas.

7. Samlet vurdering

I denne undersøkelsen har en gjort greie for en mulig teknisk løsning for å fjerne og gjenvinne jern og kobber fra dreinsvann fra Nordgruvefeltet. Det vil trolig også være mulig å utvide prosessen til også å gjenvinne sink. Det er foretatt en kostnadsberegning av et slikt tiltak ut fra den kunnskap en har om avrenningen fra feltet idag. En har mest informasjon om tilførslene fra Kongens/Arvedalens gruveområde. En vesentlig årsak til dette er at det meste av denne avrenningen er lett å samle opp der den kommer ut av gruva. Det er ennå noe usikkerhet knyttet til vannmengdene og fordelingen av tungmetalltransporten over året og spesielt under flomperiodene. Slike forhold har betydning for dimensjonering, drift og rensegrad for anlegget. En regner likevel med at det vil være mulig å fjerne mer enn 80 % av kobberet fra Kongens/Arvedalens gruve.

Dersom en går inn for en renseteknisk løsning, vil det være naturlig også å dimensjonere anlegget også for å ta hånd om avrenningen fra Sextus gruve. Da store deler av avrenningen herfra går i grunnen mot Orvsjøen er det fortsatt en del usikkerhet knyttet til oppsamling av vann herfra. Tidligere undersøkelser har vist at dersom et tiltak ved Sextus gruve skal ha noen praktisk nytteverdi, d.v.s etablere en vannkvalitet i Orvsjøen som kan gi vilkår for å opprettholde en fiskebestand, må kobbertilførslene til sjøen reduseres med minst 95 %. Dette krever en meget høy virkningsgrad på tiltaket. Rensing synes å være eneste mulige løsning som har tilstrekkelig virkningsgrad og som ikke kommer i konflikt med kulturminneinteressene knyttet til området. Oppsamling og overføring av dreinsvann til rensenanlegg må imidlertid utredes nærmere før en går i gang med et slikt tiltak.

Rensprosessen som er valgt innebærer en kombinasjon av egentlig tre rensanlegg. I første trinn tas jernet ut. Erfaringene fra de forsøk som er gjort viste at en del av jernet forelå i toverdig form. Siden oksidasjonen må foretas i surt miljø, er en avhengig av å benytte et kraftig oksidasjonsmiddel for at denne prosessen skal forløpe innenfor interessante reaksjonstider. Det er i denne sammenheng nødvendig å utføre ytterligere forsøk med oksidasjonsmidler for å ha dimensjoneringsgrunnlag for et helskala anlegg.

Trinn 2 har som formål å forta en konsentrering av de resterende metaller for å gjenvinne kobber og eventuelt sink. Her kan forskjellige teknikker benyttes. Ved forsøkene ved Kongens gruve i 1996 ble en våtkjemisk metode benyttet. Det ble vist at metoden var teknisk gjennomførbar, men krever en betydelig kjemikalieinnsats. Dette er en innvending mot metoden. I tidligere forsøk (Sulitjelma) er en konsentrering v.h.a. membranteknikk demonstrert. Denne teknikken krever ingen kjemikalier, men metoden synes foreløpig å være vesentlig dyrere. En annen metode som er rapportert i litteraturen er å gjenvinne kobber v.h.a. selektiv ionebytter. Når jernet er fjernet, kan en ta ut kobber i surt miljø uten at nevneverdige mengder av andre tungmetaller følger med. Dersom en ønsker å ta ut sink, kan dette eventuelt gjøres v.h.a. den prosess som er utført i denne foreliggende undersøkelsen. Et forsøk med testing av aktuelle ionebyttere bør gjennomføres før en velger endelig prosess for et helskala rensenanlegg.

I det siste trinnet tas kobber ut ved elektrolyse av konsentrat. Det gjenstår ennå noen forsøk for å optimalisere elektrolyttsammensetningen, noe som er nødvendig før en bregner helskala anlegg.

I denne rapporten har en forsøkt å kostnadsregne et helskala anlegg med bakgrunn i de data en har. Det er også anslått en kilopris på kobberet som tas ut. Dette er nærmest gjort som en kuriositet. Ved valg av en renseteknisk løsning har en ikke som det primære formål å produsere kobber. Når en skal vurdere rensing av gruvevann som tiltak, er en viktig at en sammenligner tiltaket med alternative tiltak som har tilsvarende virkningsgrad og kostnadene i denne sammenheng. En annen sak er at vi mener det kan ligge kommersielle interesser i å produsere kobber fra Sextus og Kongens gruve med bakgrunn i de kulturhistoriske interesser som knytter seg til området. Slike vurderinger er ikke tatt

hensyn til i denne undersøkelsen. Totalt sett synes en renseteknisk løsning å være eneste tiltak som i dagens situasjon kan gi en akseptabel virkningsgrad og samtidig ikke komme i konflikt med kulturminneinteressene i området. Når det gjelder kostnadene sett i forhold til kostnader og effektivitet ved valg av andre mer tradisjonelle løsninger, kommer en renseteknisk løsning også fordelaktig ut etter våre vurderinger.

På denne bakgrunn er det vår konklusjon at man ved hjelp av en kombinasjon av prosesser med kjent teknologi kan gjenvinne metaller fra gruvevann. Av miljømessige årsaker er det en fordel å gjenvinne metaller fremfor å gjennomføre tradisjonell kjemisk rensing med slamdeponering. Kostnadsforskjellen mellom disse to alternativer er uvesentlig. En gjenvinningsteknologi er også kostnadseffektiv sammenlignet med alternative tiltak for å løse forurensningsproblemene i Nordgruvefeltet.

8. Referanser

- Arnesen, R.T., 1996. Christianus Sextus gruve, Nordgruvefeltet, Røros. Kartlegging av forurensnings-transport. NIVA-Rapport O-94159. L.nr. 3562-96. 30 pp.
- Arnesen, R. T., 1996, Stortvartz-prosjektet. Dokumentasjon av gruvedriftens påvirkning av miljøet. Del I: Vannkjemiske undersøkelser. NIVA-Rapport O-94196, L.nr. 3476-96. 36 pp.
- Iversen, E.R., Arnesen, R.T. og Knudsen, C-H., 1994. Kjemisk rensing av tungmetallholdig gruvevann. NIVA-rapport. O-93038. L.nr. 3186. 59 pp.
- Iversen, E.R. og Knudsen, C-H., 1995. Kjemisk rensing av tungmetallholdig gruvevann. NIVA-rapport O-94009. L.nr. 3375-95. 56 pp.
- NVE, 1987. Avrenningskart over Norge. Norges Vassdrags- og Energiverk, Vassdragsdirektoratet, Hydrologisk avdeling.
- Riveros, P. og Wong, E.W., MEND (1995). Metals Removal from Acid Mine Drainage by Ion Exchange. MEND report 3.21.1. (b). 55 pp.
- Rao, S.R., Leroux, M., Finch, J., Sheremata, T. og Kuyucak, N., Noranda Technology Centre. Metals Removal from Acidic Drainage - Chemical Methods. MEND report 3.21.2.a. March 1996. 75 pp.

Vedlegg A. Analyseresultater

Tabell 5. Analyseresultater. Prøvetaker A. Gruvevann fra Kongens gruve.

Dato	Uttatt Kl	Cu mg/l	Zn mg/l	Fe mg/l	Al mg/l	Mn mg/l	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Si mg/l	Cd mg/l	Ni mg/l	Co mg/l
27.07.96	1105	13.7	26.6	86	24.3	0.90	626	28.4	25.1	13.5	0.05	0.12	0.16
28.07.96	1020	14.0	27.4	88	24.9	0.93	644	29.5	25.6	14.1	0.05	0.12	0.16
29.07.96	835	13.5	26.3	85	23.9	0.89	620	28.4	24.9	13.6	0.05	0.12	0.15
30.07.96	1107	13.6	26.8	86	24.5	0.91	626	29.0	25.3	13.7	0.05	0.12	0.15
31.07.96	1240	14.4	28.3	91	25.3	0.96	665	30.8	26.4	14.3	0.05	0.12	0.16
31.07.96	1400	13.9	26.7	86	24.2	0.89	626	27.9	25.3	13.5	0.04	0.12	0.15
01.08.96	1330	14.8	28.5	90	25.9	0.97	671	30.8	26.5	14.3	0.05	0.12	0.16
02.08.96	1013	14.7	28.5	91	26.1	0.96	680	31.0	26.8	14.3	0.02	0.10	0.11
04.08.96	1230	14.6	28.6	92	25.6	0.96	671	31.2	26.7	14.5	0.02	0.11	0.11
05.08.96	845	15.1	29.4	94	26.3	0.98	695	31.8	27.2	14.6	0.02	0.10	0.11
06.08.96	945	15.1	31.6	102	27.8	1.05	737	34.3	29.0	15.4	0.02	0.11	0.12
08.08.96	2015	16.2	31.5	102	27.8	1.05	734	34.5	29.3	15.2	0.02	0.12	0.11
09.08.96	1115	16.2	30.4	101	27.5	1.05	722	34.3	29.2	15.1	0.05	0.14	0.17
10.08.96	1050	15.7	30.6	102	27.6	1.04	737	35.4	29.5	15.0	0.03	0.12	0.12
11.08.96	1125	15.7	30.6	103	28.0	1.04	740	35.2	29.7	15.2	0.03	0.13	0.11
12.08.96	1230	15.6	31.1	104	28.4	1.06	751	35.6	30.3	15.3	0.03	0.12	0.11
13.08.96	710	15.6	31.4	105	29.1	1.07	758	35.8	30.8	15.7	0.03	0.13	0.12
15.08.96	925	15.9	32.2	108	30.0	1.10	781	37.1	31.8	16.2	0.03	0.12	0.12
16.08.96	1200	16.1	32.9	112	30.9	1.17	734	38.2	32.1	17.2	0.06	0.12	0.20
17.08.96	940	16.6	33.2	113	30.9	1.18	725	38.6	32.4	17.4	0.05	0.12	0.20
18.08.96	1200	16.6	33.2	114	31.4	1.19	734	38.9	32.8	17.4	0.05	0.12	0.20
19.08.96	845	17.0	34.0	118	32.2	1.22	763	39.8	33.5	17.3	0.06	0.12	0.20
20.08.96	900	16.6	33.8	115	31.5	1.21	737	39.9	33.2	17.8	0.06	0.11	0.21
21.08.96	845	16.7	34.6	119	32.6	1.26	758	40.8	34.0	19.2	0.08	0.13	0.26
27.08.96	830	16.3	35.0	123	33.7	1.27	778	42.3	35.2	18.8	0.06	0.12	0.21
28.08.96	900	15.8	34.2	120	32.6	1.25	763	41.7	34.3	18.5	0.05	0.11	0.20
29.08.96	1630	15.0	32.9	115	30.9	1.20	716	40.4	32.9	18.0	0.05	0.10	0.20
30.08.96	900	14.9	32.5	112	30.7	1.18	716	39.8	32.5	17.7	0.05	0.11	0.20
31.08.96	1005	15.9	33.4	118	30.7	1.20	844	40.9	32.6	17.7	0.05	0.11	
01.09.96	1455	15.7	33.2	118	30.7	1.21	844	41.7	32.9	17.5	0.05	0.11	
02.09.96	1105	16.0	33.5	120	31.0	1.22	865	41.8	32.9	17.6	0.05	0.11	
03.09.96	1446	16.2	34.4	120	31.0	1.24	868	42.7	33.5	17.7	0.05	0.10	
04.09.96	1500	16.4	35.3	122	31.9	1.26	880	43.7	34.3	18.0	0.06	0.11	
05.09.96	930	17.3	36.4	129	32.8	1.30	925	45.0	35.2	18.1	0.05	0.11	
06.09.96	1305	16.6	36.0	126	31.3	1.17	811	42.6	33.3	17.0	0.05	0.16	
07.09.96	1105	16.7	36.2	126	31.2	1.15	808	42.9	33.4	16.7	0.05	0.16	
08.09.96	905	17.4	37.0	130	32.5	1.25	832	45.6	34.7	19.7	0.06	0.18	
09.09.96	1120	17.4	37.2	133	32.8	1.25	862	44.5	35.0	19.5	0.04	0.15	
11.09.96	1100	17.1	36.6	129	32.2	1.13	832	43.7	34.6	18.6	0.03	0.16	
12.09.96		17.0	36.9	123	33.0	1.35	850	41.3	35.9	17.4	0.09	0.17	
15.09.96		16.7	36.5	121	32.8	1.35	850	41.4	35.4	17.2	0.06	0.16	
16.09.96	835	16.9	36.8	124	33.2	1.37	856	42.1	36.0	17.3	0.06	0.17	
17.09.96	1135	16.9	37.0	123	33.5	1.38	862	42.2	36.0	17.4	0.06	0.16	
18.09.96	845	16.9	36.8	125	33.4	1.39	859	42.5	35.9	17.4	0.06	0.17	
19.09.96		17.9	39.3	138	34.6	1.45	934	50.4	38.0	19.0	0.08	0.21	0.27

20.09.96		17.2	38.0	135	34.3	1.39	913	48.9	37.7	18.4	0.06	0.19	0.21
21.09.96		17.7	39.2	140	34.8	1.43	937	50.5	38.4	18.9	0.06	0.18	0.21
22.09.96		18.1	40.4	144	36.3	1.48	973	52.1	39.8	19.6	0.06	0.20	0.22
23.09.96		17.3	38.9	138	35.6	1.42	940	50.2	38.7	19.0	0.05	0.19	0.22
24.09.96		17.7	39.6	141	35.4	1.45	961	51.4	38.9	19.4	0.05	0.19	0.21

Tabell 6. Analyseresultater. Prøvetaker B. Etter sandfilter.

Dato	Uttatt Kl	Cu mg/l	Zn mg/l	Fe mg/l	Al mg/l	Mn mg/l	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Si mg/l	Cd mg/l	Ni mg/l	Co mg/l
26.07.96	1900	13.9	26.6	7.92	24.1	0.90	605	27.7	24.5	15.1	0.04	0.11	0.14
27.07.96	1100	13.7	26.4	6.26	24.7	0.90	599	27.8	24.8	13.6	0.02	0.10	0.09
28.07.96	1020	13.6	26.3	6.89	24.6	0.90	605	28.1	24.9	13.5	0.02	0.07	0.08
29.07.96	800	13.5	26.4	7.91	24.5	0.90	602	28.1	24.7	13.6	0.02	0.09	0.08
30.07.96	1105	13.8	27.0	6.81	24.9	0.92	611	28.9	25.3	13.7	0.02	0.09	0.08
31.07.96	1240	14.0	26.8	6.35	25.2	0.95	623	29.7	25.7	15.3	0.06	0.12	0.18
01.08.96	1315	14.0	26.6	23.50	26.7	0.94	632	29.7	25.8	14.3	0.03	0.09	0.12
02.08.96	1015	14.0	26.7	10.50	25.4	0.94	626	29.8	25.9	14.1	0.03	0.10	0.12
04.08.96	1215	14.2	27.4	22.60	25.8	0.95	647	30.5	26.2	14.4	0.03	0.10	0.12
05.08.96	940	14.8	28.4	15.70	26.8	1.00	671	31.8	27.1	14.8	0.03	0.10	0.13
06.08.96	945	14.8	28.0	12.10	26.4	1.01	659	31.9	27.1	14.9	0.03	0.11	0.10
08.08.96	2015	16.0	31.6	57.70	28.7	1.12	713	35.7	29.2	17.2	0.07	0.15	0.23
09.08.96	900	15.8	31.5	86.00	29.5	1.07	734	34.8	29.1	15.7	0.06	0.15	0.18
10.08.96	1050	14.9	27.8	13.50	26.1	1.02	644	32.8	27.2	15.7	<0.03	0.10	0.08
11.08.96	1123	14.9	27.7	18.00	25.4	1.01	641	32.9	26.9	14.4	<0.03	0.09	0.06
12.08.96	1235	15.0	28.4	6.45	25.9	1.02	656	33.7	27.8	14.8	<0.03	0.09	0.06
14.08.96	710	15.4	29.0	3.64	26.5	1.03	665	34.4	28.3	14.9	<0.03	0.10	0.07
15.08.96	930	12.1	23.2	4.65	20.9	0.87	542	28.9	23.4	12.2	<0.03	0.06	0.03
16.08.96	1205	16.2	32.4	5.83	29.4	1.19	644	37.0	31.5	17.3	0.06	0.12	0.17
17.08.96	945	16.6	33.0	22.10	31.2	1.20	680	37.9	32.8	16.8	0.03	0.09	0.13
18.08.96	1200	16.9	33.8	30.60	32.0	1.23	701	38.7	33.4	17.1	0.03	0.10	0.12
19.08.96	845	16.8	33.5	8.33	32.8	1.23	692	38.7	33.4	17.7	0.03	0.10	0.13
20.08.96	900	16.8	34.1	10.70	32.8	1.25	698	39.4	34.3	17.7	0.04	0.12	0.13
21.08.96	845	17.0	34.7	5.58	33.0	1.28	719	40.3	34.9	17.6	0.04	0.10	0.13
27.08.96	830	15.6	32.5	2.29	29.8	1.36	737	40.5	34.5	17.6	0.08	0.17	0.24
28.08.96	900	15.9	33.8	4.49	32.1	1.35	769	40.8	34.2	17.6	0.06	0.17	0.20
29.08.96	1630	15.5	33.1	3.89	31.2	1.31	751	40.3	33.4	17.5	0.06	0.15	0.20
30.08.96	900	15.3	32.4	3.26	30.0	1.34	737	40.0	33.2	17.2	0.06	0.15	0.20
31.08.96	1005	14.6	32.4	3.09	30.3	1.26	689	40.3	33.6	18.1	0.08	0.05	
01.09.96	1455	14.6	32.6	3.93	29.7	1.25	695	41.0	32.8	16.8	0.06	0.03	
02.09.96	1155	14.4	32.2	3.67	29.4	1.24	686	40.8	32.8	16.5	0.06	0.06	
03.09.96	1450	14.7	32.5	3.25	29.5	1.24	692	40.8	32.9	16.5	0.06	0.03	
04.09.96	1500	15.2	34.4	3.85	30.9	1.30	713	42.5	34.4	17.2	0.06	0.06	
05.09.96	930	15.9	36.1	5.60	32.1	1.32	749	42.4	34.5	16.8	0.07	0.07	
06.09.96	1316	16.2	35.4	7.09	31.2	1.20	757	42.2	34.2	17.3	0.04	0.16	0.14
07.09.96	1105	16.5	36.0	7.33	31.9	1.29	757	43.2	34.9	17.8	0.04	0.16	0.15
08.09.96	910	16.8	36.5	7.19	32.4	1.39	796	44.2	35.2	18.4	0.05	0.15	0.15
09.09.96	1010	16.7	36.4	8.01	35.5	1.52	799	45.4	35.4	18.6	0.07	0.18	0.23
11.09.96	1100	16.5	36.1	8.45	33.2	1.56	805	46.0	35.4	17.6	0.04	0.15	0.15
12.09.96		16.6	36.9	14.30	33.1	1.45	799	41.5	35.8	17.3	0.11	0.23	0.27
15.09.96		16.4	36.7	43.70	32.8	1.39	808	41.3	36.2	17.4	0.09	0.18	0.21
16.09.96		16.7	36.8	50.50	33.4	1.43	820	41.9	35.8	16.8	0.09	0.19	0.21
17.09.96	1140-1845	16.7	37.3	15.20	33.3	1.45	802	42.4	36.8	17.3	0.09	0.20	0.21
18.09.96	845	16.7	37.8	3.92	33.3	1.45	808	42.4	37.5	17.5	0.08	0.21	0.21
19.09.96		17.9	40.5	3.33	34.4	1.57	874	51.7	39.6	18.2	0.10	0.20	0.26

20.09.96		16.6	37.7	1.95	32.5	1.45	799	48.2	38.1	16.8	0.07	0.18	0.20
21.09.96		18.1	40.8	2.63	34.4	1.58	871	52.7	40.8	18.2	0.07	0.20	0.21
22.09.96		17.3	39.4	11.10	34.4	1.52	847	50.8	39.4	17.8	0.07	0.20	0.21
23.09.96		16.8	38.4	7.73	34.4	1.48	835	49.5	38.9	17.4	0.07	0.19	0.20
24.09.96		17.3	39.8	2.76	33.8	1.53	859	51.1	39.1	17.9	0.07	0.19	0.21

Tabell 7. Analyseresultater. Prøvetaker C. Målekum utløp renseanlegg.

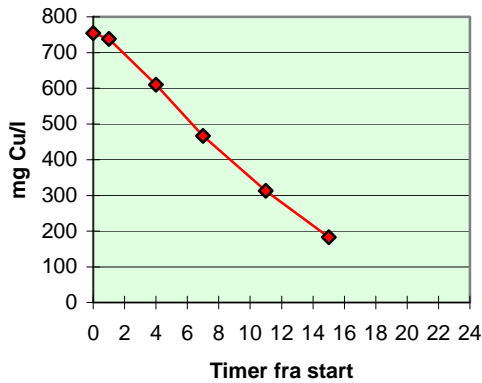
Dato	Uttatt kl	Cu mg/l	Zn mg/l	Fe mg/l	Al mg/l	Mn mg/l	SO4 mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Si mg/l	Cd mg/l	Ni mg/l	Co mg/l
08.08.96	2015	1.20	2.39	4.19	3.09	0.22	704	32.1	19.4	1.63	<0.03	<0.05	<0.03
09.08.96	900	3.10	6.10	15.70	6.76	0.27	719	31.3	19.0	3.15	<0.03	<0.05	<0.03
27.08.96	830	2.03	4.18	1.28	4.43	0.40	772	40.1	22.7	3.27	<0.03	<0.05	
28.08.96	900	2.91	6.34	1.15	6.87	0.41	740	37.7	23.9	4.98	0.03	0.07	
29.08.96	1630	8.60	19.00	2.12	18.80	0.76	713	37.7	28.2	10.00	0.03	0.08	
30.08.96	900	29.40	64.50	8.19	62.00	2.28	731	41.1	45.3	32.40	0.12	0.30	
31.08.96	1010	29.90	68.00	6.21	61.00	2.35	704	42.3	43.4	33.30	0.13	0.19	
01.09.96		37.20	85.00	9.37	77.00	2.82	713	44.5	45.9	41.00	0.16	0.24	
02.09.96	1155	14.90	32.70	3.95	30.90	1.24	701	40.2	32.5	17.00	0.06	0.06	
03.09.96	1450	24.90	56.00	6.30	51.20	1.95	707	41.8	39.6	27.20	0.10	0.15	
04.09.96	1500	35.90	77.00	8.14	71.00	2.75	838	46.8	48.4	39.40	0.17	0.33	
05.09.96	930	3.89	8.37	1.23	8.47	0.46	835	41.8	24.5	5.09	0.01	<0,01	
06.09.96	1317	2.63	5.84	0.99	6.17	0.42	772	41.4	24.1	2.87	<0.03	<0.05	
07.09.96	1108	6.04	12.20	2.51	12.10	0.71	778	42.0	29.1	6.03	<0.03	<0.05	
08.09.96	910	5.24	10.90	2.11	10.90	0.67	790	42.4	29.0	5.30	<0.03	<0.05	
09.09.96	1112	2.71	5.25	0.96	5.69	0.44	790	42.1	27.5	2.34	<0.03	<0.05	
12.09.96		3.79	8.34	1.91	8.35	0.42	778	38.4	24.2	4.69	<0.03	0.03	
15.09.96		29.00	60.20	57.00	60.00	2.03	817	42.1	45.9	27.80	0.13	0.29	
16.09.96		6.04	12.30	13.80	12.80	0.53	802	39.0	29.1	6.08	<0.03	0.06	
17.09.96		6.94	15.20	12.90	14.70	0.67	775	39.3	28.6	7.77	<0.03	0.07	
18.09.96		2.91	6.54	1.79	6.69	0.32	790	40.0	22.5	3.92	<0.03	0.03	
19.09.96		6.11	13.70	1.81	13.00	0.67	844	46.7	29.8	6.55	0.05	0.10	0.13
20.09.96		7.51	17.20	1.13	15.60	0.80	859	47.3	33.5	7.89	0.03	0.10	0.08
21.09.96		4.57	10.50	0.85	10.04	0.61	853	46.4	33.3	5.18	0.01	0.06	0.04
22.09.96		11.40	26.60	7.56	24.50	1.05	871	48.0	34.1	11.80	0.04	0.13	0.13
23.09.96		7.33	16.70	2.32	15.70	0.79	853	46.7	34.2	7.71	0.02	0.09	0.08
24.09.96		20.30	47.50	4.30	43.10	1.78	874	49.9	43.6	20.30	0.08	0.22	0.24

Vedlegg B. Resultater fra elektrolyseforsøk

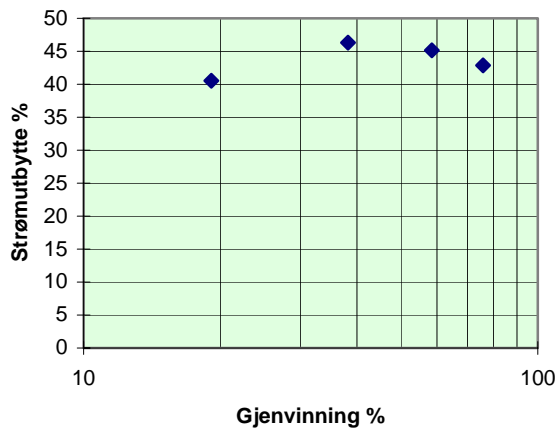
Tabell 8. Elektrolyse 29.08.96

Start :	29.08.96				
Volum, liter :	400				
Volt - ampere	7-8 V, 30A				
Timer fra start	Cu mg/l	Zn mg/l	Cu Gjenv. g/400 l	Gjenv. %	Strømutb. %
0	754	1630			
1	738	1640	6.4	2.12	18.01
4	610	1600	57.6	19.10	40.52
7	466	1620	115.2	38.20	46.31
11	313	1610	176.4	58.49	45.13
15	183	1650	228.4	75.73	42.85

Elektrolyse av konsentrat 29.08



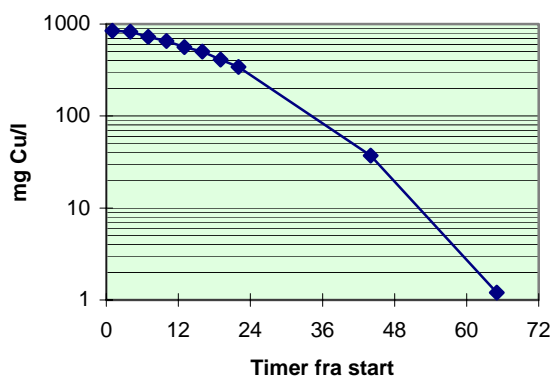
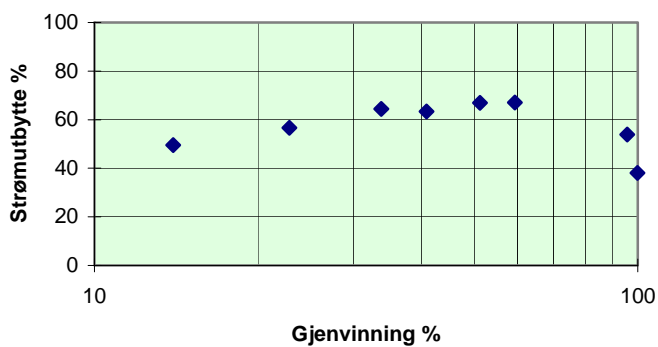
Figur 17. Elektrolyse 29.08.96.



Figur 18. Elektrolyse 29.08.96. Strømutbytte som funksjon av % gjenvinning.

Tabell 9. Elektrolyse 4.-7.09.96.

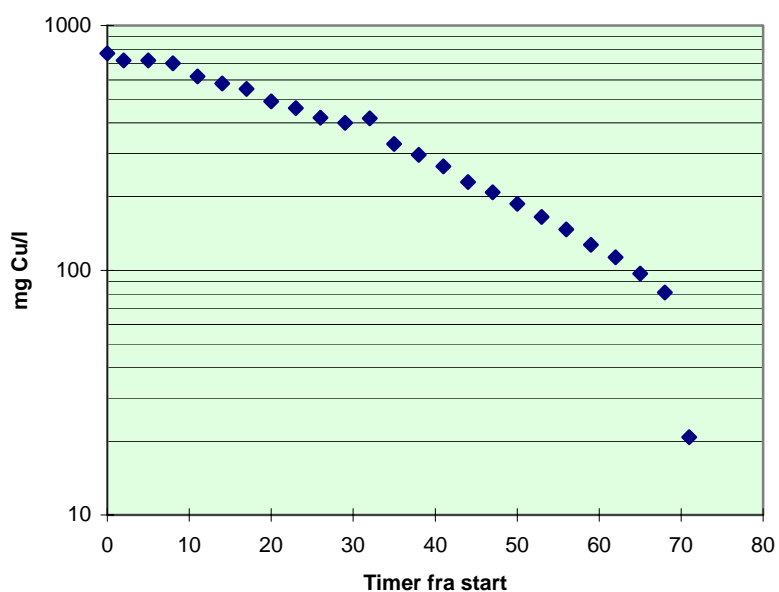
Start :	04.09.96			
Volum, liter :	10.03.02			
Volt - ampere :	6V - 23A			
Timer fra start	Cu mg/l	Cu Gjenv. g/800 l	Gjenv. %	Strømutb. %
1	845	0	0.00	
4	825	16	2.37	14.68
7	727	94.4	13.96	49.50
10	652	154.4	22.84	56.68
13	560	228	33.73	64.38
16	500	276	40.83	63.32
19	412	346.4	51.24	66.92
22	343	401.6	59.41	67.01
44	37	646.4	95.62	53.93
65	1.2	675.04	99.86	38.12

**Figur 19.** Elektrolyse 4.-7.09.96**Figur 20.** Elektrolyse 4.-7.09.96. Strømutbytte i % som funksjon av % gjenvinning.

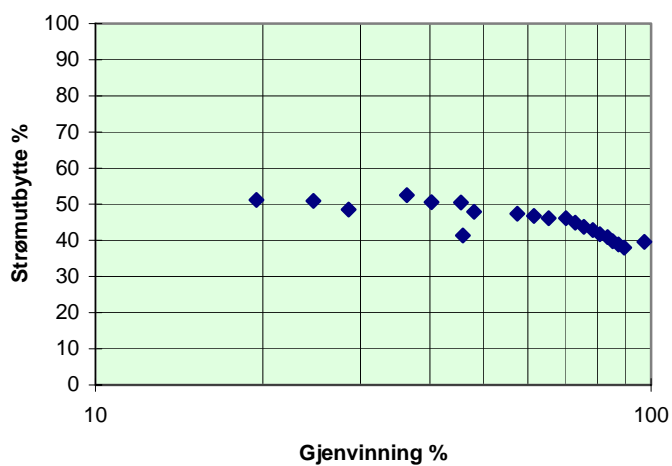
Tabell 10. Elektrolyse 10.-13.09.96.

Start :	10.09.96 1315				
Stopp :	13.09.96 0915				
Volum, liter :	800				
Volt - ampere	6,8V- 18A				
Pr. nr.	Timer fra start	Cu mg/l	Cu Gjenv. g/800 l	Gjenv. %	Strømutb. %
1	0	770	0		
2	2	720	40	6.49	93.81
3	5	720	40	6.49	37.52
4	8	700	56	9.09	32.83
5	11	620	120	19.48	51.17
6	14	580	152	24.68	50.92
7	17	550	176	28.57	48.56
8	20	490	224	36.36	52.53
9	23	460	248	40.26	50.57
10	26	420	280	45.45	50.51
11	29	400	296	48.05	47.87
12	32	417	282.4	45.84	41.39
13	35	328	353.6	57.40	47.39
14	38	296	379.2	61.56	46.81
15	41	266	403.2	65.45	46.13
16	44	229	432.8	70.26	46.14
17	47	208	449.6	72.99	44.87
18	50	187	466.4	75.71	43.75
19	53	165	484	78.57	42.83
20	56	147	498.4	80.91	41.74
21	59	127	514.4	83.51	40.89
22	62	113	525.6	85.32	39.76
23	65	97	538.4	87.40	38.85
24	68	81	551.2	89.48	38.02
25	71	20.8	599.36	97.30	39.59

Elektrolyse av konsentrat 10.-13.09



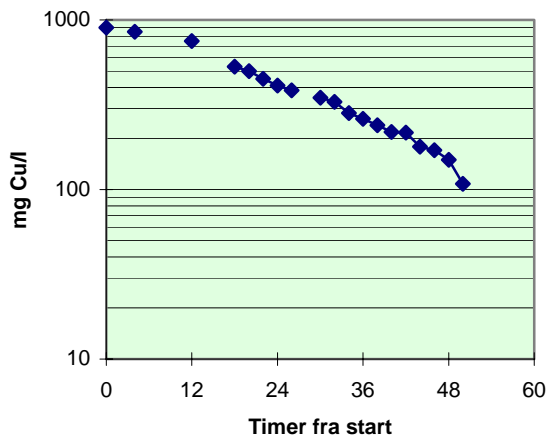
Figur 21. Elektrolyse 10.-13.09.96.



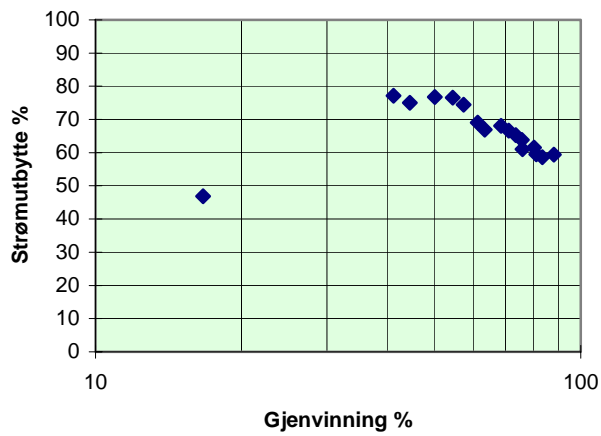
Figur 22. Elektrolyse 10.-13.09.96. Strømutflytte i % som funksjon av % gjenvinning.

Tabell 11. Elektrolyse 22.-24.09.96

Start	22.09.96 1527			
Stopp	24.09.96 1900			
Volum, liter :	800			
Volt - ampere	6V - 18A			
Timer fra start	Cu mg/l	Cu Gjenv. g/800 l	Gjenv. %	Strømutb. %
0	900	720		
2				
4	850	40	5.56	46.90
6				
8				
10				
12	750	120	16.67	46.90
14				
16				
18	530	296	41.11	77.13
20	500	320	44.44	75.05
22	450	360	50.00	76.75
24	410	392	54.44	76.61
26	384	412.8	57.33	74.47
28				
30	348	441.6	61.33	69.04
32	329	456.8	63.44	66.96
34	283	493.6	68.56	68.09
36	261	511.2	71.00	66.60
38	239	528.8	73.44	65.27
40	219	544.8	75.67	63.88
42	217	546.4	75.89	61.02
44	179	576.8	80.11	61.49
46	171	583.2	81.00	59.47
48	150	600	83.33	58.63
50	108	633.6	88.00	59.44



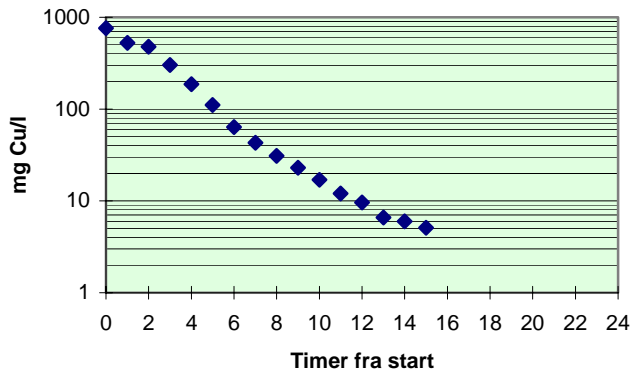
Figur 23. Elektrolyse 22.-24.09.96



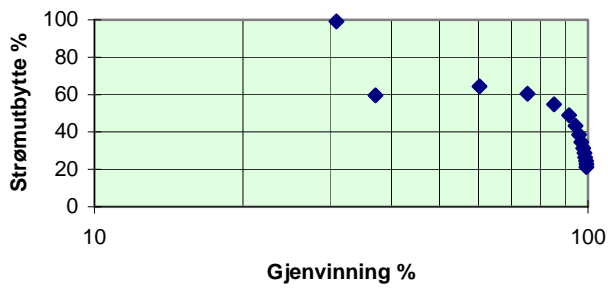
Figur 24. Elektrolyse 22.-24.09.96. Strømutflytte i % som funksjon av % gjenvinning.

Tabell 12. Elektrolyse 25.-26.09.96.

Start	25.09.96 1800			
Stopp	26.09.96 0900			
Volum, liter :	80			
Volt - ampere	5,3V - 16A			
Timer fra start	Cu mg/l	Cu Gjenv. g/80 l	Gjenv. %	Strømutb. %
0	760	0		
1	525	18.8	30.92105	99.20
2	478	22.56	37.10526	59.52
3	302	36.64	60.26316	64.45
4	187	45.84	75.39474	60.47
5	111	51.92	85.39474	54.79
6	64	55.68	91.57895	48.97
7	43	57.36	94.34211	43.24
8	31	58.32	95.92105	38.47
9	23	58.96	96.97368	34.57
10	17	59.44	97.76316	31.36
11	12	59.84	98.42105	28.71
12	9.6	60.032	98.73684	26.40
13	6.6	60.272	99.13158	24.46
14	6	60.32	99.21053	22.73
15	5.1	60.392	99.32895	21.24



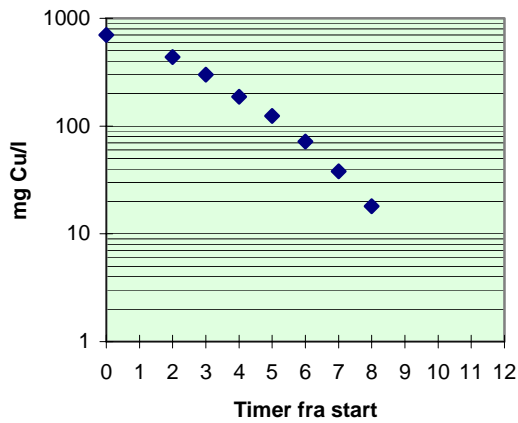
Figur 25. Elektrolyse 25.-26.09.96



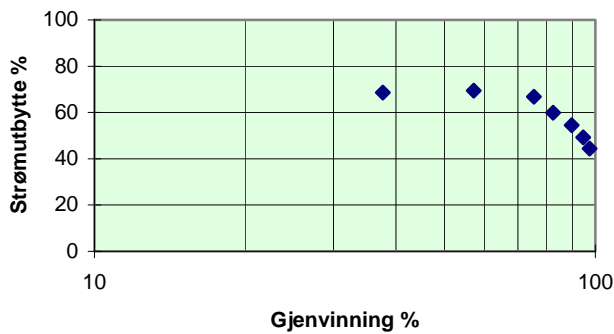
Figur 26. Elektrolyse 25.-26.09.96. Strømutbytte i % som funksjon av % gjenvinning.

Tabell 13. Elektrolyse 26.09.96.

Start 26.09.96	915			
Stopp 26.09.96	1715			
Volum, liter :	80			
Volt - ampere	5V - 13A			
Timer fra start	Cu mg/l	Cu Gjenv. g/80 l	Gjenv. %	Strømutb. %
0	701	0		
2	437	21.12	37.66049	68.58
3	300	32.08	57.20399	69.45
4	187	41.12	75.39474	66.76
5	124	46.16	82.31098	59.96
6	72	50.32	89.72896	54.47
7	38	53.04	94.57917	49.21
8	18	54.64	97.43224	44.36



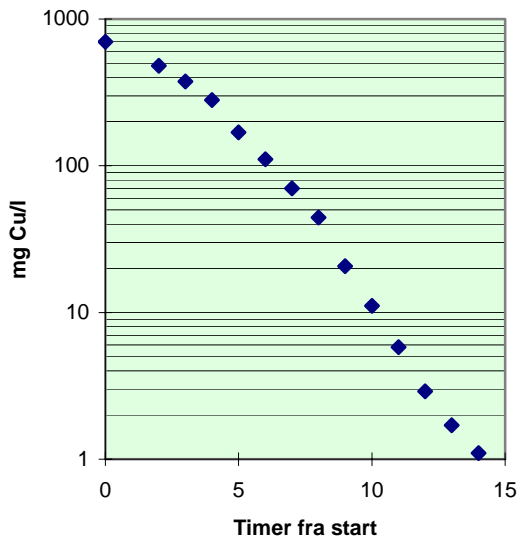
Figur 27. Elektrolyse 26.09.96.

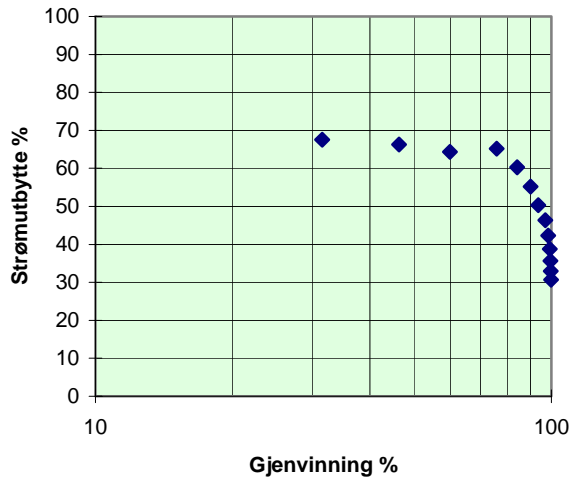


Figur 28. Strømutbytte i % som funksjon av % gjenvinning.

Tabell 14. Elektrolyse 26.-27.09.96.

Start	26.09.96 1845			
Stopp	26.09.96 0745			
Volum, liter :	80			
Volt - ampere	3,5 V - 11 A			
Timer fra start	Cu mg/l	Cu Gjenv. g/80 l	Gjenv. %	Strømutb. %
0	700			
2	480	17.6	31.43	67.54
3	376	25.92	46.29	66.31
4	281	33.52	59.86	64.32
5	169	42.48	75.86	65.21
6	111	47.12	84.14	60.28
7	70	50.4	90.00	55.26
8	44.5	52.44	93.64	50.31
9	20.7	54.344	97.04	46.34
10	11.1	55.112	98.41	42.30
11	5.8	55.536	99.17	38.75
12	2.9	55.768	99.59	35.67
13	1.7	55.864	99.76	32.98
14	1.1	55.912	99.84	30.65

**Figur 29.** Elektrolyse 26.-27.09.96.



Figur 30. Strømutbytte i % som funksjon av % gjenvinning.

Vedlegg C. Brev fra Kemira Chemicals AS



Norsk Institutt for Vannforskning
 Postboks 69, Korsvoll
 0808 OSLO
 Att.: Egil Rune Iversen

Vår ref.: AB/eh

Dato: 4. mars 1997

Vedr.: Fe-slam fra Røros

Vi viser til møtet 17. februar og avtale om å undersøke mulighetene for gjenbruk av Fe-slam fra rensing av sigevann fra nedlagt gruve.

Prøven som vi mottok på møtet er testet og funnet mulig å benytte som råvare i produksjon av JKL, dvs at varen må oppkonsentreres i forhold til konsentrasjon i mottatt prøve.

Transporten fra Røros til Fredrikstad kan best arrangeres med konsentrert vare, dvs i tørr form. Transportpriser ligger i området 3-400 kr pr tonn produkt, basert på fulle laster som er min. 30 tonn.

Returtransport kan muligens arrangeres og vil redusere kostnadene noe.

Som nevnt på møtet ser vi ikke at produktet har positiv verdi utover bidrag til et positivt livsløp for våre produkter.

Vi håper at dette kan være av interesse og ser frem til å høre fra Dem.

Vennlig hilsen
 KEMIRA CHEMICALS AS
 Kemwater
 for Ada Brinchmann

Betsy Hval

11A-11DATA-DMR\Admin\NIVA - Fe-slam fra Røros.doc
 Kemira Chemicals AS: Kemwater

KEMIRA CHEMICALS AS
 TITANGATA 2A PB. 1177
 1631 GML. FREDRIKSTAD
 NORGE

TELEFON
 69 35 85 85
 ORDRE TLF.
 69 35 85 75

TELEFAX
 69 35 85 95

BANKGIRO 5122.05.35324
 POSTGIRO 0806.5506662
 FORETAKSNR.
 NO 941 559 190 MVA

AVD. KONTOR HØVIK
 VERITASVN. 1
 1322 HØVIK

TELEFON
 67 56 58 70
 TELEFAX
 67 56 58 88