

APRIL- 2013  
DIREKTORATET FOR MINERALFORVALTNING

# UTREDNING AV RENSETEKNOLOGISKE LØSNINGER FOR LØKKEN GRUVEOMRÅDE, MELDAL KOMMUNE





APRIL- 2013  
DIREKTORATET FOR MINERALFORVALTNING

# UTREDNING AV RENSETEKNOLOGISKE LØSNINGER FOR LØKKEN GRUVEOMRÅDE, MELDAL KOMMUNE

OPPDAGSNR. 139157  
DOKUMENTNR. 01  
VERSJON 1e  
UTGIVELSESDATO 30.04.2013  
UTARBEIDET Stein Broch Olsen / Flemming Dahl/ Tore Østeraas / Adorjan Horvath /Erik Heyer/Simona Robba/ Roger M. Konieczny  
KONTROLLERT Flemming Dahl / Erik Heyer / Tore Østeraas /Stein Broch Olsen  
GODKJENT Stein Broch Olsen



## FORORD

Klima- og forurensningsdirektoratet (KLIF) på Nærings- og handelsdepartementet (NHD) i brev av 23. juli 2008 å utrede mulige forurensningsbegrensende tiltak i Løkken gruveområde og utarbeide en tiltaksplan innen 1. september 2009. NHD ga Bergvesenet i brev av 26. september 2008 i oppdrag å utrede stabilisering og flytting av veltmasser. Det ble under høringsprosessen til denne rapporten satt krav om utredning av renseteknologiske løsninger.

NHD har i brev av 27.8.2012 gitt DMF i oppdrag å utarbeide en rapport som vurderer mulige forurensningsbegrensende tiltak ved Løkken gruver innen 1.5.2013. Føringsene for rapporten har vært kravene i pålegget fra KLIF av 23. juli 2008 som setter som mål for ferdige tiltak:

- › All forurensning fra Fagerlivatnet til Bjørnlivatnet skal opphøre.
- › Kobberkonsentrasjonen ved inntak til Raubekken kraftstasjon skal ikke overstige 0,175 mg/l.
- › Kobberkonsentrasjon ved målestasjon i Orkla skal ikke overstige 10 µg/l.

COWI har i den anledning gått gjennom alle foreliggende mekaniske rensemetoder som kan anvendes, prosesser som enda ikke er utprøvd som pilot- og ferdige anlegg, men også prosessanlegg som har vært i drift, og som vi har kunnet hente ut driftserfaringer fra.

I tillegg har vi sett på metoder for å avgrense avrenning fra veltene på Løkken, samt om det er andre, naturbaserte rensemetoder som kan være aktuelle å benytte for å rense gruvevann, grunnvann og avrenningen som i dag skjer fra veltene.

Våre arbeider bygger videre på eksisterende undersøkelser som er utført på Løkken gruver, men har i tillegg innhentet kompletterende informasjon hvor dette har vært nødvendig, samt satt fram nye tanker og ideer om hvordan KLIFs mål kan nås.

Vi vil benytte anledningen til å takke for oppdraget og godt samarbeide med spesielt Direktoratet for Mineralforvaltnings representant Siw-Christin Taftø samt ordfører i Meldal kommune Are Hilstad og adm. Direktør i Chr. Salvesen & Chr. Thams, Arve Slørdahl.

*Prosjektleder COWI AS: Stein Broch Olsen*

## SAMMENDRAG

Foreliggende rapport er skrevet av Cowi AS på oppdrag fra Direktoratet for Mineralforvaltning. Bakgrunnen er et pålegg fra Klif om å utrede mulige forurensningsbegrensende tiltak i Løkken gruveområde. Som et ledd i arbeidet har direktoratet engasjert Cowi AS for å vurdere mulige forurensningsbegrensende tiltak ved Løkken gruver. I utgangspunktet ønsket direktoratet at fokus skulle settes på mekanisk/kjemiske renseprosesser. I løpet av utredningsperioden kom det imidlertid frem opplysninger som tilsa at også naturbaserte løsninger burde tas med. Rapporten er derfor blitt langt mer omfattende enn det oppdraget tilsa.

Cowi AS har valgt å løse oppdraget ved å dele stoffet i 4 hovedavsnitt:

1. Bakgrunnsstoff.
2. Undersøkelser og tiltak i Raubekken.
3. Alternative renseløsninger og tiltak.
4. Mekanisk/kjemiske vannrensemeter.

I bakgrunnsstoffet gjennomgås all relevant informasjon som finnes i skriftlige kilder eller som er gjort tilgjengelig gjennom muntlige overleveringer. Avsnittet tar innledningsvis for seg områdets geologi, malmen og gruva og en historisk oversikt over de tiltak som er gjort for å begrense avrenningen av forurenset gruvevann. Deretter er forurensningskildene slik de ligger i dag beskrevet relativt inngående, både ut fra eksisterende dokumentasjon og fra egne observasjoner. Det er særlig lagt vekt på å beskrive velteområdene etter som disse sannsynligvis representerer en av de største forurensningskildene i dag. Også Raubekken er gitt plass i dokumentet. Diffus innlekking av tungmetaller i bekken medfører at Klifs utslippskrav ikke kan tilfredsstilles selv om vannet fra gruva og veltene fullrenses. Cowis undersøkelser våren 2013 avdekket flere innlekkingspunkter med høye tungmetallkonsentrasjoner i bekkeleiet.

I området Fagerlivatnet – Bjørnlivatnet er eksisterende deponier for gråberg og avfall fra gruvene beskrevet ut fra en forurensningsmessig synsvinkel. Hverken deponiene eller bunnsedimentene i vannene representerer store forurensningskilder, men kan bidra til at 0-utslippskravet til Bjørnlivatnet blir vanskelig å oppfylle. Et spesielt forhold som er tatt med i vurderingen er at oppsprekking av gruvetaket etter tidligere ras kan gi lekkasje av bunnvann fra Fagerlivatnet inn i gruverommet. Dette kan føre til at vannmengden som må renses øker.

Eksisterende tiltak mot forurensende avrenning er beskrevet og vurdert ut fra at tiltakene kan bli aktuelle å inkorporere i et fremtidig renseopplegg.

### **Massebalanser og KLIFs krav**

Massebalansen har vist at den totale mengde av kobber i Raubekken i det hydrologiske år 2011-2012 har vært på ca. 9 tonn, hvorav 2,7 tonn er blitt ført ut av Bjørnlivatn til Raubekken. Gjennomsnittsverdiene for perioden 2005-2012 er henholdsvis 18,1 tonn/år og 4,8 tonn/år. Beregningene viser, at kun 25-30% av kobberet i Raubekken stammer fra oppsamlet drens- og gruvevann, mens de resterende 70-75% føres som diffus avrenning til Raubekken. En enkelt måling av kobberkonsentrasjonen oppstrøms Løkken indikerer at bakgrunnsbelastningen av Raubekken utgjør mindre enn 1% av kobberet som foreligger ved kraftverkets inntak.

Beregningen viser at det ved en renseteknisk løsning alene ikke er mulig å oppfylle KLIF's krav om maks. 0,175 mg/l Cu ved inntaket til kraftverket. KLIF's krav kan derfor kun oppfylles hvis det etableres ytterligere forurensningsbegrensende eller oppsamlede tiltak som reduserer den diffuse avrenningen.

### **Rensemetoder og capping av velter**

Et av hovedkapitlene i rapporten er gitt overskriften «Alternative renseløsninger og tiltak». Med dette menes passive tiltak som er basert på selvdrevne, naturlige prosesser. I utgangspunktet er dette robuste anlegg som har lavt energiforbruk og krever liten driftsoppfølging.

Innledningsvis i kapitlet beskrives en dobbel bunn-løsning for å skille rent vann og forurenset vann i Raubekken. Hvis anlegget fungerer etter planen vil Raubekken bli forurensningsfri og vil renne gjennom Løkken i et bekkeløp som visuelt avviker lite fra dagens tilstand. Det forurensete vannet fanges opp og ledes til reaktivt damanlegg på campingplassen, det kan også være aktuelt med et renseanlegg plassert nedstrøms campingplassen for å unngå tilbakepumping. Anlegget er beskrevet med et oksidasjons- og pH-justeringsanlegg, sedimentasjonsdam, reaktiv kanal og en etterpoleringsdam. Campingplassen er nå omregulert til parkareal. Renseanlegg med vannspeil og riktig formgivning av rensesystemene kan bli et positivt opplevelsesmoment i den nye parken.

Capping av velter og deponier vil sannsynligvis bli ett av de viktigste tiltakene for å begrense volumet av tungmetallholdig vann som må renses. Cappingmaterialet og utleggingsmetodikken er beskrevet i detalj etter som erfaringene med capping på landjorden er lite kjent. I alt 80 daa velter er foreslått cappet med et kombinasjonsprodukt bestående av olivin, kalsiumbentonitt og vannglass. Når cappingen dekkes med jord, vil den være tilnærmet vedlikeholdsfri i lang tid fremover.

Også i området Fagerlivatnet – Bjørnlivatnet kan det være aktuelt å sette inn alternative tiltak for å begrense tungmetallavrenningen. I rapporten er det beskrevet hvordan Fagerlivatnet kan bygges ut til et reaktivt damanlegg med sedimentasjonsbasseng, reaktiv kanal og etterpoleringsbasseng. Ved å cappe bunnen i etterpoleringsbassenget stoppes eventuell vannlekkasje gjennom sprekker i gruvetaket og forurensete bunn-sedimenter isoleres slik at utlekking av tungmetaller hindres.

Kapitlet om alternative renseløsninger avsluttes med en oversikt over investerings- og driftskostnadene for de forskjellige anleggene. For å oppnå 0-utslipp fra Fagerlivatnet og fullrensing av Raubekken kreves det en investering på ca. kr 35 mill.

I tillegg til de alternative løsningene inneholder rapporten en detaljert beskrivelse av mekanisk/kjemiske renseteknologier. Kapitlet innledes med en oversikt over hvilke forutsetninger som er lagt til grunn for vurderingene.

I rapporten er fire konvensjonelle renseteknologier undersøkt og vurdert:

- › Nøytralisering og felling
- › Ionebytte, nøytralisering og felling
- › Væske-væske ekstraksjon
- › Membranteknologi

Ved nøytralisering heves pH-en i det sure drens- og gruvevann, hvoretter alle metallene utfelles som hydroksider. Hvis kalk anvendes som base fjernes også sulfat som utfelles som gips ( $\text{CaSO}_4, 2 \text{H}_2\text{O}$ ). Slammengden blir stor og medfører betydelige deponeringskostninger. Ved å resirkulere en del av slammet, kan forbruket av kalk minskes og tørrstoffinnholdet i slammet økes helt opp til 60%. Denne metoden heter HDS (High Density Sludge) og er anvendt til behandling av AMD fra mange miner i utlandet – primært fordi kalk er et særdeles billig tilsatzmiddel. Ved bruk av kalk dannes imidlertid store mengder slam som skal deponeres, og samtidig er vedlikeholdelsesomkostningene høye pga. massive avleiringer i renseanlegget.

Nøytralisering med natronlut (50% NaOH, væske) er dyrere i kjemikalieforbruk, men genererer langt mindre slam fordi sulfat ikke fjernes. Samtidig unngås de høye vedlikeholdsutgiftene fordi rør, tanker og utstyr ikke tettes av kalk. Magnesiumoksid (MgO, pulver) er et meget billig alternativ som heller ikke feller ut sulfat og hvor man dermed unngår gipsutfellinger og dannelsen av store mengder slam. Sammenlignet med HDS metoden blir mengden av slamtørrstoff ved begge metoder kun ¼, men da slammet kun kan avvannes til ca. 30% TS blir slammengden ca. halvparten så stor. Bruk av MgO som base krever ekstra tanker til oppslemming og til at renseanleggets reaksjonstanker blir noe større. De økte anleggsutgifter for dette kan likevel raskt inntjenes i reduserte utgifter til innkjøp av base.

Ionebytting er en teknologi hvor jern(III) og kobber selektivt fjernes i kolonner med ionebytterharpiks, hvoretter de resterende metaller felles med nøytralisering. Ionebytterne består typisk av flere parallelle kolonner som hver typisk har 2 kolonner i serie. Når harpiksen i den første er i ferd med å være mettet, begynner utløpskonsentrasjonen herfra å stige. Kolonnen regenereres med svovelsyre ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) og innsettes som 2. kolonne, hvoretter rensingen gjenopptas. Kobber og jern vil i eluatet være oppkonsentrert med en faktor 20 og kan heretter opparbeides så kobber og jern kan selges. Opparbeidelsen av kobber kan skje ved at den reduseres ut ( $\text{Cu}_0$ ), felling som sulfider ( $\text{CuS}$ ) eller ved elektrolyse. Jern opparbeides til jernsulfat, som forventes å kunne selges som fellingskjemikalie til alminnelige renseanlegg for spillvann/avløpsvann. Slammet fra nøytraliseringen



etter ionebytting består hovedsakelig av  $\text{Al}(\text{OH})_3$  og  $\text{Zn}(\text{OH})_2$  og utgjør bare ca. 23% av slammengden som dannes ved nøytralisering uten foregående ionebytting.

Væske-væske ekstraksjonen er en forholdsvis komplisert prosess, hvor en flytende organisk ionebytter anvendes til "ekstraksjon" av forskjellige ioner fra vannløsninger. LIX-produkter er gjennom mange årtier blitt utviklet og anvendt til å utvinne kobber fra kobbermineraler. Det var derfor nærliggende at man på 70-tallet forsøkte å anvende forskjellige LIX-produkter til også å ekstrahere kobber fra gruvevann. Metoden er likevel aldri blitt noen suksess, hvilket nok også skyldtes at konsentrasjonen av metallene i gruvevannet er forholdsvis lav. I 2008 utviklet Battelle Instituttet i USA en ny væskeekstraksjonsmetode (VEP-prosessen), hvor både metaller og sulfat holdes tilbake. Metoden ligner de faste ionebytterne, idet metallene også her opptas i en organisk fase som frigir hydrogen eller natriumioner. Når ekstraktet er mettet, regenereres dette med svovelsyre, hvor metallene igjen frigis. Det nye er at man også kan fjerne sulfat. Det fremstår uklart hvordan metallene selektivt utskilles og opparbeides, og uten disse prosesser synes teknologien ikke å være mer hensiktsmessig enn den alminnelige nøytraliseringen.

Membraner fungerer som siler med veldig små poreåpninger som tillater at vann passerer, mens ioner og partikler holdes tilbake. Dermed oppkonsentreres all forurensning og andre ioner i konsentratet, som typisk utgjør 10-30 % av den opprinnelige vannstrømmen. Vannet som passerer membranen er derimot meget rent. Teknologien anses ikke som en egnet renseteknologi for drens- og gruvevann, men kan brukes til forbehandling av delstrømmer, idet etterfølgende prosessstrinn kan dimensjoneres mindre.

### **Dimensjonering av en fullskalaløsning**

Hverken mengden og sammensetningen av det drens- og gruvevannet som skal renses er kjent. Capping av veltene, oppsamling av drensvann fra diffuse avstrømning og endringer i gruvens renseseffekt vil ha betydelig innflytelse på kvalitet og kvantitet. I beregningene for fullskalarensaneanlegget er det forutsatt at det skal behandles  $620.000 \text{ m}^3/\text{år}$  og at konsentrasjonen av de viktigste metaller i drens- og gruvevannet er  $600 \text{ mg/l Fe}$ ,  $100 \text{ mg/l Al}$ ,  $40 \text{ mg/l Cu}$  og  $40 \text{ mg/l Zn}$ . Sammensetningen er valgt ut fra måledata for eksisterende delstrømmer inn og ut av gruen.

Gruven forutsettes å kunne brukes som hydraulisk buffer. Under kraftig regn eller snøsmelting stoppes pumpingen av gruvevann, så anlegget kun behandler drensvann. Anlegget er dimensjonert til å kunne rense  $90 \text{ m}^3/\text{time}$  og er tilrenningen større enn dette pumpes overskytende drensvann ned i gruen. Anlegget kan plasseres på Løkken eller ved Wallenberg. Hvis det ikke er passende bygninger som kan brukes, etableres rensaneanlegget i en ny industribygning.

Som fullskalaløsning er en simpel nøytralisering og felling (metode 1) samt en ionebytting med etterfølgende nøytralisering og felling (metode 2) foreslått.

### **Anleggs- og driftsøkonomi for et fullskalaanlegg**

Kostnader forbundet med capping av veltene er med de metoder som her er foreslått  $16,5 \text{ mill. kr}$ . Et reaktivt rensaneanlegg anlagt på campingplassen som tar hand om grunnvannsinnsiget til Raubekken vil koste i størrelsesorden  $4 \text{ mill. kr}$ . I

t tillegg kommer kostnader for å avskjære grunnvannet og føre det til renseanlegget, på rundt 1 mill. kr. Denne løsningen kan anvendes i kombinasjon med et konvensjonelt eller et reaktivt renseanlegg for rensing av drensvannet samt oppumpet vann fra gruve. Driftsutgiftene vil ligge i størrelsesorden 3,8 mill kr pr. år for et reaktivt anlegg.

Om en velger å anlegge et reaktivt fullrenseanlegg ved Fagerlivatnet for å ta hand om rensing av gruvevann og drensvann, vil kostnadene bli 12,5 mill. kr. Det er da tatt utgangspunkt i at drensvannsmengden blir vesentlig redusert og at dette vannet kan føres til gruve som i dag. Dagens kalkingsanlegg opprettholdes. Driftsutgifter blir da rundt 0,5 mill kr i tillegg til kostnader for kalkanlegget.

Nøytraliseringsanlegget er en kjent og velutprøvd teknologi. Anleggsomkostningene er anslått til 11,6 mill. kr. for renseanlegget og 8 mill. kr. for bygningen. De årlige driftsutgifter er beregnet til 21 mill. kr. hvis det anvendes natronlut til nøytralisering.

Hvis slammet ikke kan deponeres lokalt kan det kjøres til Orkanger og herfra seiles til Langøya for deponering. De årlige omkostninger for transport og deponering av slam er beregnet til 4,0 mill. kr.

Anleggsutgiftene for ionebyttingsanlegget er beregnet til 27 mill. kr. samt 9 mill kr. til bygningen. Driftsutgiftene er beregnet til 26,7 mill. kr. hvis det anvendes natronlut til nøytralisering. Inntektene fra salg av kobber og jernsulfat er anslått til 2 mill. kr. Da mengden av slam reduseres til ca. ¼ utgjør transport og deponeringsomkostningene for slammet kun 0,9 mill. kr.

For begge metoder utgjør innkjøp av natronlut med 16,7 mill. kr./år størstedelen av anleggets driftsutgifter. Magnesiumoksid er vesentlig billigere og kan brukes som alternativ base. Teknologien er ikke så velutprøvd og krever noen flere komponenter og større tanker som igjen øker anleggsomkostningene. Driftsutgiftene vil likevel reduseres med hele 12,5 mill. kr./år, og investeringen vil således raskt være tilbakebetalt.

### **Laboratorie- og pilotforsøk**

Laboratorieforsøk er vesentlig billigere, lettere og hurtigere å gjennomføre enn pilotforsøk. Samtidig kan mange relevante parametere til dimensjonering og budsjettberegninger med stor sikkerhet bestemmes ut fra disse forsøkene.

De anbefalte forsøkene omfatter a) redoksforhold, reaksjonstid og kjemikalieforbruk ved oksidasjon av jern(II) med hydrogenperoksid; b) nøytraliseringen av vannet, utfellingen av hydroksider med forskjellige baser og restkonsentrasjoner i vannet; c) slamegenskaper som slamvolum, kompresjon, avvanning og utvasking; d) batch og kontinuerlige forsøk med opptak av metaller i ionebytterharpikser, regenerasjonen av harpiksen og restkonsentrasjoner av metallene i vann; samt e) opprensing- og opparbeidelsesprosessene for kobber og jern.

Før det endelige valg av renseteknologi treffes, bør laboratorieforsøk for begge rensemetoder gjennomføres, samt for det reaktive, naturbaserte renseanlegget.

Etter laboratorieforsøkene kan man velge også å utprøve en eller flere prosesser i et pilotanlegg. Det kan gi noen langtidserfaringer som kan være verdifulle for valg og design av et fullskalaanlegg.

Uansett hvilken rensemetode som velges til fullskalaanlegget vil nøytralisering av drens- og gruvevannet være et sentralt element. Forbruket av base er den største enkeltstående driftsutgiften og mekanismene og konsekvensene ved bruk av Magnesiumoksid som tilsettes oppslemmet, bør derfor avdekkes.

### **Konklusjon og anbefaling**

Massebalansen for kobber har vist at det ved en renseteknisk løsning alene ikke er mulig å oppfylle KLIF's krav, disse kan kun oppfylles dersom det etableres ytterligere forurensningsbegrensende eller oppsamlede tiltak. Det er dermed tre tiltak som bør gjøres uansett valg av rensemetoder:

1. Rense vannet som renner fra Fagerlivatnet til Bjørnlivatn. Her har KLIF satt et krav om 0-utslipp. Hvor realistisk dette er, kan og bør diskuteres, men for å få ned utslippene til et lavest mulig nivå, foreslås en reaktiv barriere som bygges for å fange opp avrenning fra Bergulmyra. Avskjærende grøft bør graves for å lede bort rent vann ved industriområdet og nordre del av Fagerlivatnet bør cappes for å isolere forurensete sedimenter og hindre lekkasje av forurenset vann til gruverommene.
2. Det må etableres en løsning for å fange opp det forurensete grunnvannet som føres til Raubekken, dette foreslås kombinert med et reaktivt, naturbasert renseanlegg på campingplassen på Løkkensiden. Det er imidlertid også mulig at et konvensjonelt anlegg kan ta hånd om dette vannet, om det legges på Løkkensiden. Innlekkingen av tungmetallholdig vann i Raubekken kan fanges inn med en dobbel bunn-løsning.
3. For å få ned mengde forurenset drensvann, samt forurenset grunnvanninnsig til Raubekken og gruva, bør veltene cappes.

I tillegg til disse tiltak må drens- og gruvevann renses. Ved at veltene cappes, og mengden av forurenset drensvann vil kunne reduseres vesentlig, legges det opp til at drensvannet kan føres gjennom graven, om drensvannet skal renses på Fagerlivatn-siden. En unngår da å måtte legge en egen pumpeledning fra Løkkensiden og over til Fagerlivatn. Det skal likevel nevnes at det er usikkerhet rundt bruk av graven til drensvanntransport, noe som er videre omtalt i rapporten.

Gruven vil fungere som en buffer for å sikre en kontinuerlig vannstrøm til et renseanlegg både om anlegget anlegges på Fagerlivatn eller blir plassert på Løkkensiden.

På Løkkensiden kan drens- og gruvevann føres til renseanlegget med gravitasjon om anlegget plasseres på campingplassen eller i et av de eksisterende, lavereliggende byggene ved Løkken gruver. På Løkken er det bare plass til et konvensjonelt renseanlegg, for et reaktivt anlegg er det kun plass til å rense det nevnte grunnvannsinnsiget til Raubekken, ellers må dette plasseres i Fagerlivatn.

For valg av rensemetode for drens- og gruvevannet anbefaler vi at det gås videre med to løsninger, et konvensjonelt og et reaktivt, naturbasert anlegg.:

1. En enkel nøytralisering og felling på Løkkensiden (metode 1).
2. Fagerlivatnet bygges ut til et fullverdig, reaktivt anlegg (metode 2).

Metode 1 kan bygges raskt og eksisterende bygninger, f.eks siloen ved Raubekken, kan benyttes på Løkkensiden. Anlegget kan rense både vann fra gruve, samt grunnvannsinnsiget til Raubekken. Metoden er vel utprøvd og vil gi et driftssikkert anlegg. Om Magnesiumoksyd kan benyttes i stedet for Natronlut, vil også de årlige driftskostnader reduseres vesentlig. Siden metoden ikke feller ut sulfat/gips, vil også driftssikkerheten bli stor. Ulempen er behov for deponering av slam, samt at det ikke kan gjenvinnes metaller i prosessen. Om det er ønskelig, politisk eller av andre grunner, må det legges til et trinn med ionebyttere, men dette anbefales ellers ikke som renseløsning på Løkken p.g.a. høyere kostnader og kompleksitet.

Metode 2 er i utgangspunktet det vi vil anbefale med tanke på lang levetid og lave driftskostnader. P.g.a. av plassbehov er det kun aktuelt å plassere dette anlegget i Fagerlivatn, dermed må drenevannet renne fra Løkkensiden og til Wallenberg gjennom gruve som i dag. Det er ikke kjent hvordan bunnforholdene er i vannet, og en oppbygging av voller, samt andre landskapsmessige inngrep kan vise seg dyrere enn estimert. Metoden er vel utprøvd, men det må verifiseres renseseffekten på det aktuelle gruve- og drenevannet. Størrelsen på anlegget kan først bestemmes etter at denne verifisering er gjort. Løsningen tar hand om utslippene fra deponiene rundt Fagerlivatn, og det kan være mulig at rensetrinnet mellom Bjørnlivatnet og Fagerlivatn kan droppes om det gjøres en delvis capping av Fagerlivatn.

Metoden forutsetter også at dagens løsning med felling i Fagerlivatn beholdes, det betyr at også for denne metoden vil det være store kostnader forbundet med nøytralisering av gruvevannet. Produsert slam blir heller ikke borte, men blir innlagret i Fagerlivatn. Heri ligger også noe av grunnen til at vi opprettholder metode 1 som en løsning, fordi disse to metodene med fordel kan kombineres ved Fagerlivatnet. Da erstatter metode 1 dagens felling med kalk og slam kan tas ut og deponeres eksternt, eller i Fagerlivatn.

Vi anbefaler derfor at endelig valg av metoder og evt. kombinasjoner av metoder, blir avgjort når en har fått verifisert hvilket fellingskjemikalie som kan anvendes, samt hvordan det reaktive materialet reagerer på det aktuelle gruvevannet. En vil da kunne sette opp et korrigert kostnadsbilde for de enkelte prosessene og avgjøre hvilken løsning eller løsningskombinasjon som faller heldigst ut.

Våre anbefalinger forutsetter at de foreslåtte laboratorietester og pilotforsøk viser at løsningene fungerer rensesmessig slik som forutsatt.

# INNHOOLD

<b>1</b>	<b>Innledning</b>	<b>18</b>
1.1	Anmerkninger til renskravene	18
1.2	Beskrivelse av oppdraget	19
1.3	Tillegg	20
1.4	Arbeidsopplegg	20
<b>2</b>	<b>Bakgrunn</b>	<b>21</b>
2.1	Naturgitte forhold	21
2.1.1	Beliggenhet	21
2.1.2	Områdets geologi	21
2.1.3	Malmen og gruva	22
2.2	Tiltak mot forurensning - Historikk	24
2.3	Forurensningskilder knyttet til Løkken verk	25
2.3.1	Omfang av gruveavfallet	25
2.3.2	Velteområdet på Løkkensiden	26
2.3.3	Slamdammen på Løkken	29
2.3.4	Bjønndalsdammen	29
2.3.5	Gruva	29
2.3.6	Grunnvannsavrenning til Raubekken	30
2.3.7	Fagerlivatnet med omgivelser	35
2.4	Eksisterende tiltak mot forurensende avrenning	36
2.4.1	Avskjærende grøfter på velteområdet	36
2.4.2	Gruva som renseanlegg	36
2.4.3	Fagerlivatnet med kalkingsanlegg	37
2.5	Sammendrag av forurensningsstatus	37
2.6	Teoretiske kobberkonsentrasjonen i Raubekken ved effektiv rensning av de oppsamlede vannstrømmer	39
2.7	Konklusjon	40
<b>3</b>	<b>Forslag til fremtidige tiltak og undersøkelse</b>	<b>42</b>
3.1	Undersøkelser og tiltak som kan iverksettes for å fange opp ikke spesifiserte tilsig til Raubekken	42
3.1.1	Stabilisotopundersøkelser	45
3.1.2	Målestasjoner i Raubekken og grunnvann	45
3.1.3	Modellering	45
<b>4</b>	<b>Alternative renseløsninger og tiltak</b>	<b>47</b>
4.1	Tiltak for å fange opp diffuse tilsig til Raubekken	47
4.1.1	Brønner i fjell	48

4.1.2	Dobbel bunn-løsning i Raubekken	48
4.2	Capping av velter og deponier	49
4.2.1	Dekkmaterialets reaktivitet	50
4.2.2	Olivinens egenskaper	51
4.2.3	Dekkmaterialets permeabilitet	52
4.2.4	Utlekking av cappingmaterialet	53
4.2.5	Toppdekke	55
4.2.6	Krav til velteoverflaten	55
4.2.7	Forbruk av cappingmateriale	55
4.2.8	Capping i vann	56
4.3	Capping av veltene i Løkkenområdet	57
4.3.1	Bakgrunn	57
4.3.2	Nåværende tildeknings situasjon på veltene	57
4.3.3	Den praktiske utførelsen av cappingen.	58
4.4	Tiltak i området Fagerlivatnet - Bjørnlivatnet	59
4.4.1	Bakgrunn	59
4.4.2	Innhenting av informasjon før tiltak iverksettes	59
4.4.3	Avrenning fra deponerte massene i Bergulmyra (A)	60
4.4.4	Avrenning fra industriområdet (B)	61
4.4.5	Avrenning gjennom sprekker i bunnen av Fagerlivannet (D)	62
4.4.6	Avrenningen fra forurensninger i og ved Bjørnlivannet (C)	63
4.5	Rensing i reaktive damanlegg	64
4.5.1	Oksidasjon og pH-justering	65
4.5.2	Felling av slam	67
4.5.3	Reaksjonskammerets funksjon	67
4.5.4	Etterpolering	68
4.5.5	Rensing av gruvevannet i reaktive damanlegg	68
4.5.6	Reaktivt anlegg på slamdammen	69
4.6	Bruk av Fagerlivatnet eller områdene rundt Fagerlivatnet til reaktivt damanlegg	71
4.6.1	Gråbergtippen på Vedmyrtoppen (A)	73
4.6.2	Industriområdet ved Wallenberg sjakt (B)	73
4.6.3	Fagerlivatnet som reaktivt damanlegg (C)	73
4.6.4	Drift	75
4.7	Kostnader	75
4.8	Anbefalinger	78
4.9	Forprosjekt	78
5	Gjennomgang av vannrensemetoder	79
5.1	Forurenset vann fra Løkken	79
5.1.1	Mengde og sammensetning av vann som skal renses	80
5.2	Nøytralisering og felling	82

5.2.1	Hydroksidfelling	82
5.2.2	HDS-metoden	85
5.2.3	Sulfidfelling	87
5.3	Ionebytte	88
5.3.1	Kanadisk undersøkelse	89
5.3.2	Lewatit TP207 (imino-diaceticacid)	91
5.3.3	Purolite S960 (bis-picolylamin)	93
5.3.4	Amberlite IRC748 (iminodiacetic acid)	94
5.4	Væske-væske ekstraksjon	94
5.4.1	Teknologiens utvikling	95
5.4.2	Væskeekstraksjonens begrensninger	95
5.4.3	Solvent extraction	95
5.4.4	Value Extraction Process (VEP)	96
5.5	Membranteknologi	98
5.5.1	Utfelling av gips	99
5.5.2	Rensning av deponiperkolat ved nanofiltrering	100
5.5.3	Rensing av AMD ved bløtgjøring og omvendt osmose	100
5.6	Opparbeidelse av metaller	102
5.6.1	Reduksjon av kobber	102
5.6.2	Elektrolyse	105
5.6.3	Pigmentfremstilling	107
5.6.4	Fremstilling av metallsulfatsalter	108
5.6.5	Metallsulfider	108
5.7	Deponering av restprodukter	109
5.7.1	Frigivelse av metaller fra gipsholdig HDS slam	110
5.7.2	Deponering og utvasking av metallhydroksider fra slam uten gips	111
5.8	Valg av rensemetode	113
5.8.1	Utvinning av metaller	114
5.8.2	Kombinasjon av renseteknologier	114
6	Case beskrivelser	116
6.1	Case 1: HDS-metoden i Falun	116
6.1.1	Prosessbeskrivelse	116
6.1.2	Kalkdosering og resirkulasjon	117
6.1.3	Vannkvalitet i inn- og utløp	118
6.1.4	Drift av anlegget	118
6.1.5	COWIs vurdering av teknologien	118
6.2	Case 2: Ionebyttesløsning i Falun med gjenvinning	120
6.2.1	Vannkvalitet	121
6.2.2	Prosessbeskrivelse	121
6.2.3	Opparbeidelsesprosessene	122
6.2.4	Drift av anlegget	123

6.2.5	COWIs vurdering av teknologien	123
6.3	Case 3: Ionebyttesløsning i Serbia	124
6.3.1	Vannkvalitet	124
6.3.2	Prosessbeskrivelse	124
6.3.3	Prosjektøkonomi	125
6.3.4	COWIs vurdering av teknologien	125
6.4	Case 4: VEP-prosessen i Folldal	127
6.4.1	Fase 1 forsøk	127
6.4.2	Fase 2 forsøk	127
6.4.3	Fase 3 forsøk	128
6.4.4	Opparbeidelse og avsetning av metallsulfater	128
6.4.5	COWIs vurdering av prosessen	129
6.5	Case 5: ProNors forsøk med AMD fra Folldal	130
6.5.1	COWIs vurdering	131
7	Forslag til fullskala renseanlegg	132
7.1	Metode 1: Nøytralisering	133
7.1.1	Valg av nøytraliseringsmiddel	133
7.1.2	Funksjonsbeskrivelse	134
7.1.3	Foreløpig dimensjonering av fullskalaanlegget og prosessbeskrivelse	141
7.1.4	Anleggs- og driftsøkonomi for nøytraliseringsanlegg	145
7.2	Metode 2: Ionebytte + nøytralisering	147
7.2.1	Funksjonsbeskrivelse	147
7.2.2	Foreløpig dimensjonering av fullskalaanlegget og prosessbeskrivelse	152
7.2.3	Anleggs- og driftsøkonomi for ionebytteanlegg	157
7.3	Plassering av fullskalaanlegg	159
7.4	Bygning til renseanlegget – krav og anleggsoverslag	160
8	Forslag til laboratorie- og pilotforsøk	161
8.1	Laboratorieforsøks fordeler og potensialer	161
8.2	Prosesser som bør undersøkes	162
8.3	Representativt vann til laboratorie- og pilotforsøk	162
8.4	Forsøk med oksidasjon, nøytralisering og felling	163
8.4.1	Oksidasjon av jern(II) til jern(III)	163
8.4.2	Nøytralisering og utfelling av metallhydroksider	165
8.4.3	Oppkonsentrering, avvanning og utvasking av slam	166
8.5	Laboratorieforsøk med selektiv ionebytte	168
8.5.1	Terminologi for ionebytte	168
8.6	Forslag til ionebyttesforsøk	171



8.6.1	Selektiv fjernelse av kobber og jern i to separate ionebytteprosesser	171
8.6.2	Recomets multi-celle karussellsystem	173
8.7	Forsøk med opparbeidelse av metaller fra ionebytte	173
8.8	Fasiliteter og metodikk for laboratorie- og pilotforsøk	174
8.9	Plassering av pilotanlegg	176
8.10	Overslag for økonomien i laboratorieforsøk	177
8.11	Overslag for økonomien i pilotforsøk	177
9	Konklusjon	179
10	Referanser	181
10.1	Referanser til kapitler 2.-3.	181
10.2	Referanser til kapittel 4.	182
10.2.1	Rapporter direkte tilknyttet Løkken gruver	182
10.2.2	Relevante rapporter fra andre gruver.	182
10.2.3	Andre kilder	183
10.3	Referanser til kapitler 5.-8.	183
11	Vedlegg	190

# 1 Innledning

Foreliggende rapport er utarbeidet av COWI i perioden januar til april 2013.

Utallige rapporter og artikler vedrørende forurensingen fra Løkken Gruver og mulige rens tiltak er blitt gransket. Forskningsresultater, leverandøropplysninger og driftserfaringer fra primært Norge, Sverige, Tyskland, USA og Canada er blitt samlet inn, vurdert og sammenholdt med COWIs egne erfaringer med rensing av gruvevann og spillvann fra gruve og industrianlegg, samt Forsvarsbyggs erfaringer med capping og passive rens metoder. Aktuelle anlegg i Falun, Sverige er blitt besøkt.

Rapporten behandler alle temaer som er relevante for rensing ved Løkken Gruver. Aktuell rens teknologi beskrives, forklares og vurderes. Rapporten avdekker også en rekke forhold som er essensielle *forut* for en prosjektering og implementering av et fullskalaanlegg, inkludert problematikken omkring diffus avrenning til Raubekken. For en dimensjonerende vannstrøm er det gjort overslag for både anleggs- og driftsøkonomi for de to mest lovende aktive rens metodene samt for en naturbasert, passiv løsning, og det er anbefalt laboratorieforsøk for avklaringer i forkant av endelig valg av rens prosesser.

I samråd med Direktoratet for Mineralforvaltning har COWI AS foretatt enkelte justeringer i utredningsarbeidet med en dreining fra beskrivelse av rene teknisk/kjemiske rens løsninger til også å omfatte løsninger som er bedre egnet til å håndtere diffuse vannstrømmer. Justeringene er beskrevet i avsnitt 1.3."Tillegg".

## 1.1 Anmerkninger til rens kravene

I henhold til KLIFs pålegg av 23.07.2008 skal følgende rens krav tilfredsstilles for Løkkenområdet:

1. All forurensning fra Fagerlivatnet til Bjørnlivatnet skal opphøre.
2. Kobberkonsentrasjonen ved inntaket til Raubekken kraftstasjon skal ikke overstige 0,175 mg/l.

3. Kobberkonsentrasjon ved målestasjon i Orkla skal ikke overstige 10 µg/l

I tilbudsforespørselen er det i utgangspunktet bedt om vektlegging av renseløsninger for gruvevannet, ikke for de diffuse, "ikke spesifiserte" forurensingsstrømmene. Sistnevnte forurensingsstrømmer utgjør imidlertid en avgjørende andel av det totale utslippet til Raubekken og Orkla. Punkt 2 i KLIFs pålegg kan derfor ikke tilfredsstilles selv om gruvevannet fullrenses. Avrenningen av tungmetaller fra Fagerlivatnet til Bjørnlivatnet vil heller ikke opphøre selv om gruvevannet fullrenses. Lekkasjevannet fra deponert, tungmetallholdig materiale i området vil sannsynligvis fortsette å forurense Bjørnlivatnet, og medføre at pkt. 1 i KLIFs pålegg ikke kan overholdes.

## 1.2 Beskrivelse av oppdraget

DMF ønsker en utredning av hvilken renseteknologi, eventuelt en kombinasjon av renseteknologiske løsninger som teoretisk sett er best egnet for å løse forurensningsproblemene knyttet til de forurensete vannstrømmene på Løkken. Utredningen skal forelegges NHD innen 1.5.2013.

I tilbudsforespørselen er innholdet i utredningen definert slik:

1. Det skal utarbeides en oversikt over pilot- og fullskalaanlegg for rensing og gjenvinning/deponering av metallholdig drens vann fra gruver. Kjent teknologi og anvendelse ved gruver med referanser skal vektlegges. Det skal presenteres hvilke driftserfaringer som er gjort for de renseteknologiske løsningene.
2. Som et minimum skal understående teknologier og prosessstrinn utredes:
  - i) Ionebytteteknologi (faste)
  - ii) Ionebytteteknologi (flytende; væske-væske ekstraksjon)
  - iii) Membranteknologi
  - iv) Fellingsalternativer
  - v) Prosesskjemikalier og logistikk
3. For hver renseteknologisk løsning/kombinasjon av løsninger som utredes skal rapporten gi en beskrivelse og vurdering av understående punkter.
  - a) Det skal skisseres hvordan drens- og gruvevann skal håndteres, samt hvordan overvann skal ledes bort. Kostnader i forbindelse med skisserte tiltak skal fremlegges. Det skal utarbeides dimensjoneringsdata for vann- og metallbalanse for pilot- og fullskalaanlegg.
  - b) Det skal skisseres hvor anlegget (ene) mest hensiktsmessig skal plasseres. Dette skal avklares med kulturminnemyndighet og kommune.

- c) Det skal skisseres hvilke rense- og gjenvinningstrinn som bør velges i et prosessvalg for Løkken. Delprosesser samt samlet teknologiløsning skal beskrives. Anbefalt renseløsning skal beskrives. Det skal opplyses om hvilke trinn i prosessen som representerer kjent teknologi og hvilke trinn som forutsetter utprøving på laboratorium eller pilotskala.
- d) Basert på metallberegninger for Løkken skal det beskrives hvilke biprodukter som oppstår under renseprosessen og hvorvidt disse er salgbare eller må deponeres. Markedsverdi på salgbare produkter skal vurderes.
- e) Hvilke tiltak som er nødvendig i flomperioder eller ved driftsstans/vedlikehold for de(n) renseteknologiske løsningen(e) skal beskrives.
- f) Det skal utarbeides kostnader for bygging og gjennomføring av et testprogram knyttet til pilotanlegget.
- g) Det skal utarbeides en beskrivelse av et fullskalaanlegg med omtrentlige dimensjoner og kostnader for bygging og drift.

### 1.3 Tillegg

I løpet av utredningsperioden er det kommet frem opplysninger som tilsier at rammene for oppdraget burde utvides. Dette gjelder spesielt vurdering av robuste, naturbaserte løsninger som krever liten innsats av driftsmidler og driftsoppfølging. I samråd med direktoratet er utredningen utvidet med to hovedtemaer i denne kategorien, nemlig capping og rensing i reaktive damsystemer. Arbeidet med temaene er finansiert som tillegg.

### 1.4 Arbeidsopplegg

I arbeidet med utredningen har COWI AS valgt å følge en miljøstrategisk linje som innebærer at:

- A. *Løsningene skal være miljøvennlige*  
Dette skal oppnås ved at en i størst mulig grad satser på løsninger som er energieffektive og som ikke benytter kjemikalier eller tilsetningsstoffer som kan skade miljøet. Så langt som mulig skal gjenbruk gjennomføres.
- B. *Løsningene skal være robuste*  
Løsningene skal fungere tilfredsstillende med minst mulig tilsyn også i ekstremvær, ved strømbrudd, ved sterke svingninger i vannføring og/eller vannkjemi.
- C. *Løsningene skal være kostnadseffektive*  
De tiltakene som iverksettes skal fungere i svært lang tid. Ved valg av løsninger skal driftsøkonomien tillegges vekt.

## 2 Bakgrunn

### 2.1 Naturgitte forhold

#### 2.1.1 Beliggenhet

Løkken Verk er et tettsted i Meldal kommune i Sør-Trøndelag. Gruvesamfunnet oppsto da det i 1654 ble funnet kobbermalm i området. Navnet Løkken er hentet fra en gård som da lå på stedet. Området vises frem på kartet i **Vedlegg 1** og **Vedlegg 2**, og undersøkte arealet på flyfoto i **Vedlegg 3**.

Gruveområdet og tettstedet sogner til vassdraget Raubekken som har sitt avløp til Orkla, en av Norges beste lakseelver. Raubekken er ikke lakseførende, men forurenses av tungmetallholdig gruveavløp som kan skade laksestammen i Orkla. De tiltakene som gjennomføres mot gruveforurensingen har derfor ikke konsekvenser bare for Løkkensamfunnet, men for hele Orklas dalgang mellom Rennebu og Orkanger.

#### 2.1.2 Områdets geologi

Løkkenområdet ligger innenfor Trondheimsfeltets dekkekompleks med store forekomster av amfibolitter og grønnskifere. Områdets berggrunn- og kvartergeologisk kart er vist i **Vedlegg 4** og **Vedlegg 5**. Området ligger i den øvre dekkeserien, og består utelukkende av bergarter tilhørende Størendekket. Dekket er dominert av lav- og middelgradige, vulkanske og metamorfe intrusivbergarter med ofiolitter hvorav Løkkenofiolitten er ett av bergartskompleksene.

Sulfidmalmforekomsten i Løkkenområdet er av vulkansk opprinnelse knyttet til ofiolittene. Gruvedriften startet i den største ofiolittilknyttede sulfidmalmforekomsten i verden. Malmen er en langstrakt forekomst som består av flere, delvis adskilte malmkropper.

Det forurensede vannets bevegelse i fjellet er i stor grad knyttet til de tektoniske forhold i bergartskompleksene. En detaljert tektonisk beskrivelse, som bl.a. kan være til nytte ved vurderingen av inn- og utlekking fra gruverommene, finnes imidlertid ikke. Beskrivelsen av forkastninger og oppsprekking nedenfor er derfor basert på en tolkning av det generelle tektoniske bildet i området.

I **Vedlegg 6** som viser vassdrag omkring Løkken, ser man Ø-V og VNV-ØSØ strykende strømretning, men også en NØ-SV strykende retning blant bekkene er veldig iøynefallende. Denne strømretningene er tektonisk preformerte, det vil si de følger de hovedtektoniske linjene.

Disse tektoniske linjene kan være til stede også i Løkkenområdet. Malmforekomsten er også i stor grad tektonisk påvirket. Selve gruva, som følger malmens strøkretning, ligger i VNV-ØSØ retning (**Vedlegg 12.**). Dette innebærer at de tektoniske linjer, tilsvarende sprekkesoner og omvandlingssoner er hovedtilsigsveier for grunnvannet. Disse retninger binder sammen gruva med Raubekken.

En overveiende del av sprekke i fjell i området mellom Løkken Gruver og Raubekken kan antas nær vertikale. Det forventes også en del sub-horisontale avlastningssprekker i området; disse kan antas å være viktige bidragsyttere til den regionale grunnvannsstrømmen.

Nåværende beliggenhet av gruva til Raubekken er fremvist i **Vedlegg 15**, hvor et tverrsnitt er lagt gjennom Søndre berghald og de to fjelltoppene på hver side av Raubekken. Beliggenhet av tverrsnittet er vist på kartet, gruva og sjakter er projisert i tverrsnittet. I **Vedlegg 12** vises gruvas beliggenhet på kart.

En kan konstatere følgende:

- De åpne, vannfylte rommene i gruva skaper et betydelig vannsøyletrykk i sprekkesystemene, hvilket kan medføre lekkasje av forurenset vann til Raubekken.
- Grunnvann i fjell ved veltene kan nå Raubekken gjennom sprekker.
- Åpne sprekker kan medføre lekkasje av vann gjennom bunnsonen i Fagerlivatnet og inn i gruva.

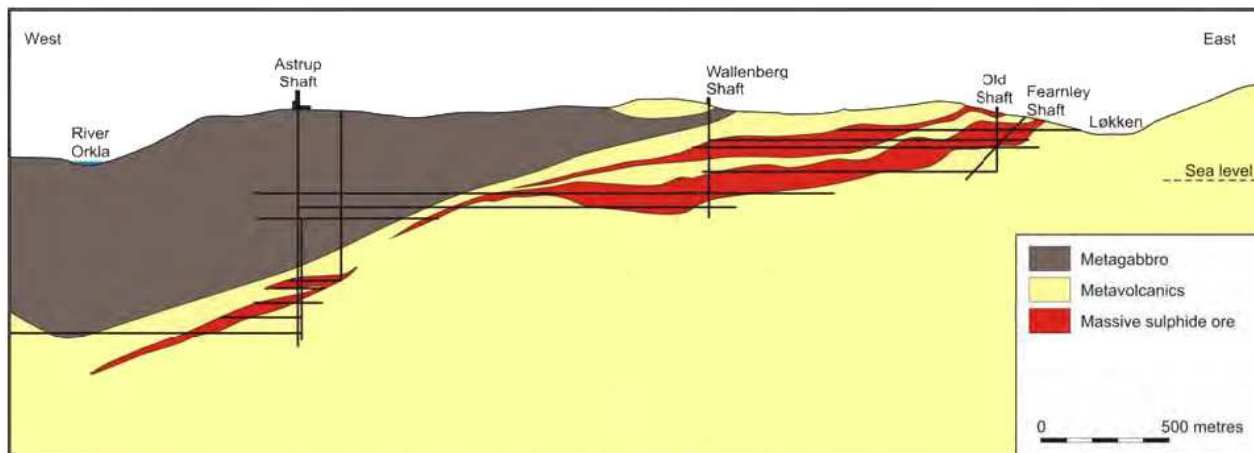
Den gamle slamdammen på den østsiden av Raubekken ligger i et bekkefar til Raubekken, på den måten er den også sannsynligvis forbundet med Raubekken.

### 2.1.3 Malmen og gruva

Malmforekomsten er drevet ut mellom innslaget på vestsiden av Løkkendalen og et punkt ca. 4 km lenger vest, omkring 850 m under Orklas dalgang. Gammelgruva med Fearnley sjakt og Gammelsjakta ligger i den østlige delen av forekomsten, mens Wallenberg sjakt ligger lenger vest.

Etter nye malmsfunn i 1957 ble gruva forlenget mot vest med etablering av Astrup sjakt i 1972. Sjakta var i drift frem til 1987.

Hele malmforekomstens tverrsnitt er ifølge Grenne et al. (1980) vist i **Figur 1**:



Figur 1. Løkken malmforekomstenstverrsnitt etter Grenne et al. (1980)

Stollnivåene i gruva er gitt betegnelse etter dybden fra terrenghøyden ved innslaget for Wallenberg sjakt som er innmålt til 325,97 moh. Den østlige, åpne stollen til Gammelgruva er på nivå 120. Gammelsjakta går i lodd til nivå 300. Fearley sjakt er en skråsjaakt som går til dybde 330. Wallenberg sjakt går i lodd ned under nivå 480.

Wallenbergområdet (Wallenberg sjakt) og den gamle delen av gruva (Fearnley sjakt) er knyttet sammen med tre hovedstoller på nivåer 170, 200, 300. De øverste to stoller er delvis ødelagt av ras. Store mengder gråberg ble fylt i gruva ved siden av rasområder for å hindre raset spre videre. Bare på nivå 300 er det fri forbindelse mellom Fearnley og Wallenberg sjakt. 50-70% av Wallenberg gruva er fylt av innrast eller innfraktet gråberg. Store del av raset skjedde under eller i nærheten av Fagerlivetnet. **Vedlegg 7.** viser et kart med tverrsnitt over gruva slik den var i 1954 (Orkla Grube-Aktiebolag, 1954)

I Wallenbergområdet og til dels i Gammelgruva er forekomsten delt i tre malmkropper: Hovedmalmen, som har et linseformet tverrsnitt med tykkelse inntil 60 m, og to tynne malmkropper (Indien og Bakindien) som ligger strukturelt over hovedmalmen og har form av relativt jevntykke lag. Bergartssekvensen med malmen er regionalt invertert. Stokkverkmalmen, som ble drevet i Gammelgruva, opptrer i strukturelt heng av hovedmalmen, men dannet opprinnelig tilførselssonen under sulfidavsetningen på havbunnen.

Hovedmalmen er i hovedsak massiv og består av svært finkornig pyritt med mindre mengder kobberkis, sinkblende og kvarts som dominerende mineraler. Indien og Bakindien består mest av båndet malm som er tolket som resedimenterte sulfidavsetninger derivert fra de proksimale utfellingene i hovedmalmen. Den båndete malmen inneholder også magnetitt- og stilpnomelanholdige lag og viser til dels likheter med vasskislag.

*Malmens sammensetning ifølge NGUs malmdatabase er som følger:*

Element/produkt	Gehalt/Kvalitet
Ag	19 ppm
As	0,04 %
Au	0,2 ppm
Co	0,07 %
Cu	2,1 %
Fe	37,5 %
Pb	0,02 %
S	41,4 %
Zn	1,9 %

## 2.2 Tiltak mot forurensning - Historikk

Dette avsnittet inneholder relevant, historisk informasjon som er hentet fra Brøndbo (1997) og Tokle (2005).

**1654-1902:** Gruvevannet gikk ubehandlet til Raubekken.

**1777:** Gruva ble delvis fylt med vann og de nederste nivåene med best kobberkvalitet ble oversvømt. Driften i de dypeste delene av gruva ble stanset.

**1844:** Driften på kobbermalmen ble stanset.

**1891:** Svovelkisdriften ble innstilt. Ingen lensing i denne perioden, kun naturlig drenering.

**1902-1903:** Gruva ble tømt. En liten del av kobberinnholdet ble utvunnet ved at vannet passerte et sementeringsanlegg fylt med jernskrot. Etter rensing gikk gruvevannet direkte i Raubekken.

**1903-1927:** Gruvevannet går urensset i Raubekken. Pumpestasjoner ved hovedsjaktene etableres. Siden 1921 har gruvevannet blitt pumpet fra Wallenberg til nivå 300 og ført i en renne til Fearnley sjakt. Vannet ble pumpet opp i dagen gjennom denne sjakten.

**1927-1952:** Gruvevannet ble rensset for jern, kobber og sink og nøytralisert med forskjellige metoder, hovedsakelig med kalkstenmel, kalkmelk og svovelvannstoff. Et renseanlegg ved inngangen til Gammelgruva ble etablert, og vannet gikk i Raubekken via en slamdam. En slamdam nummer 2 ble etablert i Fagerlivatnet i 1947, hvor all felling ble foretatt i selve renseanlegget, og utfellinger ble pumpet og sedimentert i dammen, som hadde utløp via Fagerlivatn-Bjørnlivatn-Bjørnlivbekken til Raubekken.

**1948-1949:** Utbredt ras i gruva ved Wallenberg sjakt. Nivået i Fagerlivatnet senkes.

**1950-1954:** Mengden av gruvevann økes på grunn av tidligere ras. I 1952 ble overskytende vannmengde fra renseanlegget pumpet til slamdammen ved Fagerlivatnet via et provisorisk fellingsanlegg. En trerørledning ble bygd langs jernbanelinjen fra Løkken Verk til Thamshavn i 1951-1952 for å føre gruvevannet bort fra gruveområdet. Anlegget ble satt i drift i 1952.

**1953-1962:** Ved kis-smelteverket i Thamshavn ble det bygget et anlegg hvor svovelvannstoff fra smelteovnene reagerte med kobberet i gruvevannet slik at



kobberet ble felt ut som sulfid. Det ble årlig gjenvunnet ca. 200 tonn kobber som utgjorde 25-50 % av den totale kobbermengden i gruvevannet.

**1962-1983:** Gruvevannet gikk ubehandlet ut i Orkdalsfjorden. Det totale utslippet var ca. 300 tonn kobber og ca. 550 tonn sink per år.

**1966-1974:** Laboratorieforsøk med flytende ionebytter ble gjennomført på Løkken. Forsøkene ga gunstig resultat. Også andre forsøk ble gjennomført for å finne en løsning på forurensningsproblemet.

**1975-1983:** Forskjellige utredninger ble gjennomført og planer for vannrensing utarbeidet. Forberedelse til stenging av Wallenberggruva ble gjort.

**1983:** Pumping av gruvevann fra Wallenberggruva stanses.

**1987:** Gruvedrift avsluttes.

**1990:** Bedriften får pålegg av SFT om å fremlegge en tiltaksplan for reduksjon av tungmetallforurensningen.

**1991:** Løkken Gruber legger frem tiltaksplanen. I planen foreslås det å utnytte rensingen av gruvevannet i gruva til også å rense sigevannet fra bergveltene.

**1991-1992:** Bygging av avskjæringsgrøfter for avledning av overflatevann og oppsamling av forurenset sigevann. Installasjon av pumpestasjon i Wallenberg sjakt.

**1992:** Wallenberg gruva blir fylt med vann. Pumpestasjon i Wallenberg blir satt i drift. Planlagte tiltak om å samle opp drens vann fra veltene via grøfter og pumpe det inn i Gammelgruva ble igangsatt. Samtidig ble pumpestasjonen i Wallenberg sjakt satt i drift og vannstrømmen via Fagerlivatn-Bjørnlivatn-Bjørnlibekken til Raubekken ble etablert.

**1992-2012:** Tiltaksplanen ble fulgt opp med et kontrollprogram. Et kalkingsanlegg ble bygget ved Fagerlivatnet i 2009/2010. Ut over dette ble anleggene driftet på samme måten som før. I 2009-2010 bygges en kalkingsstasjon for kalking ved Fagerlivatnet.

**2013:** Utredning om renseteknologiske løsninger utarbeides.

## 2.3 Forurensningskilder knyttet til Løkken verk

### 2.3.1 Omfang av gruveavfallet

Unntatt omgivelsen rundt Astrup sjakt drenerer alle arealer som er forurenset av tidligere gruvevirksomhet til Raubekken. Løkken-siden med veltene og slamdammen på østsiden av Raubekken drenerer direkte til Raubekken. Fagerlivatnet, Bjørnlivatnet og Bjørndalsdammen med tilhørende nedbørfelt drenerer via Bjørnlibekken til Raubekken. Avrenningen til Raubekken fra gruveområdet har svært høy metallkonsentrasjon.

Raubekkens nedbørfeltet utgjør et areale på ca. 37,88 km<sup>2</sup>, (**Vedlegg 8.**) mens Bjørnlibekkens nedbørfelt er på 3,87 km<sup>2</sup>. Gjennomsnittlig nedbørmengde pr år har ligget på ca. 1000 mm i tidsrommet 2005-2012. Gjennomsnittlig målte avløp er

i samme tidsrom 37.990.000 m<sup>3</sup> mot en kalkulert avrenning på 29.860.000 m<sup>3</sup>. Den kalkulerte avrenningskoeffisienten er etter Arnesen et al. (1990) på 25 l/s/km<sup>2</sup>.

Store mengder gruveavfall er produsert mens det har vært gruvedrift på Løkken. Avfallet ligger hovedsakelig i velteområdet fra avløpsledningen for rent vann i sør til Gammelsjakta og nordre avskjæringsgrøft i nord. I tillegg ligger det avfall i slamdammen øst for Raubekken på Løkken, i Bjønndalsdammen og i Fagerlivatnet. Avfallet ligger enten åpent i dagen eller dekket på forskjellige måter med morene, myrjord eller vann. Det dreier seg om ulike typer avfall som:

- gråberg
- skeidet berg
- flotasjonsavgang
- synk/flytavgang
- jig-avgang
- kis fingods, slam fra oppredningen
- slagg
- magnetitt, magnetkis

De forurensete arealene ligger i to forskjellige nedbørsfelt: Arealer som drenerer til Fagerlivatn-Bjørnlivatn-Bjørnlibekken og arealer som drenerer direkte til Raubekken. Vannskille går gjennom Berggugelåsen-Vedmyrtoppen. Kartene i **Vedlegg 9** og **Vedlegg 10** viser de forurensete områder.

Arealene hvor avfallet ligger, er i beskrivelsen delt inn i fire hovedområder:

1. Velteområdet på Løkken-siden.
2. Slamdammen på Løkken.
3. Bjønndalsdammen.
4. Området Fagerlivatnet-Bjørnlivatnet.

Omgivelsen rundt Astrupsjakta samt malmtransportveien fra sjakta er også berørt av oppfyllinger med gråberg og synk/flytavgang. Omfanget av forurensning er imidlertid mindre enn for de andre områdene, og forurensningene er derfor ikke nærmere beskrevet i rapporten.

Den påfølgende beskrivelsen av de forskjellige avfalltyper er stort sett basert på Arnesen et al. (1990) og Brøndbo (1997).

### 2.3.2 Velteområdet på Løkkensiden

Veltene på Løkkensiden er de kildene som har det største forurensningspotensiale.

Den eldste velta er Nordre Berghald som ble benyttet helt fra starten av gruvedriften til 1958. Nedenfor inngangen til Gammelgruva ligger den nest eldste velta, som var i drift mellom 1670-1900. Søndre Berghald ble lagt ut mellom 1920-1968, og Magnetittippen, som ligger ovenfor Nordre Berghald, er lagt ut på toppen av gråberg fra tunneldrift i forbindelse med byggingen av jernbanen. Magnetitt ble lagt ut i perioden 1968-1971. Veltene vises på kartet i **Vedlegg 11**.

Den anslåtte mengden forurenset materiale i velteområdet er i størrelsesorden 500.000 tonn.

Den projiserte overflaten av velteområdet opp til vannskillet mot Fagerlivatnet, er på ca. 240.000 m<sup>2</sup>. Avrenningen fra dette området, som fanges opp av et grøftesystem, har i tidsrommet 2005-2012 utgjort ca. 215.000 m<sup>3</sup> pr år. Den kalkulerte avrenningen er på 186.000 m<sup>3</sup>. En del av forskjellen kan skyldes innlekking av grunnvann fra sprekkesystemene under veltene.

Det er gjort flere forsøk på å dekke til de forskjellige avgangsdeponiene. Veltene på Løkken-siden ble tildekket med morenemasse og myrjord og tilsådd og beplantet i 1973-1974. I dag er Nordre Berghald og velta ved Gammelgruva delvis tilvokst, mens Søndre Berghald og Magnetittippen er praktisk talt vegetasjonsfri.

### **Nordre berghald**

Nordre berghald, som er den største og eldste velta, ble lagt ut fra midten av 1600-tallet og frem til 1958. Utlagt mengde er omkring 330.000 tonn med største mektigheten på ca. 20 m. Massene ble lagt ut i ett nivå med naturlig rasvinkel i fronten. Veltas areal er ca. 25 daa.

Velta består av inhomogene masser, mest skeidet berg med forskjellige kornstørrelse. I tidligere undersøkelser (Lundgren (1989) in: Arnesen et al (1990) er det påvist ulike bergartstyper med forskjellige kornstørrelser fra sand til stein. I de overflatenære lagene (0-3 m) finnes uforvitret gråberg, finkornig svovelkis, uforvitret kis og forvitret gråberg i alle forvitningsfaser. Prøver som er analysert viser følgende konsentrasjoner:

Svovel: 13,8 %  
Kobber: 0,35 %  
Sink: 0,5 %.

Velta ble tildekket med morenemasser og myrjord i 1973-1974. Den ble også gjødslet og tilsådd med gressfrø og trær ble plantet. I dag er Nordre Berghald delvis tilvokst. Erosjonsspor på overflaten er godt synlig. Tildekkingen har svært liten innvirkning på infiltrasjonen av overvann i veltmassene.

### **Søndre Berghald**

Søndre Berghald ble lagt ut mellom 1920-1968. Utlagt mengde er ca. 250.000 tonn. Velta inneholder i hovedsak skeidet berg, nedknust jig-avgang og gråberg. Massene er stort sett finkornige noe som bidrar til lett forvitring. Største mektighet er anslått til 12 m. Massene er lagt ut i to nivåer med naturlig rasvinkel i forkant. Veltas areal er ca 25 daa.

Prøvetaking i veltas toppsjikt viser dominans av ulike grader av forvitret, sandig, grusig avfall, iblandet forvitret stein og uforvitret kis. Prøver som er analysert viser følgende konsentrasjoner:

Svovel: 15%.  
Kobber: 0,7 %

Også Søndre Berghald ble tildekket med morenemasse og myrjord i 1973-1974. Den ble gjødslet og tilsådd med gressfrø, og trær ble plantet. I dag er det praktisk talt ikke vegetasjon på Søndre Berghald. Erosjonsspor på overflaten er godt synlig,

og tildekkingen har svært liten innvirkning på infiltrasjonen av overvann i veltmassene.

### **Velta ved Gammelgruva**

Nedenfor inngangen til Gammelgruva ligger den nest eldste velta, som ble benyttet i tidsrommet 1670-1900. Den består av skeidet berg, gråberg, med noe slagg og røstet malm. Største mektighet er anslått til 8 m. Massene ligger i naturlig rasvinkel, og velta er lagt ut i ett nivå. Utlagt mengde er ca. 115.000 tonn. Veltas areal er ca. 5 daa.

I det øverste laget i velta er det påvist grusig, sandig forvittringsmateriale, forvitret stein, aske og upåvirket grønnstein. Innholdet av kobber er anslått til 0,3%.

Som de andre veltene ble også velta ved Gammelgruva tildekket med morenemasser og myrjord i 1973-1974. I dag er velta delvis tilvokst.

### **Magnetitt-tippen**

Magnetitt-tippen, som ligger ovenfor Nordre Berghald, er lagt ut på toppen av gråberg som stammer fra tunneldriften for jernbanen. Massene ble lagt ut i tidsrommet 1968-1971. Midlere mektighet er anslått til ca. 2 m med største mektighet på østre flanke og langs veien. Velta er flat, med naturlig rasvinkel på kanten. Utbredelse er på ca. 10 daa.

Magnetittippen består hovedsakelig av magnetitt og magnetkis som var verdiløs ved gruvedriften. I veltas øvre lag er det påvist uforvitret magnetittsand og forvitret, grågul magnetitt i 1-2 m tykkelse over uforvitrete gråberg.

I henhold til analysene inneholder magnetitt-tippen følgende:

Svovel: 22,5 %  
Kobber: 1,04 %  
Sink: 0,5 %

Med unntak av den vestlige delen har velta praktisk talt ingen vegetasjon.

### **Forurensningspotensialet i veltene**

For å få størst mulig effekt av eventuelle tiltak mot avrenningen fra veltene bør hovedinnsatsen konsentreres om de veltene som lekker i stor grad, både med hensyn til vannmengde og konsentrasjon. Med den informasjon en har i dag er det imidlertid svært vanskelig å avgjøre hvilke velter dette gjelder. Det er derfor ønskelig at det gjennomføres en kartlegging av veltenes forurensningspotensial før et tiltaksprogram utarbeides. Kartlegging er også ønskelig for å avdekke forurensningskilder som ikke er registrert tidligere. På gamle fotoer kan en f.eks. se større eller mindre berghalddeponier og hauger som ikke er kartlagt og som ingen har full oversikt over i dag. Med hjelp av SAP-fotografering og geofysisk feltundersøkelser kan disse forekomstene detekteres og utstrekning og tykkelse kan registreres. Registreringene vil gi et godt grunnlag for å beregne volumer og tilsigsforhold i veltene og andre forurensende forekomster. Med geofysiske undersøkelser kan en også avsløre vannførende sprekksoner og forkastninger i

fjellet under veltene, og avdekke gamle dagbrudd eller andre inngrep som kan påvirke forurensningsbildet.

### **Avrenning fra velteområdet**

Det antas at veltene er den dominerende kilden til forurensende avrenning mot Raubekken. I tillegg er det sannsynlig at det også lekker ut forurenset vann fra sprekke i fjellgrunnen under veltene. For å avskjære det forurensete vannet er det bygget et grøftesystem i nedkanten av velteområdet. Grøftene er ment å fange opp all forurensende avrenning før de havner i Raubekken. Det er imidlertid uklart hvor stor del av forurensningen som i realiteten avskjæres. Den høye konsentrasjonen av tungmetaller i Raubekken viser at det er mye forurenset vann som ikke fanges opp i grøftene, men renner direkte til bekken. Differensen mellom vannvolumet som fanges opp i grøftene og nedbøren som faller på velteoverflatene viser også at mye vann unnslipper grøftesystemet. Den årlige nedbøren på veltene er anslått til ca. 300.000 m<sup>3</sup>, mens målt avrenning fra grøftene er ca. 200.000 m<sup>3</sup>. Ca. 1/3 av nedbøren renner med andre ord til Raubekken uten at den fanges opp av grøftene. Denne lekkasjen kommer i tillegg til eventuell utlekking fra sprekkesystemet i underliggende fjell.

### **2.3.3 Slamdammen på Løkken**

Slamdammen på østsiden av Raubekken ble tatt i bruk tidlig på 1900-tallene etter at skeiding ble erstattet med vasking av malmen. Vaskevannet, sammen med finpartikler ble ledet i rør til slamdamområdet. Dammen ble benyttet frem til 1974. Beregnet slamvolum i dammen er ca. 200.000 tonn.

Slamdammen ble planert og tildekket med 50.000 tonn gråberg i 1987-1988. Mesteparten av arealet er lagt ut som campingplass, mens en mindre del er bevoskt med krattskog. Campingplassen har aldri vært i bruk, og arealet omreguleres nå til parkareale.

Det har vært antatt at avrenningen fra slamdammen til Raubekken er neglisjerbar. Det er imidlertid ikke etablert prøvebrønner som dokumenterer riktigheten av denne påstanden. Det kan derfor ikke utelukkes at den høye tungmetallkonsentrasjonen i Raubekken delvis skyldes lekkasje fra slamdammen.

### **2.3.4 Bjønndalsdammen**

Fra 1974, etter omstilling til selektiv flotasjon av kobber og sink, ble svovelkisen et avfallsprodukt som måtte avhendes. En kunstig innsjø ble bygget i Bjønndalen hvor kisavfallet ble deponert anaerobt under vann. Dette var det første deponiet i Norge hvor avgang med høyt sulfidinnhold ble deponert på denne måten. Det totale slamvolumet som er deponert i Bjønndalsdammen er ca. 3.250.000 tonn. Tilførselen av forurenset vann fra Bjønndalsdammen antas å bety lite i forhold til de andre kildene i området selv om forurensningspotensialet i bunnsedimentene er stort.

### **2.3.5 Gruva**

Løkken gruver har vært den mest forurensende gruva i Norge fra 1902 da utpumping av gruvevann og moderne drift startet opp. Frem til 1983 var

gruvevannet den største kilden til forurensning. **Vedlegg 12** viser gruvas beliggenhet på kartet.

Etter at utpumping av vann fra Fearnley sjakt til Wallenberg sjakt opphørte i 1983, ble gruva fylt av vann frem til 1992. Mellom 1983 og 1992 ble omfattende tiltak prosjektert og bygd for å begrense forurensningen. Dette omfattet bl.a. byggingen av grøftesystemet omkring velteområdet som fortsatt fungerer som eneste aktive tiltak i forbindelse med avrenningen fra veltene. Pumping av det forurensete dreivsvannet til Gammelgruva/Gammelsjakta med utpumping ved Wallenberg sjakt ble også etablert i denne perioden. Tiltaket ble igangsatt for å utnytte gruvas naturlige rensekapasitet. Effekten av tiltaket er i ferd med å avta.

Selv om gruva har egenskaper som kan utnyttes i rensemessig henseende, har den også et potensiale for forurensning gjennom lekkasje av sterkt forurenset vann fra åpne sprekker som kommuniserer med gruverommene. Problemstillingen er spesielt aktuell mot Raubekken dalgang hvor sterkt forurenset gruvevann kan lekke ut gjennom sprekkesystemene.

### 2.3.6 Grunnvannsavrenning til Raubekken

For å få et bedre bilde av tungmetalltilførselen til Raubekken, foretok COWI AS en kartlegging av bekkefaret våren 2013. Kartleggingen ble gjennomført på et tidspunkt da det kun var baseflow i bekken, dvs. at vannføringen hovedsakelig besto av innlekket grunnvann. Tilførselen av vann fra snøsmeltingen var ubetydelig. Kartleggingen besto både i registrering av markerte innsigepunkter i bunnprofilen og uttak av vannprøver for å klarlegge eventuelle konsentrasjonsforskjeller i tungmetallene. Vannføringen i bekken ble ikke målt, men anslått på stedet til å være mellom 50 og 100 l/s.

Tre typer prøver ble tatt:

1. Gjennomsnittsprøver fra hovedstrømmen.
2. Prøver ved bekkebredden hvor det var antatt utstrømming av grunnvann.
3. Prøver fra punkter med synlig utstrømming fra fjellsprekker.

Resultatene er samlet i følgende tabell. Tabellen viser at konsentrasjonen av tungmetaller er meget høy i utstrømmingssonen i bekken (prøve 16 og 17). Utstrømmingssonen er stort sett konsentrert til sprekker og huller i fast fjell. Også gjennomsnittskonsentrasjonen i bekkevannet er høy i forhold til verdiene i bekken oppstrøms Løkken. Prøve 1, som viser gjennomsnittsverdien i Raubekken ved Løkken sentrum, har f.eks. en kobberkonsentrasjon på 300 µg/l, mens tilsvarende verdi oppstrøms Løkken er på 2,7 µg/l.

Undersøkelsen bekrefter at Raubekken tilføres betydelige mengder tungmetaller gjennom grunnvannet. Det største tilsiget synes å stamme fra fjellsprekker som mates fra gruva, men det kan heller ikke utelukkes at forurenset vann lekker ut av slamdammen eller veltene.

Undersøkelsen viste at tilførselen av metaller til Raubekken gjennom grunnvannet er så stor at tiltak må iverksettes for å oppnå tilfredsstillende vannkvalitet i bekken. Disse tiltakene må gjennomføres i tillegg til rensing av gruvevannet.

	pH	As /µg/L	Pb /µg/L	Cd /µg/L	Cu /µg/L	Cr /µg/L	Ni /µg/L	Zn /µg/L	Fe /µg/L	
Løkken-1.	6,6	0,25	<0,2	1,4	300	2,5	6,6	410	3100	bekkevann
Løkken-2.	6,3	0,22	<0,2	1,3	260	2,4	6,6	400	3300	bekkevann
Løkken-3.	6,5	0,33	0,33	1,9	190	3,3	15	770	780	utløp (?)
Løkken-4.	6,3	0,23	<0,2	1,2	260	2,5	6,2	380	3100	bekkevann
Løkken-5.	6,2	0,33	2,2	1,4	310	3,3	9	430	3500	bekkevann
Løkken-6.	6,2	0,27	0,22	1,4	300	3	6,5	400	2400	bekkevann
Løkken-7.	6,2	0,24	<0,2	1,4	300	2,6	6,7	410	2700	bekkevann
Løkken-8.	6,2	0,28	0,24	1,4	310	2,8	7,1	430	2500	bekkevann
Løkken-9.	6,2	0,28	0,25	1,2	270	2,9	6,4	380	3900	bekkevann
Løkken-10.	6,3	0,27	0,3	1,2	280	2,7	6	360	2300	bekkevann
Løkken-11.	4,9	0,28	0,27	2,6	590	5,8	12	770	5200	vann ved fjellterskelen
Løkken-12.	6,1	0,34	0,35	1,6	320	3,9	7,2	490	3200	bekkevann oppover terskelen
Løkken-13.	6,1	0,24	0,35	1,4	260	2,5	6,8	450	4000	bekkevann ved fjellkanten
Løkken-14.	5,5	0,36	1,4	3,7	460	4	15	1400	11000	vann ved fjellterskelen ved brua
Løkken-15.	4,5	0,25	2,1	9,9	800	1,6	38	3800	19000	vann ved bekkekanten
Løkken-16.	2,7	0,87	<0,2	29	6600	82	120	17000	130000	utstrømning
Løkken-17.	2,7	0,86	<0,2	29	6500	79	120	15000	110000	utstrømning
Løkken-18.	6,3	0,31	0,22	1,2	260	3,8	6,1	360	3600	bekkevann
Løkken-19.	7,1	0,31	<0,2	0,63	180	1,8	3,4	150	910	bekkevann ved gammel utløpet
Løkken-20.	7,8	0,24	<0,2	0,01	2,7	0,71	<0,5	5,2	110	bakgrunn

**Tabell 1. Analyseresultater av vannprøver fra Raubekken (04.04.2013)**

Analyseresultater viser at det utstrømmende vannets egenskaper i begge utstrømninger (Løkken 16., Løkken 17.) er de samme som vannet som for eksempel blir pumpet ut av Wallenberg-sjakt.

Til sammenligning vises i påfølgende tabell Wallenberg sjaktas og Raubekkens tilsvarende årsmiddelverdier for det hydrologiske året 2011-2012. Data er fra NIVAs rapport.

	pH	As /µg/L	Pb /µg/L	Cd /µg/L	Cu /µg/L	Cr /µg/L	Ni /µg/L	Zn /µg/L	Fe /µg/L
Wallenberg	3,14		72	104	12320		220	32000	262000
Raubekken	6,01			2,9	400			950	2030

**Tabell 2. Referensverdier fra Wallenberg sjakt og Raubekken**

Prøvetaking ble gjort fra broa ved Romundstadbygda-Langenglia i nord og til broa ved Haugaveien i sør. Deler av strekningen var uframkommelig på grunn av snø i bekkefar. Formålet av feltbefaringen var todelt: Å ta bekkevannsprøver langs bekken for å ha en oversikt om vannets tungmetall-konsentrasjoner, og å finne synlige tegn på eventuelle grunnvannsutløp og hvis mulig, ta vannprøver fra utløpene.

Befaringen fant den 4. april 2013. Det var lite snøsmelting. Nødoverløp ved Stallgata pumpestasjonen hadde etter informasjon fra Arve Slørdahl (Chr. Salvesen & Chr. Thams's Communications Aktieselskab) ikke vært i bruk minst et par dager i forveien.

Alle prøvepunkter og resultat er vist i vedlegg. Prøvene Løkken 1 til Løkken 10 og Løkken 18 samt Løkken 20 har blitt tatt fra bekkevannet. Løkken 12 til Løkken 15 ved bekkekanten, hvor det ble antatt grunnvannsutløp, og Løkken 16 samt Løkken 17 fra enkelte små lokale utløp på bunn og side av bekken.

Bunnen av bekkefar består hovedsakelig av grove klastiske bekkensedimenter (Figur 2.), med store (>10 cm) grønnstein, gruspartikler, unntatt strekningen fra prøvetakingspunkt Løkken 11 og Løkken 17. Her ble det observert bart fjell i dagen.



*Figur 2. Raubekkens typisk bekkefar.*

Fjell i dagen ble også observert på begge sider av broa ved tidligere Meldal ungdomsskole/Løkken barneskole, omtrent 40-40 m på hver side av broa. I selve bekkefar kan man se to steinterskler (Figur 3.), som ligger skrått i forhold til bekkefaret, den ene er rett oppstrøms broa i NNV retning og den andre lenger nede (nord) på andre siden av broa, og har retning NØ.



*Figur 3. Fjellterskel i bekkefaret.*

Innimellom kan man se bart fjell på begge sider av bekken. Fjellet består av grønnsteinkonglomeratartig stein, over bekkens vannivå alltid rødfarget av jern, mens blandet farge rødt-grønt under vann (Figur 4).





*Figur 4. Fjell i dagen langs bekk med forskjellige farger under og over vannivå.*

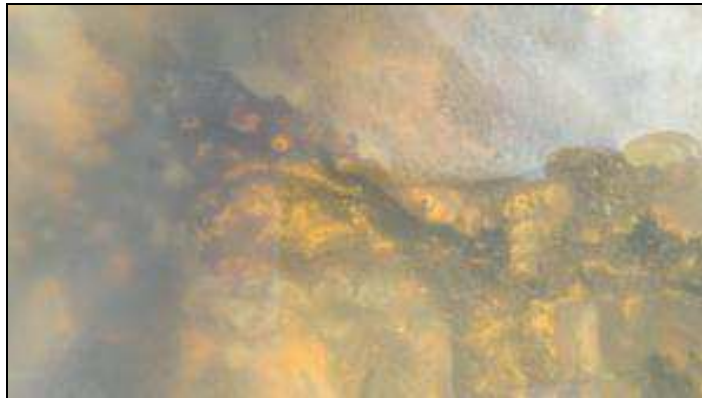
Noe strukturgeologiske fenomener er synlig, med strøkretning N til ØSØ. Begge kanter av bekken er røde og på noen steder med et tykt jernhydroksidlag. Det har forskjellige utseende: over nåværende vannivået er det en litt hard skorpe som kan være bekkensedimenter men også forvitret fjell. På dypere vann kan man også observere jernutfellingen som et myk, kolloid lag.

Grunnvannsutslipp sees som runde, eller litt langstrakt hull, 1-4 cm i størrelse. Man kan også observere horisontale sprekker langs med bekkens vann-nivå som kan være utstrømningssoner, og små pytter over bekkevannivået, uten synlige utstrømningssoner, men hvor vann strømmer ut i mulige retninger ( Figur 5.).

*Figur 5. Forskjellige utstrømningsformer i bekkefaret*



*Små hull i jernskorpe.*



*Små jernhydroksidkrater blant større grusfraksjoner under vann.*



*Pytt (over hammer) med vannutstrømning.*



*Horisontalt sprekk langs bekkekanten.*

Små hull er også synlige langs bekkekanten, over dagens vannstand (Figur 6). Det betyr at observerte situasjon ikke er stabil, men vil variere over året. Liten grunnvannsføring kan ha sammenheng med en lengre tørkeperiode før befaringen, også gruvevannsnivået var svært lav, omkring -25 m under Gammelgruvas nivå.



*Figur 6. Tomme hull over nåværende vann-nivå i bekken.*

På bildene tatt langs med Raubekken ser vi et tykt snødekke på delstrekninger, mens snøen delvis er borte ved grunnvannsutslippene.

### 2.3.7 Fagerlivatnet med omgivelser

Området Fagerlivatnet-Bjørnlivatnet er tilført store mengder forskjellige typer gruveavfall. Hovedtyngden av avfallet består av gråberg fra Wallenbergsjakta. Tilførselen av avfallet skjedde i tidsrommet 1916 til 1987. Mye av gråberget ble brukt som fundament for veier i området, men også til andre oppfyllingsformål. Bredden langs med Fagerlivatn ved Wallenbergsjakta og det flate området mellom Fagerlivatn og Bjørnlivatn består f.eks. av deponert gråberg. 500.000 tonn flotasjonsavgang ble i tidsrommet 1951-1974 pumpet til en oppbygd dam i østre enden av Fagerlivatnet. Også store deler av Fagerlivatnet og Bjørnlivatnet ble fylt ut med gråberg i sammenheng med nivåreguleringer.

Veien fra Løkken-siden opp til Vedmyrtoppen og på andre siden ned til Fagerlia ble for en stor del bygd opp av synk/flytavgang og gråberg i 1963. Malmtransportveien mellom Astrupsjakta og råmalmsiloen på Vedmyrtoppen ble også bygd av gråberg og synk/flytavgang i 1971-1972.

Den beregnede mengden forurenset materiale i Fagerlivatn-Bjørnlivatn området er ca. 1.700.000 tonn. I området Fagerlivatn-Bjørnlivatn er gråbergsfyllingene dekket med myrjord. Flotasjonsavgangen ved Fagerlivatnet er tildekket med gråberg, morene og myrjord. Utfyllingene i Fagerlivatnet og Bjørnlivatnet står delvis under vann. Dette gjelder også gips- og jernslammet som felles på bunnen av Fagerlivatn

ved utløpet av kalkbehandlingsanlegget. Selv om området Fagerlivatn - Bjørnlivatn inneholder mye avfall, er det uklart hvilken betydning avrenningen har for forurensningssituasjonen.

Fagerlivatnet ligger over deler av gruverommene. Det vurderes som sannsynlig at sprekker i gruvetaket kan medføre lekkasje av bunnvann fra Fagerlivatnet og inn i gruva. Dette vil i så fall medføre en økning i den vannmengden som må renses. Tiltak for å begrense lekkasjen av tungmetaller, både til gruva og til vannfasen i Fagerlivatnet bør vurderes.

## 2.4 Eksisterende tiltak mot forurensende avrenning

Tiltakene som er i drift ved Løkken gruver er tilstrekkelig for å tilfredsstille myndighetenes utslippskrav i dag. For å klarlegge om tiltakene, med eller uten modifikasjoner, også kan benyttes i fremtiden, er anleggene og deres funksjon beskrevet i de følgende avsnitt.

### 2.4.1 Avskjærende grøfter på velteområdet

Forurensningsbegrensende tiltak i velteområdet ble gjennomført i 1991-1992 hvor et drens-system for å samle opp den forurensede avrenningen fra veltene var hovedelementet. Det oppsamlede vannet pumpes inn i gruva og renner videre til behandlingsanlegget ved Fagerlivatnet. Anlegget består av to avskjærende grøftesystemer (Søndre og Nordre avskjæringsgrøft) og en pumpeledning. I tillegg er det gravd en avskjærende grøft for rent vann som ledes utenom velteområdet til Raubekken. Grøftesystemet vises i **Vedlegg 10** og **Vedlegg 11**.

Grøftene er gravd ned til, og delvis sprengt ut i fast fjell. Selv om det er gjort et meget solid arbeide, fanger grøftene ikke opp alt sigevannet som renner av i overgangen mellom løsmasser og fjell, og i den øverste, forvitrede del av fjellet. En sammenligning av målt avrenning fra grøftene og total nedbør på det drenerte området bekrefter at mye drensvann ikke fanges opp.

Ytterligere tiltak for å bedre grøftenes funksjon vil medføre store kostnader og usikkert resultat. Tiltak som begrenser produksjonen av tungmetallholdig drensvann bør derfor prioriteres foran oppgradering av grøftene. Øverst i området og i overkant av alle veltene er det etablert en avskjæringsgrøft for rent vann. Formålet med grøfta er å hindre rent vann i å infiltrere i de forurensede massene i velteområdet. Grøfta er utført som åpen grøft gravd ned til morenemasse eller fjell. I henhold til lokalkjente fungerer ikke grøfta tilfredsstillende. Betydelige vannmengder fanges sannsynligvis ikke opp, men renner videre til velteområdet hvor det bidrar til økt avrenning av forurenset vann. Utbedring av rentvannsgrøfta bør derfor være en prioritert oppgave i arbeidet med å redusere avrenningen til Raubekken.

### 2.4.2 Gruva som renseanlegg

I 1992 ble gruva tatt i bruk som en aktiv del av renseprosessen for den tungmetallholdige avrenningen fra Løkkenområdet. Selv om gruva fremdeles har

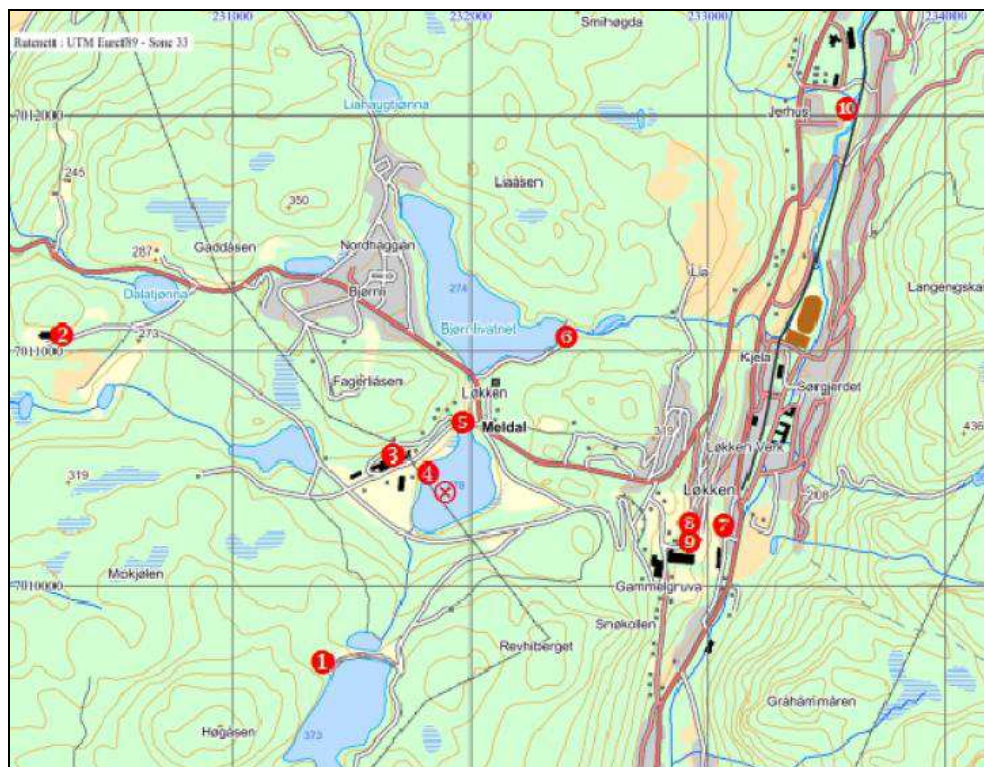
en ubrukt renskapasitet, bør gruvas rolle i renseprosessen fases ut. Gruva vil likevel kunne spille en viktig rolle i fremtiden som buffervolum for det forurensede vannet. Uansett hvilken renseprosess som velges vil det være en fordel med en jevn belastning som buffring i de store gruverommene kan bidra til.

### 2.4.3 Fagerlivatnet med kalkingsanlegg

Tungmetallkonsentrasjonen i det utpumpede vannet fra Wallenbergsjakta har økt gradvis i løpet av de siste årene. I 2005 ble det gjennomført en overflatekalking i Fagerlivatnet for å øke vannets pH og bedre forholdene for felling. I 2009-2010 ble det bygget en kalkingsstasjon ved bredden av Fagerlivatnet. Stasjonen doserer kalk kontinuerlig til Fagerlivatnet. Kalktilsetningen øker pH i utløpsvannet slik at løste metaller felles. Samtidig dannes det store mengder gipsslam som bunnfelles i vannet.

## 2.5 Sammendrag av forurensningsstatus

Det er opprettet i alt 10 måle- og prøvetakingsstasjoner i tilknytning til Løkken gruver. Stasjonene er vist i kart fra NIVAs rapporter (**Figur 7**):



**Figur 7. Nåværende måle- og prøvetakingsstasjoner på Løkken.**

Målestasjonene er:

- |                                  |   |
|----------------------------------|---|
| 1. Overløp Bjønnaldsdammen       | 7. Stallgata pumpestasjon (A)                               |
| 2. Astrup pumpestasjon           | (avrenning fra Søndre berghald)                             |
| 3. Wallenberg sjakt              | 8. Drensrør fra nordre berghald (B)                         |
| 4. Avløp Wallenberg pumpestasjon | 9. Grøft i Gammelgruva (C) (avrenning fra Magnetitt-tippen) |
| 5. Utløp Fagerlivatn             | 10. Raubekken ved inntak kraftverket                        |
| 6. Utløp Bjørnlivatn             |   |

Nedenfor er masser for kobber og sink sammenstilt ved forskjellige målestasjoner vist. Underlaget for sammenstillingen er data fra NIVAs rapporter fra tidsrommet 2006-2012 (Iversen 2006; 2007; 2009a; 2009b; 2010; 2011; 2012).

En mer detaljert sammenstilling befinner seg i **Vedlegg 14**.

Massen av metaller som pumpes inn i gruva bør ikke ukritisk sammenlignes med massen av metaller som pumpes ut av gruva. Dette skyldes at vannet som pumpes inn kun er drensvann, som i 2011-2012 utgjorde ca. 200.000 m<sup>3</sup>. Vannet som pumpes ut av gruva er derimot både drens og gruvevann og utgjør i samme tidsrom 620.000 m<sup>3</sup>. Gruvevannet inneholder også metaller uten at den nøyaktige konsentrasjon er kjent. Derfor er det ikke korrekt om en stiller opp en enkel massebalanse som sammenligner massen av metaller som pumpes ned i gruva ved Gammelsjakten med den som pumpes opp ved Wallenberg gruva.

#### Vann fra velteområdene

Som vann fra velteområdet defineres vannstrømmer som går gjennom målestasjonene A, B, C og inn i gruva. I tabellen nedenfor er årlig transport av Cu og Zn inn i gruva vist (vann fra Astrup sjakt innbefattet). Som det fremgår av tabellen var mengden innpumpet kobber og sink lavere i 2011-2012 enn gjennomsnittet for 2005 - 2012. Dette beror sannsynligvis på årlig variasjoner og kan ikke tolkes som at avrenningen fra veltene avtar over tid.

	<b>Inn i gruva Gjennomsnitt 2005-2012 (tonn)</b>	<b>Inn i gruva Hydraulisk år 2011-2012 (tonn)</b>
Cu	20,6	15,1
Zn	17,2	10,6

#### Gruvevann som pumpes ut fra Wallenberg sjakt

Fra gruva pumpes gruvevannet til Fagerlivatnet. Årlig utslipp av Cu og Zn er vist i tabellen under.

	<b>Ut av Wallenberg sjakt Gjennomsnitt 2005-2012 (tonn)</b>	<b>Ut av Wallenberg sjakt Hydraulisk år 2011-2012 (tonn)</b>
Cu	4,5	7,7
Zn	14,5	20,1

Verdiene i første kolonne sammenlignet med verdiene i kolonne 2 i tabellen over viser at gruvass gjennomsnittlige renskapasitet avtar over tid. For kobber er det fremdeles god renseseffekt i gruva, men tendensen er klar. For sink er renskapasiteten brukt opp, og renseseffekten er nå tilnærmet 0.

### Utløpet fra Bjørnlivatnet

Fra Wallenberg sjakt pumpes vannet til Fagerlivatnet og renner videre til Bjørnlivatnet og Raubekken. Tiltakene som gjøres ved utpumping i Fagerlivatnet er delvis årsaken til at konsentrasjonen av kobber og sink i tabellen nedenfor er lavere enn i utløpet fra Wallenberg sjakt, særlig i 2011 - 2012.

	Utløp Bjørnlivatn Gjennomsnitt 2005-2012 (tonn)	Utløp Bjørnlivatn Hydraulisk år 2011-2012 (tonn)
Cu	4,8	2,66
Zn	17,6	11,1

### Raubekken

Avrenningen fra Bjørnlivatnet er det eneste målte utløp til Raubekken. Konsentrasjoner ut over verdiene i utløpet fra Bjørnlivatnet stammer sannsynligvis fra gruva, velteområdet og slamdammen. Tabellen under viser summen av alle tilførselene:

	Raubekken, inntak kraftverk Gjennomsnitt 2005-2012 (tonn)	Raubekken, inntak kraftverk Hydraulisk år 2011-2012 (tonn)
Cu	18,1	9,06
Zn	46,4	22,0

### Ikke spesifiserte tilsig

I tabellen nedenfor er tilførselen av kobber og sink som ikke stammer fra Bjørnlivatnet sammenstilt. Dette representerer tilsig fra slamdammen, velteområdet og sprekkesystemene inn mot gruva. I tabellen er dette kalt "ikke spesifiserte tilsig".

	Ikke spesifiserte tilsig. Gjennomsnitt 2005-2012 (tonn)	Ikke spesifiserte tilsig. Hydraulisk år 2011-2012 (tonn)
Cu	13,3	6,4
Zn	28,8	10,9

## 2.6 Teoretiske kobberkonsentrasjonen i Raubekken ved effektiv rensning av de oppsamlede vannstrømmer

Hvis det gjennomføres en effektiv rensing (100%) av kobber fra de vannstrømmene som samles opp i dag, kan konsentrasjonen av gjenværende kobber i Raubekken beregnes på grunnlag av data fra massebalansene i tabell 3.

Stofftransporten av kobber i Raubekken er ca. 9,1 tonn i det hydrologiske året 2011-2012. Av dette tilføres 2,7 tonn/år via utløpet fra Bjørnlivatn. Hvis dette vannet renses 100 % vil den totale tilførselen av kobber i Raubekken bli 6,4 tonn, hvilket tilsvarer bidraget fra de kildene som ikke samles opp.

Vannføringen i Raubekken i 2011-2012 var på ca. 31,5 mill m<sup>3</sup>. Konsentrasjonen av kobber i vannet vil ved en uendret tilførsel via de diffuse kildene (ikke oppsamlede tilførsler) være ca. 0,20 mg/l.

Anvendes gjennomsnittsverdier for perioden 2005-2012 finner en at kobberbidraget fra de diffuse kildene til Raubekken tilsvarer ca. 0,35 mg/l.

Tabell 3. Data for tilførselen av kobber og vannføring i Raubekken

<b>Kobber</b>	<b>Gjennomsnitt 2005-2012</b>	<b>Hydraulisk år 2011-2012</b>
Utløp Bjørnlivatn	4,8 tonn	2,7 tonn
Raubekken ved kraftverket	18,1 tonn	9,1 tonn
Diffuse tilførsler	13,3 tonn	6,4 tonn
Vannføring i Raubekken	38 mill. m <sup>3</sup>	31,5 mill. m <sup>3</sup>
Konsentrasjon i Raubekken*	0,35 mg/L	0,20 mg/L

\* teoretisk utregnet konsentrasjon, på basis av diffus tilførsel av kobber

## 2.7 Konklusjon

Konklusjonen på denne sammenstillingen er at nåværende renseløsninger ikke er tilfredsstillende og at effekten av rensingen i gruva avtar. Med hensyn til fremtidige renseløsning er det den delen av forurensningen på Løkken-siden som ikke fanges opp av grøftesystemet som skaper de største problemene.

Av ovenstående beregninger kan en se at KLIFs krav om en kobberkonsentrasjon på max. 0,175 mg/l i Raubekken ikke kan overholdes ved kun fullrensing av vannet som samles opp i dag. Bidraget fra de diffuse kildene utgjør ca. 70-75% av Raubekkens totale kobberbelastning. For å kunne overholde KLIFs krav er det derfor nødvendig å samle opp og rens vesentlig mer forurenset vann.



Hvis konsentrasjonen av kobber skal være under 0,175 mg/l må den totale mengden kobber som tilføres Raubekken være høyst 6,6 tonn/år ved en vannføring på 38 mill. m<sup>3</sup>/år. Dette innebærer at bidraget fra de diffuse kildene må reduseres med minst 50 %.

Tolkingen av vann- og materialbalansene viser at en *antatt* mengde sigevann på ca. 250.000-700.000 m<sup>3</sup> renner til Raubekken hvert år uten å bli fanget opp av drens-systemet. Dette tilsiget medførte i 2011-2012 tilførsler av 6,4 tonn kobber og 11,1 tonn sink til Raubekken. Dette viser klart at rensing av vannstrømmen som i dag passerer gjennom gruva vil ha forholdsvis liten effekt på forurensningstilstanden i Raubekken. I praksis innebærer dette at man i tillegg til å utrede tiltak mot forurensningene som fanges opp i grøftesystemet og gruva, også må finne løsninger for ikke oppfanget avrenning fra velteområdet, gruva og slamdammen. I tillegg må en finne en løsning for de forurensninger som lekker ut i Fagerlivatnet fra tungmetallholdig materiale som er deponert i området. Uten slike løsninger vil ikke myndighetenes krav til utslipp i Bjørnlivatnet kunne overholdes.

## 3 Forslag til fremtidige tiltak og undersøkelse

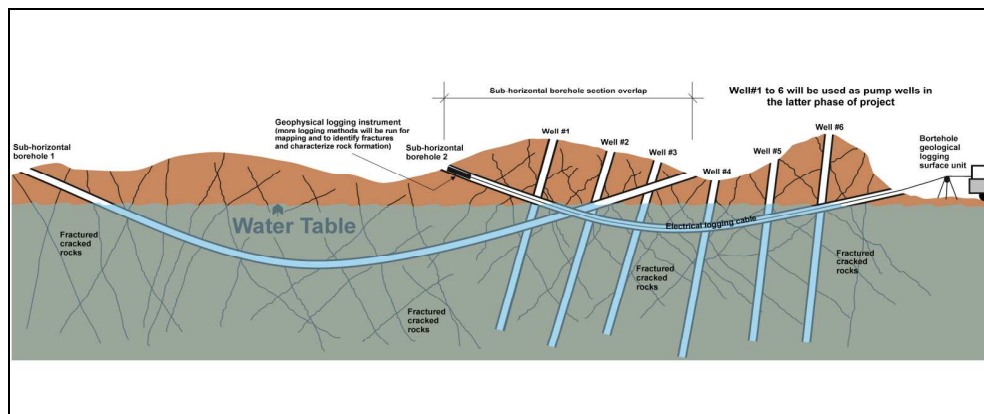
### 3.1 Undersøkelser og tiltak som kan iverksettes for å fange opp ikke spesifiserte tilsig til Raubekken

Grunnvannets tilrenningsmønster fra veltene og fra gruva til Raubekken er ikke kjent. Tidligere avskjæring av forurenset avrenning har vært basert på overflatenære grøfteløsninger. Imidlertid viser vannkjemien i Raubekken at deler av den forurensete vannstrømmen ikke fanges opp av grøftene, men renner av i det oppsprukket fjellet under grøftebunnen. Arnesen et al. (1990) har funnet synlige grunnvanntilførsler på bunnen av Raubekken. Også COWIs undersøkelser våren 2013 viser det samme. Disse tilførselene stammer i hovedsak fra forurenset sigevann fra Løkken-siden. Tilrenningsveiene kan være tektonisk utpreget soner, som for eksempel sprekkesoner, forkastninger, eller forvitringssoner. Tilsig i løsmasser på grunn av drenering er sannsynligvis underordnet.

For å kartlegge den geologisk-hydrogeologiske situasjonen, må det først og fremst foretas geofysiske undersøkelser i tilsigsområdet mellom veltene og Raubekken og under den gamle slamdammen. Med hjelp av denne kartleggingen kan en bestemme sannsynlige strømningsveier for forurenset grunnvann og mengde av gruvevann som strømmer mot Raubekken.

Geofysiske undersøkelser kan forklare strømningsforholdene mellom fjell og bekkedar. Resultatene kan danne grunnlaget for påvisning av mulige utstrømningskilder, og bør følges opp med lokale undersøkelser, som målrettet prøvetaking og boring.

De geofysiske undersøkelsene vil også danne grunnlag for plassering av en horisontal boring som ligger lavere enn nåværende grøfter og kan avskjære sigevann som ellers ville renne til Raubekken. Før en horisontalboring utføres, bør sprekkesoner kartlegges nærmere med skråstilte boringer.



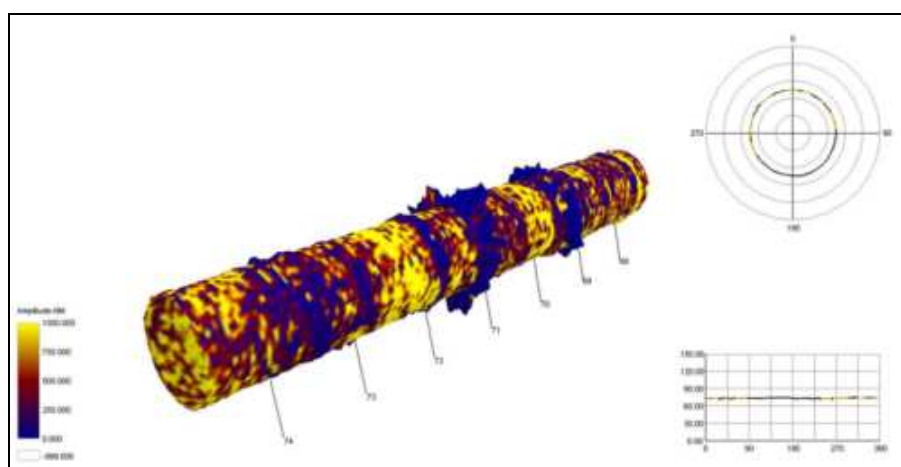
**Figur 8** Illustrasjon av vertikal brønn, kollektorprinsippet i fast fjell

Ulike typer borehullslogging kan gjøre ved en slik boring:

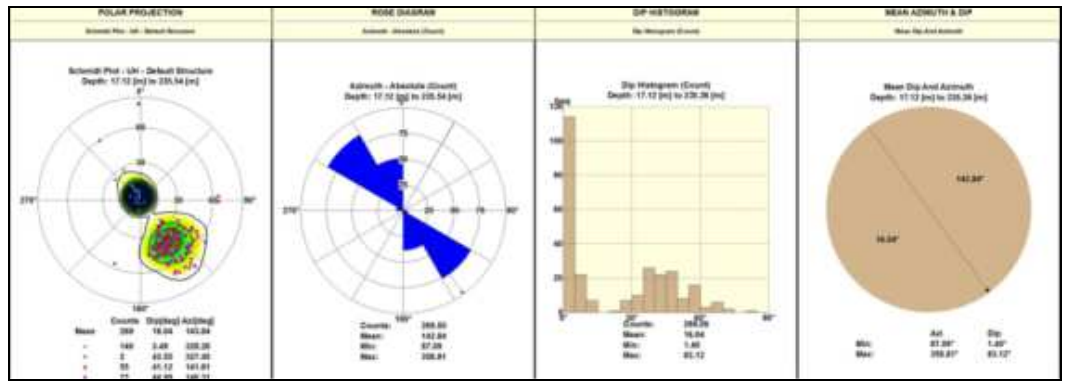
1) Spectral Gamma Logging tool (SGAM) måler spekteret av naturlig gammastråling og kan derved gi en kontinuerlig oversikt over konsentrasjonen av hhv. kalium, thorium og uran. Dette benyttes til å beregne graden av forvitring og leirmineralisering.

2) Acoustic Borehole Viewer er en metode som identifiserer og karakteriserer alt av sprekker langs boringene (**Figur 9**). Metoden benyttes sammen med andre tjenester og gir resultater som orientering, apertur, frekvens, diameter geometri, breakouts, måling av retningsavvik, sprekkinntyllinger etc. Dette gir datagrunnlag for utarbeidelse av geostatistikk, stereogrammer, rosedigrammer, frekvensanalyser, avviksdigrammer, posisjonering, bestemmelse av seksjoner for prøvetaking, etc. (**Figur 10**.)

3) Vanntemperatur samt måling av konduktivitet gir grunnlag for beregning, påvisning og ikke minst identifisering av vann med forskjellig grad av forurensning, ved vanninnstrømming fra sprekker.



**Figur 9**. Acoustic Televiewer bilde – 3D borehull overblikk med sprekker

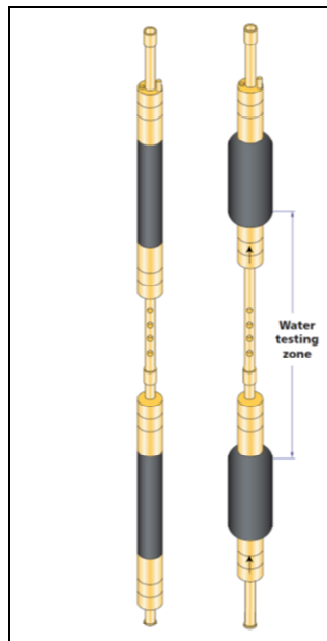


Figur 10. Sprekkstatistikk fra borehull

En detaljert hydrologisk undersøkelse kan bli utført etter identifisering av sprekkesoner, dette kan inkludere:

- Vannprøvetaking fra enkelte sprekkesoner ved bruk av dobbel trykksatt mansjett, for analyse (Figur 11.)
- Pumpetester av samme enkelte sprekkesoner. Tester kan avsløre enkelte sprekkesoners bidrag til forurensning.

Etter at mengde og kvalitet av de enkelte sprekkesoners sigevann er kjent, kan massebalanse beregnes.



Figur 11. Skjematisk fremstilling av dobbel trykksatt mansjett

For ytterligere detaljering av forslaget til geofysiske undersøkelser og horisontalboring vises det til vedlegg **Vedlegg 16**.

### 3.1.1 Stabilisotopundersøkelser

Vann fra ulike kilder kan karakteriseres ved hjelp av naturlige stabile isotoper, vanligvis ved å måle forskjeller i deuterium og i oksygen-18 isotopkonsentrasjoner i vann, sammenliknet med standarder. I beste fall vil en kunne oppnå å kunne skille mellom ulike vann typer, bestemme ulike vanns opprinnelse, blandingsgrad og alder og følge vannets vei fra nedbør til grunn og til Raubekken. Dette vil kunne gi en viktig informasjon om hvilket vann som når Raubekken gjennom diffus avrenning, samt om noen av vannene rundt gruva mater inn store vannvolum til gruva gjennom sprekkesoner i bunn og sider.

I første trinn kan en ta prøver fra alle ulike vannkilder på Løkken, damvann, bekkevann, gruvevann, drensvann og sigevann fra stollveggen i Gammelgruva, men også prøvetaking i sjakter i ulike dybder er aktuelt. På den måten kunne de stabile isotopforholdene ( $\delta D$ ,  $\delta^{18}O$ ) i vannprøvene kartlegges.

I tilfellet der det er åpenbare forskjeller i  $\delta D$  og  $\delta^{18}O$  verdiene, kan man i et andre trinn foreta en mer utbredt prøvetaking, hvor man definerer prøvesteder og tar prøveserier i en lengre periode (gjærne ett år). Det er forventet at nedbør og damvann fremviser noen sesongpreget variasjoner. Siden Løkken er nær til havet og klimaet er svært kaldt, forventes likevel ikke de store variasjonene. Nedbør (og damvann) vil sige ned i grunnen, og deres konsentrasjonsvariasjoner over tiden vil på en eller annen måte gjenspeiles i alle andre vannprøvers stabile isotopkarakteristikk. På den måten kan opprinnelser bekrefte og blandingsgrad av de forskjellige vann fastslås.

### 3.1.2 Målestasjoner i Raubekken og grunnvann

Andre supplementer til overvåking kan være å opprette vannførings-målestasjoner i Raubekken langs strekningen ved Løkken Verk, en kjenner pr. i dag ikke de vannmengder som kommer i Raubekken langs med velteområdene og det gamle slamdeponiet. Forurensningsutstrømning til Raubekken må være signifikant og kan evt. påvises med vannmengdemåling. Det finnes heller ingen overvåkningsbrønner i området som kan gi informasjon om grunnvannets sammensetning. Denne type informasjon er nødvendig underlag for valg av effektive tiltak mot den diffuse tilstrømningen til bekken.

Prøvetaking kan også innbefatte bekkesediment-prøvetaking. Utstrømninger av høye jernkonsentrasjoner gir alltid en jernutfelling. Slike kolloidale jernutfellinger, kan ta opp betydelige mengder av andre metaller som kobber og sink. På denne måten kan analyser av bekkesedimenter indikere kilder for forurensningen.

### 3.1.3 Modellering

Ovennevnte undersøkelser kan brukes som grunnlag for en geologisk-geofysisk modell av de aktuelle områder, som igjen kan brukes for en hydraulisk modellering.

I tillegg til å vise nåsituasjonen, og det å få en bedre forståelse av avrenningssituasjonen fra Løkken gruver, vil en med en modellering ha mulighet til

å simulere framtidige situasjoner. Dette kan være aktuelt for å vise mulige scenarioer ved endring i vannuttak fra gruva, vanntilførsel, nivåendring, meteorologiske forhold, etc.

Resultater fra hydraulisk modellering må kalibreres med feltundersøkelser og datainnhenting, hvis mulig, over en lengre tidsperiode.

## 4 Alternative renseløsninger og tiltak

Konvensjonelle mekanisk/kjemiske anlegg er gode løsninger der vannkvaliteten er veldefinert og driftsforholdene forøvrig er stabile. Anleggene er imidlertid ofte teknisk kompliserte og krever som regel kontinuerlig oppfølging av kompetent driftspersonell. På Løkken vil et mekanisk/kjemisk anlegg ikke løse alle forurensningsproblemene slik at andre løsninger også må vurderes. En del av disse løsningene kan brukes i kombinasjon med konvensjonelle anlegg, mens andre kan driftes som selvstendige systemer. I foreliggende rapport er disse anleggene kalt "Alternative løsninger".

### 4.1 Tiltak for å fange opp diffuse tilsig til Raubekken

Raubekken forurenses med gruvevann fra diffuse kilder. Grunnvannets tilrenningsmønster fra veltene, slamdammen og gruva til Raubekken er ikke kjent. Avskjæring av forurenset avrenning er basert på overflatenære grøfteløsninger. Imidlertid viser vannkjemien i Raubekken at deler av den forurensede vannstrømmen ikke fanges opp av grøftene, men renner av i det oppsprukkete fjellet under grøftebunnen. Arnesen et al. (1990) har funnet synlige grunnvannstilførsler på bunnen av Raubekken. Også Cowis undersøkelser våren 2013 viser det samme (avsnitt 2.3.4.). Disse tilførsler er sannsynligvis forurenset sigevann fra gruvene, men det kan heller ikke utelukkes at deler av forurensningen stammer fra slamdammen. Tilrenningsveiene kan for eksempel være sprekkesoner, forkastninger, eller forvitringssoner. Tilsig i løsmasser på grunn av drenering er sannsynligvis underordnet på Løkken.

Det forurensede vannet kan i prinsippet fanges opp på 2 måter:

1. Boring av horisontal brønn eller vertikalbrønner i fjell
2. Etablere en dobbel bunn-løsning i Raubekken.

#### 4.1.1 Brønner i fjell

En horisontal fjellbrønn som plasseres slik at den avskjærer tilsigene fra vannførende sprekker vil kunne fange opp tilsigene som kommer fra gruva. Det er viktig at brønnen plasseres slik at det kun er det forurensede sprekkevannet som fanges opp, ikke infiltrert, rent overvann eller vann fra Raubekken. Plasseringen av brønnen kan være en utfordring, og krever detaljert informasjon bl.a. om hvor utstrømningssonene er i Raubekken. COWIs undersøkelser våren 2013 tyder på at de mest markerte utstrømningspunktene ligger ved Løkken sentrum, og at innstrømningen er mer begrenset lenger sørover. Dette bør bekreftes med mer detaljerte målinger før boring eventuelt iverksettes.

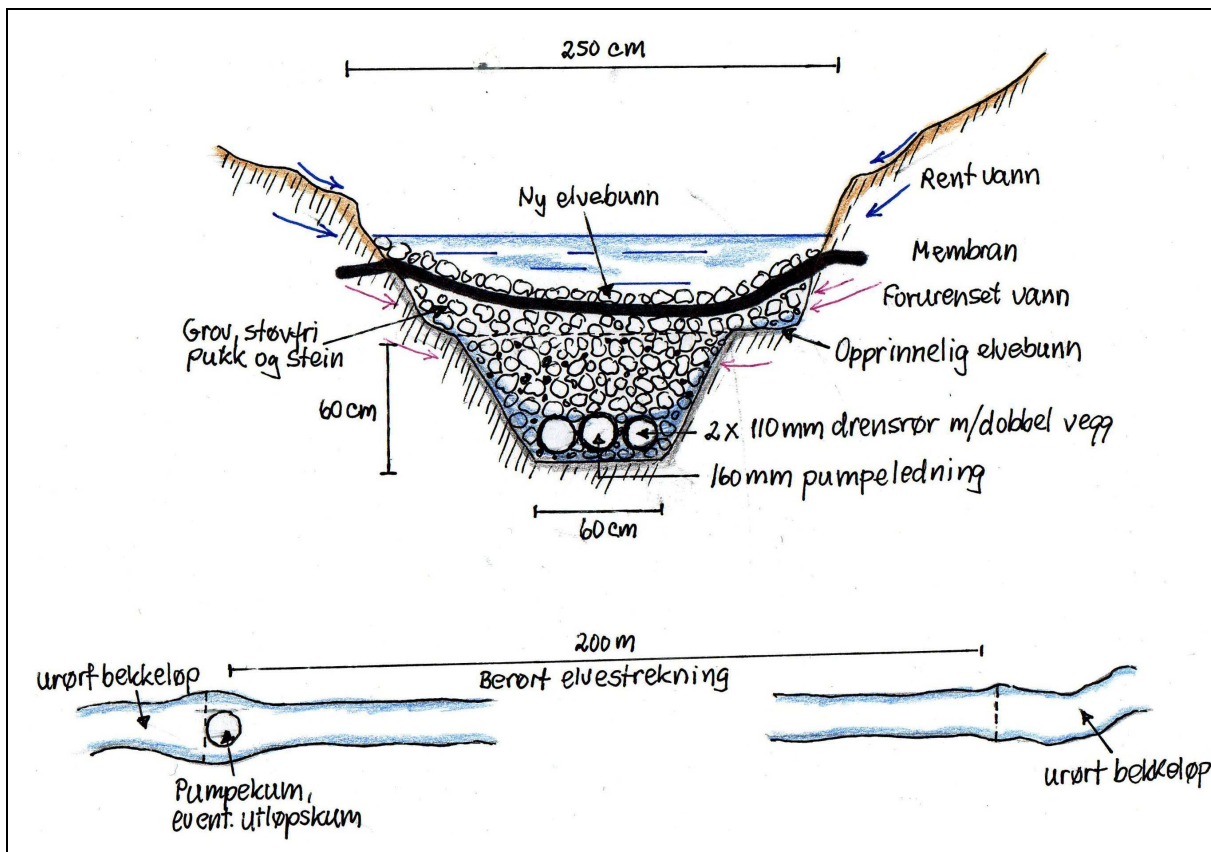
Et alternativ til horisontalbrønn er boring av vertikalbrønner eller skråbrønner i tilknytning til de mest markerte utstrømningspunktene. Dette er en billigere, men mer usikker løsning da det ikke vil være mulig å fange opp alle utslippene på denne måten. En kombinasjon av en horisontal boring og skråbrønner kan også være en løsning.

For å få et best mulig bilde av tilstrømningsforholdene er det ønskelig at det foretas geofysiske undersøkelser i tilsigsområdet mellom veltene og Raubekken og under den gamle slamdammen. Disse undersøkelsene bør gjennomføres i tillegg til kartlegging av utstrømningspunktene på bunnen av Raubekken. Med kartleggingen og de geofysiske målingene kan en bestemme sannsynlige strømningsveier for forurenset grunnvann og mengde av gruvevann som strømmer mot Raubekken. Dette vil gjøre det vesentlig lettere å plassere både den horisontale og de vertikale brønnene riktig i forhold til Raubekken.

#### 4.1.2 Dobbel bunn-løsning i Raubekken

Et alternativ til boring av fjellbrønner er å fange opp det forurensede vannet i en dobbel bunn-løsning i Raubekken slik som **Figur 12** viser. Prinsippet er enkelt og effektivt: Det rene bekkevannet som strømmer inn området renner gjennom Løkken sentrum på en oppbygget bekkebunn som er isolert fra den opprinnelige bekkebunnen med en tett membranløsning. Bekkevannet vil da ha samme kvalitet etter å ha passert Løkken som det hadde ved innløpet, dvs. at vannet er upåvirket av gruveforurensningen. Det forurensede vannet samles opp under membranen og ledes til renseanlegget som fortrinnsvis bør kombineres med park på den gamle campingplassen (se kapitlet "Rensing i reaktive damanlegg"). Løsningen vil fange opp alt forurenset vann uansett hvor det måtte komme fra, og krever ingen forundersøkelser for å kunne iverksettes. Største anleggsmessige utfordring er å hindre at for mye rent overvann renner inn under membranen.





**Figur 12** Skisse av Dobbel bunn-løsning i Raubekken. Det graves en grøft sentralt i bekkefaret. Grøfta fylles med grov pukk etter at det er lagt ned drenerør og en pumpeledning som pumper det forurensete vannet til rensenanlegget. Over pukken legges det en tett og kraftig membranløsning før grøftmassene legges på plass som ny bunn i bekken. Etter at anlegget er fullført vil Raubekken fremstå slik den var før anlegget ble påbegynt.

## 4.2 Capping av velter og deponier

Capping defineres som en aktiv tildekking av forurensete masser for å hindre utlekking til omgivelsene eller for å unngå at vann infiltrerer i de forurensete masser. På landjorden benyttes capping først og fremst for å hindre nedbør og overflatevann i å trenge ned i forurensningene, mens capping under vann benyttes for å hindre at forurensninger lekker ut fra bunnsedimenter til vannfasen over.

Tildekking av forurenset materiale for å unngå lekkasje av uønskede stoffer fra gruveavfall har vært i bruk i lang tid med varierende resultat. Bruk av kalk som tildekkingsmedium er velkjent i tilknytning til kisgruver hvor det forurensete materialet som regel er svært surt og hvor lekkasjen av metaller kan reduseres ved at perkolatets pH heves.

Moderne capping er en form for tildekking hvor dekkmaterialet har flere oppgaver. Som regel er det 4 funksjoner som skal ivaretas:

- Materialet skal være reaktivt, dvs. at det skal bidra til at forurensningselementene ikke løses ut.
- Materialet skal ha så lav permeabilitet at minst mulig av overflatevannet infiltreres i de forurensede massene.
- Materialet skal være erosjonssterkt.
- Materialet skal fungere som vekstmedium slik at vegetasjon kan etableres på overflaten.

For å dekke alle kravene benyttes det som regel en flerlagsløsning hvor hvert enkelt lag har sin spesielle funksjon. En typisk lagpakke kan bestå av reaktivt materialet som legges i direkte kontakt med de forurensede massene, et lavpermeabelt lag, som f.eks. en membran eller et leirprodukt, som legges over det reaktive laget før det hele avsluttes med et toppdekke som vanligvis er erosjonssterk vekstjord. I Norge er det Forsvarsbygg Utvikling gjennom Hjerkinnsprosjektet som har opparbeidet størst kompetanse på flerlags capping. Løsningsforslagene som er presentert i foreliggende rapport er med visse modifikasjoner hentet fra Forsvarsbyggs upubliserte materiale.

#### 4.2.1 Dekkmaterialets reaktivitet

Ved capping benyttes det reaktive medier som påvirker det penetrerende nedbørsvannets eller sigevannets bufferegenskaper, og kan i visse tilfeller også medføre en stabilisering eller mineralisering av metaller ved kjemisorpsjon.

Det vanligste cappingmaterialet på deponier er marin leire som i tillegg til å ha visse reaktive egenskaper også har lav permeabilitet. For Løkkens vedkommende er ulempen at leire av god kvalitet i tilstrekkelige mengder er vanskelig å få tak i. Det er også uklart om det er mulig å utnytte leiras reaktive egenskaper i praksis. Utleggingskostnadene er i tillegg høye. Leire blir derfor ikke vurdert videre i foreliggende dokument.

Kalkprodukter har i lang tid vært brukt som reaktivt medium i gruveindustrien, først og fremst på grunn av de gode pH-egenskapene. Etter som de fleste tungmetallene har høyest løselighet ved lav pH kan kalken medvirke til at tungmetallinnholdet i avrenningen reduseres. Nøytraliseringen skjer etter formelen  $\text{CaCO}_3 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{Ca}^{+2} + \text{H}_2\text{CO}_3$ . En ulempe ved bruk av kalk i forbindelse med kisholdig materiale er faren for dannelse av gips. Kalken reagerer med svovelsyre ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) som stammer fra kjemisk forvitring av svovelkis. Sluttproduktet er kalsiumsulfat (gips -  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) som felles som slam. I den grad gipsslamm dannes i cappingen kan dette påvirke de reaktive egenskapene.

Det er dokumentert gjennom en rekke avhandlinger at enkelte finkornete silikatmineraler har høyere bufferkapasitet enn kalk og i tillegg har evnen til å binde og stabilisere tungmetaller uten at gips blir dannet. Mineralet som de senere

årene har fått størst oppmerksomhet er *olivin*. I motsetning til leirmineraler og zeolitter, som adsorberer tungmetaller ved ionebytte (fysikalsk sorpsjon), binder olivinen tungmetallene kjemisk i krystallgitteret. Denne prosessen betegnes ofte mineralisering som henspeiler på at produktet er stabilt og ikke lekker tungmetaller til omgivelsene med mindre det utsettes for ekstreme forhold som for eksempel syrebehandling. Mineralet har høy nøytraliseringskapasitet og binder tungmetaller også ved lav pH i det forurensede vannet. På grunn av olivins spesielle egenskaper er dette mineralet foretrukket av Forsvarsbygg ved håndtering av tungmetallproblemer bl.a. i Hjerkinns skytefelt. Her er det benyttet nærmere 5.000 tonn olivin både som filtermedium og som cappingmateriale.

Etter som olivins reaktive egenskaper er godt dokumentert og mediet er lett tilgjengelig i store mengde, har en valgt å beskrive en capping med olivin i det foreliggende dokumentet.

#### 4.2.2 Olivinens egenskaper

Olivin er et orthosilikat med kjemisk formel  $(Mg,Fe)_2SiO_4$  med fullstendig blandbarhet mellom endeleddene ( $Fe_2SiO_4$  og  $Mg_2SiO_4$ ). For å få full effekt av olivins evne til å binde tungmetaller må den knuses ned til fint mel (olivin 11). Knusing gir høy spesifikk overflate og eksponering av bindingsplasser i krystallgitteret. Nedknust olivin, enten i form av pulver eller som granulat, er testet som filtermedium ved Tverrfjellet gruver på Hjerkinns. Bindingsegenskapene for tungmetaller, spesielt kobber, er overbevisende i disse testene.

En spesiell effekt ved bruk av olivin som dekkmateriale er påvist i lysimeterforsøk gjennomført av Forsvarsbygg på Hjerkinns. Olivin som legges på toppen av forurenset materiale reduserer utløsningen og avrenningen av enkelte tungmetaller betraktelig. I tabellen nedenfor er resultatene fra lysimeterforsøkene sammenstilt. Reduksjonen av bl.a. kobber i utløpsvannet er svært god. For nikkel og sink er det imidlertid ingen påviselig effekt.

Parameter	Lekkasje fra ubehandlede masser	Lekkasje fra masser dekket med 5 cm olivin 11
Bly	6,1	2,2
Kadmium	0,16	0,084
Kobber	51	15
Krom	25	3,0
Nikkel	17	17
Sink	35	32
Arsen	3,1	0,45

**Tabell 4: Effekten av olivindekke over forurenset materiale. Ved en belastning tilsvarende ett års nedbør gir olivindekket en reduksjon av kobberkonsentrasjonen i lekkasjevannet på over 70%.**

En annen viktig egenskap ved olivin er dens høye pH-regulerende egenskap. I tabellen nedenfor er egenskapene for en del karbonater og silikater sammenlignet.

Mineralet forsteritt i tabellen er hovedbestanddelen i olivin. Tabellen viser at forsteritt har nesten dobbelt så stor nøytraliseringspotensial som kalkspat. I tillegg skjer nøytraliserings uten dannelse av gips. Det har derfor blitt vurdert å erstatte kalk med olivin også for felling i Fagerlivatnet.

Mineral	Kjemisk formel	Tetthet	Nøytralisasjonspotensial	
		g/cm <sup>3</sup>	mmolH <sup>+</sup> /g	mmolH <sup>+</sup> /cm <sup>3</sup>
Kalkspat	CaCO <sub>3</sub>	2.72	19.98	54.35
Dolomitt	CaMg(CO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	2.86	21.69	62.04
Magnesitt	MgCO <sub>3</sub>	2.98	23.72	70.68
Forsteritt	Mg <sub>2</sub> SiO <sub>4</sub>	3.23	28.43	90.97
Plagioklas	CaAl <sub>3</sub> Si <sub>2</sub> O <sub>8</sub>	2.76	28.77	78.66
Enstatitt	MgSiO <sub>3</sub>	3.22	19.92	63.75

**Tabell 5: Mineralers nøytraliseringspotensiale.**

En ulempe ved bruk av olivin i surt miljø er faren for lekkasje av nikkel. Olivinen som leveres fra Sibelco AS og som er mest aktuell for Løkken, inneholder 0,3% nikkel. Ved ekstremt lav pH vil olivinen gå i oppløsning og i verste fall vil alt nikkel frigis. Ved tilsetning av en olivinmengde som gir pH 3 i vannet vil nikkelkonsentrasjonen kunne bli i størrelsesorden 8,5 µg/L. Økes mengden slik at pH blir 5 blir konsentrasjonen i størrelsesorden 6,5 µg/L. Økes pH til 7,5-8 løses ikke nikkel ut, eller utløst nikkel felles som hydroksid (immobiliseres) og nikkelmengden i utløpsvannet blir ubetydelig.

#### 4.2.3 Dekkmaterialets permeabilitet

En viktig forutsetning ved capping er at infiltrasjonen av overvann til de forurensede massene reduseres til et minimum. Hvis dekkmaterialets permeabilitet er for høy, må det legges inn et tetningslag eller en membran for å redusere infiltrasjonen. På deponier og velter er membraner mest brukt. Fordelen med membraner er at de har en enhetlig permeabilitet over hele flaten slik at volumet av infiltrert vann pr. tidsenhet er lett å beregne. Ulempen er at de er følsomme for strekkbelastninger på overflater som er ujevne og/eller bratte. I tillegg er levetiden relativt begrenset. Kostnadene er også forholdsvis høye.

I de senere årene har membraner i økende grad blitt erstattet av pulverformede tetningsmedier. Knust olivin (olivin 11) regnes ikke som tetningsmedium, selv om permeabiliteten er forholdsvis lav. Ved oppfukning reduseres permeabiliteten imidlertid fordi det dannes en fast, erosjonssterk skorpe som er tettere enn det som er oppgitt i produktets datablad. Permeabiliteten er likevel så høy at olivin alene ikke gir tilfredsstillende tetthet. Ved capping, hvor kravet til tetthet er høy, benyttes det derfor et eget tetningslag over det reaktive laget. Til dette formålet brukes det nesten utelukkende svelleleire (bentonitt) i pulverform. I Norge er det Forsvarsbygg Utvikling som har mest erfaring med bruk av bentonittpulver som tetningsmedium ved capping. I forbindelse med rehabiliteringen av Hjerkinnskytefelt, Norges største naturrestaureringsprosjekt gjennom tidene, er alle deponier cappet med bentonitt. Forsvarsbygg oppgir at bruk av bentonitt i stedet

for tradisjonelle membraner gir noen ulemper, men også en rekke fordeler. Den største ulempen er at den kan være vanskelig å legge ut med jevn tykkelse slik at beregningen av infiltrert vannmengde pr tidsenhet blir usikker. En annen ulempe er at røtter fra busker og trær kan penetrere tetningslaget og gi lekkasjepunkter.

Fordelene er imidlertid mange og kan oppsummeres slik:

- Hvis tetningslaget er dekket med et topplag, f.eks. vekstjord, er levetiden tilnærmet ubegrenset.
- Tetningsmediet er svært enkelt å legge ut, uavhengig av overflatens karakter.
- Faren for strekkskader eller setningsskader er svært liten.
- Kostbar preparering av velteoverflaten før utlegging er som regel unødvendig.
- Ferdig utlagt medium er et godt underlag for vekstjord, også på bratte flater, da friksjonsegenskapene er gunstige.
- I forhold til tradisjonell membran er totalkostnadene for et bentonittdekke vanligvis vesentlig lavere.

Bentonitten som benyttes av Forsvarsbygg er kalsiumbentonitt i pulverform. Pulveret har bedre svelleegenskaper enn granulat og er også lettere å legge ut. Tonnprisen er dessuten under halvparten av prisen på natriumbentonitt.

Permeabilitetsegenskapene for kalsiumbentonitt i kombinasjon med olivin 11 er testet av Norges Geotekniske Institutt. Testene viste at 3% innblanding av bentonitt i olivinen gir samme tetthet som en tradisjonell bentonittmembran. Testene er styrende for hvilke mengder bentonitt som skal legges ut pr. arealenhet velteflate.

Sibelco AS opplyser at det nå utvikles en ny type cappingmedium hvor den reaktive olivinen forhåndsblendes med bentonitt. Produktet vil forenkle utleggingsprosessen vesentlig samtidig som det også kan benyttes i vann.

#### 4.2.4 Utlegging av cappingmaterialet

Utleggingen av både det reaktive mediet og tetningsmediet kan gjøres på forskjellige måter. Forsvarsbygg har erfaring med tre utleggingsmåter som er tilpasset spesifikke behov:

- Utlegging med gravemaskin eller hjullaster direkte fra storsekk.
- Utblåsing fra tankbil.
- Utlegging med helikopter.

### Utlegging med gravemaskin

Utlegging med gravemaskin eller hjullaster er mest praktisk der det er små arealer som skal dekkes med tykke lag av cappingmaterialet. Mediet kan enten spres ut fra punktert storekk eller jevnes ut etter tipping i haug.



*Figur 13: Utlegging av olivin 11 fra punktert storekk. (Fra Hjerkinnskytefelt). Utblåsning fra tankbil*

Utblåsning fra tankbil er en effektiv metode hvor cappingen skal legges på vanskelig tilgjengelige steder, f.eks. rundt bygninger eller i bratte skråninger.



*Figur 14 Utlegging av olivin 11 fra tankbil på deponi for tungmetallholdige steinmasser. (Regionfelt Østlandet).*

### Utlegging med helikopter

Dette er den mest effektive måten å legge ut cappingmaterialet på. Ved en fornuftig organisering av lastearbeidet kan ett helikopter legge ut opp til 30 tonn

cappingmateriale pr. time. Med 2 cm tykkelse dekker 30 tonn olivin ca. 1 daa. 30 tonn kalsiumbentonitt dekker ca. 2 daa.

Utlegging med helikopter krever lite vind for å få nøyaktig plassering av cappingmediet. Lett regn er en fordel da den ekstra fuktigheten binder støvet.



*Figur 15: Utlegging av bentonitt med helikopter på deponi for tungmetallholdig avfall i Hjerkinnskytefelt.*

#### 4.2.5 Toppdekke

Ved bruk av bentonitt som tetningsmedium må det benyttes toppdekke for å unngå at tetningslaget eroderer eller tørker ut. Som toppdekke brukes det vanligvis matjord eller morene som tilsås eller beplantes. Det skal ikke benyttes busker eller trær med kraftig rotsystem som beplantning da røttene kan punktere tetningslaget slik at overflatevann trenger ned i underliggende masser.

#### 4.2.6 Krav til velteoverflaten

I likhet med for membraner stilles det visse krav til overflaten der bentonitten skal legges ut som tetningsmedium. Det er en fordel, men ingen betingelse, at overflaten er jevn og uten store svanker. Grovkornet materiale med åpne huller og kanaler må unngås. Best resultat oppnås når overflaten er konveks og dekket med finkornet materiale.

#### 4.2.7 Forbruk av cappingmateriale

Det finnes ingen klare anbefalinger om hvor tykk cappingen skal være for forskjellige formål. Erfaringene fra Hjerkinnskytefelt tilsier imidlertid en minimumstykkelse på 2 cm olivin og 1 cm bentonitt. Etter svelling gir dette en cappingtykkelse på ca. 5 cm. Dette forutsetter et jevnt underlag med finkornet

materiale. Er overflaten ujevn og underlagsmassene grovkornet må cappingtykkelsen økes. Tykkelsen på toppdekket bør være minimum 20 cm.

#### 4.2.8 Capping i vann

Capping kan også brukes i vann for å hindre lekkasje fra forurensede bunnsedimenter eller for å tette sprekker som fungerer som dren for forurenset vann.

Den vanligste form for capping i vann er at det legges ut reaktive eller tette matter over sedimentene. Metoden er forholdsvis kostbar og krever spesialutstyr for å få et vellykket resultat. Biologges Biobloc og det nye cappingmaterialet som utvikles av Sibelco (olivin blandet med bentonitt) åpner for utlegging med helikopter eller spesiallekter hvilket forenkler prosessen vesentlig. Med GPS-styrt utlegging sikres et jevnt dekke med tykkelse som avpasses etter forurensningens karakter. Under vann blir cappingen som regel dekket med et gruslag som skal beskytte cappingmediet mot erosjon. Tykkelsen på gruslaget avpasses etter strømforhold og mekanisk påkjenning. Forøvrig skiller capping under vann seg ikke fra capping på landjorden.



**Figur 16: Capping med spesiallekter. Utleggingsaggregatet sitter i baugen. Utstyret er norskprodusert og fraktes fra sted til sted med bil. Med GPS-styring gir utstyret en meget presis utlegging**



## 4.3 Capping av veltene i Løkkenområdet

### 4.3.1 Bakgrunn

Veltene på Løkken-siden er de kildene som har det størst forurensningspotensialet i hele gruveområdet. Forurensningene ligger i Nordre berghald, Magnetitt-tippen, velta ved Gammelgruva og Søndre berghald. I tillegg er det flere små deponier og avfallshauger med forurenset materiale. Avgangsmengden i de fire store deponier er anslått å være ca. 760.000 tonn.

Alt forurenset vann som renner ut av veltene stammer enten fra grunnvann som lekker ut fra underliggende morene og fjellsprekker, eller fra nedbør som faller på overflaten av veltene. For å redusere lekkasjen til Raubekken og begrense vannmengden som må renses, er det derfor ønskelig å finne effektive tiltak på veltene. Dette er særlig viktig hvis gruva i fremtiden ikke skal benyttes i renseprosessen. I så fall må alt vannet som i dag pumpes inn i gruva renses i eget renseanlegg uten at gruvas rensekapasitet utnyttes. Rensemethode og økonomi vil avhenge av vannmengden og konsentrasjonen av forurensningselementene.

Etter å ha vurdert ulike løsninger for å redusere vannmengden, er en blitt stående ved capping som det mest realistiske alternativet. Med capping oppnår en å:

- Redusere inntrengningen av overflatevann i det forurensete veltet materialet til et minimum.
- Gi sigevannet som passerer cappingen reaktive egenskaper slik at tungmetallene i veltet materialet ikke løses ut.

Før cappingen iverksettes må det gjennomføres en registrering av en rekke forhold som har betydning både for valg av metodikk og for dimensjonering av dekket. Det må også tas stilling til hvilke områder som skal cappes og hvilke som kan ligge ubehandlet.

### 4.3.2 Nåværende tildeknings-situasjon på veltene

Det er gjort flere forsøk på å dekke til de forskjellige avgangsdeponiene. Veltene på Løkkensiden ble tildekket med morenemasse og myrjord og tilsådd og beplantet i 1973-1974. I dag er Nordre berghald og velta ved Gammelgruva delvis tilvokst, mens Søndre berghald og Magnetittippen er praktisk talt vegetasjonsfri.

Før capping iverksettes må veltenes overflatekarakter kartlegges. Det er særlig viktig å få oversikt over vegetasjonens karakter, erosjonsmønsteret og markerte infiltrasjonspunkter på toppflaten. Det er registrert til dels markerte erosjonsspor på veltene hvilket indikerer at det kan være aktuelt med spesielle dreneringstiltak i tillegg til capping. Også kornfordelingen i toppsjiktet og forekomsten av blokker og stein er viktig for valg av cappingmetode. Det beste underlaget for en vurdering av overflatekarakteren er sannsynligvis en SAP-fotografering fra fly, drone eller helikopter kombinert med feltkontroll.



*Figur 17: Veltene på Løkken-siden. Ringen omslutter markerte erosjonsskader på tippen.*

### 4.3.3 Den praktiske utførelsen av cappingen.

#### **Valg av arealer for capping.**

Før cappingen iverksettes må alle veltene og forekomster av forurenset materiale evalueres for å klarlegge hvilken effekt en capping forventes å få. Derneft bør arealene som besluttes behandlet avgrensnes med koordinatfesting av alle omriss. Videre må overflatekarakteren registreres med angivelse av hvilke tiltak som må gjennomføres før cappingen kan finne sted.

#### **Valg av cappingmetode.**

Når arealene er evaluert, må cappingmetode velges. Hvis det benyttes et kombinasjonsmateriale av olivin og bentonitt er det mest aktuelt med maskinell utlegging på toppflatene, mens helikopterspredning er mest aktuell i frontskråningene. Hvis det benyttes adskilte lag av bentonitt og olivin vil helikopterutlegging på hele arealet være mest aktuelt. Toppdekket av jord eller morene legges uansett ut maskinelt. Det er ikke tatt stilling til hvor toppdekkematerialet skal hentes.

#### **Bortledning av overvannet.**

Et viktig spørsmål i forbindelse med cappingen er hvordan overflatevannet skal ledes bort. Den enkleste måten er sannsynligvis å grave en avskjærende grøft i overgangen mellom toppflaten og skråningsfronten på veltene. Grøftestikk kan

også legges der det finnes markerte spor etter erosjon. Grøftebunnen tettes med en membran. Grøftevannet samles i rør og ledes forbi oppsamlingsgrøftene for forurenset vann ved foten av veltene. Det kan også legges en tilsvarende grøft nederst i velteskråningen hvis en ønsker å redusere vannmengden som skal pumpes tilbake til gruva eller renseanlegget til et minimum.

## 4.4 Tiltak i området Fagerlivatnet - Bjørnlivatnet

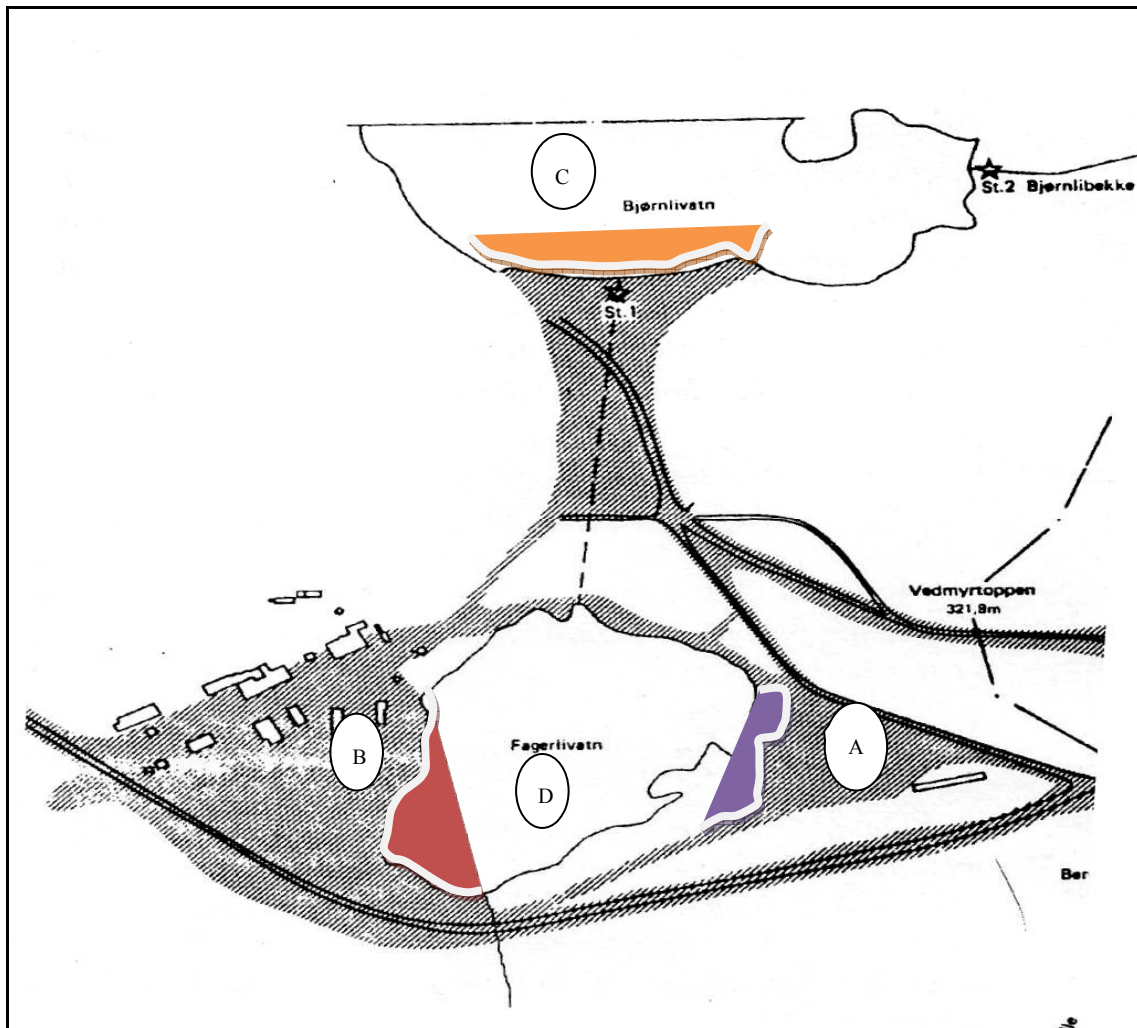
### 4.4.1 Bakgrunn

I Fagerlivatnet har en to potensielle forurensningskilder som lekker ut i vannfasen; bunnsedimentene og forurenset gråberg og annet gruveavfall som ligger som fyllinger inn mot vannet. **Figur 18** viser at arealene som er benyttet til utfyllingsformål er store og ligger delvis i direkte kontakt med vann. Som det fremgår av kapittel 2.3.5. kan en i tillegg til avrenningen fra gruveavfallet også ha lekkasje av forurenset vann til gruverommene gjennom sprekker i fjellgrunnen under Fagerlivatnet. Mistanken om lekkasje har eksistert helt siden raset som førte til innsynking og oppsprekking i gruva i 1948-49. Det kan også være lekkasje direkte ut i Bjørnlivatnet fra gråbergsfyllingen mellom Fagerlivatnet og Bjørnlivatnet (D på figuren). Til sammen utgjør disse forurensningsstrømmene sannsynligvis et ikke uvesentlig bidrag til den totale avrenningen fra Fagerlivatnet til Bjørnlivatnet.

Bjørnlivatnet har også vært benyttet som deponi for gruveavfall. Avfallet ligger imidlertid i sin helhet under vann, og bidrar sannsynligvis i liten grad til den totale avrenningen til Raubekken.

### 4.4.2 Innhenting av informasjon før tiltak iverksettes

De ulike forurensningskildene i tilknytning til Fagerlivatnet er vist i **Figur 18** på neste side. Forurensningskildene krever forskjellig form for tiltak for å stoppe avrenningen. Forslag til tiltak er beskrevet i de påfølgende avsnitt. Det understrekes at forslagene er basert på et antatt utstrømningsmønster da det ikke finnes dokumentasjon på den reelle avrenningen. For å skaffe til veie nødvendig informasjon som basis for tiltakene, må det derfor gjennomføres en kartlegging av utstrømningssonene.



*Figur 18: Områder som antas å være påvirket av avrenning fra deponert gruveavfall i området Fagerlivatn - Bjørnlivatn. Områder med deponert materiale er gråstrert.*

- Lilla sone (A): Avrenning til Fagerlivatnet over fastmark.*
- Rød sone (B): Avrenning direkte til Fagerlivatnet..*
- Orange sone (C): Avrenning fra gråberg direkte til Bjørnlivatnet.*
- Fagerlivatnet (D): Lekkasje av forurenset vann til gruverommene samt mulig lekkasje fra bunnsedimentene til vannfasen.*

#### 4.4.3 Avrenning fra deponerte massene i Bergulmyra (A)

I henhold til rapporten "Tungmetallforurensning til Orkla" (Brøndbo, 1997) er dette et landdeponi hvor avrenningen går over stedege myrmasser og fastmark ut i Fagerlivatnet. Forurensningspotensialet i de deponerte massene er sannsynligvis stort, men det finnes ingen dokumentasjon på den reelle avrenningen. Som det fremgår av **Figur 19** på neste side er de imidlertid tydelige tegn på diffuse utslag langs strandkanten og et sannsynlig punktutslag i vika ved A. Det understrekes at det ikke finnes observasjoner i felt som bekrefter dette.

I utgangspunktet er det to typer tiltak som kan være aktuelle for å begrense avrenningen:

- Capping av deponimassene på Berggulmyra.
- Bygging av reaktiv barriere i strandsonen.

På grunn av motorbanen som ligger i området kan capping by på praktiske problemer. En reaktiv barriere er derfor sannsynligvis en sikrere løsning. I dette tilfellet vil en barriere kunne bygges som en avskjærende grøft fylt med reaktivt materiale langs strandkanten (gul linje på Figur 19). En kombinasjon av capping og reaktiv barriere kan også tenkes. Alternativene bør ikke utredes videre før nødvendig bakgrunnsinformasjon er fremskaffet.



*Figur 19: Berggulmyra deponiområde med motorbanen. Legg merke til utfellingene ved de røde pilene. Utfellingen tyder på utstrømming av forurenset vann. En reaktiv grøft kan muligens plasseres langs den gule linjen.*

#### 4.4.4 Avrenning fra industriområdet (B)

Hele det innringede området på figuren nedenfor er fylt opp med gråberg og gruveavfall gjennom en lang periode. Ingen sikringstiltak er gjort for å begrense avrenningen ut i Fagerlivatnet. Bortsett fra et mulig utslipp i vika ved pilen på figuren er det ingen synlig avrenning langs strandlinjen. Dette er imidlertid ingen indikasjon på at forurensning ikke finner sted. Fagerlivatnet er svært dypt i dette området (opp til 12 m), og utslipp på større dyp enn 2 - 3 m vil neppe være synlig på flybildet **Figur 20**.

Mulige tiltak mot forurensende avrenning i dette området er capping av de deponerte massene og en avskjærende grøft bak bygningene (gul linje på Figur 20) for å hindre innstrømming av grunnvann i fyllingen. Det understrekes igjen at området må undersøkes nøye før endelig valg av tiltak foretas.



**Figur 20:** Område B innenfor den røde linjen er i hovedsak fylt opp med gråberg, men også annet gruveavfall er deponert i området. Innholdet av kobber og sink i massene kan utgjøre over 1000 tonn. Den gule linjen er den foreslåtte avskjærende grøften for rent vann, mens den blå linjen er et bekkesig. Vannet er forurenset ved utløpet av bekkesiget.

#### 4.4.5 Avrenning gjennom sprekker i bunnen av Fagerlivannet (D)

Selv om mistanken om lekkasje av forurenset vann fra Fagerlivannet gjennom gruvetaket har eksistert siden rasene i 1948-49, har lekkasjen aldri blitt dokumentert. På det nåværende tidspunkt er lekkasjen imidlertid neppe særlig stor, men situasjonen kan endres hvis nye innsynkninger finner sted.

Et tiltak som vil stoppe lekkasjen er capping av bunnen på vannet. Cappingen vil både tette sprekke og legge et lokk over de forurensete sedimentene slik at metaller ikke lekker ut i vannfasen. Som nevnt i avsnitt 4.2.2. finnes det gode cappingprodukter som er beregnet for bruk under vann. I følge produsentene legges produktene ut med helikopter eller spesiallekter, og vil ved sedimentering danne en sammenhengende membran over sjøbunnen. Da produktene også inneholder reaktive stoffer vil de også ha en stabiliserende virkning på de forurensete sedimentene.



*Figur 21: Fagerlivatnet slik det ligger i dag. Sprekker som kommuniserer med gruverommene under kan være vannførende. Det er uklart hvilke deler av vannet som er mest utsatt.*

#### 4.4.6 Avrenningen fra forurensninger i og ved Bjørnlivannet (C)

Store mengder gråberg er fylt opp i Bjørnlivatnet, men gråberget forurensner lite da det er fullstendig dekket av vann. Bjørnlivatnet har imidlertid to andre kilder som påvirker vannkvaliteten, nemlig avløpet fra Fagerlivatnet og avrenningen fra gråbergsfyllingen ved Vedmyrstoppen. Fyllingen er avmerket med brunt på **Figur 22** nedenfor. I Klifs pålegg er det stilt krav om at det ikke skal være forurensende utslipp fra Fagerlivatnet til Bjørnlivatnet. Det er uklart om kravet også omfatter utslipp fra gråbergsfyllingen.

Avrenningen fra Fagerlivatnet blir ivarettatt av de tiltakene som er beskrevet i de foregående avsnitt. Gråbergstippen kan eventuelt beskyttes med capping.



**Figur 22:** Bjørnlivatnet med gråbergdeponiet ved Vedmyrstoppen (brunt felt). Utløpet fra Fagerlivatnet er markert med rød pil, mens utløpet fra Bjørnlivatnet er merket med gul pil. Vannstrømmen fra Fagerlivatnet går sannsynligvis rett mot utløp i Bjørnlivatnet slik at mesteparten av innsjøen ikke berøres av forurensningen.

## 4.5 Rensing i reaktive damanlegg

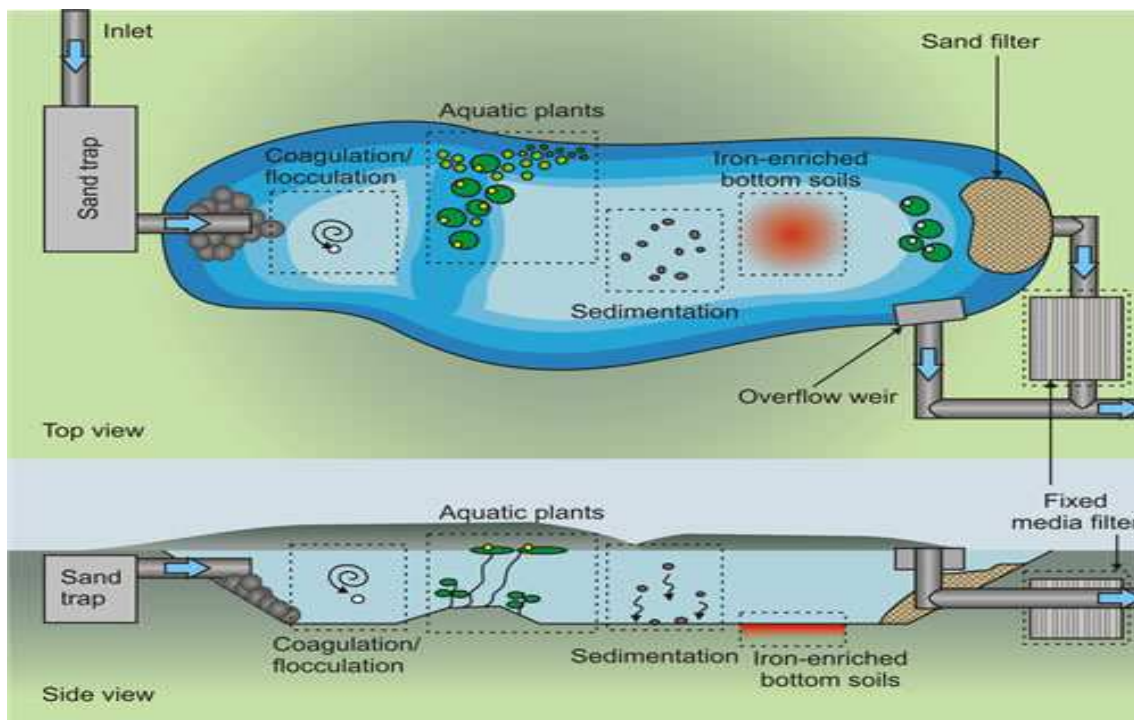
Reaktive damanlegg er et rensesystem hvor flere dammer med forskjellig funksjoner kobles sammen til et komplett renseanlegg. Anlegget skreddersys etter hvilke forurensninger som skal håndteres. De vanligste elementene i et reaktivt damanlegg er:

- Oksidasjons- og pH-justeringskammer.
- Kammer for felling av slam.
- Reaksjonskammer.
- Poleringskammer.

Kammerne kan være separate dammer eller én dam hvor er adskilt med terskler. Prinsippet har vært kjent lenge, men det er først de senere årene at det er jobbet mer målrettet med løsningen. Det danske Life-Treasure-prosjektet har f.eks. bygget damanlegg som ikke bare fungerer som renseanlegg, men som også er et positivt



terrengeløst som kan innpasses i parkmiljøer. Dette er interessante modeller hvis det blir aktuelt å bygge et reaktivt damanlegg nær bebyggelsen på Løkken.



Figur 23: Eksempel på terrengtilpasset damanlegg hentet fra Life-Treasure prosjektet.

For at et damanlegg skal fungere effektivt må det utformes slik at hele damvolumet utnyttes. Vannstrømmen må tvangsstyres for å unngå at kortslutningsstrømmer oppstår. Det er særlig viktig å være oppmerksom på problemet når anlegget skal innpasses i terrenget.

#### 4.5.1 Oksidasjon og pH-justering

En viktig forutsetning for å få felling er at pH justeres opp mot nøytralpunktet og at tilstrekkelige mengder oksygen er tilgjengelig. pH-justeringen på vann fra kisgruver skjer vanligvis med tilsetning av en kalkslurry direkte i vannet eller ved at vannet ledes gjennom en kanal med kalk (kalsiumkarbonat) som bunnsediment (Reactive Channel). Prosessen medfører utfelling av gips som omslutter kalkpartiklene og reduserer kalkens evne til å bufre vannet. I reaktive kanaler må derfor kalken skiftes ofte for å få god effekt. For å unngå gipsdannelse kan det brukes andre tilsetningsstoffer som ikke inneholder kalsium. Sibelco Nordic har f.eks. gjennomført forsøk med olivin og vannglass (natriumsilikat) som erstatning for kalk i vann fra Løkken gruver. Forsøkene viser at olivin har stor nøytraliseringskapasitet, men reaksjonshastigheten er så lav at mineralet ikke kan brukes som erstatning for kalkslurry. I reaktive kanaler fungerer derimot olivin bedre enn kalk, men kanalene må dimensjoneres opp for å kompensere for den reduserte reaksjonshastigheten. Vannglass kan erstatte kalkslurry, men kostnadene er høyere enn for kalk. Et forhold som likevel kan slå positivt ut for vannglass er at det foruten å øke vannets pH også fungerer som et fellingsmedium bl.a. for aluminium.

Oksigeneringen av vannet kan gjøres på flere måter. Bruk av kaskader eller forstøvende dyser er mest aktuelt ved lite oksygenbehov. Oksygenet tas da fra luften. Er oksygenbehovet stort, slik som i Løkken gruver, kan det benyttes et mer aktivt medium enn luft i prosessen. Hydrogenperoksid ( $H_2O_2$ ) er velegnet til formålet, men er meget reaktivt og etsende og krever spesielle HMS-tiltak for å kunne brukes i stor skala.



**Figur 24:** *Fra Ragn Sells oksigeneringsanlegg for sivevann fra en industrifylling i Lier ved Drammen. Vannet eksponeres for luftas oksygen ved å pumpes ut gjennom forstøvende dyser. Effekten kan økes ved å tilsette små mengder hydrogenperoksid i innvannet.*

En enkel løsning for oksigenering og pH-justering er utviklet av Forsvarsbygg og blir benyttet bl.a. ved Tverrfjellet gruver på Hjerking. Anlegget består av en reaktiv grøft hvor vannet renner over et bunnlag av nedknust olivin med dekk-klipp som frostisolering og oksyngengiver. Med tilstrekkelig lengde på grøfta sørger olivinen for pH-hevingen, mens dekk-klippen med sin høye porøsitet sikrer god lufttilgang. Ved bruk av dekk-klipp må det tas hensyn til at en kan få lekkasje av små mengder fenoler og sink.



*Figur 25: Forsøksanlegg for heving av pH og oksigenering av vann i Regionfelt Østlandet. Under dekk-klippen ligger det et lag med nedknust olivin. Utfelte stoffer sedimenterer i dammen i bakgrunnen.*

#### 4.5.2 Felling av slam

I vann som er pH-justert og oksigenert vil slam felles ut nesten umiddelbart. Ved bruk av kalk som fellingsmedium vil hovedtyngden av slammet bestå av gips. Sammen med gipsen felles også tungmetaller i varierende grad.. Gipsslam er voluminøst, så slamkammeret bør ha stort volum hvis kalk benyttes som fellingsmedium. For å få et vann som inneholder minst mulig slam og partikler kan det være aktuelt å lede overflatevannet fra slamkammeret inn i et ettersedimenteringskammer via en munkløsning. Munken sørger for at det kun er overflatevannet, som har lavest partikkeltetthet, som går til ettersedimentering. Erfaringene fra forsøkene i Tverrfjellet gruver viser at vann som er fritt for partikler og slam gir bedre renseeffekt og mindre driftsproblemer i det reaktive kammeret.

Sedimentert slam må fjernes fra slamkammeret etter behov. Den enkleste slambehandlingen oppnås hvis anlegget har to kammere som kan tømmes for vann hver for seg. Mens det ene kammeret er i bruk, står det andre til uttørring. Hvis gruva benyttes som buffervolum er det imidlertid ikke nødvendig med to kammere på et eventuelt anlegg på Løkken. Innvannet kan lagres i gruva mens avvanningen i sedimentasjonskammeret skjer. Det avvannede slammet kan skrapes ut med hjullaster og legges på deponi.

#### 4.5.3 Reaksjonskammerets funksjon

Det avslammede vannet inneholder tungmetaller som må fjernes. Dette gjøres i et reaksjonskammer. I sin ekleste form er reaksjonskammeret en grunn kanal hvor bunnen er dekket med et reaktivt medium som fanger opp og binder tungmetallene. Kanalens lengde avpasses etter vannmengde og vannets innhold av tungmetaller. For å få best mulig effekt av filteret er det viktig at vanddybden og

strømningshastigheten er liten. Dette tilsier at kanalen bør være forholdsvis bred og grunn.



*Figur 26: Reaksjonskammer i Tverrfjellet gruver. Den røde fargen skyldes utfelling av jern. I dette tilfellet er det ubehandlet gruvevann som ledes inn på reaksjonsfilteret.*

Det finnes flere bindingsmedier som kan benyttes i reaksjonskammeret. Jernanrikede zeolitter og olivingranulat har gitt gode effekter i Forsvarsbyggs forsøksanlegg. Olivingranulat er i mange tilfeller blitt foretrukket både fordi granulatet hever pH og fordi tungmetallene bindes sterkt i mineralets gitterstruktur ved kjemisorbsjon og løses ut først ved svært lav pH. Mettet granulat kan derfor håndteres som inert materiale og legges på vanlig deponi.

#### 4.5.4 Etterpolering

Når vannet passerer reaksjonskammeret kan det dannes svevepartikler og finslam som må fjernes fra vannet. I et etterpoleringskammer sedimenterer slammet før det rene vannet slippes ut i resipienten. Utløpet fra reaksjonskammeret formes slik at det kun er det øverste sjiktet av vannmassene som går i overløp (munkløsning). Eventuelt tungmetallholdig bunnsлам trekkes ikke med i utløpet.

#### 4.5.5 Rensing av gruvevannet i reaktive damanlegg

Med bakgrunn i beskrivelsene foran er det tre mulige renseløsninger som er aktuelle for gruvevannet på Løkken:

1. Vannet fullrenses i et mekanisk/kjemisk anlegg.
2. Vannet renses i et reaktivt damanlegg.
3. Vannet forbehandles i et reaktivt damanlegg og fullrenses i et mekanisk/kjemisk anlegg.

Uavhengig av hvilken løsning som velges er det to aktuelle lokasjoner som er utredet videre, nemlig slamdammen på Løkken-siden og området ved Fagerlivatnet. I de følgende avsnitt er et forslag til reaktiv løsning plassert på slamdammen og en løsning i tilknytning til Fagerlivatnet beskrevet.

#### 4.5.6 Reaktivt anlegg på slamdammen

Etter at slamdammen ble gjenfylt ble arealet regulert som campingplass. Plassen ble tatt i bruk i 1996, men mesteparten av tiden har den ligget brakk. Arealet er nå omregulert til parkformål. Området vurderes som godt egnet for et reaktivt damanlegg, eventuelt i kombinasjon med et kjemisk fellingsanlegg. Anlegget vil ikke være til hinder for at området også kan utvikles som et parkanlegg. Tvert i mot vil damanlegget kunne tilføre parken et positivt element. Velformede dammer hvor rensingen av gruvevannet kan følges fra sedimentasjonsfasen til etterpolering kan bli en helt spesiell attraksjon for Løkken.

Etter som kombinasjonen park - renseanlegg er en arkitektonisk utfordring er det ikke gjort forsøk på å tegne ut anlegget. Det er i stedet laget en beskrivelse av hvert enkelt rensetrinn ut fra den bakgrunnsinformasjonen som er tilgjengelig. Av det totale arealet på ca. 20 daa vil damanlegget legge beslag på ca. halvparten.



*Figur 27: Eksempel på terrengtilpasset, parkmessig behandlet damanlegg for rensing av avløpsvann. Bildet er fra Rena Rensepark i Hedmark.*

#### **Bruk av gruva som buffervolum**

For å få et best mulig driftsresultat bør vannmengden som tilføres anlegget være så jevn som mulig. Etter som avrenningen varierer sterkt gjennom året bør det derfor etableres et utjevningsbasseng som gjør det mulig å belaste anlegget med en konstant vannmengde pr. tidsenhet. Gruva vurderes som et ideelt utjevningsbasseng. Vann som pumpes opp fra en eventuell horisontalboring langs Raubekken kan ledes direkte til renseanlegget uten å gå veien om gruva.

### **Oksidasjon og pH-justering**

Etter som tilgjengelige arealer er svært begrenset ved slamdammen er det mest praktisk å heve pH og oksidere vannet i en doseringsstasjon. For å få et kompakt og lettdrevet anlegg er det sannsynligvis best å bruke en kombinasjon av peroksid og vannglass i prosessen. Kombinasjonen produserer lite slam hvilket er en klar fordel etter som arealet på sedimenteringsdammen er begrenset. Hydrogenperoksid og vannglass er begge flytende og kan blandes i et hvilket som helst forhold uten at dette medfører uheldige kjemiske reaksjoner. Tilsetning av kalkslurry og peroksid er mer krevende driftsmessig, og det er uklart om blandingen kan medføre reaksjoner som er uheldig for fellingsprosessen. Prosessen er imidlertid klart rimeligere enn om en bruker vannglass. Både peroksid og vannglass kan doseres med en enkel pumpeanordning fra nedgravde tanker. Hvis kalkslurry velges kan sannsynligvis doseringsanlegget som står ved Fagerlivatnet brukes. Før fellingsmediene velges, bør det gjennomføres et modellforsøk for å klarlegge dosering, kostnader og effekt.

### **Sedimentering og etterfelling**

For alle dammene som er beskrevet i de etterfølgende avsnitt er det angitt størrelser eller volum. Dette er gjort for å få et begrep om størrelsesorden på de arealene som må være tilgjengelig for anlegget. Endelig dimensjonering kan først foretas når aktuell vannmengde og forurensningsgrad er kjent. Det er f.eks. sannsynlig at både vannmengde og konsentrasjonen av metaller vil reduseres sterkt hvis veltene blir cappet.

Det foreslås at det bygges et bananformet basseng med et areal på størrelsesorden 5 daa og dybde på minimum 3 m for å ivareta sedimentasjonsprosessen. Utløpet til etterfellingsbassenget legges via en isolert munk (overløpskum). Også etterfellingsbassenget bør ha bananform for å få utnyttet fellingsvolumet maksimalt. Det foreslås et effektivt areal på 2,5 daa for etterfellingsbassenget. Dybden bør være minimum 1,5 m, helst 2 m. Overløpet fra dammen til den reaktive grøfta bør gå via en munk. Bunnarealet i sedimentasjonsbassenget må, i likhet med i de andre bassengene i anlegget, cappes eller dekket med en tett membran. Dette vil hindre vannlekkasje til underliggende, forurensede sedimenter.

### **Reaktiv kanal**

Fra etterfellingsbassenget ledes vannet inn i en kanal med et reaktivt bunnsediment som har dokumentert høy bindingskapasitet for tungmetaller. Kanalen kan legges med meanderende form og ha en lengde på 30 - 50 m. Det effektive arealet reguleres med bredden på kanalen. Det må regnes med minimum 100 m<sup>2</sup> for å dekke det antatte behovet i det beskrevne anlegget.

### **Etterpolering**

Siste trinn i det reaktive damanlegget er etterpoleringsbassenget som bør ha et areal på 1 - 2 daa med en dybde på minst 1,5 m.

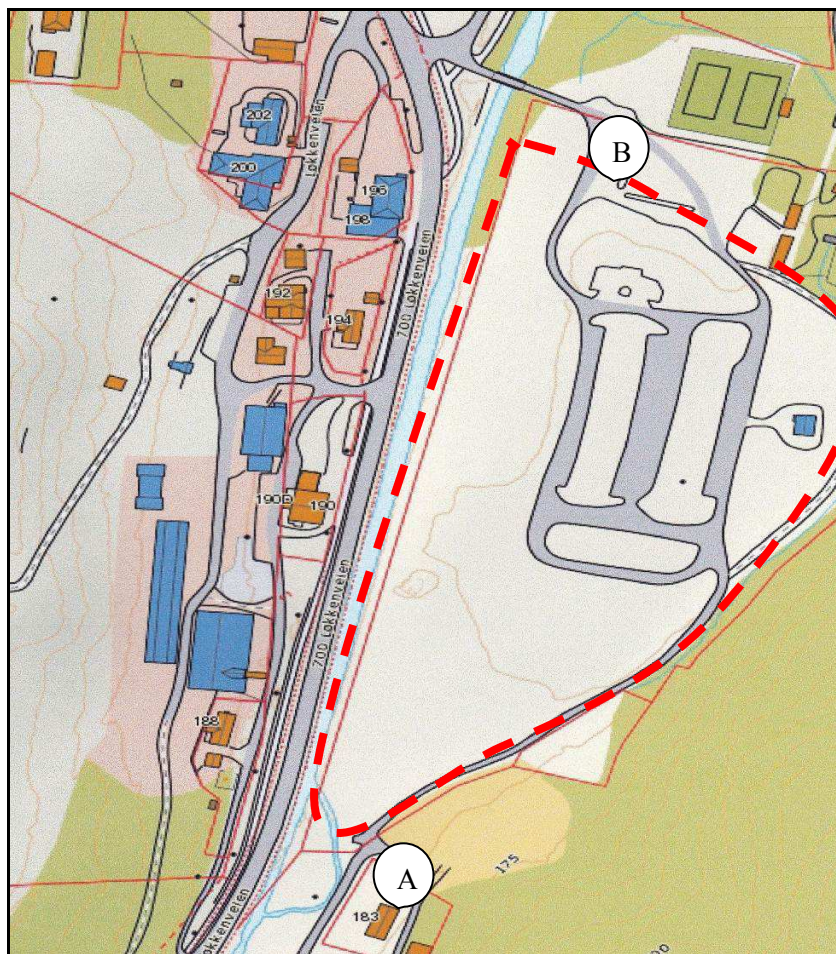
### **Drift**

Et reaktivt damanlegg er meget lettdrevet og robust. Den største arbeidsinnsatsen vil bli knyttet til oksidasjons- og pH-anlegget, spesielt hvis det benyttes kalk som fellingsmiddel. Resten av anlegget er tilnærmet selvdrevet uavhengig av vær, vind og strømtilførsel. Slamtømmingen fra sedimenteringsbassenget ordnes enklest ved å montere en fast pumpekum som pumper slammet over til et underdreneret

avvanningsbasseng som kan plasseres i utkant av det disponible arealet. Tørket slam kjøres til deponi. Også mettet filtermateriale fra den reaktive kanalen kan legges til uttørking i avvanningsbasseng før det kjøres til deponi.

### Kjemisk etterpolering

Hvis modellforsøkene skulle vise seg at det reaktive damanlegget ikke gir et tilfredsstillende rensresultat, kan det bygges et kjemisk rensanlegg for etterbehandling av vannet. Det kjemiske anlegget kan legges i direkte forlengelse av etterpoleringsbassenget.

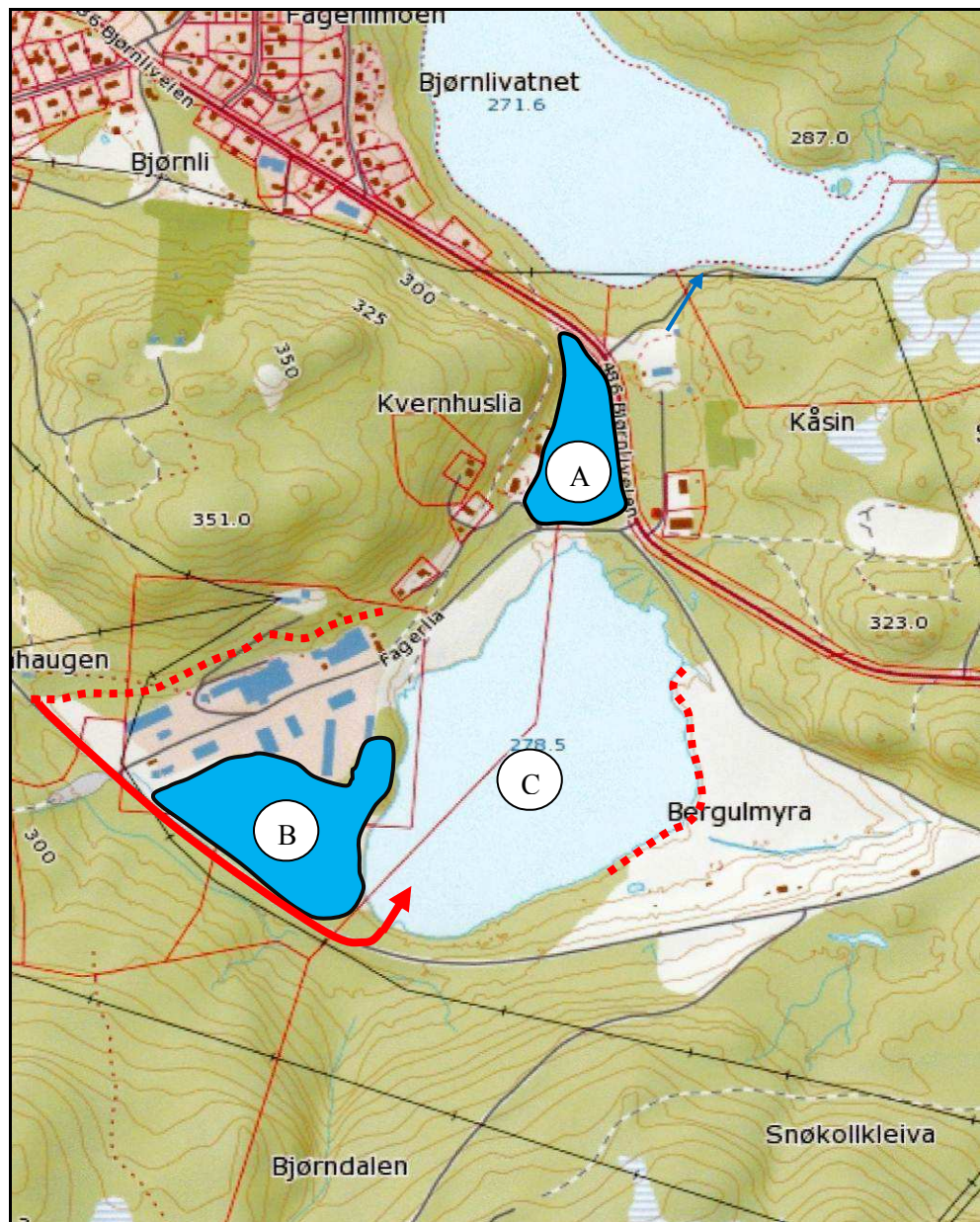


**Figur 28:** Området som er aktuelt for bygging av kombinert park og reaktivt damanlegg er ringet inn med rød stipling. Anlegget for oksigenering og pH-justering foreslås plassert ved A, mens utløpet fra anlegget legges ved B. Et eventuelt kjemisk poleringsanlegg kan også legges ved B

## 4.6 Bruk av Fagerlivatnet eller områdene rundt Fagerlivatnet til reaktivt damanlegg

I stedet for å legge et reaktivt damanlegg på Løkken-siden kan det være aktuelt å benytte Fagerlivatnet eller områdene rundt Fagerlivatnet til et tilsvarende anlegg. Det forutsettes da at det forurenset vannet pumpes gjennom gruva og tas ut i Wallenberg sjakt slik som i dag. Det er også en mulig løsning å behandle vann som pumpes opp fra en eventuell horisontalbrønn ved Raubekken i et eget anlegg

plassert på slamdammen på Løkken-siden, mens resten av det forurensede vannet renses i eller ved Fagerlivatnet.



**Figur 29: Aktuelle lokaliteter for reaktivt damanlegg. A= Gråbergdeponiet på Vedmyrtoppen. B= Deponiet ved industriområdet. C= Fagerlivatnet. Forslag til avskjærende grøfter er merket med prikkede linjer. Rød, heltrukken linje er avlopsgrøft for rent vann.**

De løsningene som peker seg ut hvis vannet tas ut av Wallenberg sjakt er:

- Reaktivt anlegg med adskilte dammer på gråbergdeponiet ved Vedmyrtoppen (A).
- Tilsvarende anlegg på industriområdet (deponiet) ved Wallenberg sjakt (B).
- Bruk av Fagerlivatnet som reaktivt anlegg (C).



#### 4.6.1 Gråbergstippen på Vedmyrtoppen (A)

Tilgjengelig areal for et damanlegg i dette området er i minste laget, bare ca 12 daa. Dette innebærer at hele arealet vil gå med til dammene. Når det gjelder utformingen av anlegget vises det til avsnitt 4.5. "Rensing i reaktive damanlegg". Eksisterende pumpestasjon kan benyttes, men ny overføringsledning mellom Wallenberg sjakt og anlegget må legges, fortrinnsvis langs tilførselsveien. Kalktilsetningsanlegget kan muligens brukes, men må eventuelt flyttes til innløpet for anlegget. Utløpet fra anlegget kan gå i åpen grøft til Bjørnlivatnet.

Alle dammene i anlegget må tettes i bunnen med membran eller capping. Dette medfører at overvann ikke lenger infiltrerer i gråbergsfyllingen og eventuell forurensende avrenning fra gråberget til Bjørnlivatnet vil opphøre.

Bygging av et reaktivt damanlegg på Vedmyrtoppen alene vil neppe medføre at Klifs krav om nullutslipp til Bjørnlivatnet blir tilfredsstillt. Tiltak må også gjøres på Bergulmyra og industrifeltet og i Fagerlivatnet for å tilfredsstille kravet.

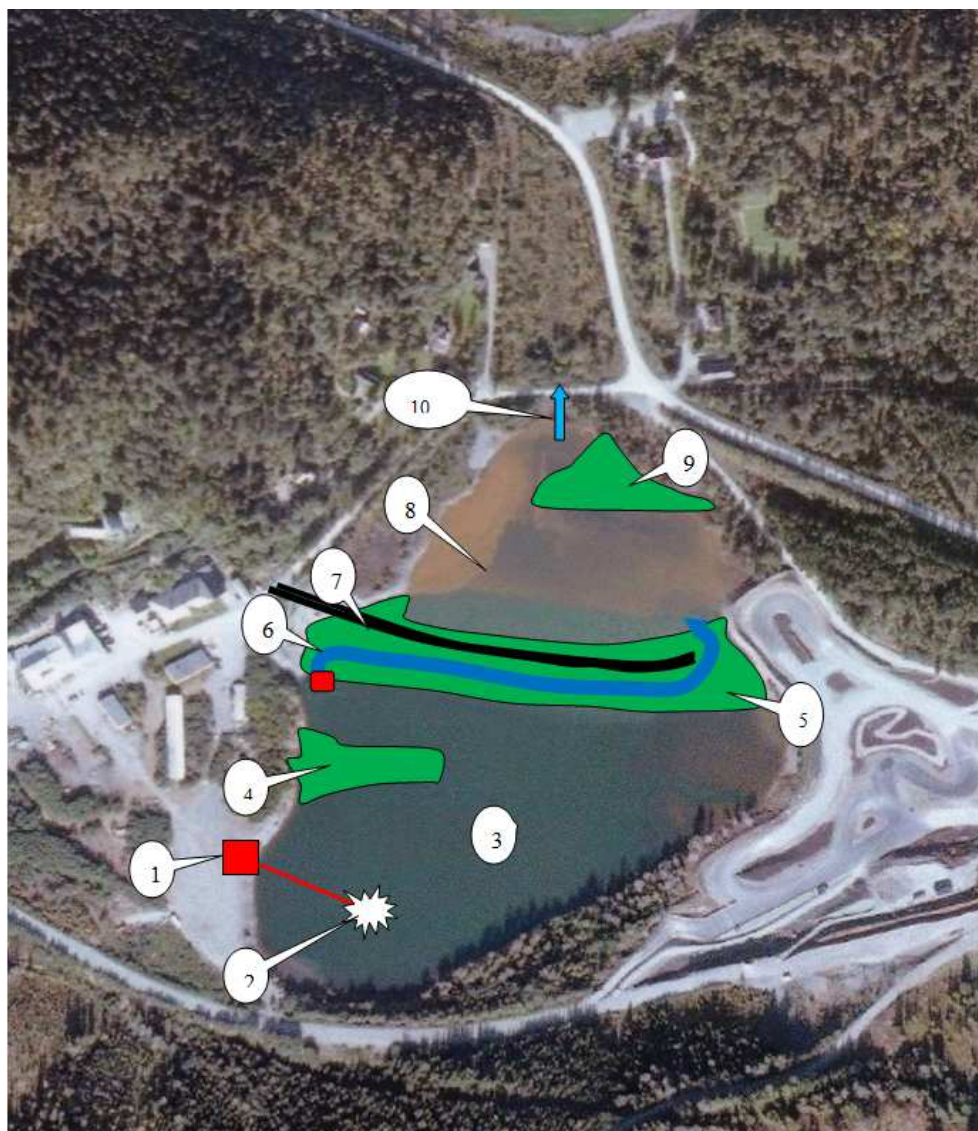
#### 4.6.2 Industriområdet ved Wallenberg sjakt (B)

Området har et tilgjengelig areal på ca. 20 daa mellom bebyggelsen og strandkanten. Utbyggingen krever mindre investeringer enn om anlegget plasseres på Vedmyrtoppen. Pumpestasjonen og kalkingsanlegg kan sannsynligvis benyttes slik de står. Etter som bunnen på dammene må tettes med membran eller capping vil ca. halvparten av deponiarealet bli skjermet mot infiltrasjon av overvann. Hvis en avskjærende grøft for rent vann bygges på nordsiden av deponiet (rød, prikket på **Figur 29**), vil avrenningen til Fagerlivatnet fra den resterende del av gruveavfallet sannsynligvis kunne tolereres. Vannet fra den avskjærende grøfta kan ledes langs veien til Fagerlivatnet slik som vist på figuren.

Når det gjelder utformingen av anlegget vises det til avsnitt 4.5 Rensing i reaktive damanlegg

#### 4.6.3 Fagerlivatnet som reaktivt damanlegg (C)

Fagerlivatnet fungerer i dag som et enkelt renseanlegg for vannet som pumpes ut av Wallenberg sjakt. Kalkfellingsanlegget produserer gipsslam som bunnfelles sammen med en del av tungmetallene. Fagerlivatnet kan imidlertid bygges ut til et fullverdig reaktivt renseanlegg med relativt enkle inngrep. Ved å dele vannet i to med en bred voll vil en få både et stort sedimentasjonsbasseng, plass til en reaktiv kanal og et etterpoleringsbasseng. I **Figur 30** er det vist hvordan inndelingen av vannet kan gjøres.



*Figur 30: Fagerlivatnet bygget ut som et reaktivt damanlegg.*

Følgende elementer inngår i anlegget:

1. Anlegg for pH-justering og oksidering
2. Kaskade på pontong
3. Sedimentasjonsbasseng
4. Ledevoll
5. Morenevoll som deler vannet i to
6. Reaktiv kanal med munk som innløpsløsning
7. Adkomstvei
8. Etterpoleringsbasseng
9. Ledevoll
10. Utløp til Bjørnlivatnet

Funksjonen av anlegget er beskrevet i avsnitt 4.5, Rensing i reaktive damanlegg. Enkelte elementer krever nærmere kommentar:

- Det anbefales at bunnen av vannet cappes før de forskjellige elementene bygges.
- Videre anbefales det å benytte kaskade i enden av utløpsledningen fra anlegget for pH-justering og oksidering. Kaskaden fordeler utløpsvannet sirkulært slik at mest mulig av sedimentasjonsdammen utnyttes.
- Ledevollene er viktige elementer for å redusere faren for kortslutningsstrømmer.
- Den reaktive kanalen bygges på en morenevoll som deler vannet i to. Bunnen av kanalen skal tettes med membran. Det bør bygges vei parallelt med kanalen for å forenkle utskifting av mettet, reaktivt materiale.
- Eksisterende kulvert kan benyttes for å lede vannet fra etterpoleringsdammen til Bjørnlivatnet.
- Hvis et kjemisk fellingsanlegg må bygges i tillegg til det reaktive damanlegget vil det være mest praktisk å legge det i tilknytning til kulverten.
- Hvis Fagerlivatnet brukes som reaktivt damanlegg vil behovet for reaktiv barriere ved Bergulmyra bortfalle. Tungmetallholdig vann fra deponiet vil renne direkte ut i sedimentasjonsdammen og renses i den reaktive kanalen. Avskjærende grøft for rentvann nord for industriområdet bør imidlertid opprettholdes.

#### 4.6.4 Drift

Damanlegget er meget leddrevet og robust. I likhet med et anlegg på slamdammen på Løkken-siden vil den største arbeidsinnsatsen bli knyttet til oksidasjons- og pH-justeringsanlegget, spesielt hvis det benyttes kalk som fellingsmiddel. Resten av anlegget er tilnærmet selvdrevet uavhengig av vær, vind og strømtilførsel. På grunn av sedimentasjonsbassengets meget store volum vil slamtømming ikke bli aktuelt på flere tiår, spesielt hvis det benyttes vannglass til pH-justeringen. Derimot må det reaktive materialet i kanalen byttes ut når det er mettet. Mettet materiale kan fjernes med slamsugebil etter at vanntilførselen er stengt ved munken. Hvis det benyttes et materiale som er mineralisert slik at utlekking ikke finner sted, bør det kunne aksepteres at deponeringen skjer f.eks. i et hjørne av industriområdet. Hvis materialet ikke er stabilt, må det kjøres bort som farlig avfall.

Den reaktive kanalen er frostutsatt. Frostisolering med dekk-klipp er sannsynligvis den enkleste og billigste løsningen. Dekk-klippet kan avgi små mengder fenoler, men dette skaper neppe problemer da fenolene brytes ned etter kort tid i etterpoleringsbassenget.

## 4.7 Kostnader

### 4.7.1 Capping av veltene

Etter som cappingen sannsynligvis blir ett av de viktigste tiltakene for å begrense avrenningen, er det lagt opp til en svært robust løsning som skal være tilnærmet

vedlikeholdsfri. Det forutsettes at alle de store veltene cappes, til sammen 80 daa. I kostnadsoverslaget er det forutsatt en capping som etter svelling gir en tykkelse på 5 cm og et jorddekke over på 20 cm. Den enkleste og billigste formen for capping med 2,5 cm capping og 10 cm jorddekke vil normalt være tilstrekkelig, men sikkerheten mot gjennombrudd og skader øker med avtagende tykkelse. Den mest robuste cappingen anbefales, selv om kostnadene er høye.

1. Forarbeide med reparasjon av erosjonsskader, fjerning av uønsket vegetasjon, planering, sikring av skråninger etc. samt graving av 400 m drengrofter med membran og erosjonsbeskyttelse. Legging av 600 m 160mm sveiset nedløpsrør:	kr 700 000
2. Cappingmateriale tilkjørt, 3 800 tonn:	kr 8 500 000
3. Utlegging med helikopter eller hjullaster:	kr 3 900 000
4. Tildekking med jord, 16 000 m <sup>3</sup> , 5 km transportlengde:	kr 2 880 000
5. Etterarbeider m/såing og landskapsmessige tiltak:	kr 250 000
6. <u>Tilrigging:</u>	kr 350 000
<b>Sum med cappingtykkelse 5 cm og 20 cm jorddekke</b>	<b>kr 16 580 000</b>
<b>Sum med cappingtykkelse 2,5 cm og 20 cm jorddekke</b>	<b>kr 10 380 000</b>
<b>Sum med cappingtykkelse 2,5 cm og 10 cm jorddekke</b>	<b>kr 8 640 000</b>

**Driftskostnader: Ingen**

#### 4.7.2 Dobbeltbunnløsning i Raubekken

I kostnadsoverslaget er det lagt opp til at 200 m av Raubekken bygges om til en dobbeltbunnløsning. Videre forutsettes det at det forurensede vannet ledes tilbake til et reaktivt renseanlegg på campingplassen.

1. Fordypningsgrøft i bekken, 50 m i fjell:	kr 75 000
2. Innkjøp, transport og legging av omfyllingspukk. Innkjøp og legging av rør. Bortkjøring av overskuddsmasser	kr 230 000
3. Innkjøp og legging av membran med erosjonsbeskyttelse (betong). Oppussing langs bekkefare	kr 220 000
4. Inntaksløsning for rent vann	kr 100 000
5. Pumpekum med inntaksløsning	kr 250 000
6. <u>Tilrigging, plunder og heft</u>	kr 125 000
<b>Sum</b>	<b>kr 1 000 000</b>

**Driftskostnader pr år: Pumpekostnader med ettersyn  
kr 50 000 pr år.**

#### 4.7.3 Reaktivt renseanlegg på Campingplassen

Det forutsettes at renseanlegget på Campingplassen dimensjoneres for å ta i mot det forurensede vannet som fanges opp i dobbeltbunnløsningen i Raubekken eller i en horisontal boring i fjell vest for Raubekken. Anlegget er dimensjonert for å ta i mot 20 m<sup>3</sup>/time. Det kan med andre ord ikke ta i mot alt det forurensede vannet

som ledes til Wallenberg sjakt. Det er lagt opp til ett hovedanlegg og et sekundæranlegg som tas i bruk ved slamtømming og vedlikehold.

1. Overføringsledning fra Raubekken	kr 20 000
2. Doseringsanlegg for H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> og vannglass	kr 75 000
3. Nedgravde tanke for H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> og vannglass	kr 120 000
4. Kaskade med overføringsledning	kr 30 000
5. Sedimentasjonsdam, 5 daa med bunn-capping og munk	kr 1 250 000
6. Sekundær sedimentasjonsdam, 2 daa med bunn-capping og munk	kr 750 000
7. Reaktiv grøft med membran og betongdekke	kr 75 000
8. Sekundær reaktive grøft	kr 50 000
9. Første gangs dekke med reaktivt materiale	kr 150 000
10. Poleringsdam, 2 daa med bunn-capping og munk	kr 750 000
11. Utløpsarrangement til Raubekken	kr 30 000
12. <u>Tilrigging og uforutsett</u>	<u>kr 400 000</u>
<b>Sum</b>	<b>kr 3 700 000</b>

<b>Driftskostnader pr år:</b>	<b>Reaktivt materiale</b>	<b>kr 150 000</b>
	<b>H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> og vannglass*</b>	<b>kr 3 500 000</b>
	<b>Driftsoppfølging mm</b>	<b>kr 100 000</b>
	<b>Deponering av mettet materiale</b>	<b><u>kr 25 000</u></b>
	<b>Sum</b>	<b>kr 3 775 000</b>

\* Summen gjelder for en vannmengde på 10 m<sup>3</sup>/time

#### 4.7.4 Fagerlivatnet som reaktivt anlegg

Hvis det forurensede vannet fra Raubekken renses på Campingplassen og veltene cappes, kan Fagerlivatnet sannsynligvis benyttes på samme måte som i dag, men med en reaktiv barriere ved Bergulmyra og en avskjærende rentvannsgrøft ved industrifeltet. Investeringskostnadene blir:

1. Reaktiv barriere, anleggskostnader	kr 160 000
2. Reaktiv materiale første gangs ilegging	kr 440 000
3. Avskjærende grøft	kr 120 000
4. <u>Tilrigging og uforutsett</u>	<u>kr 75 000</u>
<b>Sum</b>	<b>kr 795 000</b>

**Driftskostnader pr år: Utskifting av reaktivt materiale hvert 5. år.  
Årlig kostnad: kr 100 000  
De årlige kostnadene på kalkingsanlegget kommer i tillegg.**

Hvis Fagerlivatnet bygges ut til et fullverdig, reaktivt anlegg blir kostnadene som følger. Det er forutsatt at vannmengden halveres i forhold til dagens vannmengde på grunn av cappingen av veltene. De reduserte mengder med dreinsvann forutsettes her å føres til graven, alternativt må det legges en egen pumpeledning fra Løkkensiden til Fagerlivatn, denne er ikke inkludert i kostandsoppsettet. Kalkfellingсанlegget opprettholdes slik som i dag.

1. Tilførselsledning med kaskade	kr 200 000
2. Bygging av voller, transportavstand 5 km, gratis masser	kr 2 450 000
3. Reaktiv kanal m/ membran, betongsikring og munk	kr 350 000
4. Veianlegg	kr 120 000
5. Førstegangs ilegging av reaktivt materiale i kanalen	kr 400 000
6. Capping av sjøbunnen i etterpoleringsbassenget (50 daa)	kr 8 750 000
7. <u>Tilrigging og uforutsett</u>	<u>kr 300 000</u>
<b>Sum</b>	<b>kr 12 570 000</b>
<b>Sum uten capping</b>	<b>kr 3 820 000</b>

**Driftskostnader i tillegg til nåværende drift av kalkingsanlegg:**

<b>Årlig utskifting av reaktivt materiale.</b>	<b>kr 400 000</b>
<b>Deponering av mettet filtermateriale</b>	<b>kr 50 000</b>
<b>Diverse vedlikehold</b>	<b><u>kr 100 000</u></b>
<b>Sum</b>	<b>kr 550 000</b>

## 4.8 Anbefalinger

1. Capping av alle velter etter det mest robuste alternativet. Kostnad kr 16 580 000.
2. Bygging av dobbeltbunnløsning i Raubekken for å fange opp forurenset vann. Kostnad kr 1 000 000.
3. Bygging av kombinert park og renseanlegg for vannet fra Raubekken på Campingplassen. Kostnad kr 3 775 000 eks. parkkostnader.
4. Utbygging av Fagerlivatnet til fullverdig, reaktivt anlegg med capping av etterpoleringsbassenget. Kostnad kr 12 570 000.

<b>Sum investeringskostnader:</b>	<b>kr 33 925 000</b>
<b>Sum årlige driftskostnader i tillegg til eksisterende kalkingsanlegg:</b>	<b>kr 4 300 000</b>

## 4.9 Forprosjekt

Før anleggene bygges er det behov for å teste følgende:

1. Tetthet og erosjonsbestandigheten av cappingen på veltene.
2. Dosering og funksjon av kombinasjonen H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> og vannglass på simulert lekkasjevann.
3. Absorpsjonsevne og bindingskapasitet for filtermediet i de reaktive kanalene.

Forsøkene kan gjennomføres innenfor en ramme på **kr 600 000**.

## 5 Gjennomgang av vannrensemetoder

I dette avsnitt gjennomgås en rekke metoder til rensning av drens- og gruvevann (AMD) samt noen metoder til opparbeidelse av metaller fra AMD. Videre er det en vurdering av de forskjellige slamtyper, som oppstår ved nøytralisering av AMD.

### 5.1 Forurenset vann fra Løkken

I det følgende gjennomgås en rekke prosesser som vil kunne anvendes til behandling av forurenset drens- og gruvevann fra Løkken. I dag pumpes drensvann fra Løkkenområdet ned i gruen ved Gammelsjakta. Samtidig pumpes drens- og gruvevann opp ved Wallenberg-sjakt, som har hydraulisk forbindelse til Gammel-sjakta. Vannet fra Wallenberg pumpestasjon nøytraliseres i dag med kalk før utslipp til Fagerlivatn. Det er ennå ikke avklart, hvor et kommende renseanlegg skal plasseres. Renseanlegget forventes å behandle både gruvevann og drensvann.

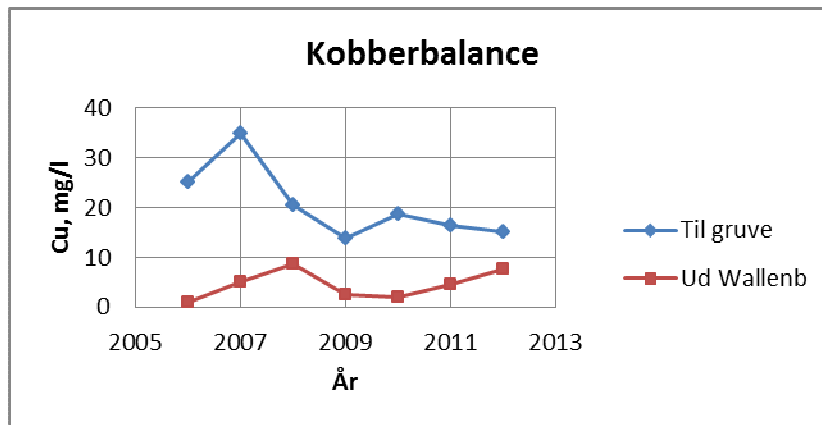
**Tabell 6. Konsentrasjoner og mengder fra NIVAs målerapport 2011-12 for Løkken.**

	A. Stallgata		B. Nordre		C. Grøft		D. Astrup		A+B+C+D		Wallenberg-sjakt	
	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /år	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /år	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /år	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /år	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /år	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /år
Flow	9,76	85.531	7,95	69.630	4,08	35.719	1,87	16.355	23,66	207.235	71,72	628.24
Max	26,39		45,0		21,6		5,95		98,94		104,17	
	Målinger/analyse		Målinger/analyse		Målinger/analyser		Målinger/analyse		Målinger/analyse		Målinger/analyser	
	mg/l	tonn/år	mg/l	tonn/år	mg/l	tonn/år	mg/l	tonn/år	mg/l	tonn/år	mg/l	tonn/år
pH	2,47		2,33		2,42						3,14	
µS/c	4.570		5.215		9073						3347	
SO <sub>4</sub>	3.808	325,70	5.171	360,06	13.624	486,64	2.079	34	5.821	1.206	2.353	1.478
Ca	346	29,59	176	12,25	293	10,47	410	6,7	285	59,01	382	240
Mg	120	10,26	126	8,77	610	21,79	73,4	1,2	203	42,03	131	82,3
Al	131	11,20	151	10,51	598	21,36	30,6	0,5	210	43,58	59	37,1
Fe	561	47,98	1264	88,01	3081	110,05	55,0	0,9	1192	246,9	262	164,6
Cu	47,4	4,054	51,1	3,558	194	6,929	36,7	0,6	73,1	15,14	12,3	7,73
Zn	36,9	3,156	23,8	1,657	129	4,608	79,5	1,3	51,7	10,72	32	20,10
Cd	0,152	0,013	0,093	0,006	0,48	0,017	0,428	0,007	0,210	0,044	0,104	0,07
Pb	0,044	0,004	0,057	0,004	0,15	0,005			0,063	0,013	0,072	0,05
Mn	6,24	0,534	4,42	0,308	18,6	0,664			7,266	1,506	4,49	2,82
Ni	0,43	0,037	0,25	0,017	1,19	0,043			0,467	0,097	0,22	0,14
Co	1,62	0,139	2,13	0,148	9,49	0,339			3,020	0,626	0,99	0,62
Si	58,6	5,012	35,4	2,465	36,7	1,311			42,4	8,788	30,1	18,91

I **Tabell 6** er anført måleresultater for de viktigste parametere i det forurensete vannet fra Løkken gruver, fra NIVAs målerapport for 2011-12.

Det fremgår av resultatene at vannet på Løkkensiden (A+B+C+D) inneholder betydelig høyere konsentrasjoner av tungmetaller og sulfat enn det vannet, som pumpes opp fra Wallenberg-sjakten. Det har derfor meget stor betydning for et kommende renseanlegg, om det er den ene eller annen slags vann, som skal renses. Også mengdene er meget forskjellige, idet det innpumpede drensvann med ca. 200.000 m<sup>3</sup>/år kun utgjør 1/3 av den samlede opppumpede vannmengde på ca. 630.000 m<sup>3</sup>/år.

Kildene A+B+C+D bidrar med 15 tonn kobber pr. år, mens det kun pumpes 7,7 tonn kobber pr. år opp fra Wallenberg. Årsaken til dette er gruvens egen renseseffekt. Det er gjennom de seneste år konstatert stigende innhold av kobber og flere andre forurensningskomponenter i det vannet som pumpes opp av Wallenberg-sjakt, hvilket viser at gruvens renseseffekt er i ferd med å være oppbrukt (**Figur 31**). Den årlig tilførte jernmengden er også betydelig høyere i drensvannet (A+B+C+D), enn i vannet fra Wallenberg pumpestasjon (67%), mens sinkmengden i drensvannet derimot kun er det halve av utløpsmengden. I de seneste år er det utover dette observert et betydelig fall i pH i det opppumpede vann, hvilket også er en konsekvens av at gruva er ved å miste sin renseseffekt.



**Figur 31. Kobberbalance for 2005-2012 for Wallenberg-sjakt**

### 5.1.1 Mengde og sammensetning av vann som skal renses

Den nøyaktige mengde og sammensetning av vannet som skal renses i det nye renseanlegg er for tiden ukjent. Det er en rekke faktorer som gjør at mengder og sammensetninger fra de nåværende vannstrømmer ikke direkte kan benyttes til å forutsi de fremtidige forhold for drens- og gruvevann. Årsakene til dette er bl.a. følgende:

- At forurenset drensvann fra kilder, som i dag ikke oppsamles, i fremtiden forventes å bli oppsamlet og behandlet.
- At rent drensvann, som i dag oppsamles og blandes med det forurensete drensvann, i fremtiden forventes å bli fraskilt og således ikke skal behandles



- At det ikke er avklart, om veltene skal tildekkes ved capping
- At det ikke er avklart, om graven kan benyttes som bufferbasseng til å utligne avrenningsvariasjoner, og at endringen av sammensetningen dermed ikke er kjent.

Selv om den nøyaktige mengde sammensetning således ikke er kjent, er det allikevel mulig å vurdere den omtrentlige sammensetning av det forurensede drens- og gruvevann, idet forholdet av de viktigste metaller kan vurderes ut fra dataene i **Tabell 6**.

I **Tabell 7** er vist hvilke vannmengder og hvilken sammensetning (gjennomsnitt), som anvendes i denne rapport til vurderinger, design og beregninger. Tallene er estimert ut fra tallmaterialet i **Tabell 6**, hvor verdiene fra A+B+C+D (207.235 m<sup>3</sup>/år) er anvendt sammen med det resterende gruvevann fra Wallenberg pumpestasjon (421.000 m<sup>3</sup>/år). Mengder og konsentrasjoner kan bli noe annerledes i praksis avhengig av at hvordan hele løsningen blir, men vi betrakter i første omgang **Tabell 7** som den beste foreløpige estimeringen.

**Tabell 7: Antatt vannmengdes gjennomsnittlige sammensetning til bruk for arbeidet i denne rapporten.**

Flow	620.000	m <sup>3</sup> /år
	mg/l	tonn/år
SO <sub>4</sub>	3.500	2.170
Ca	350	217
Mg	150	93
Al	100	62
Fe	600	372
Cu	40,0	25
Zn	40,0	25
Cd	0,15	0,09
Pb	0,07	0,04
Mn	5,00	3,10
Ni	0,30	0,19
Co	1,70	1,05
Si	35,0	22

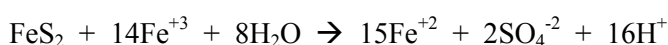
Usikkerhetene omkring den nøyaktige sammensetning av det vann som skal renses, har på nåværende tidspunkt *ikke* spesielt stor innflytelse på prosessvalget, idet prosessene vil fungere på samme måte, og de enkelte rensetrinn for metallene kan skaleres opp eller ned, når vannets mengde og sammensetning blir kjent.

Ved vurdering av rensemetode skal det også tas hensyn til hvilke komponenter som skal fjernes fra vannet. KLIFs krav omfatter rensing av kobber, men hvis man nøytraliserer alt vannet, vil man samtidig også fjerne andre metaller. Ved nøytralisering med kalk vil man fjerne det meste av sulfat, som utfelles som CaSO<sub>4</sub>·2H<sub>2</sub>O (gips). Nøytraliseres vannet derimot med andre kjemikalier (f.eks. NaOH eller MgO) vil sulfat ikke utfelle. Det er derfor av avgjørende betydning at man får besluttet, hva det skal fjernes, og om noen av de fjernede metaller skal

opparbeides. Det kan neppe avgjøres fullt ut, før man har et overblikk over de mulige rense- og opparbeidelsesmetoder og deres økonomi.

Jern kan forekomme som jern(II) eller jern(III) i vannet. Det er dog ikke laget systematiske analyser av jern(II) og jern(III) i NIVAs årlige målerapporter. Meget tyder dog på at vannet fra Wallenberg helt overveiende inneholder jern(II), mens drenevannet fra grøftene overveiende inneholder jern(III), siden dette vannet renner i åpne grøfter hvor vannet kan oksideres av luftens oksygen. Oksidasjonstrinnet for jern kan ha betydning for den måte renseprosessen utføres på.

Såfremt drenevannet fra grøftene ledes ned i graven før det pumpes til renseanlegg, vil jern(III) i drenevannet reagere med pyritt i graven etter følgende reaksjonsskjema:



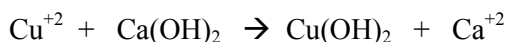
Denne prosessen, som reduserer drenevannets jern til jern (II), må tas i betraktning, såfremt man vil anvende graven som et bufferbasseng før renseanlegget.

## 5.2 Nøytralisering og felling

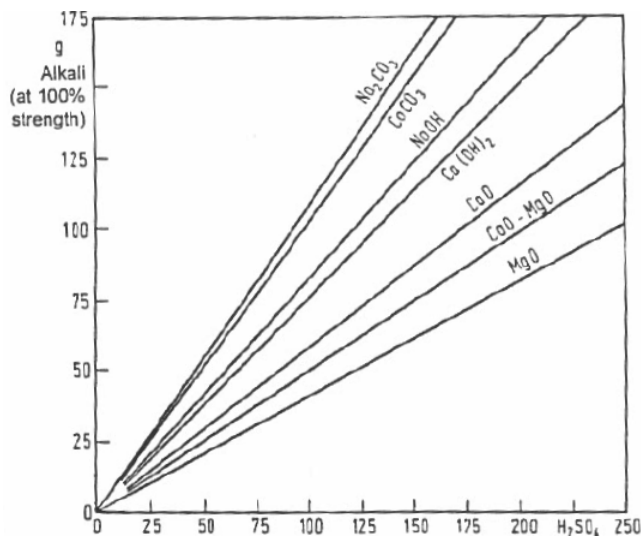
Surt gruvevann kalles på engelsk for Acid Mine Drainage og forkortes AMD. I gamle dager fikk AMD fra både aktive og nedlagte gruver ofte lov til å renne ut på jorden eller i sjøer og bekker uten behandling. I dag blir AMD de fleste steder i verden nøytralisert med kalk ( $\text{CaO}$  eller  $\text{Ca(OH)}_2$ ), hvor tungmetaller samt jern, mangan og aluminium felles som metallhydroksider, som vil være til stede som partikler i vannet. Man kan også anvende andre baser til nøytralisering av AMD, f.eks. natriumhydroksid ( $\text{NaOH}$ ), magnesiumhydroksid ( $\text{Mg(OH)}_2$ ), natriumkarbonat ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) eller ammoniakk ( $\text{NH}_3$ ). Vi kommer senere tilbake til valg av nøytraliseringsmiddel.

### 5.2.1 Hydroksidfelling

Ved nøytralisering med en hydroksidholdig eller hydroksidgenererende base får man utfelt metallhydroksider. Nedenfor ses reaksjonsskjemaene for felling av kobber med kalsiumhydroksid og for sink med natriumhydroksid.



De mest alminnelige baser til nøytralisering av spillvann er:  $\text{NaOH}$ ,  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{Mg(OH)}_2$  og  $\text{MgO}$ . En blanding av  $\text{CaO}$  og  $\text{MgO}$  kalles for dolomitt kalk. Det skal bemerkes at man ved oppløsning av  $\text{CaO}$  eller  $\text{MgO}$  i vann får dannet  $\text{Ca(OH)}_2$  henholdsvis  $\text{Mg(OH)}_2$ . I **Figur 32**, er anført forbruk av forskjellige baser (Y-aksen) til nøytralisering av svovelsyre (X-aksen). Verdiene er angitt for 100% ren base med den anførte formel.



**Figur 32. Forbruk av de mest alminnelige baser til nøytralisering av svovelsyre (Hartinger). X-aksen angir gram svovelsyre og Y-aksen angir gram base**

Som det fremgår av kurvene, er MgO det mest effektive nøytraliseringsmiddel målt ut fra den forbrukte masse.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  er den base som det vil anvendes mest av til nøytralisering av en gitt mengde svovelsyre. I praksis vil spesielt  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , NaOH og MgO være aktuelle til nøytralisering av AMD. I **Tabell 8.** er styrken og prisen angitt for de mest alminnelige baser til nøytralisering av AMD.

**Tabell 8. Sammenligning av de mest alminnelige baser til nøytralisering av AMD**

Base	g/eq	Eq-forholdstall	kr./kg	kr./kEq
MgO	20,15	1,00	4,00	80,6
CaO	28,05	1,39	1,74	48,8
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	37,05	1,84	2,09	77,4
NaOH	40,0	1,99	7,86	314,4

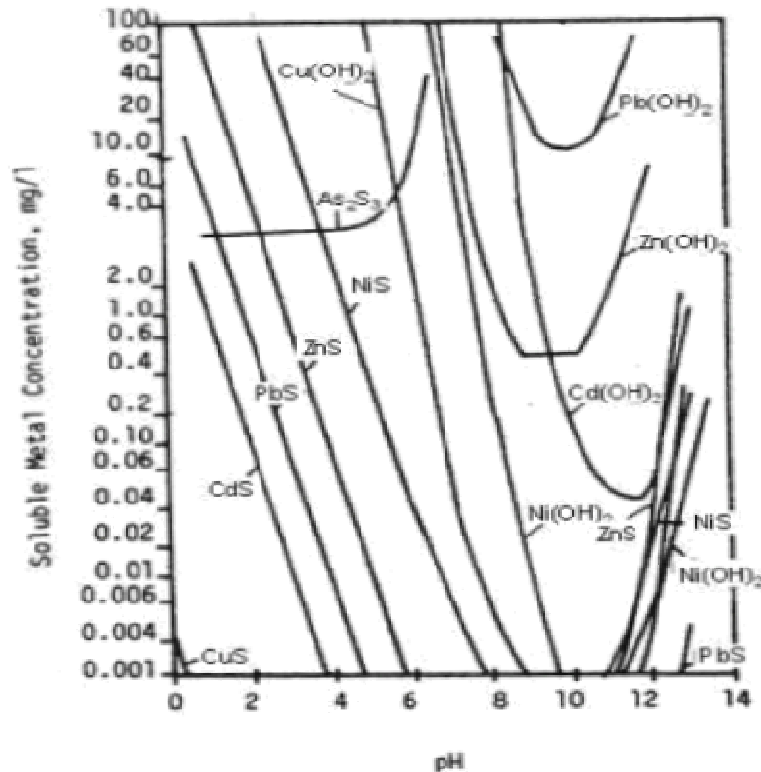
Det fremgår at CaO er det billigste kjemikalet.  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  koster 59% mer, MgO koster 65% mer og natronlut koster 544% mere for samme basemengde.

Man oppnår normalt samme fellingseffektivitet (dvs. samme restkonsentrasjon av tungmetaller) ved felling med kalk, natriumhydroksid og magnesiumoksid. I mange typer industrispillvann vil tilstedeværelsen av kalsium dog ha en gunstig innflytelse, da det kan reagere med fosfat, oksalat, glukonat og andre stoffer, som forstyrrer den kjemiske felling. Det forventes ikke å være vesentlige konsentrasjoner av forstyrende stoffer i AMD.

Egenskapene av det utfelte slam kan imidlertid bli ganske forskjellige avhengig av hvilke nøytraliseringsmidler man anvender. Magnesium gir det mest kompakte slam med de beste avvanningsegenskaper, hvilket reduserer slammengden. Både kalsium og magnesium produkter er mer vanskelig å håndtere og dosere, da de skal opplammes med vann før bruk. Natriumhydroksid kan derimot leveres som en oppløsning med 25-50 % NaOH (kalles natronlut), som er enkelt å dosere, hvilket har flere fordeler.

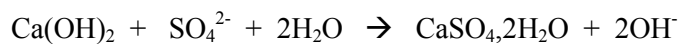
Prisene på de forskjellige baser varierer fra land til land, men generelt er kalk det billigste og natronlut det dyreste produktet å anvende, og det kan være meget stor prisforskjell.

Metallhydroksidenes teoretiske oppløselighet som funksjon av pH fremgår av **Figur 33.**, hvor også oppløseligheten av metallsulfidene er vist. Det er verdt å bemerke at sink, kadmium og bly ved meget høye pH-verdier kan gå i oppløsning igjen og således mobiliseres igjen etter å være blitt utfelt.



**Figur 33. Oppløselighetskurver for metallhydroksider og metallsulfider**

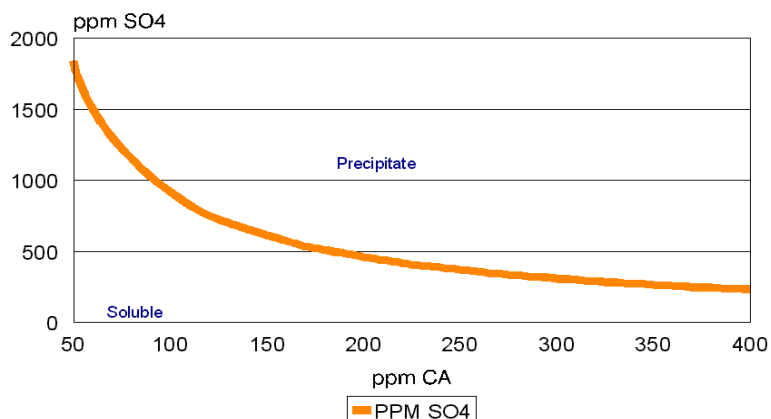
Ved valg av nøytraliseringsmiddel skal man være oppmerksom på at tilsetningen også kan føre til uønskede utfellinger. Ved tilsetning av kalk vil det for eksempel utfelles kalsiumsulfat, kalsiumfosfat og kalsiumfluorid. Hvis man desidert ønsker å fjerne sulfat fra AMD, bør man anvende kalk, hvor ettergips utfelles etter dette reaksjonsskjema:



Ved nøytralisering av AMD med kalk vil det typisk dannes fire ganger mer slam, enn om man anvender NaOH eller MgO. Gips er begrenset oppløselig i vann, og oppløselighetskurven for kalsiumsulfat (er nesten den samme som oppløselighetskurven for gips) fremgår av følgende kurve:

## Solubility Curves

Calcium Sulfate



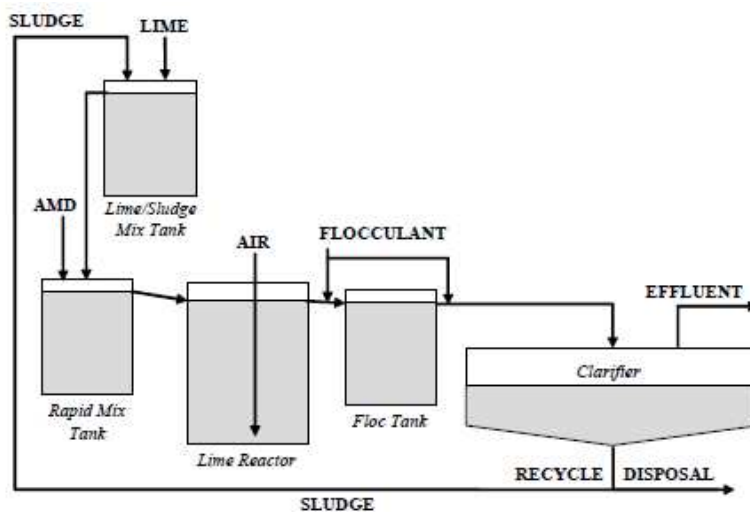
Figur 34. Oppløselighetskurve for kalsiumsulfat. Oppløst sulfat som funksjon av kalsium

Det skal nevnes at det kan dannes overmettede oppløsninger av kalsiumsulfat, når AMD nøytraliseres med kalk. Dette kan forhindres ved å resirkulere en del av det utfelte slam, hvor ettergipskrystallene i det "gamle" slam virker som en kjerne for utkrystallisering av større gipskrystaller. Denne teknikk finnes i flere variasjoner og kalles generelt for HDS (high density sludge).

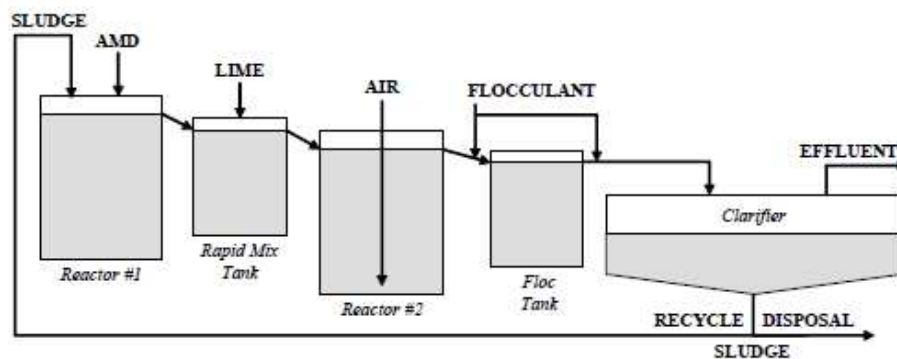
### 5.2.2 HDS-metoden

HDS-metoden har vunnet stor utbredelse til nøytralisering av AMD over hele verden, idet metoden gir et meget kompakt slam, som allerede før avvanning kan inneholde 15-40 % TS.

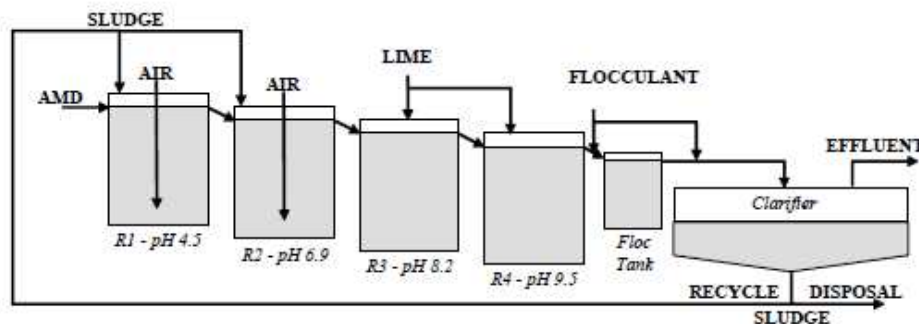
Hovedprinsippet er at man resirkulerer en stor del av det utfelte slam for å oppnå en bedre og mer kompakt struktur av det utfelte gipsholdige bunnfall. I det etterfølgende er vist tre forskjellige varianter av metoden beskrevet av Bernard Aubé fra Canada.



Figur 35: Klassisk HDS-prosess, hvor returslam blandes med kalk før dosering til AMD.



Figur 36: HDS-anlegg etter Geco prinsippet, hvor returslam først blandes med AMD, før det tilsettes kalk..

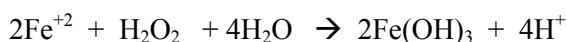


Figur 37: HDS-anlegg med flertrinns nøytralisering for å forbedre krystalldannelsen av gips.

Uansett hvilken HDS-variant man anvender, blir resultatet nesten det samme, nemlig meget kompakt slam med 20-40 % TS. Alle tungmetaller samt jern og aluminium felles ut som hydroksider sammen med gips. I alle tre varianter oksideres  $Fe^{+2}$  til  $Fe^{+3}$  under fellingen, det dannede slam blir mest stabilt, samtidig med at restkonsentrasjon av jern i det rensede vannet blir lavest. I de viste eksempler foregår oksidasjonen med innblåsing av luft. Oksidasjonen fungerer best ved høy pH, men reaksjonstiden ved bruk av oksygen som oksidasjonsmiddel er lang, opp til 2-3 timer. Prosessen for oksidasjon av jern samt utfelling av  $Fe(OH)_3$  kan skrives som følger:



Oksidasjonen av jern kan gjennomføres langt hurtigere - nesten momentant - ved dosering av hydrogenperoksid,  $H_2O_2$ . Denne prosess foregår også ved lav pH.



Fra disse reaksjonsskjemaer kan det beregnes at det til oksidasjon av 1 g  $Fe^{+2}$  teoretisk forbrukes 0,143 g  $O_2$  eller 0,304 g  $H_2O_2$ . Da  $H_2O_2$  ofte doseres som 35 % oppløsning tilsvarer dette i praksis 0,87 g  $H_2O_2$ -oppløsning pr. gram Fe. Et av de største praktiske problemer i et HDS-anlegg er dannelse av massive belegg av

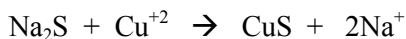
gips, kalk og metallhydroksider. Disse beleggene kan tilstoppe rørforbindelse og sette seg i reaktorer og bunnfellingstanker. Beleggene kan pga. det høye gipsinnhold ikke oppløses i syre. Fjerning av beleggene krever derfor 1-3 ganger om året en grundig mekanisk rensning av utstyr og tanker.

Til gjengjeld er det dannede slam meget stabilt, og tungmetallene kan kun meget vanskelig vaskes ut, når slammet deponeres i jord eller vann. Slammet kan også være problematisk å avvanne, slammengden kan ikke reduseres mye ved avvanning, fordi det allerede har et meget høyt tørrstoffinnhold. Ved avvanning i vakuumsfilter eller sentrifuge kan man få tørrstoffinnholdet opp på 50-60 % og derved typisk reduserer volumet med 25-60 %

### 5.2.3 Sulfidfelling

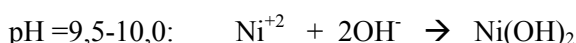
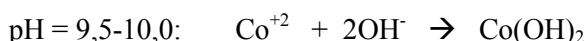
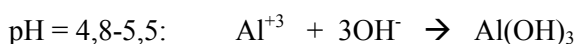
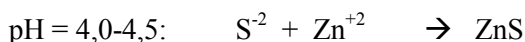
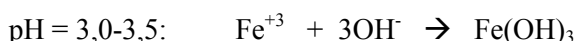
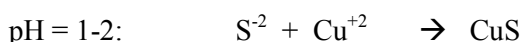
Generelt er metallsulfider mer tungtoppløselige enn metallhydroksider, og derfor kan man oppnå en mer effektiv utfelling ved dosering av sulfid. Dette har stor betydning, hvis man ved rensningen ønsker meget lave restkonsentrasjoner av metall eller når der finnes kompleksdannere i vannet, som f.eks. EDTA, NTA, DTPA, NH<sub>3</sub>, m.fl. I praksis kan sulfid doseres i form av Na<sub>2</sub>S, NaHS, CaS og FeS. Svovelhydrogen kan også fremstilles ved hjelp av bakterier. Vanligvis anvendes mer sulfid enn det teoretiske forbruk, fordi sulfid kan oksideres av jern(III). I sur væske vil det derutover dannes og avgis noe svovelhydrogengas.

Reaksjonsskjema for felling av kobbersulfid:



Da metallsulfidenes oppløselighet er pH-avhengig, kan man ved styring av pH-verdien selektivt utfelle visse metaller. Således kan kobbersulfid utfelles effektivt ved meget lav pH-verdi (< 1), mens pH skal være > 6,5 for å komme ned under 1 mg/l i oppløst kobber ved en hydroksidfelling. For sink kan det oppnås en effektiv utfelling av sinkulfid ved pH > 4, mens man krever pH > 8,5 for å oppnå en effektiv sinkhydroksidfelling. Disse muligheter kan man utnytte ved en praktisk renseprosess, hvor man ønsker å separere forskjellige metaller, og mange forfattere har beskrevet dette nærmere i artikler med resultater fra laboratorieundersøkelser. Det er derimot vanskelig å finne referanser, hvor hele rensemetoden er basert på selektiv felling av metallene.

Nedenfor er vist noen reaksjonsligninger for mulige sulfid og hydroksidfellinger med relasjon til gruvevann fra Løkken:



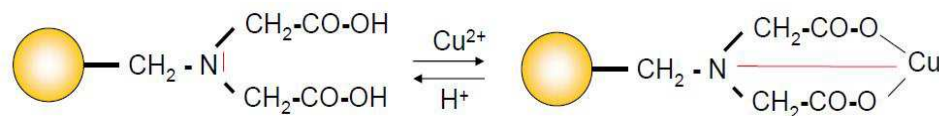
Som det fremgår av reaksjonsskjemaene kan man ved selektiv sulfid- og hydroksidfelling få utfelt kobber, jern, sink og aluminium separert. De resterende tungmetaller, som er til stede i små konsentrasjoner, vil bli utfelt sammen ved en avsluttende justering av pH til 9,5-10,0. Noen av prosessene kan eventuelt anvendes i en praktisk løsning i kombinasjon med andre separasjonsmetoder (ionebytte, sementering) til en komplett løsning. Ved utfelling av jern- og aluminiumhydroksid skal man være oppmerksom på hvor mange andre metaller som felles med (ko-presipitasjon). Jo tettere fellings pH-verdien ligger på den optimale fellings pH, jo mer felles med. Det er derfor viktig for jern og aluminium at disse utfelles ved lavest mulig pH-verdi, slik at disse metaller kan utfelles effektivt.

Det finnes forskjellige organiske svovelforbindelser på markedet, som anvendes ved felling av tungmetaller i industrispillevann med kompleksdannere. De kan være mer effektive enn sulfidfelling, og så avgir de ikke en illeluktende og giftig gass (H<sub>2</sub>S) ved lav pH. Det kan være produkter med karbamater (MP2, MP3, MP7, MP20) eller triaziner (TMT15). Selv om disse produkter kunne anvendes til selektiv felling av kobber ved lav pH, så er det neppe en økonomisk akseptabel løsning, da produktene er forholdsvis dyre sammenlignet med sulfid og andre separasjonsmetoder for kobber.

### 5.3 Ionebytte

Ionebytte er en teknologi hvor forurenset vann ledes igjennom noen kolonner som er fylt med en ionebyttemasse, også kalt harpiks eller resin. Harpiksen har (likesom et aktivt kullfilter) en stor overflate. Harpiksen har noen funksjonelle grupper, som i utgangspunktet oftest er mettede med Na<sup>+</sup>, H<sup>+</sup> eller Ca<sup>+2</sup> ioner.

I Figur 38 er illustrert hvordan kobber bindes og ekstraheres i en selektiv ionebytter harpiks, hvor den funksjonelle gruppe er iminodiacetic acid.



Figur 38: Prinsipp for selektiv ionebytte av kobber med TP207 (iminodiacetic acid)

Når metallholdig vann passerer kolonnen utskiftes metallene med disse ioner, som derved frigis - herav navnet ionebytte. Når metaller har overtatt posisjonen av alle funksjonelle grupper, opphører rensingen - harpiksen sis å være mettet. Deretter er det nødvendig å regenerere denne, hvilket gjøres ved å skylle kolonnen igjennom med sterk (svovel-) syre. Herved tilbakeføres harpiksen til det opprinnelige stadium, samtidig med at metallene frigis i en forholdsvis konsentrert oppløsning (eluat).



Teknologien frembyr i dag flere muligheter for å "ekstrahere" metaller selektivt fra AMD og få dem ut i en mer konsentrert form. Konsentratet kan deretter opparbeides til brukbare produkter, som kan anvendes eller selges. Alle de store internasjonale produsenter av ionebytteharpikser (DOW, Purolite, Lanxess, Rohm&Haas) har harpikser som kan anvendes til selektiv ionebytte av metaller.

Ionebytteharpiks klassifiseres normalt som kationiske, anioniske eller kelating. I kationharpikser er de aktive komponenter typisk sulfonsyre grupper eller karboxylsyre grupper. I svakt basiske harpikser er de derimot typisk aminer. De kelaterende harpikser danner sterke komplekse forbindelser med metaller, og de kan derfor anvendes til selektiv ionebytte av metaller i AMD.

### 5.3.1 Kanadisk undersøkelse

Allerede i 1995 laget Mine Environmental Neutral Drianage (MEND) i Kanada en laboratorieundersøkelse av en rekke utvalgte ionebytteharpikser, som ble utprøvd på forskjellige typer AMD (MEND, 1995). Man utprøvde åtte forskjellige Amberlite produkter fra Rohm og Haas, 4 produkter fra DOW Chemicals, ett produkt fra Bayer (Nu: Lanxess), ett produkt fra Reilly Industries, ett produkt fra Scheering samt to zeolitter.

I undersøkelsen ble det først laget en screening av 17 harpikser på en AMD-prøve ved pH = 2,5. Her fant man hurtig ut av at de kompleksdannende harpikser var klart best til å binde metaller i den meget sure vannfasen. Spesielt harpikser av typen picolylamin og imino-dieiddisyre (imino-diacetic acid) var fremragende til å binde kobber ved lav pH, men dessverre ble det også bundet en del jern - både om jern var til stede som Fe<sup>+3</sup> eller som Fe<sup>+2</sup>. Til gjengjeld ble det ikke bundet vesentlige mengder av andre ioner som sink, aluminium, kalsium, magnesium, nikkell og kadmium. Ved lavere pH var selektiviteten enda bedre, men det ble stadig bundet jern sammen med kobber. Ved høyere pH ble flere andre metaller derimot tilbakeholdt sammen med kobber og jern.

#### **Fordelingskoeffisienter for diverse metaller**

Den beste picolylamin var Dowex XFS-43084, mens de beste imino-dieiddisyre produkter var Amberlit IRC-718 og TP207 fra Lanxess. IRC-718 er gått ut av produksjon og erstattet av IRC-748, som også er en imino-dieiddisyre harpiks. XFS-43084 er også gått ut av produksjon og erstattet med XUS-43604, som er en picolylamin harpiks.

I Tabell 9 er vist forsøksresultater med de tre beste harpikser utprøvd på AMD med høyt innhold av jern. Ved forsøket har man latt 100 ml AMD reagere med 1 ml harpiks til likevekt er oppnådd. Fordelingskoeffisienten utregnes deretter som forholdet mellom metallkonsentrasjonen i harpiksen og metallkonsentrasjonen i vannet. Om det opptas mye metall i harpiksen, får man en stor fordelingskoeffisient og omvendt. Som det fremgår av tabellen har Dowex XFS-43083 en meget stor selektivitet for kobber, selv om jernkonsentrasjonen er meget høy.

Tabell 9: Fordelingskoeffisient for forskjellige metaller testet med de tre beste harpikser på typisk AMV ved pH = 1,8 (MEND, 1995).

Parameter	mg/l	Fordelingskoeffisienter		
		Dowex XFS-43084	Amberlite IRC-718	TP207
Aluminium	14	7	15	7
Kadmium	140	3	3	5
Kalsium	271	1	2	1
Kobolt	99			
Jern(III)	1155	4	20	19
Kobber	99	300	82	79
Magnesium	185	2	1	1
Nikkel	26	21	6	11
Sink	313	1	1	1
pH	1,8			

Ved høyere pH vil fordelingskoeffisientene for de øvrige metaller bli større. Derfor skal man ha en lav pH for å kunne fjerne kobber så selektivt som mulig. Ønskes kobber med minst mulig jern, skal man anvende Dowex XFS-43083, men ønskes en blanding av kobber og jern, kan man anvende TP207 eller IRC-718 ved lav pH.

#### Affinitet for forskjellige metaller

Ved MEND-testen undersøkte man også, hvordan metalloptaket ble påvirket av metallkonsentrasjonen. Ved grunnforsøkene ble 1 ml harpiks blandet med 100 ml AMD, og de fikk lov til å reagere flere timer inntil likevekt. Konsentrasjonen av metallene som ble opptatt i harpiksen, falt følgelig i oppløsningen. Derfor prøvde man å la den "mettede" harpiks reagere med en frisk porsjon AMD, hvor metallkonsentrasjonene var betydelig større. Herved ble det opptatt ennå mer av metallet. Når man på den måte skiftet AMD 6 ganger, observerte man at kobber ved lav pH faktisk byttes ut med jern og var i stand til å "presse" jern ut av harpiksen. Harpiksen absorberte således mer og mer kobber, mens jern og andre metaller, som var i første omgang blitt opptatt i harpiksen, langsomt ble frigitt. Hvis forsøket var blitt gjentatt flere ganger, ville man sannsynligvis ha konstatert, at harpiksen til sist nesten kun inneholdt kobber. Etterhvert ble det dog fjernet mindre og mindre kobber fra AMD.

#### Selektiv ionebytte i praksis

Den ovenfor beskrevne egenskapen kan man i praksis utnytte til selektiv metallfjernelse. For dette skal man ha flere ionebyttekolonner i serie. I starten vil den første kolonne oppta litt av alle metaller - dog forholdsvis mest fra de metallene, som har store fordelingskoeffisienter. Da harpiksen dog har størst affinitet til kobber, vil den første kolonne etterhvert oppta mer og mer av denne, mens andre metaller vil frigis igjen. Innholdet av andre ioner vil avhenge av de andre metallers konsentrasjon i væsken og av harpiksens affinitet til metallene ved den aktuelle pH-verdi.

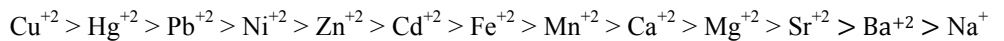
Den andre kolonnen vil i starten ta opp de metaller, som har passert eller som har tapt "konkurransen" med kobber i første kolonne. I takt med at den første kolonne mettes kommer det dog etterhvert også mer kobber i kolonne nummer to. Et komplett ionebyttesystem kan også ha både en 3. og 4. kolonne, hvis man enten

selektivt vil fjerne et eller flere av de andre metaller. Hvordan man bygger et ionebytteanlegg opp avhenger således helt av hvilke metaller man ønsker å fjerne selektivt.

### 5.3.2 Lewatit TP207 (imino-diaceticacid)

Det finnes en del tekniske data og eksempler med anvendelsen av TP207, som ble utviklet av Bayer i Tyskland for mer enn 30 år siden. I dag produseres og selges ionebytteharpiksen av Lanxess i Tyskland. Harpiksen anvendes blant annet i stor stil til etterrensning av tungmetallholdig spillvann etter kjemisk felling for herved å komme ned på meget lave restkonsentrasjoner. TP207 anvendes også til rensning av drikkevann med nikkel samt til rensning av tungmetallforurenset grunnvann.

Ifølge Lanxess er selektivitetsrekkefølgen for TP207 følgende:



Trivalente metaller er vanskelig å sette inn i denne rekkefølge, men noe tyder på at  $\text{Fe}^{+3}$  har omtrent samme selektivitet som kobber - kanskje enda bedre. En annen faktor som spiller en avgjørende rolle for selektiviteten er pH-verdien. Stabiliteten av metall-imino-dieddiksyrer kompleksene er karakterisert ved deres DpH-verdi, som er den pH-verdi, hvor desorpsjonen (avgivelsen) av metall-ioner begynner. Kommer man under denne verdi, avgis de tilsvarende metaller fra harpiksen. I praksis bør man ha en drifts-pH, som er minst 0,5 over DpH-verdien. DpH-verdiene for en rekke metaller er vist i Tabell 10.

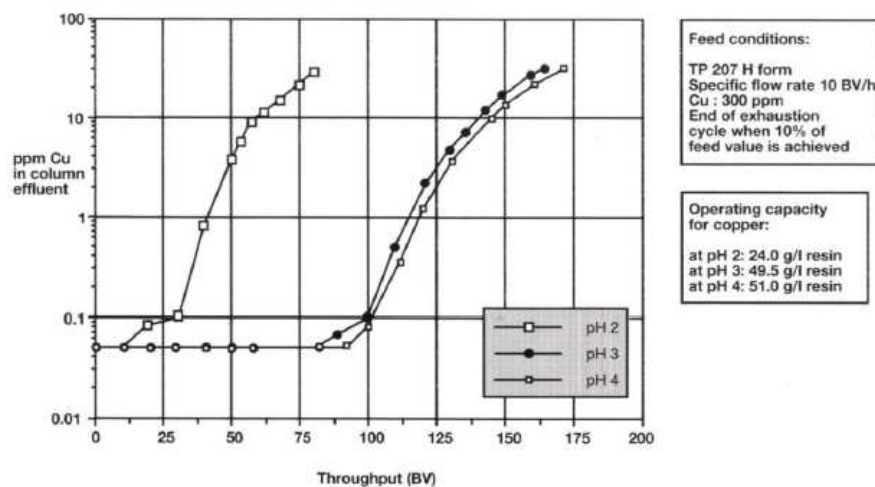
Tabell 10: DpH-verdier for TP207

Metal	Ion	DpH
Kobber	$\text{Cu}^{+2}$	1,0
Bly	$\text{Pb}^{+2}$	1,8
Nikkel	$\text{Ni}^{+2}$	2,1
Sink	$\text{Zn}^{+2}$	2,5
Kobolt	$\text{Co}^{+2}$	2,55
Kadmium	$\text{Cd}^{+2}$	2,8
Jern	$\text{Fe}^{+2}$	3,0
Mangan	$\text{Mn}^{+2}$	4,0
Kalsium	$\text{Ca}^{+2}$	4,4
Magnesium	$\text{Mg}^{+2}$	4,6
Strontium	$\text{Sr}^{+2}$	4,7
Natrium	$\text{Na}^{+}$	6,5

Tabell 10 viser at kobber ionebyttes med TP207 ved  $\text{pH} > 1,5$  hvilket også ble vist i MEND-rapporten (MEND 1995). Ved  $\text{pH} = 1,8$  absorberes ikke vesentlige mengder av nikkel, sink, jern(II), kalsium og magnesium (se Tabell 9), mens kobber absorberes fint. I MEND-forsøkene absorberes jern(III) også til en viss grad ved den lave pH-en.

Blir pH høyere - f.eks. 5,0 - kan vi også forvente betydelig absorpsjon av nikkel, sink, jern(II), kalsium og magnesium, hvilket også ble påvist i MEND-rapporten.

TP207 regenereres med syre (svovelsyre eller saltsyre), hvorefter den igjen kommer på H-form. Her kan den anvendes i vann med lav pH. Man vil imidlertid heller ha den på natriumform, når man skal anvende den til selektiv ionebytte av metaller ved litt høyere pH. Det oppnår man ved å kondisjonere harpiksen med natronlut. Man kan velge å lade den opp med natriumioner på begge eddiksyregruppe (di-natrium form) eller kun på den ene (mono-natrium form). Hvis man anvender mono natrium formen, vil det både avgis natriumioner og hydrogenioner ved selektiv ionebytte, og hvis metallkonsentrasjonen er stor, vil det avgis forholdsvis mange hydrogenioner, som derved senker vannets pH-verdi. Det kan i verste fall gå ut over ionebytteseffektiviteten, hvis pH kommer ned i nærheten av DpH-verdien.



Figur 39: Gjennombruddskurver for ionebytte av kobber på TP207 ved pH = 2, 3 og 4

Figur 39 er fra et teknisk datablad fra Lanxess. Her vises ionebytteeffektivitet og harpiksens kapasitet for kobber ved tre forskjellige pH-verdier. Vannets startkonsentrasjon er Cu = 300 mg/l. Konsentrasjonen av det ionebyttede vann er avbildet som funksjon av den behandlede vannmengde (antall BV) ved henholdsvis pH = 2, 3 og 4.

Det fremgår at kobber kan fjernes ganske effektivt med TP207. Ved pH = 2 vil konsentrasjonen etter 50 BV gjennomstrømning stadig være < 5 mg/l. Ved pH 3 og 4 er Cu < 5 mg/l helt opp til 130 BV. Disse undersøkelser viser at TP207 har større kapasitet ved høye pH-verdier enn ved lave og at man allerede ved pH > 3 er tett på den maksimale kapasitet. Harpiksen kan regenereres med 2 BV syre, hvilket gir en kobberkonsentrasjon i eluatet på 19,5 g/l. Hvis ionebyttet derimot foregår ved pH = 2, vil kobberkonsentrasjonen i eluatet kun bli på 7,5 g/l.

Det er dog mulig å få et større opptak i harpiksen, hvis man kan akseptere høyere kobberkonsentrasjon i det ionebyttede vann. Det kan man utnytte i praksis ved å sette flere søyler i serie. Ved pH = 2 er kobberkonsentrasjonen i det ionebyttede vann 20 mg/l etter 75 BV. Det betyr at man kan øke kobberopptaket i den første kolonne - og dermed også i eluatet - hvis man venter med å regenerere ionebytteren til det er løpt 75 BV igjennom. På dette tidspunkt opptas i første kolonne stadig ca. 93% av

det tilførte kobber, mens 7% løper igjennom. Dette kobber fanges opp i andre eller tredje kolonne.

Hvis ionebytte av kobber foregår ved høyere pH-verdi, vil det også absorberes mindre mengder av andre metaller - dog avhengig av pH. Disse metaller vil dog gradvis kunne "skubbes" ut av harpiksen, hvis man fortsetter med å lede vannet igjennom første søyle uten å regenerere. På den måte vil man i første kolonne etterhvert få en større andel av kobber i harpiksen. Samme prinsipp gjelder også for selektiv ionebytte av andre metaller, hvor første søyle etterhvert kommer til å inneholde mer og mer av det metallet som har størst affinitet til harpiksen ved den aktuelle pH.

### 5.3.3 Purolite S960 (bis-picolylamin)

S960 fra Purolite er en bis-picolylamin, dvs. samme type som Dowex XFS-43083. I MEND-rapporten fant man nettopp meget gode selektive egenskaper hos denne harpiksen, så man kunne skille ut kobber og jern(III). I Tabell 11. er vist det relative opptak av en rekke alminnelige metaller i Purolite S960. Ved pH =2 er opptaket av Al, Ca, Mg og Fe(II) ubetydelig i forhold til Cu, Ni, Fe(III) og Cd. Det fremgår også at kobber opptas ca. 9 ganger mer enn Fe(III). Disse forhold svarer noenlunde til hva det ble funnet i MEND-rapporten fra 1995.

*Tabell 11: Selektiv opptak av tungmetaller på S960 i en sulfatopløsning ved pH = 2 ifølge leverandørens datablad*

Cu	700
Ni	190
Fe(III)	80
Cd	70
Zn	60
Co	30
Fe(II)	3
Ca	< 2
Mg	<1
Al	< 1

Purolite opplyser videre at harpiksen kan oppta ca. 25 g nikkell pr. liter, og vi kan gjette på at det kan opptas enda mer kobber, fordi affiniteten til kobber er større enn til nikkell. Harpiksen kan regenereres enten med svovelsyre eller ammoniakkvann. Ammoniakkvann kan brukes til eluering av de metaller, som danner ammoniakkkomplekser. De er sink, nikkell, kobber, kadmium og kobolt.

Hvis harpiksen både inneholder kobber og jern, vil man sannsynligvis kunne eluere kobber med ammoniakkvann, hvoretter jern kan elueres med svovelsyre. På den måte kan kobber og jern separeres ved regenereringen. Om dette er hensiktsmessig, avhenger av hvordan man ønsker en videre opparbeidelse av kobber, men det er et interessant alternativ til å avskille metallene i selve ionebyttesprosessen.

### 5.3.4 Amberlite IRC748 (iminodiacetic acid)

Amberlite IRC748 fra Rohm & Haas er en erstatning for IRC718, som var et av de beste selektive harpikser i MEND-rapporten. Det er likesom TP207 en iminodiddisyre, som generelt har stor affinitet til  $\text{Cu}^{+2}$  og  $\text{Fe}^{+3}$ .

I **Tabell 12** er det angitt hvor mye metall det opptas i forhold til kalsium ved henholdsvis  $\text{pH} = 2$  og  $\text{pH} = 4$ . Ved  $\text{pH} = 2$  er opptaket av jern(III) 325.000 ganger større, enn opptaket av kalsium. Også opptaket av kobber er meget stor ( $> 43.000$  ganger større enn for kalsium), men det er dog ikke angitt noe presist tall. Ved  $\text{pH} = 4$  er opptaket av kobber 2.300 ganger større, enn for kalsium, men kobber opptas også betydelig bedre enn nikkel, sink, kadmium, kobolt og mangan. Alt i alt ligner bildet mye på hva vi har sett beskrevet for TP207, hvilket også er ventet, da det er samme type harpiks.

*Tabell 12: Selektivitet for tungmetaller i forhold til kalsium for IRC748 ved  $\text{pH} = 2$  og  $\text{pH} = 4$  Ifølge leverandørens datablad.*

Metal	Forhold: Me/ $\text{Ca}^{2+}$	
	$\text{pH} = 2$	$\text{pH} = 4$
$\text{Fe}^{+3}$	325.000	
$\text{Hg}^{+2}$	130.000	2.800
$\text{Cu}^{+2}$	$> 43.000$	2.300
$\text{Pb}^{+2}$		1.200
$\text{Ni}^{+2}$		57
$\text{Zn}^{+2}$		17
$\text{Cd}^{+2}$		15
$\text{Co}^{+2}$		6,7
$\text{Mn}^{+2}$		1,2
$\text{Ca}^{+2}$		1,0

## 5.4 Væske-væske ekstraksjon

Væske ekstraksjon er en teknologi hvor vann med oppløste uorganiske salter blandes med en organisk upolert ekstraksjonsvæske. Metallene (og i visse tilfelle også sulfat) vil dermed gå fra vannfasen over i ekstraksjonsmiddelet. Samtidig avgis  $\text{Na}^+$  og  $\text{H}^+$  ioner til vannfasen. Etter kraftig blanding, som sikrer en god kontaktflate og god faseovergang, separeres de to væsker i en gravitasjonsutskiller.

Etter en effektiv ekstraksjon (ofte i flere trinn) vil vannfasen være ren, og metallsaltene finnes i det organiske ekstraksjonsmiddel, hvorfra de kan stripes (elueres) ved en passende kjemikaliebehandling. Ved tilsetning av en sterk syre, kan metallene ekstraheres fra den organiske fase til syreoppløsningen, som deretter skille uts fra den organiske fase. Etterfølgende kan sulfat ekstraheres fra den organiske fase ved passende nøytralisering med f.eks. kaliumkarbonat, hvorefter det kan utskilles kaliumsulfat. Væske ekstraksjon minner således meget om ionebytte, idet den primære forskjell er at ekstraksjonsmiddelet, som binder metallene, er en væske.

### 5.4.1 Teknologiens utvikling

Gruveindustrien utviklet på slutten av 1960-tallet noen ekstraksjonsmetoder som effektivt ekstraherer kobber fra mineraler og gruveavfall. Ekstraksjonen var så effektiv, at man nå kan utvinne kobber fra mineraler og avfall hvor det ikke tidligere kunne betale seg. Det amerikanske firma General Mills utviklet og forbedret flere produkter med navn som LIX63, LIX64 og LIX64N. Væskeekstraksjon ble først anvendt i full skala til ekstraksjon av uran, men teknikken og noen av erfaringene kunne senere overføres fra uran til kobberutvinningen.

Det var derfor nærliggende at man på 70-tallet begynte å interessere seg for om disse ekstraksjonsmidler også kunne anvendes til ekstraksjon av kobber fra gruvevann. Ifølge brosjyren "Tungmetallforurensning til Orkla elv" fra 1996 utførte General Mills noen forsøk med AMD fra Løkken i pilotanlegg med LIX64N. Disse pilotforsøk er dog aldri kommet videre i form av en fullskala løsning, da man åpenbart ikke har kunnet oppnå de ønskede resultater på en teknisk-økonomisk måte.

### 5.4.2 Væskeekstraksjonens begrensninger

Det svenske firmaet MX-prosesser (I dag: MEAB Metalextraktion AB) lagde også den gang en del undersøkelser med gruvevann i både Sverige og Norge, men heller ikke de oppnådde de avgjørende resultater. COWI har i mars 2013 kontaktet MEAB og diskutert problemstillingen i Løkken med dem. Innehaveren, Hans Reinhard, bekreftet at de hadde laget mange undersøkelser på 70-tallet uten den helt store suksess. Problemet var (og er),

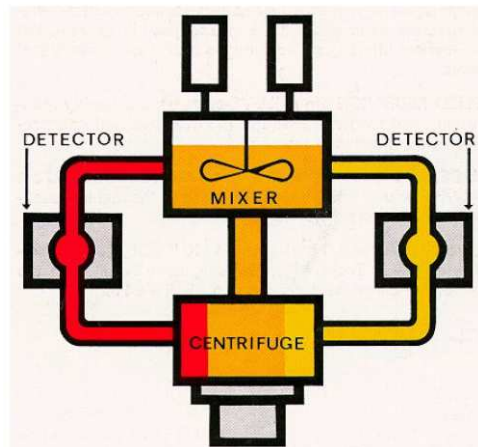
- at metallkonsentrasjonene i AMD er for små,
- at det ved væskeekstraksjonen er vanskelig å utskille kobber og sink,
- at det "rensa" vann forurenses med organiske stoffer fra den flytende ionebytteren, som gjør at vannet skal etterbehandles før det kan føres videre.

Hans Reinhard anbefalte derfor at man i stedet kunne anvende selektiv ionebytte, som ved den rette pH-regulering kan skille ut kobber og sink. Selv om MEAB er spesialister i væskeekstraksjon, hvor de har utarbeidet mange interessante løsninger, så kan de ikke anbefale å anvende den tradisjonelle væskeekstraksjon (som vi kjenner den fra kobbergruvene) til rensning av AMD.

### 5.4.3 Solvent extraction

Ved "solvent extraction" anvendes ekstraksjonsmidler (f.eks. LIX64) i en oppløsning av petroleum. Det er to viktige typer ekstraksjonsmidler, nemlig ketoximer og aldoximer. Man kan i noen tilfeller bruke en blanding av disse to forskjellige typer. Ekstraksjonsmidlene er særdeles effektive til ekstraksjon av kobber fra faste mineraler og fra kobberavfall med forholdsvis lave kobberkonsentrasjoner, så man i dag kan ekstrahere kobber av mineraler, som det tidligere ikke kunne betale seg å benytte til kobberutvinning.

Ved anvendelse av metoden til rensning av væsker som AMD blandes det organiske ekstraksjonsmiddelet med vannet, hvor etter kobber og sink går fra vannfasen til den organiske fasen, hvor de bindes. Etterfølgende kan metallene strippest fra den organiske oppløsningen. Det er dog ikke umiddelbart lett å skille ut kobber og sink hverken ved ekstraksjonen eller ved stripping. Samtidig er ekstraksjonen fra AMD ikke særlig effektiv, fordi metallkonsentrasjonene her er forholdsvis lave. Derfor må det ekstraheres i mange trinn, hvilket krever et meget stort anlegg til behandling av store mengder AMD.



Figur 40: H-sentrifuge løsning fra MEAB til blanding og separasjon i 1 trinn.

Selv om solvent ekstraksjon er blitt mer og mer utbredt i gruveindustrien til utvinning av kobber, så er den aldri blitt videreutviklet slik at den med fordel kan anvendes til rensning av AMD. Samme konklusjon er også hva Hans Reinhard, medeier av MEAB Metaekstraksjon, har kommet frem til.

Prosessen kan innrettes på flere måter. Først skal det etableres en effektiv kontakt mellom den organiske fasen med ekstraksjonsmiddel og den vannfasen (AMD), som skal renses. Deretter skal de to faser igjen skilles ut i en rensset vannfase og en organisk fase med det ekstraherte metall. I Figur 40 er vist ekstraksjon i en trinn med faseskillelse i en sentrifuge, som gir en betydelig mer effektiv faseskillelse enn simpel gravitasjon.

#### 5.4.4 Value Extraction Process (VEP)

I 2008 utviklet det amerikanske firmaet Battelle i Ohio en ny væskeekstraksjonsmetode, hvor målet var å ekstrahere både jern og sulfat fra AMD for å unngå de store avfallsmengder som oppstår ved nøytralisering av AMD med kalk. Derfor anvendte man ikke de tradisjonelle ekstraksjonsmidler, men man utviklete nye med andre egenskaper. I et pilotanlegg ble metoden testet og resultatene herav er beskrevet i Winner Global Energy & Environmental Services LLC's rapport "AMD Value Ekstraksjon Prosess" fra maj 2009.

Prinsippet i VEP-prosessen fremgår av Figur 41, hvor man i praksis dog utfører en rekke ekstraksjoner i serie, for å oppnå en større effektivitet ved ekstraksjonen. I



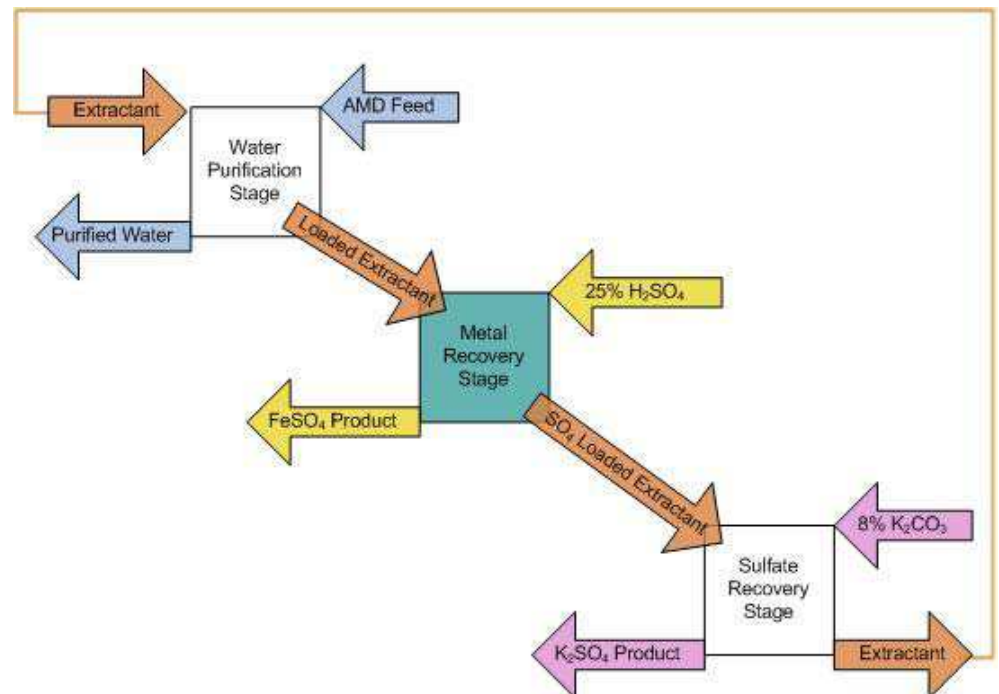
pilotforsøkene ekstraheres metallene og sulfat ved å blande den organiske fasen (E-fasen) med AMD fra en kullgruve, med følgende sammensetning:

- $\text{SO}_4^{-2} = 6.609 \text{ mg/l}$
- $\text{Fe}^{+2} = 781 \text{ mg/l}$
- $\text{Al}^{+3} = 12 \text{ mg/l}$

Ekstraksjonsmiddelet, som kalles E-fasen, består av:

Extractant: Aliquat 336 (N-methyl-tri-octyl-ammonium)  
 Modifier: Exxal 10  
 Diluent: Calumet 400-500 (Isodecylalkohol)

Ved ekstraksjonen fjernes sulfat og jern fra AMD. Hvis det er nødvendig kan det rensa vannet filtreres for å fjerne partikler. Før vannet ledes ut til resipienten, kan organiske stoffer fjernes i et aktivt kullfilter. Den jern- og sulfatholdige E-fasen går videre til et gjenvinningstrinn, hvor det tilsettes svovelsyre. Her utskilles jern som ferrosulfat,  $\text{Fe}(\text{SO}_4)$ . E-fasen går til neste trinn, hvor det nøytraliseres med  $\text{K}_2\text{CO}_3$ . Her utskilles  $\text{K}_2\text{SO}_4$ , mens E-fasen blir så ren, at den kan gjenbrukes. Det forenklete flow-sheet ser enkelt ut, men anlegget er i praksis betydelig mer komplisert i sin oppbygning.



Figur 41: Forenklet prosessdiagram for VEP-prosessen

Det unik ved VEP-prosessen er at man kan fjerne og gjenvinne både sulfat og jern, så man kan rensa AMD, uten at det genereres avfall. Pilotforsøket er dog kun blitt gjennomført på ukomplisert AMD, hvor det stort sett ikke var andre forurensningskomponenter enn sulfat og jern. Det er derfor usikkert, hvor egnet

metoden er til et mer kompleks AMD med større konsentrasjoner av aluminium, kobber og sink.

Det skal nevnes at VEP-metoden senere er utprøvet på AMD fra Follidal, hvor AMD minner om AMD fra Løkken. Dette prosjekt er nærmere omtalt under casebeskrivelsene.

## 5.5 Membranteknologi

Ved membranprosesser ledes vannet igjennom en finporøs membran, som tilbakeholder innholdsstoffer som er større enn membranens porestørrelse. Membraner kan således sammenlignes med en meget finmasket sil. De innholdsstoffer som ikke kan passere membranen, oppkonsentreres på innløpssiden og øker trykktapet over membranen (clogging). Det rensa vannet kalles filtrat eller permeat, mens væsken med tilbakeholdte stoffer kalles konsentrat eller retentat.

Følgende prosesser går under betegnelsen membranprosesser, idet tallverdiene angir den maksimale størrelse av innholdsstoffer som kan passere membranen:

- Omvendt osmose (RO),  $< 0,002 \mu\text{m}$
- Nanofiltrering (NF),  $< 0,002 \mu\text{m}$
- Ultrafiltrering (UF),  $0,02\text{-}0,2 \mu\text{m}$
- Mikrofiltrering (MF),  $0,02\text{-}4 \mu\text{m}$

RO kan i prinsippet tilbakeholde alle molekyler og ioner, hvor sluttresultatet blir vann uten salter. NF tilbakeholder fortrinnsvis store molekyler samt divalente og trivalente ioner, mens de fleste monovalente ioner fortrinnsvis kan passere membranen. UF kan tilbakeholde store molekyler - f.eks. proteinstoffer samt andre høymolekylære stoffer. MF er litt grovere enn UF og kan brukes til å filtrere ut kolloide partikler og mineralolje. MF brukes derfor ofte som forfilter for RO og NF til fjerning av partikler, som ellers vil tilstoppe de fine RO- og NF-membranene.

RO anlegg brukes i stor stil på den arabiske halvøya, hvor havvann avsaltes. Umiddelbart synes RO og NF også å kunne anvendes til behandling av AMD. Man skal imidlertid ha det klart for seg, at RO og NF produserer meget rent vann, og at det samtidig oppstår et konsentrat, hvor alle tilbakeholdte stoffer er samlet i konsentratet i en mer konsentrert form.

Da et membranlegg er forholdsvis dyrt i anlegg og drift, skal man ha klart for seg, om man har bruk for meget rent vann uten salter, samt hvordan man vil behandle konsentratet.

### 5.5.1 Utfelling av gips

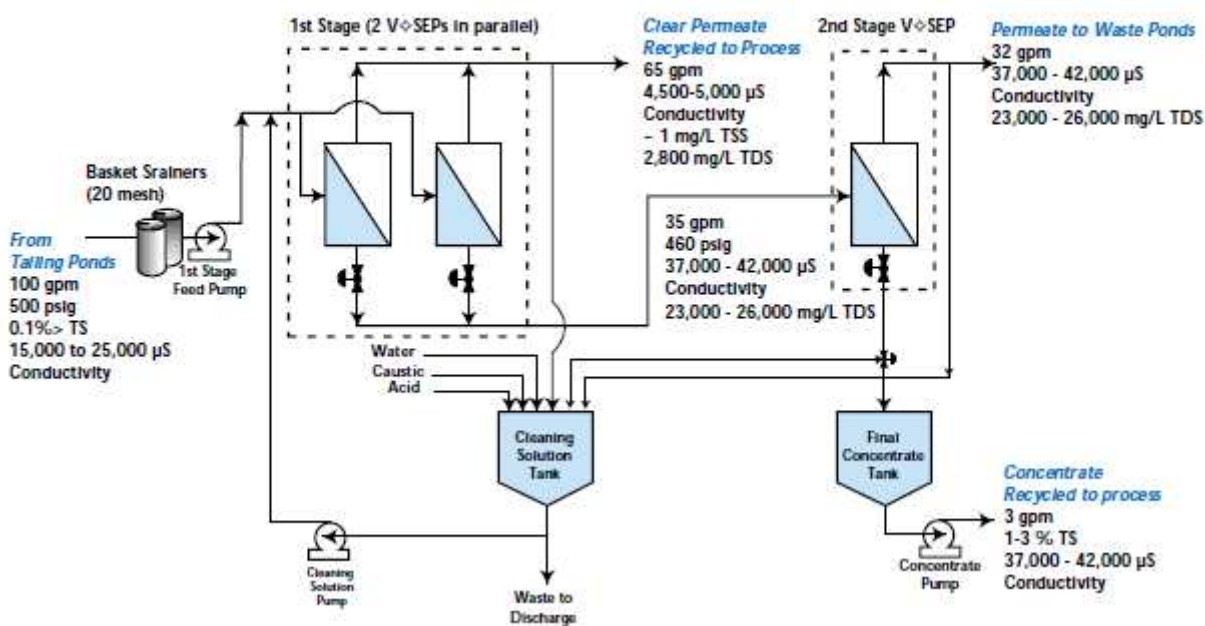
Såfremt man har bruk for drikkevann eller teknisk vann kan det være aktuelt å rense AMD med membranprosesser. I eksisterende gruver, som bruker vann, kan det således være en løsning å skille noe av vannet ut fra AMD. Det største problem ved å anvende membranprosesser til AMD er risikoen for tilstopping av membranene (clogging) Især utfellingen av gips,  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , kan være et stort problem, fordi AMD fra pyrittgruver inneholder store mengder sulfat.

Kalk- og gipsbelegg kan forhindres ved å sette antiscalings-kjemikalier til vannet, hvoretter kalsium kompleksbindes, slik at det ikke feller ut. En annen mulighet er å fjerne kalsium fra vannet ved en ionebytting eller ved NF med en spesiell membran, som tillater passasje av det meste av kalsium i vannet. Det blir dog hurtig kompliserte og dyre løsninger.

Et amerikansk firma, New Logic, har utviklet et spesielt system, som reduserer gipsutfellinger i AMD. De har konstruert membranlegg, hvor membranoverflaten løpende vibreres, slik at partiklene ikke setter seg i porene og ikke lukker membranen. New Logic har vært involvert i flere gruveprosjekter, hvor man med suksess anvender de vibrerende membraner.

I Figur 42 er vist et eksempel på anvendelse av membraner til å behandle spillvann fra en gruve, hvor det brytes sjeldne jordarter. I første trinn utgjør det rensede permeat ca. 2/3 av vannstrømmen, som deretter kan gjenbrukes i prosessen. Konsentratet behandles videre i et annet membranlegg, hvor 10% uttas som en konsentrert oppløsning, som kan gjenbrukes i prosessen, mens de resterende 90% av konsentratet oppsamles og behandles i en avfallsgruve.

### Process Schematic for Effluent Treatment at the Rare Earth Mining and Milling Facility



Figur 42: Membranløsning til spillvann fra gruver, hvor der brytes sjeldne jordarter.

New Logic har ingen tilsvarende casebeskrivelse fra en kobber-pyrittgruve, og det ser umiddelbart tvilsomt ut, om man med fordel kan etablere membranløsning her, med mindre det har stor verdi å produsere rent vann av drikkevannskvalitet.

### 5.5.2 Rensning av deponiperkolat ved nanofiltrering

COWI har i Danmark arbeidet en del med oppkonsentrering av perkolat fra deponi ved hjelp av membraner. Utfelling av gips er også her et problem på grunn av forholdsvis høye konsentrasjoner av kalsium og sulfat. Hvis det kan aksepteres at det rensa vannet er saltholdig, kan det være fordelaktig å anvende NF i stedet for RO. Resultatene fra laboratorieforsøk ved oppkonsentrering av deponiperkolat ved nanofiltrering fremgår av Tabell 13.

Tabell 13: Resultater fra COWI oppkonsentreringsforsøk med perkolat hos Alfa Laval's forsøkslaboratorium i Nakskov med NF fra DOW (NF 270).

Parameter\prøve		Start	Permeat 1	Permeat-2
Volumen	liter	60	45	54
pH		7,64	7,82	7,95
Ledningsevne, mS/cm	µS/cm	7.060	6.750	9.960
Jern, Fe	mg/l	4,6	<0,01	<0,01
Natrium, Na+	mg/l	670	570	750
Kalium, K+	mg/l	650	540	760
Kalsium, Ca++	mg/l	231	129	204
Sulfat, SO4--	mg/l	440	14	110
Klorid, Cl-	mg/l	960	880	1100
Oppløst tørrstoff (TDS)	mg/l	4.550	2.800	4.040
Bly, Pb	µg/l	2	<0,1	<0,1
Kadmium, Cd	µg/l	0,3	<0,1	<0,1
Krom, Cr	µg/l	53	<1	<1
Kobber, Cu	µg/l	37	<1	<1
Nikkel, Ni	µg/l	49	2	4
Sink, Zn	µg/l	22	<0,5	<0,5

Ved oppkonsentreringsforsøket ble det anvendt en NF membran, som tillater delvis passasje av kalsiumioner. Det kan være en fordel, når man ønsker å unngå utfelling av kalsiumsalter som gips og kalsitt. Forsøket demonstrerer fullt ut, hva vi kan forvente av en NF. Monovalente ioner vil i vid utstrekning passere igjennom membraner og finnes derfor i permeatet. Det gjelder natrium, kalium og klorid. Divalente ioner, som tungmetaller og sulfat, tilbakeholdes derimot og finnes ikke i permeatet i vesentlige konsentrasjoner. Kalsium finnes overveiende i permeatet, hvilket er spesielt for denne membran. Jo større oppkonsentreringsgrad, jo mer kalsium finnes i permeatet, hvor etter gipsutfelling i det aktuelle forsøk kunne unngås.

### 5.5.3 Rensning av AMD ved bløtgjøring og omvendt osmose

I US EPAs regi er det i 1983 gjennomført pilotforsøk med rensning av AMD ved RO. Ved disse forsøk ble AMD forbehandlet med ionebytting, hvor man byttet ut kalsium og andre metaller med natrium. Således unngikk man belegger og tilstopping og fikk produsert meget rent vann, hvilket fremgår av Tabell 14.

Tabell 14: Resultater fra RO-forsøk samt bløtgjøring ved ionebytte (US EPA, 1983)

Parameter	Enhet	AMD	Bløtgjort	Permeat	Konsentrat
Ca <sup>+2</sup>	mg/l	380	6,0	0,2	71
Mg <sup>+2</sup>	mg/l	110	0,6	0,01	7
Al <sup>+3</sup>	mg/l	4,4	0,2	spor	1,2
Fe <sup>+2</sup>	mg/l	250	2,5	spor	18
Mn <sup>+2</sup>	mg/l	4,5	0,02	spor	0,4
Na <sup>+</sup>	mg/l	480	1.200	58	12.000
Fe <sup>+3</sup>	mg/l	20	0,1	spor	1
SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	mg/l	2.900	2.900	260	48.000
Ledningsevne	µS/cm	3.800	5.500	650	40.000
pH		4,5	2,8	3,4	2,5

I tabellen kan man se at både Ca, Mg, Al, Fe og Mn byttes ut med natrium, som stiger fra 480 til 1200 mg/l. Herved kommer kalsiumkonsentrasjonen ned på 6 mg/l. Som følge av dette unngås gipsutfelling, selv om sulfatkonsentrasjonen er så høy som 2900 mg/l. Ved etterfølgende rensning i RO oppnås meget rent vann med et moderat innhold av natrium og sulfat, mens konsentratet nesten utelukkende består av natrium og sulfat - i alt 60.000 mg/l med minimale konsentrasjoner av kalsium, magnesium, aluminium, mangan og jern.

Jo høyere konsentrasjon av metaller i AMD, jo mer belastes ionebytteren. Det rene vann kan eventuelt gjenbrukes som det er (til regenerering av ionebytter mv.), eller det kan renses ytterligere. Spillstrømmene fra prosessen er eluater fra regenerering av ionebytteren samt konsentratet fra RO. Spillstrømmen er blitt betydelig oppkonsentrert i forhold til det opprinnelige AMD, men det skal behandles før det føres bort. Eksemplet demonstrerer tydelig at RO ikke er noen enkeltstående eller endelig renseprosess, men derimot en prosess til oppkonsentrering av forurensning, hvor det produseres rent vann, som ofte kan anvendes igjen.



Figur 43: Stort membranlegg på dansk meieri i Kuwait. (Foto: COWI, 2012)

## 5.6 Opparbeidelse av metaller

Såfremt man i renseprosessen velger spesifikt å separere enkelte eller flere metaller - helt eller delvis - er det viktig å ha en god og økonomisk prosess til rådighet, så metallene kan opparbeides til et brukbart og verdifullt produkt. Derfor skal opparbeidelsesprosessen tilpasses separasjonsprosessen, slik at det skal anvendes så få og enkle prosesser som mulig for å få fremstilt sitt "metallprodukt". Metallproduktet kan være rent metall, et metallsalt, et metalloksid eller en metalblending - alt avhengig av opparbeidelsesprosessen, og hva vi ønsker.

Opparbeidelsesprosessene som i det følgende beskrives, omfatter:

- Reduksjon av kobber
- Pigmentfremstilling
- Elektrolyse
- Fremstilling av metallsalter
- Fremstilling av metallsulfider

Noen ganger kan det være fordelaktig i første rensetrinn å separere flere metaller samtidig for senere å skille dem ut ved opparbeidelsesprosessen.

### 5.6.1 Reduksjon av kobber

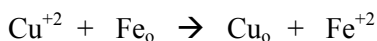
Kobber er et forholdsvis edelt metall, som lett kan utskilles fra en vannopløsning ved reduksjon - dvs. omdannelse av  $\text{Cu}^{+2}$  til  $\text{Cu}_0$ . Det kjennes mange forskjellige metoder til kobberreduksjon - dels fra gruveindustrien og i særdeleshet fra trykkeindustrien, som genererer store mengde kobberholdige etsebad, som enten skal renses eller føres bort. Fire utbredte metoder til reduksjon av kobber er:

- Sementering
- Katalytisk reduksjon
- Kjemisk reduksjon
- Reduksjon med jernholdig aluminiumsilikatpulver

Disse metoder beskrives nærmere i det følgende avsnitt.

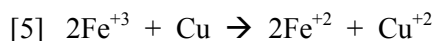
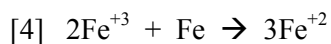
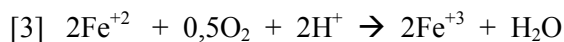
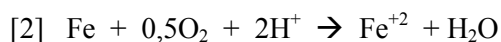
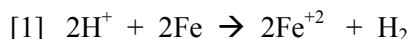
#### **Sementering:**

Jernspon i en kobbersulfatopløsning vil hurtig gå i oppløsning, mens metallisk kobber blir utfelt på jernsponene. Det samme gjelder for aluminiumsponer. Følgende prosesser vil finne sted i en oppløsning av kobberioner og metallisk jern:



Teoretisk brukes 0,88 kg jern til utfelling av 1 kg kobber. I praksis vil det brukes nesten dobbelt så meget jern, fordi det foregår en rekke uønskede bireaksjoner. Forbruket kan være betydelig større, hvis det er meget jern(III) i vannet.

Bireaksjoner ved sementering er:



I [1] oppløses noe jern av de hydrogenioner som finnes i AMD. I [2] oppløses jern av hydrogenioner og oksygen, hvoretter det dannes jern(II). I [3] oksideres jern(II) til jern(III). I [4] og [5] reagerer det dannede jern(III) med metallisk kobber og jern, som går i oppløsning. Alle disse reaksjonene kan forklare at jernforbruket er større enn det teoretisk skulle være hvis kun hovedreaksjonen fant sted.

Prosessen kalles i fagspråket for en sementering, når et oppløst edlere metal utfelles med eller på et mindre edelt metal, som dermed går i oppløsning. Prosessen forløper fint i sur væske, og den anvendes noen steder til rensning av AMD for kobber. Ifølge MEND-rapporter er den største ulempen at prosessen krever en forholdsvis lang kontakttid mellom væske og jernspon, og det setter en praktisk begrensning. Derfor er metoden kanskje mer aktuell til fjerning av kobber fra en konsentrert oppløsning - f.eks. et kobberholdig eluat fra regenerering av en ionebytter eller en via membraner oppkonsentrert væske - enn til behandling av en stor væskemengde med forholdsvis lave metallkonsentrasjoner. Her er væskevolumet meget mindre, så det er lettere å bygge et anlegg med den nødvendige lange kontakttid til sementeringen.

#### **Katalytisk reduksjon:**

Ved katalytisk reduksjon justeres pH med base, og det tilsettes formaldehyd, som er et kraftig reduksjonsmiddel. Deretter bringes oppløsningen i kontakt med granulert aktivt kull, eller et andet passende medium, hvoretter kobber utfelles på kullet. Med den rette styring av prosessen kan man komme ned på en restkonsentrasjon av kobber på 0,5 mg/l. Metoden er spesielt velegnet til forholdsvis konsentrerte kobberoppløsninger.

Flere PCB-virksomheter har tidligere brukt prosessen i en såkalt "Shipley trappe" (se Figur 44). Overløp fra et "kjemisk kobberbad" med formaldehyd passerer en 3-trinns trapp med fine sandkorn, hvor på metallisk kobber utfeller.

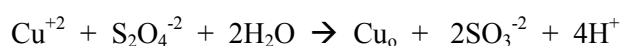
Kobberutfellingen er naturligvis størst i 1. trinn, hvor kobberkonsentrasjonen er størst. Når "trappetrinnet" er fylt opp med kobber, skiftes den kobberholdige sanden ut, og rekkefølgen av trappene byttes, slik at den nye trappen settes inn sist i prosessen. Shipley er et førende amerikansk firma, som leverer utstyr og kjemikalier til trykkeindustrien.



Figur 44: Shipley 3-trins trapp til kontinuert rensing av kobberoppløsning med formaldehyd og EDTA

### Kjemisk reduksjon:

Kobber kan også utfelles som metal ved tilsetning av et meget sterkt reduksjonsmiddel som natriumdithionit,  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$  ved  $\text{pH} = 1,5-2,0$ . Prosessen ble utviklet av Flemming Dahl fra COWI for 20 år siden, hvor den ble implementert til spillvannsrensning på to danske PCB-virksomheter. I prosessspillvannet var det så sterke kobberkomplekser, at kobber hverken kunne utfelles ved en normal hydroksidfelling eller ved bruk av kompleksfellingkjemikalier. Reaksjonen med dithionit foregår etter følgende reaksjonsskjema:



Når kobberet er redusert kan kobberpartiklene filtreres fra, og vannet kan etterfølgende nøytraliseres. Det forbrukes teoretisk 2,74 kg  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$  pr. kg utfelt kobber, så prisen på natriumdithionit og prisen på det utvinnede kobber vil være avgjørende for om det kan svare seg å anvende en kjemisk reduksjon i stedet for andre utvinningsprosesser. Hvis AMD inneholder meget jern(III), vil det forbrukes en del ekstra reduksjonsmiddel for å redusere jern(III) til jern(II).

### Reduksjon med jernholdig aluminiumsilikatpulver:

Det russiske firma ERG i Sankt Petersburg har utviklet et produkt med jern i et aluminiumsilikatpulver, som har unike egenskaper til å redusere oppløst kobber til metallisk kobber. Pulveret kan anbringes i et filter, som det kobberholdige vannet pumpes gjennom. Pulveret er så effektivt at det kan fjerne kobber til under 1 mg/l med ca. 1 minutts kontakttid.

Et slikt system har vært i drift i 10 år i en kobbergruve i Kaukasus, hvor man renser  $3.000 \text{ m}^3$  AMD pr. døgn med et kobberinnhold på 1.000 mg/l sammen med  $\text{Fe} = 1.200 \text{ mg/l}$  og  $\text{Zn} = 400 \text{ mg/l}$ .



## 5.6.2 Elektrolyse

Ved elektrolyse kan det utfelles metallisk kobber fra en kobberopløsning ved hjelp av elektrisk strøm. Elektrolyse av kobber og sink anvendes i stor utstrekning i galvanoidindustrien, hvor man under kontrollerte former kan legge på et metallag på emner, som ønskes belagt med kobber eller sink. Kobberbad og sinkbad kan både være sure og basiske. I de basiske bad er det tilsatt kompleksdannere for å holde metallene i oppløsning. I galvaniske bad er det også tilsatt additiver i form av glansdannere, som skaper en blank og jevn metallutfelling på emner.

Også kobberverkene anvender elektrolyse til fremstilling av metallisk kobber fra en forholdsvis konsentrert sur kobberopløsning.

For å oppnå et akseptabelt strømutflytte kreves en høy metallkonsentrasjon i elektrolytten. I takt med at metallet utfelles, faller metallkonsentrasjonen, og strømutflyttet reduseres. Direkte elektrolyse på AMD kan slett ikke betale seg, da elektrolysen krever lang oppholdstid i elektrolysecellen og høy metallkonsentrasjon i væsken. Derfor er elektrolyse kun aktuell til utvinning av kobber og sink fra forholdsvis konsentrerte oppløsninger. Eluat fra regenerasjonen av ionebyttere eller konsentratet fra membranprosesser kunne være medier, hvor elektrolyse kan være hensiktsmessig å anvende.

Ved elektrolysen innstilles spenningen til å gi en passende strømstyrke. 1 Ah kan utfelle 1,186 g kobber eller 1,219 g sink. I praksis skal man sannsynligvis regne med et strømforbruk på 1,5-2,5 kWh pr. kg kobber og omtrent det samme pr. kg sink. Hvis man regner med en sinkpris på ca. 11 kr./kg og en kobberpris på ca. 44 kr./kg, er det opplagt at det er langt mest å hente økonomisk ved elektrolyse av kobber.

Et elektrolyseanlegg kan utformes på flere forskjellige måter. Katodene kan f.eks. utformes som tynne metalgitre av stål eller annet passende metall, hvorpå metallene utfelles ved elektrolyse. En annen interessant utforming er en trommel, som man kjenner fra galvanoidindustrien. I trommelen anbringes noen små stykker av det tilsvarende metall, og ved elektrolysen utfelles ytterligere metall på disse små metallemner. Emnene vokser så de etterhvert kommer til å veie 10 ganger den opprinnelige vekt, før de utskiftes. Da trommelen roterer, vil emnene hele tiden være i bevegelse, hvilket er viktig for å oppnå en optimal elektrolyse.

På Figur 45 er vist et elektrolyseanlegg fra Gütling med to tromler. En trommel fylles opp med 15 kg små kobberkuler, som vokser til 150 kg, når prosessen er ferdig. Deretter fjernes de 150 kg med kobberkuler, og man kan starte en ny porsjon. Man skal naturligvis sørge for at det hele tiden er en tilstrekkelig høy kobberkonsentrasjon i karet, hvilket typisk oppnås ved at man har et noe større væskeresservoar, hvorfra elektrolytten sirkuleres gjennom elektrolysekaret.

COWI har fått en budsjettpris fra Gütling på et trommel-elektrolyseanlegg med 4 tromler, som kan fremstille 2 kg kobber pr. time ved elektrolyse. Det svarer i praksis til ca. 16 tonn kobber pr. år, når det tas hensyn til fylling og tømning av tromlene. Hver trommel kan produsere 140 kg kobber, før den skal tømmes. Det

tilsvarende en produksjon på 107-114 tromler pr. år, eller at det i gjennomsnitt skal tømmes en trommel hvert 3. døgn. Prosessen foregår typisk ved 500 A og 6-10V.

Den kobberholdige væske resirkuleres i systemet, og når kobberkonsentrasjonen er nede på 1 g/l bør den utskiftes med en ny og mer konsentrert oppløsning (eluat fra regenerering av selektiv ionebytter). Den nedslitte kobberoppløsning, som inneholder meget svovelsyre, fordi det genereres svovelsyre under elektrolysen, kan anvendes igjen til regenerering av den selektive ionebytter. Prisen for et komplett anlegg er 850.000 kr, men i tillegg kommer ca. 400.000 kr til montasje, luftvasker, kran, start-up assistanse, lagertank til elektrolytt og sirkulasjonspumpe.



Figur 45: Elektrolyseanlegg med tromler fra det tyske firma Gütling. (Foto: Gütling)



Figur 46: Utsyn over elektrolysekar i et stort kobbergjenvinningsanlegg i Zimbabwe (COWI 2002)



Figur 47: Kobber utfelt på 1 m<sup>2</sup> katodeplater i kobbergjenvinningsanlegg i Zimbabwe (COWI 2002)

På Figur 46 og Figur 47 er vist et stor-skala elektrolyseanlegg på et kobbergjenvinningsanlegg i Zimbabwe. Det finnes mer enn 50 tanker med kobberelektrolyse, og det er ca. 30 katodeplater (1 m<sup>2</sup> hver) i hvert elektrolysekar. Dette er naturligvis en meget større skala, enn det er behov for i Løkken.

### 5.6.3 Pigmentfremstilling

Jern-, kobber- og sinkoksider anvendes som fargepigmenter. Derfor kan AMD brukes til fremstilling av følgende pigmenter:

- Sinkhvitt: ZnO
- Kobberoksid (rød): Cu<sub>2</sub>O
- Jernoksid (rød): Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

Sinkhvitt er et klassisk hvitt fargepigment, som anvendes i maling og forskjellige andre produkter. I dag anvender man dog oftere titanoksid som et alternativt hvitt fargepigment.

Kobberoksid er et rødt fargepigment, som blant annet anvendes som antifoulingsmiddel til skip samt til preparering av "fiskenet" for å forhindre muslingvekst på nettet.

Jern(III)oksid er et meget anvendt rødt fargepigment, som brukes i maling og andre produkter. Det er flere varianter av jern(III)oksid, og det krever en viss ekspertise å fremstille det.

For alle fargepigmenter gjelder det at man skal ha en opptaker, en god fremstillingsprosess og ekspertise i fargepigmenter, før man bør velge denne muligheten til opparbeidelse av metallene. Videre skal økonomien naturligvis være fordelaktig sammenlignet med andre opparbeidelsesmetoder.

### 5.6.4 Fremstilling av metallsulfatsalter

AMD kan brukes til fremstilling av faste metallsalter, som

- Ferrosulfat:  $\text{FeSO}_4$
- Ferrisulfat:  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$
- Kobbersulfat:  $\text{CuSO}_4$
- Aluminiumsulfat:  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Ferrosulfat anvendes som fellingsmiddel i kommunalt spillvann, som mosbekjempelsesmiddel og til flere andre ting. Hvis det utkrystalliseres blir det som et grønt salt med 7 molekyler krystallvann. Det kan oppløses ca. 205 g ferrosulfat i en liter vann ved 10 °C. Ferrosulfat kalles også for jernvitriol.

Ferrisulfat er brungule krystaller, som kan oppløses i vann. Man kan også få levert ferdige oppløsninger med 100-120 g/l jern(III). Ferrisulfat kan anvendes som fellingsmiddel på kommunale renseanlegg og til rensning av overflatevann, som skal anvendes til drikkevann.

Kobbersulfat er meget oppløselig i vann (316 g/l ved 0 °C). Kobbersulfat er råmateriale til fremstilling av mange kobberholdige produkter, og det anvendes også som sprøytemiddel.

Aluminiumsulfat anvendes som et fellingsmiddel til spillvannsrensning. Det kan også anvendes til rensning av overflatevann, som skal anvendes til drikkevann. Det kan selges som en konsentrert oppløsning. Aluminiumsulfat er meget oppløselig i vann, og det utkrystalliserer med 18 molekyler krystallvann.

De nevnte fire salter kan forholdsvis lett fremstilles ut fra AMD, og det potensielle marked bør nøye undersøkes for å finne frem til, om man bør satse på opparbeide et eller flere av metallene som salter.

### 5.6.5 Metallsulfider

Som nevnt under felling er det mulig å utfelle både kobber og sink selektivt som sulfider. Disse metallsulfider kan sendes til opparbeidelse på metallverkene, hvor man i forveien utvinner kobber og sink av de respektive metallsulfider.

Hvis man på rimelige betingelser kan selge metallsulfidene til utenlandske metallverker, anser vi det for uinteressant selv å opparbeide metallene i Løkken. COWI har i mars 2013 kontaktet World Resource Company (WRC) i Tyskland, som mottar tungmetallholdig avfall (filterkaker) fra danske metalforarbeidende virksomheter. WRC er spesielt interessert i avfall med nikkel og kobber. COWI har dog ikke mottatt svar fra WRC.

Før det endelige prosessvalg treffes, anbefales det at andre potensielle mottakere identifiseres sammen med renhetskraj, transportomkostninger og kjøpspris.

## 5.7 Deponering av restprodukter

Hvis ikke man ønsker å utvinne kobberet, er oksidasjon og nøytralisering den enkleste rensemetoden. Ved nøytralisering av AMD utfelles tungmetallene som hydroksider sammen med jern, aluminium og mangan. Som fellingmiddel kan anvendes hydratkalk,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , natronlut, NaOH eller magnesiumoksyd,  $\text{MgO}$ , som oppslemmes i vann. Nøytraliseres med kalk, dannes det også gips ( $\text{CaSO}_4$ ). Det gjør det ikke ved nøytralisering med NaOH eller  $\text{MgO}$ .

I Tabell 15 er mengden av slamtørrstoff (både med og uten gips), som oppstår ved nøytralisering av AMD, beregnet. Beregningene for fellingen med hydratkalk forutsetter en restkonsentrasjon av sulfat på 500 mg/l, samt at AMD oksideres ved nøytraliseringen. Av tørrstoffet utgjør gips 72 %, jernhydroksid 20 % og aluminiumhydroksid 5 %. Hvis det ikke anvendes kalk, utgjør jernhydroksid 73 %, aluminiumhydroksid 18 %, kobberhydroksid 3,9 % og sinkhydroksid 3,9% av det totale slamtørrstoffinnhold.

*Tabell 15: Beregning av slamtørrstoff ut fra den estimerte sammensetning av AMD. Det er antatt at restkonsentrasjonen av sulfat etter felling er 500 mg/l. Det forutsettes at AMD oksideres ved nøytraliseringen.*

$\text{m}^3/\text{år}$	620.000	Utfelling	Slamtørrstoff tonn/år	% av slamtørrstoff
	mg/l			
$\text{SO}_4$	3500	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	2.557	72,415
Ca	350			
Mg	150			
Al	100	$\text{Al}(\text{OH})_3$	179	5,075
Fe	600	$\text{Fe}(\text{OH})_3$	712	20,156
Cu	40,0	$\text{Cu}(\text{OH})_2$	38,1	1,078
Zn	40,0	$\text{Zn}(\text{OH})_2$	37,7	1,068
Cd	0,15	$\text{Cd}(\text{OH})_2$	0,12	0,003
Pb	0,10	$\text{Pb}(\text{OH})_2$	0,072	0,002
Mn	5,00	$\text{MnO}_2$	4,91	0,139
Ni	0,30	$\text{Ni}(\text{OH})_2$	0,29	0,008
Co	2,00	$\text{Co}(\text{OH})_2$	1,96	0,055
Si	35,0			
Slamtørrstoff med gips			3.531	100
Slamtørrstoff uten gips			974	27,59
Gipsholdig slam med 60 % slamtørrstoff			5.885	
Gipsfrie slam med 30 % slamtørrstoff			3.247	

Av ovenstående tabell fremgår, at slamtørrstoffet ved nøytralisering med kalk pga. fellingen av gips blir knapp fire ganger større, enn slamtørrstoffet ved nøytralisering med NaOH eller  $\text{MgO}$ . Da tørrstoffinnholdet av avvannet HDS gipsslam blir opp til 60 %, mens avvannet hydroksidslam (uten gips) kun blir ca. 30 %, vil massen av slam, som skal bortskaffes, dog "kun" være ca. dobbelt så stor ved kalkfelling. Dessuten fremgår det at slammengdene på årsbasis blir henholdsvis 3.300 ton (uten kalk) og 5.900 ton (med kalk). Det er ganske betydelige mengder, som krever stor deponeringskapasitet.

### 5.7.1 Frigivelse av metaller fra gipsholdig HDS slam

Det kanadiske firma Amec har i 2012 utført en langtidstest av gipsholdig slam fremstillet ved HDS-metoden med AMD fra Løkken. I testen har slamprøver vært i kontakt med AMD eller luft i 30 uker under forskjellige betingelser. I et forsøk har slammet blot vært i kontakt med luften. I et annet forsøk har slammet vært blandet opp i AMD uten lufttilgang, og i et tredje forsøk var det blandet opp med AMD med lufttilgang.

Begge forsøk, hvor slammet var i kontakt med AMD, viste at slammet etter en kort periode ble belagt med et beskyttende lag, så slammet ikke ble videre angrepet av det sure AMD. I starten skjedde det en viss ekstraksjon av basiske komponenter fra slammet, men det ble som nevnt hurtig stoppet, hvoretter slammet holdt seg stabilt i AMD uten å gå i oppløsning eller avgi tungmetaller.

Amec konkluderer at slammet er så stabilt, at det uten videre vil kunne deponeres i gruen eller under noe mildere forhold, hvor det ikke blir utsatt for syreangrep. Forsøkene viser, at de utfelte tungmetaller innleires meget massivt i en gipsmatrix, hvor de er beskyttet mot utvasking med syre. Analyseresultater på det syntetisk fremstillede slam, som har 52,5% TS til forsøkene er vist i **Tabell 16**. I forsøkene er anvendt HDS-slam. Sammensetning av det anvendte AMD fremgår av **Tabell 17**.

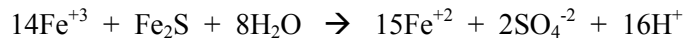
Tabell 16: Analyse av slam. HDS-slam er anvendt til leaching tests

Wallenberg Shaft Precipitate		
Metals scanned	Solids	
	Single	HDS
	%	%
Aluminum (Al)	4,81	4,95
Calcium (Ca)	2,42	6,39
Copper (Cu)	1,07	1,04
Iron (Fe)	17,5	17,8
Magnesium (Mg)	1,78	4,21
Manganese (Mn)	0,34	0,34
Sulphur (S)	2,46	3,64
Zinc (Zn)	3,48	3,29
Sulphates (SO <sub>4</sub> ) <sup>1</sup>	7,38	10,9

Tabell 17: Sammensetning av det anvendte AMD fra Wallenberg-sjakt.

Wallenberg Shaft AMD as Received		
Metals scanned	Dissolved	Total
	mg/L	mg/L
Aluminum (Al)	61	61
Cadmium (Cd)	0,012	0,009
Calcium (Ca)	378	383
Cobalt (Co)	0,13	0,13
Copper (Cu)	15,5	15,3
Iron (Fe)	165	246
Magnesium (Mg)	131	132
Manganese (Mn)	4,4	4,4
Nickel (Ni)	0,17	0,16
Sodium (Na)	37	35
Sulphur (S)	921	903
Zinc (Zn)	45,8	44,4
Sulphates (SO <sub>4</sub> ) <sup>1</sup>	2763	2709

Amecs konklusjonen om at slammet uten problemer kan lagres i gruen, virker en smule optimistisk. Laboratorieforsøkene viste at slammet er meget robust, men de ble utført, uten at det var gjennomstrømning i prøvesylindrene, hvoretter kun den "svake" diffusjon og ikke den "kraftige" konveksjon er med på å bestemme konsentrasjonsgradienten og dermed frigivelsen av metallene. En annen mangel/usikkerhet i forsøkene med henblikk på en endelig vurdering av deponering i gruen er videre at det i gruen finnes pyritt i veggene og bunnen. Det betyr at metallene i slammet vil komme i kontakt med pyritt, hvilket kanskje kan oppløse pyritten etter denne reaksjonen:



Hvis oksidasjonen av pyritt med Fe(III) finner sted, vil slammet og pyritt langsomt gå i oppløsning. Dette meget realistiske scenario er dessverre ikke blitt undersøkt av Amec, og det kan kanskje bety at deponering i gruen ikke er helt så sikkert som det konkluderes i Amec's rapport. Meget tyder dog på at det gipsholdige slam er mer stabilt og bedre egnet til deponering enn metallhydroksidslam uten gips.

Vi kan dog ikke på det foreliggende grunnlag anbefale en deponering av gipsholdig slam i gruen. Dels svarer forholdene i forsøkene ikke helt til forholdene i gruen, og dels er det meget usikkert ut fra en 30 ukers forsøksperiode å konkludere noe sikkert vedrørende en deponeringsperiode for mange tiår.

### 5.7.2 Deponering og utvasking av metallhydroksider fra slam uten gips

Hvis AMD nøytraliseres med NaOH eller Mg(OH)<sub>2</sub> (MgO + vann) utfelles metallhydroksidene, uten at sulfat utfelles som gips. Derfor blir det meget mindre slam, enn når det nøytraliseres med kalk. Det kan bli aktuelt å deponere metallhydroksidslam av denne type i Fagerlivatn eller i et kontrollert deponi. En deponering av dette slam i selve gruen kan dog ikke la seg gjøre, idet metallhydroksidene går i oppløsning i syre og derfor vil frigis i det sure gruvevann.

#### **Deponering av metallhydroksidslam i Danmark**

Da det tilsynelatende ikke er så mange erfaringer i Norge med utvasking av denne type avfall, vil vi her kort beskrive erfaringene fra Kommunekemi (har skiftet navn til "Nord") i Danmark, som i de siste 35-40 år stort sett har deponert alt metallhydroksid i Danmark.

I starten var deponiene ikke lukket med membran. Deponiene var oppdelt i celler, som i begynnelse ble fylt med metallhydroksidslam (kun faste "filterkaker") sammen med tungmetallholdig slagg og aske. Senere gikk man over til å anvende celler, som var anlagt med membraner, og fast metallhydroksidslam ble deponert uten sammenblanding med aske og slagg.

#### **Utvaskingstester**

Før deponering i cellene skal slammet prøves ut i en tvunget utvaskingstest. Ved denne testen oppslemmes 400 g fast slam med DI-vann i 20 minutter til et sluttvolum på 1 liter. Vannfasen analyseres og skal overholde de grenseverdier,

som er anført i Tabell 18. Det er Kommunekemis erfaring, at hvis slammet overholder kravverdiene, vil perkolatet fra deponiet være akseptabelt i forhold til grenseverdiene for avrenning.

Perkolatet fra de eldste deponier siger direkte ned i jorden, mens perkolatet fra de nye celler oppsamles og renses. Et av Kommunekemis nyeste deponier (6.1.2) er fra 2002 har et areal på 10.000 m<sup>2</sup>, en fyllhøyde på knapp 10 m og er anlagt med membran. Perkolatet oppsamles, men det er ikke rent nok til utslipp til resipient. I dette deponi er det kun deponert tørt metallhydroksidslam. Deponeringen ble avsluttet i 2009, hvor det var ca. 100.000 m<sup>3</sup> metallhydroksidslam (ca. 135.000 tonn) i deponiet. Perkolatanalyser fra det fylte deponi er vist i Tabell 18. Etter planen vil deponiet blir overdekket i 2013.

Det skal bemerkes at langt det meste metalhydroksidslam i Danmark stammer fra spillvann og avfall i den metaloverflatebehandlende industri og er blitt dannet ved nøytralisering av tungmetallholdig spillvann med NaOH. Det er således slam med store mengder jern, aluminium og sink, samt mindre mengder kobber, krom og nikkel samt små mengder tin, sølv, bly og kadmium. Sammensetningen ligner således metalhydroksidslam, som er oppstått ved nøytralisering av AMD med NaOH eller MgO.

Tabell 18: Oversikt over Kommunekemis krav ved utvaskingstest samt typiske perkolatkonsentrasjoner fra deponi (tatt i bruk i 2002) med metalhydroksidslam

	Krav ved utvaskingstest for slam, mg/kg	Typisk perkolat i 2009, µg/l
pH	7-10	7,0 - 7,5
Bly	50	45
Kadmium	1	55
Krom(VI)	0,5	8
Krom total	2	100
Kobber	50	130
Kvikksølv	0,05	0,9
Nikkel	50	930
Sølv	1	
Sink	50	5100
Sum av tungmetall	50	
TOC	250	
Cyanid, CN	5	

Kravene avspeiler at man spesielt ønsker å begrense utvaskinger av de mest miljøfarlige metaller som kvikksølv, kadmium, krom og sølv. I praksis ser man at perkolatet har størst konsentrasjoner av sink og nikkel. Dette henger blant annet sammen med at disse to metallers hydroksider ikke er så tungtoppløselige ved en pH-verdi mellom 7 og 7,5 som det typisk er i dette perkolatet. Dette fremgår også av **Figur 33**. Det skal også nevnes, at perkolatanalysen i 2009 svarer til at slammet er gjennomsiget av en vannmengde, som svarer til et L/S forhold på 0,5. Den gjennomsigende vannmengde er kun halvdelen av den slammengde, som vannet har rent igjennom i en 7-årig periode (fra 2002 til 2009). Det er langt mindre enn ved utvaskingstesten hvor L/S-forholdet er ca. 2.



Man kan normalt regne med at utvasking av tungmetaller er størst i starten av en deponering og lavere, jo mer vann har som har rent igjennom slammet. På 7 år er slammet utvasket med  $L/S = 0,5$  hvor vi sannsynligvis skal opp på  $L/S = 10$  eller høyere for å få en grundig utvasking, og det vil på det aktuelle deponi ta over 100 år. Når man senere tildekker deponiet med en membran, vil utvaskingen i prinsippet stoppe.

Det er COWIs mening at et landdeponi for metallhydroksidslam sannsynligvis vil oppføre seg på samme måte som Kommunekemis deponi 6.1.2. Kanskje kan man også forvente at metallhydroksidslam ved deponering i Fagerlivatn vil oppføre seg omtrent tilsvarende, hvis pH-verdien i vannet ligger omkring 7, og det ikke blir større vanngjennomstrømning i slamlaget.

## 5.8 Valg av rensemetode

I dette avsnitt presenteres og diskuteres noen av de forholdene som har stor betydning i forhold til valg av rensemetode. Viktige forhold for beslutningen om prosessvalg omfatter følgende:

- Hvilke stoffer som skal fjernes, og hvilke kravverdier som skal overholdes
- Om det kun skal fokuseres på grenseverdier for kobber
- Om man ønsker en kjent velutprøvd teknologi, eller om man er klar til å utprøve nye lovende metoder med potensiale
- Om prosessen skal være så simpel som mulig, eller om man ønsker å fjerne kobber selektivt
- Anleggsinvesteringer og driftsøkonomi
- Om man prioriterer utvinningen av et eller flere metaller, så dette kan gjenbrukes fremfor deponeres
- Hvilken type avfall som kan aksepteres
- Hvordan avfallet lovlig kan føres bort eller deponeres
- Hvem som beslutter det endelige anleggsdesignet
- Hvem som skal finansiere investering og driftsutgifter

Som det fremgår er det mange spørsmål - både tekniske, juridiske, praktiske, økonomiske og miljømessige. Det er mange interessenter som nok har forskjellige meninger om og forventninger til, hvordan forurensningen skal håndteres, og hvordan de forskjellige forhold skal prioriteres.

Ut fra de foreløpige drøftelser med DIRMIN, Norges Geologiske Institutt, Bystyret i Løkken og direktør Arve Slørdahl ser det ut til at de fleste aktører ønsker en så simpel og billig løsning som mulig med hensyn til at KLIF's krav til kobberkonsentrasjonen ved utslipp fra Raubekken til Orkla og til kobberkonsentrasjonen i Orkla overholdes.

Det er således ikke stilt krav om at det skal fjernes sulfat, jern sink eller andre forurensningskomponenter. Man må fra et miljømessig synspunkt dog forvente, at jern og sink også skal fjernes på et tidspunkt, mens innholdet av sulfat forventes å kunne aksepteres, da dette ikke har betydelige konsekvenser for vannmiljøet. Ut fra disse krav virker et valg av et simpelt nøytraliseringsanlegg, hvor det nøytraliseres med natronlut eller magnesiumoksyd som opplagt mulighet, idet man herved unngår håndteringen av kalk og utfelling av store mengder gips.

### 5.8.1 Utvinning av metaller

Løkken gruver har dog gjennom mange år arbeidet med å utvinne kobber og kanskje også sink fra AMD, og bystyret mener det kunne være en interessant mulighet hvis det kunne bli en lønnsom aktivitet som kunne beskjeftige et par mennesker. De ekstraksjonsmetoder, som man utprøvde på 70-tallet kan imidlertid ikke anvendes uten videre fordi AMD har for lav kobberkonsentrasjon, og det er vanskelig å skille kobber og sink. Den nye VEP-metode kan åpenbart godt anvendes til ekstraksjon av både sulfat og metaller fra AMD, men den forekommer umiddelbart uforholdsmessig komplisert, og det er usikkert, hvordan man kan opparbeide jern og kobber med VEP-metoden. Sulfat kan utvinnes til kaliumsulfat eller natriumsulfat.

I Falun har man gått en annen vei, som vi anser for mer lovende. Her fjernes kobber og jern fra AMD ved selektiv ionebytte. Det er en kjent prosess, som tilsynelatende kan skille ut de enkelte metaller, hvoretter de kan opparbeides til salgbare produkter. Umiddelbart ser det ut til, at det i Falun kan betale seg å utvinne metallisk kobber og jernsulfat. På den måten får man minimert avfallsmengden ganske betraktelig, for når kobber og jern er blitt fjernet, er det kun ca. 7 % av de opprinnelige metaller tilbake. Disse fjernes ved nøytralisering med NaOH eller MgO, og man unngår dannelsen av gips.

Selektiv ionebytte av AMD er ikke kun kjent fra Falun-prosjektet. Det er også anvendt i Serbia som beskrevet i avsnitt 6.3, og både MEAB og COWI har, uavhengig av Falunprosjektet, pekt på selektiv ionebytte som en mulig løsning hvor rensning av AMD og utvinning av metaller eller metallsalter kan kombineres. Det skyldes ikke minst at selektiv ionebytte er en kjent teknologi, som har vært anvendt i mange år til forskjellige løsninger før, for spillvann og drikkevann m.m.

### 5.8.2 Kombinasjon av renseteknologier

Selektiv ionebytte kan med fordel eventuelt kombineres med andre teknikker til selektiv fjerning av forskjellige metaller. Før ionebytte av jern kan kobber også fjernes selektivt ved en sulfidfelling eller ved sementering på jernspon. Etter selektiv ionebytte av jern, kan aluminium eventuelt felles selektivt ved pH = 4,8 og sink kan etterfølgende fjernes ved selektiv ionebytte. Sistnevnte utvinning av sink kan dog nok ikke betale seg i Løkken, hvor sinkkonsentrasjonen i AMD ikke er særlig høy, og sinkprisen (ca. 11 kr./kg) er kun 1/4 av kobberprisen.

Helt grunnleggende har massebalansene for avrenningen til Raubekken dog vist, at kun omkring 25-30 % av kobberet i Raubekken stammer fra Wallenberg

sjakt/Fagerlivatn (punktkilde), mens de resterende 70-75 % av forurensningen tilføres Raubekken via diffuse kilder.

Det må derfor konkluderes med at KLIF's krav, selv ved en 100 % rensning av det oppsamlede drens- og gruvevann, ikke kan overholdes, og at en rensing av vannet må ledsages av tiltak til oppsamling av det forurensede vannet som for tiden ukontrollert siver ut i Raubekken.

## 6 Case beskrivelser

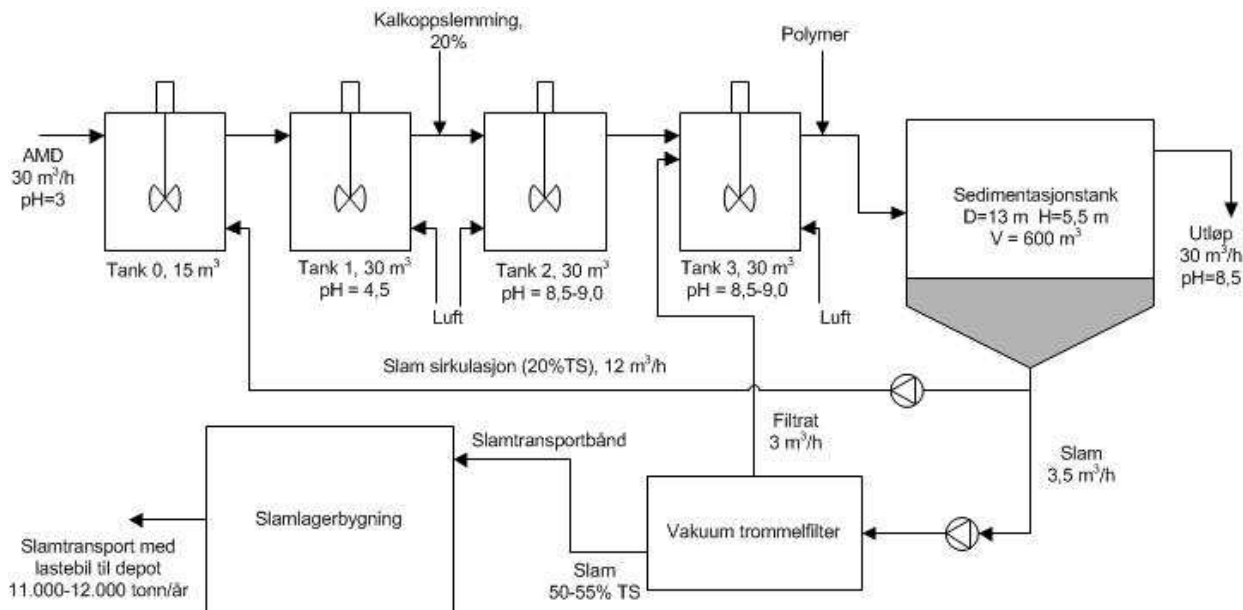
### 6.1 Case 1: HDS-metoden i Falun

High Density Sludge metoden er siden slutten av 90-tallet blitt anvendt til nøytralisering av AMD fra Stora Ensos gruve i Falun. Metoden anvendes også i flere av Bolidens gruver i Sverige. I forbindelse med dette prosjektet besøkte COWI anlegget den 15. februar 2013. Anlegget, som ligger i tilknytning til det kommunale renseanlegg, ble gjennomgått av driftspersonalet fra Falu Energi & Vatten AB. Besøket omfattet en gjennomgang av anlegget og en drøftelse av oppbygning og driftserfaringer. Nedenstående data for HDS-anlegget i Falun stammer primært fra dette besøk.

Ved rensingen økes vannets pH-verdi ved tilsetting av kalk. Videre luftes vannet, hvorefter jern(II) oksideres til jern(III). Herved utfeller metallene som hydroksider, mens det meste sulfat utfelles som gips ( $\text{CaSO}_4, 2\text{H}_2\text{O}$ ). En del av slammet resirkuleres i anlegget, hvilket i forhold til den simple nøytralisering med kalk har en rekke, betydelige fordeler. Dels resulterer resirkulasjonen i at gipsen blir vesentlig mer kompakt (høyere TS) og dels reduseres kalkbehovet, idet overskytende kalk ved resirkulasjonen gjenbrukes. De resirkulerte gipskrystallene fungerer som kime for dannelsen av større krystaller, hvilket både gir mer kompakt gips samt minimerer overmetning av gips i vannet.

#### 6.1.1 Prosessbeskrivelse

I Falun har HDS-anlegget en kapasitet på  $30 \text{ m}^3/\text{h}$  og er oppbygd som vist på nedenstående prosessdiagram.



Figur 48: Flow-sheet for HDS-anlegg i Falun.

AMD nøytraliseres med kalk,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , og resirkulert gipsholdig slam i en rekke serieforbundne tanker som omrøres mekanisk. Luft blåses inn i prosesstankene for å oksidere  $\text{Fe}^{+2}$  til  $\text{Fe}^{+3}$ , som deretter utfelles som ferrihydroksid,  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ . Andre metaller som kobber, sink og aluminium m.fl. utfelles likeledes som hydroksider, og fjernes med slammet.

### 6.1.2 Kalkdosering og resirkulasjon

Kalken leveres 1-2 ganger i uken av en tankbil med kapasitet på  $32 \text{ m}^3$  (ca. 32 tonn). Den oppbevares i en  $100 \text{ m}^3$  silo, som er påmontert vibrator for å lette kalkavtappingen. Kalken oppslemmes batchvis i en beholder på  $3 \text{ m}^3$  (20 % oppslemming), hvorefter den overføres til en større lagertank, hvor oppløsningen fortløpende sirkuleres. Her i fra doseres oppslemmingen til utløpet av anleggets første nøytraliseringstank (tank 1), hvor etter pH økes fra 4,5 til ca. 9.

Kalkforbruket er ca. 2.500-3.000 tonn/år, mens massen av avvannet slam er 11.000-12.000 tonn/år, tilsvarende 6.000 tonn TS/år.

I reaksjonstankene utfelles sulfat og kalk som gips sammen med metallhydroksidene, som etterfølgende utskilles ved sedimentasjon. Allerede i sedimentasjonsbeholderen er tørrstoffinnholdet kommet opp på ca. 20 % eller mer. Størstedelen (75-80 %) av det sedimenterte slam føres som returslam tilbake til tank 0, hvor etter pH i vannet stiger fra omkring 3 til 4,5. Overskuddsslammet (20-25 %) føres derimot over i et vakuumbrommelfilter, hvor slammet avvannes til 50-55% TS. Filtratet/rejektvannet fra avvanningen føres tilbake i anleggets tank 3. Det avvannede slam transporteres med et transportbånd til en lagerbygning, hvor det oppbevares inntil det med lastbil kjøres bort til deponi i nærheten.

### 6.1.3 Vannkvalitet i inn- og utløp

Det urensede spillvann inneholder ca. 4000 mg/l jern, 1000 mg/l sink, 400 mg/l aluminium, 450 mg/l kalsium samt 2 mg/l kobber. Det rensede spillvann inneholder i gjennomsnitt 3,4 mg/l jern og 1,0 mg/l sink. Sulfatkonsentrasjonen i inn- og utløp er ukjent, men er sannsynligvis blitt redusert fra flere tusen mg/l til noen hundrede mg/l.

### 6.1.4 Drift av anlegget

Anlegget er plassert i tilknytning til det kommunale rensenanlegg og drives kontinuerlig (24-7) av Falu Energi & Vatten. Kun ved servise og vedlikehold stoppes rensesprosessen.

Gipsutfellinger er en kjempeutfordring på et HDS-anlegg. Gipsen som dannes ved nøytraliseringen setter seg som kraftige belegger i tank 2 og i mindre grad også i tank 3 og sedimentasjonstanken. Belegger er så harde, at de ikke kan fjernes med en høytrykksspyler, men er nødt til å bli fjernet med trykkluftbor. Dette skjer minst en gang om året og varer ca. en uke. Imens står anlegget stille.

Også luftningsrørene i bunnen av tank 1, 2 og 3 tilstoppes, og må utskiftes 2-3 ganger i året. Sedimentasjonstanken er forsynet med en roterende slamskraper, som er nødt til å være i konstant drift. Hvis den får lov å stå stille i 20 min. er det umulig å starte den igjen pga. det massive gipsslam.

Slammet ble i starten avvannet med en Larox filterpresse og sentrifuger, men begge deler skapte problemer. Siden 2000 har man derfor anvendt et vakuumtrommelfilter som fungerer fint.

### 6.1.5 COWIs vurdering av teknologien

HDS-metoden anvendes til rensning av AMD i USA, Canada og i flere afrikanske land. Årsaken til at teknologien har funnet vid utbredelse er at kalk, som brukes som nøytraliseringskjemikalie, er lett tilgjengelig og meget billig. Videre er HDS teknologien en klar forbedring i forhold til den alminnelige nøytraliseringsprosessen med kalk, idet tørrstoffinnholdet i slammet ved HDS-metoden blir meget høyt og overdosering av kalk unngås.

Ved rensning av AMD med kalk fjernes alle metaller som hydroksider. Samtidig fjernes det meste av sulfat, idet dette utfeller som gips ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ). HDS-metoden har fire betydelige ulemper:

- 2 Lagring, oppslemming og tilsetning av kalk er omstendelig.
- 3 Det dannes løpende meget harde gipsutfellinger på alle overflater
- 4 Den produserte slammengde er vesentlig større enn ved bruk av andre nøytraliseringskjemikalier
- 5 Alle metaller utfelles samlet, hvoretter utvinning av de enkelte metaller ikke er mulig. Slammet skal derfor deponeres på spesialdeponi.

Teknisk og økonomisk vurderes HDS-metoden som en god renseprosess. Da den genererer store slammengder og frembyder mange praktiske problemer, er det dog meget tvilsomt, om den er den total sett beste løsning i Løkken, hvor det ikke er krav om at det skal fjernes sulfat i spillvannet.



Reaksjonstank



Gipsbelegg fra reaksjonstank



Vakuumentrommelfilter



Utendørs sedimentasjonstank foran anleggsbygning

**Figur 49: Bilder fra HSD-anlegg i Falun (COWI, 2013)**

## 6.2 Case 2: Ionebyttesløsning i Falun med gjenvinning

Ionebytte har siden 50-tallet vært anvendt til rensning og separering av ioner fra vann-oppløsninger. Teknologien har funnet stor utbredelse i den metalforarbeidende industri, oljeindustrien, den farmasøytiske industri, matindustrien, men anvendes også i stadig større grad innenfor drikkevannsrensning.

Stora Enso i Sverige har i 2008 etablert et anlegg til rensning av AMD i Falun med fokus på selektiv utskillelse og opparbeidelse av de enkelte metaller. Lignende teknologier har også vært anvendt i blant annet Serbia og Slovenia. Flere av de store leverandører for ionebytteharpiks har referanser for anlegg til rensning av AMD.

Som tidligere nevnt går teknikken ut på at væsken med metallionene ledes igjennom kolonner med ionebytteharpiks, også kalt resin. Denne opptar metallionene, under avgivelse av  $\text{Na}^+$  eller  $\text{H}^+$  ioner. Når resinets kapasitet er ved å være oppbrukt og metallene ikke lenger tilbakeholdes, regenereres resinets ved at den skylles igjennom med sterk syre, hvori metallene oppløses og fjernes, og ionebytterens kapasitet gjenskapes. Den konsentrerte metallholdige syreoppløsning kalles eluat.

Da forskjellige metaller kan opptas ved forskjellige pH verdier og har forskjellig affinitet til å bli tilbakeholdt kan metallene selektivt separeres fra væsken, hvoretter de kan opparbeides og selges.

I forbindelse med dette prosjektet ble det avholdt møte med den ansvarlige ingeniør, Anders Grönvall, hos Stora Enso i Falun samt Store Ensos prosessrådgiver Ruud Gerritson fra Recomet AB. Ut over dette har NIVA i 2009 utarbeidet en rapport om anlegget (NIVA, 2009).

Årsaken til at man i Falun arbeider med både HDS-metoden og det her beskrevne ionebytteanlegget, er at man gjerne vil redusere den slammengden som skal deponeres, fordi det nåværende deponi er i ferd med å fylles opp. Videre vil man gjerne pumpe mer vann fra gruve for å senke vannivået, og det vil gi mer AMD. Det må forventes at man vil benytte det nye anlegg som hovedanlegg fremover og ha HDS-anlegget som et reserveanlegg, som tas i bruk når vannavrenning er for stor til at det nye anlegget kan klare å ta hand om alt.





*Figur 50: Kolonner fra ionebytteanlegget i Falun*

### 6.2.1 Vannkvalitet

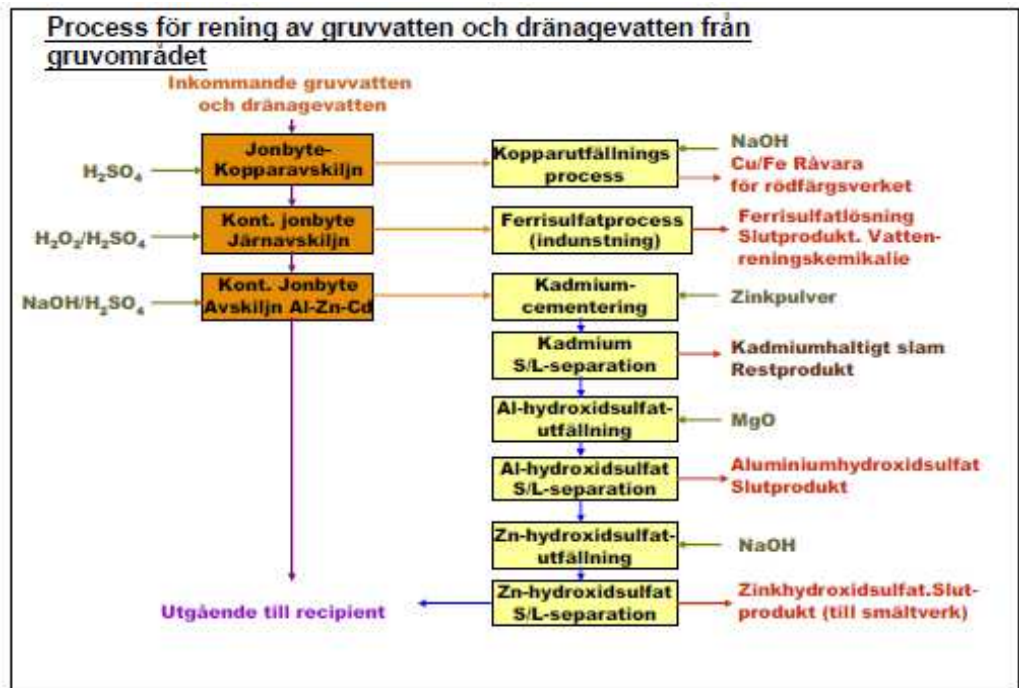
Det urensede spillvannet inneholder ca. 4000 mg/l jern, 1000 mg/l sink, 400 mg/l aluminium, 450 mg/l kalsium samt 2 mg/l kobber. AMD'en har således en sammensetning som ligner den i Løkken, idet konsentrasjonen av samtlige metaller med unntak av kobber er vesentlig større (faktor 4-25) enn i Løkken. Kobberkonsentrasjonen i Falun er ca. 20 ganger mindre enn i Løkken. Forskjellene har ingen direkte betydning for valg av de fysiske-kjemiske prosesser. Det har imidlertid innflytelse på hvilke metaller som økonomisk kan betale seg å utskille og opparbeide. Jern forefinnes primært som redusert  $Fe^{+2}$ , og en liten del finnes som oksidert  $Fe^{+3}$ . Anlegget fjerner samtlige metaller fra vannet, mens kalsium og sulfat ikke holdes tilbake.

### 6.2.2 Prosessbeskrivelse

Ionebytteanlegget er oppbygd av en serie ionebyttere (Figur 50), hvor tilbakeholdelsen av de enkelte metaller skjer selektivt ved at AMD og harpiks møtes i motstrøm i de enkelte ionebytterceller. Det foretas eventuell pH-regulering og dosering av hydrogenperoksid til oksidasjon av jern(II). Det patenterte ionebytteanlegg fra Recomet (til jern og kobber), skiller seg ut fra tradisjonelle ionebytteanlegg ved at det har mange små kolonner, hvor tradisjonelle ionebytteanlegg typisk har to store kolonner. Vi diskuterte ikke dette designet nærmere med Recomet under besøket, men det må antas at konstruksjonen er særlig velegnet til den form for selektiv ionebytte, som anvendes til AMD.

Det finnes også et tradisjonelt ionebytteanlegg til fjerning av aluminium og sink med den samme selektive resin, som anvendes i det første anlegg. Vannet fra denne ionebytteren føres til resipient etter pH-justering.

Anlegget har en kapasitet på 35 m<sup>3</sup>/h og består ut over ionebyttere av en rekke opparbeidelsesprosesser, hvor de konsentrerte metallstrømmer fra regenereringen behandles, slik at salgbare sluttprodukter utvinnes (Figur 51.). Det AMD, som behandles i Falun har en lignende sammensetning som AMD i Løkken, selv om kobberkonsentrasjonen dog er vesentlig mindre.



Figur 51. Prosessdiagram for rense- og opparbeidelsesanlegget i Falun

Den første ionebytteren består av en hel stripe av både serie- og parallelforbundne celler med resin som kan forsynes og regenereres uavhengig av hverandre. Det spesielle hydrauliske designet optimerer sannsynligvis tilbakeholdelsen og separasjonen av metallene. I ionebytteren fjernes kobber og Fe<sup>+3</sup> selektivt ved pH = 2-3. Da det meste av jernet i vannet er Fe<sup>+2</sup>, tilsettes hydrogenperoksid (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) i utløpet av første rensetrinn, hvor etter Fe<sup>+2</sup> oksideres til Fe<sup>+3</sup>. I det andre ionebyttetrinnet fjernes jernet selektivt. Før den tredje ionebytteren heves pH til ca. 4,0-4,5 hvilket gjør at sink, aluminium og kadmium fjernes. Dette rensede vann føres deretter til resipienten.

### 6.2.3 Opparbeidelsesprosessene

Metallene i de tre eluater utnyttes på forskjellige måte. Da man startet anlegget ble kobber-jern blandingen fra første rensetrinn brukt til fremstilling av fargepigment. Senere har man dog endret opparbeidelsen, så kobber reduseres til metallisk kobber, Cu<sub>0</sub>. Det rene jernet fra annet rensetrinn blir til jernsalt, som oppkonsentreres ved inndampning. Eluatet fra den tredje ionebytteren, som inneholder mange forskjellige metaller, behandles først ved sementering på sinkpulver, hvoretter kadmium reduseres ut til Cd<sub>0</sub>. Deretter heves pH til 5,0 ved tilsetning av MgO, hvoretter aluminium utfelles som hydroksid. Til slutt heves pH til 9,0 hvoretter sink (og eventuelle spormetaller) utfeller som hydroksider.

#### 6.2.4 Drift av anlegget

Ved oppstart av anlegget i 2008 konstaterte man at konsentrasjonen av aluminium og kalsium var blitt nesten fordoblet, i forhold til de konsentrasjonene som man under planleggingen hadde målt og forutsatt. Det betydde at det i 3. ionebytter ble tilbakeholdt meget mer aluminium, og at det således ble frigitt meget mer  $H^+$ . Dette fikk pH i vannet til å falle drastisk, noe som reduserte ionebytterens effektivitet. Derfor måtte man midlertidig stoppe anlegget og revurdere designgrunnlaget.

Man overveier nå to muligheter. Den ene er å sløyfe den 3. ionebytteren og i stedet felle sink og aluminium sammen. Det giret noe blandet slam, som må håndteres som avfall. Da salgsverdien av aluminium og sink ikke er særlig stor, betyr det ikke vesentlig for økonomien, om denne gjenvinningsprosessen gis opp. Alternativt kan sink ved den lave pH felles selektivt med sulfid. Det utfelte sink-sulfid kan deretter sendes til opparbeidelse i et smelteverk, hvor man anvender sulfidmalm.

Når ledelsen har truffet en endelig beslutning, regner man med å starte opp igjen om 6-9 måneder. Der er ingen tvil om at konseptet virker, og man kunne gjerne allerede i dag anvende de to første rensetrinn for kobber og jern.

#### 6.2.5 COWIs vurdering av teknologien

Prosjektet i Falun er med den høye grad av selektiv metalfjernelse og utvinning meget innovativt. Det finnes ikke mange anlegg av denne typen i verden. Nøkkelprosessen i anlegget er å anvende selektiv ionebyttere, som i flere tiår har vært anvendt til vannbehandling.

De primære fordeler ved teknologien er at metallene utvinnes selektivt, og at det ikke genereres vesentlige mengder slam, som skal deponeres. Kobber og jern, som utgjør hovedparten av metallene, selges til videre forarbeidning i stedet for å utgjøre en miljøbelastning. Samtidig unngås håndteringen av kalk, som ellers medfører betydelige utfordringer for drift og vedlikeholdelse av et anlegg.

Ionebytte er uten tvil en teknologi som har et stort potensiale for rensning av AMD. I hvor høy grad den selektive metalfjerning og gjenbruk økonomisk kan betale seg avhenger i høy grad av avsetningsmulighetene av de enkelte metaller samt deponeringsomkostningene for de sterkt reduserte mengder av slam med blandede metallhydroksider.

## 6.3 Case 3: Ionebyttesløsning i Serbia

I Serbia har man i 2006 installert et fullskala-demonstrasjonsanlegg til utvinning av kobber og jern fra gruveavfall, som på terreng er blitt oppmagasinert som "velter". Gruveavfallet består primært av brutt malm, hvor innholdet av verdifulle metaller er så lavt, at det ikke har kunnet betale seg å utvinne metallene fra malmen.

Prosjektets hovedformål ser ut til å være utvinningen av kobber og jern fra malm med så lave kobberinnhold ( $< 0,15\%$ ), at en kommersiell utnyttelse med de tradisjonelle utvinningsteknologier ikke er rentabel. Vannrensning og miljøbeskyttelse påpekes som ytterligere argument, men er nok sekunder. Anlegget er blitt prosjektert av det serbiske firma Aero Akva Inzenjering med assistanse av tyske Lanxess, som er leverandøren av ionebytteharpiksen.

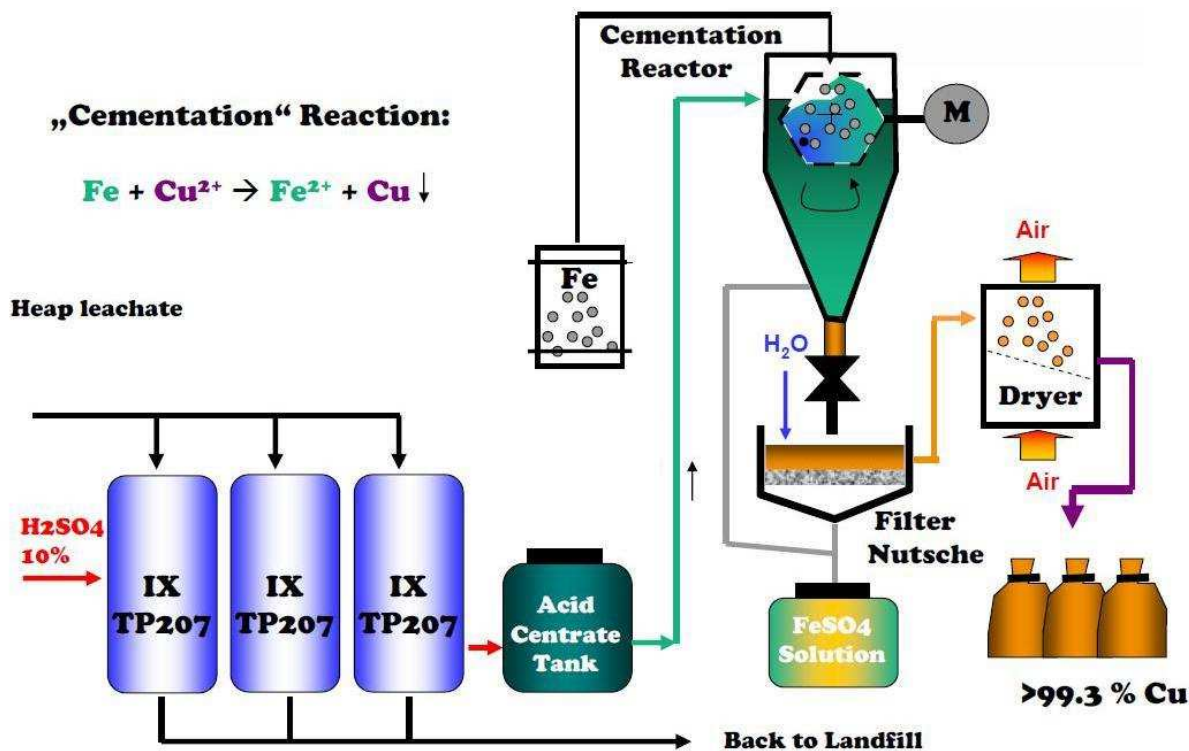
I 2012 har man søkt CIP-EIP Eco-innovation om tilskudd til et større prosjekt for en videreutvikling av metoden. Man er interessert i en nærmere kontakt med COWI og DIRMIN, og det vil være mulig å besiktige anlegget. Det er særlig interessant, siden det tilsynelatende også gir mulighet for å behandle gammelt gruveavfall på en økonomisk måte.

### 6.3.1 Vannkvalitet

Veltene med gruveavfallet overrisles med vann, hvoretter jern og kobber går i oppløsning. Det AMD som dannes har en pH på ca. 2 og inneholder 400-500 mg/l kobber og opp til 2.500 mg/l jern. Metoden er et konkurransedyktig alternativ til væskeekstraksjon, når det gjelder å utnytte "gammelt" gruveavfall med lavt metallinnhold.

### 6.3.2 Prosessbeskrivelse

Anlegget består av en buffertank og oksidasjonstank, hvorfra vannet ledes til 3 parallelle ionebytterkolonner med en samlet kapasitet på 30-50 m<sup>3</sup>/time. I kolonnene anvendes Lewatit TP207 som effektivt tilbakeholder kobber og jern. Etter behandling av 60-80 BV (Bed Volumen) regenereres kolonnene med 2 BV svovelsyre, hvor ettermetallene i eluatet er blitt oppkonsentrert med en faktor 30-40. Eluatet blandes med metallisk jernpulver, hvoretter kobberet reduseres ut til metallisk Cu, samtidig med at jern oppløses som Fe<sup>+2</sup>. Metallpartiklene inneholder minst 99,3 % kobber. Det jernsulfat, som samtidig dannes, forventes også å være så rent, at det umiddelbart kan selges som fellingskemikalier.



Figur 52: Prosessdiagram for fjerning og opparbeidelse av kobber og jern fra AMD i Serbia

### 6.3.3 Prosjektøkonomi

Det er opplyst at tilbakebetalingstiden for anleggs- og driftsomkostninger forventes å være ca. 5 år. I anlegget produseres årlig opp til 300 tonn kobber. Produksjonsomkostningene er på ca. 1.500 EUR/ton. Forutsettes en salgspris for kobber på 6.000 EUR/ton, kan anleggsomkostningene anslås til at være ca. 6-7 mill. EUR.

### 6.3.4 COWIs vurdering av teknologien

Anlegget i Serbia bygger på klassisk ionebytte- og sementeringsteknologi, hvor det dannes jernsulfat som et biprodukt. Ut fra prosessdiagrammet må man forvente at vannet, som resirkuleres tilbake til veltene, inneholder store mengder jern og også andre spormetaller. Jernet ville forholdsvis enkelt kunne skilles ut selektivt ved å installere ytterligere ionebytterkolonner i serie med de eksisterende. Når dette ikke er etablert, skyldes det sannsynligvis at økonomien pga. lave priser for jernsulfat ikke er god. Da pH ikke heves vil andre metaller forbli i oppløsning.

Prosjektet anvender selektiv ionebytte med TP207. I motsetning til Falun-prosjektet er fokus i Serbia på utvinning av kobber fra gammelt gruveavfall med lavt kobberinnhold, hvor man i Falun ønsker å rense AMD.



*Figur 53: Tre parallelle ionebyttekolonner og en kjemikalietank til svovelsyre på anlegget i Serbia.*

Umiddelbart vil et lignende anlegg kunne etableres i Løkken, men prosessen bør inkludere noen ytterligere rensetrinn til fjerning av alt jern, sink og andre metaller. For at dette kan la seg gjøre er en justering av pH nødvendig. Utover dette må det regnes med at det dannes noe tungmetallforurenset slam, som må deponeres.

## 6.4 Case 4: VEP-prosessen i Folldal

I 2010 inngikk DIRMIN en avtale med det amerikanske firma Energy and Environmental Services, LLC, om å gjennomføre forsøk med VEP-metoden på AMD fra Folldal, siden man ønsket å få undersøkt om denne nye og spennende metoden kunne anvendes i Folldal. VEP-metoden er spesielt attraktiv, fordi den kan utnytte metaller og sulfat i AMD og derved unngå at det genereres avfall, som skal bortledes eller deponeres.

VEP-metoden ble utviklet og testet av Battelle Instituttet i 2008-2009. De første pilotforsøkene ble gjort med AMD fra en kullgruve, hvor det var høye konsentrasjoner av sulfat og jern samt en liten del aluminium. I Folldal er det også kobber og sink samt en meget høyere aluminiumkonsentrasjon, så det var derfor nødvendig å gjennomføre undersøkelser i laboratorieskala og pilotplant for å vurdere om metoden var velegnet til AMD fra Folldal.

### 6.4.1 Fase 1 forsøk

Første forsøksserie ble gjennomført av Battelle Instituttet på syntetisk vann med omtrent samme sammensetning som AMD fra Folldal. Formålet var å undersøke effektiviteten av selve ekstraksjonsmetoden. Resultatene fremgår av Tabell 19.

*Tabell 19: Sammensetning av AMD fra Folldal, syntetisk innvann og rensset vann fra første forsøksserie.*

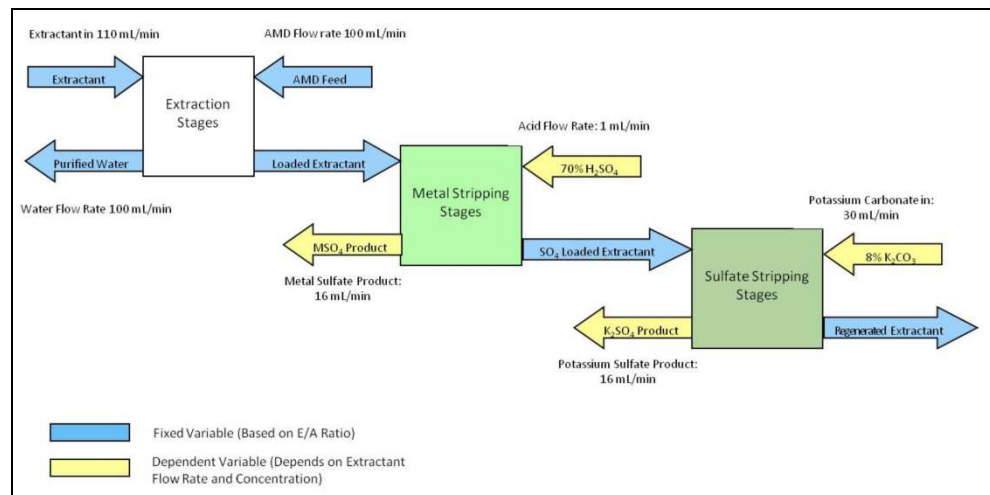
	AMD, Folldal	Syntetisk	Renset vann
	mg/l	mg/l	mg/l
SO <sub>4</sub>	4100	3625	< 5
Fe	790	1560	0,56
Al	208	223	< 0,005
Cu	81,4	79,2	< 0,01
Zn	49,5	49,6	< 0,02
Ni	0,61	0,65	< 0,01
Pb	0,02	< 0,08	< 0,02
Cd	0,17	0,17	< 0,01

Forsøkene ble gjennomført på syntetisk vann med nesten samme sammensetning som AMD fra Folldal. Ekstraksjonen foregår i flere trinn - jo flere trinn, jo mer effektiv ekstraksjon. Kobber kan ekstraheres meget effektivt i et trinn, mens jern og sink krever 3-4 trinn for å bli tilstrekkelig effektivt ekstrahert. Ekstraksjonseffektiviteten avhenger av flere faktorer, herunder metalkonsentrasjonene, flow og pH.

### 6.4.2 Fase 2 forsøk

Resultatene i 1. fase var så gode, at det ble besluttet å gå videre med 2. fase. Her skulle det gjennomføres kontinuerte pilotforsøk med ekstraksjon i 4 trinn samt stripping av metaller i 3 trinn og sulfat i 5 trinn med et flow-forhold mellom vann og ekstraksjonsmiddel på 1-1. De videre forsøksforhold fremgår av Figur 54.

Ved forsøkene ble denne gang anvendt virkelig AMD fra Folldal. Dette AMD inneholdt noe mer sulfat enn som ble anvendt ved de første forsøk. Ekstraksjonen av jern og kobber var komplett etter 3 trinn, mens sink og sulfat var ikke helt komplett etter 4 trinn. Strippingen av metallene var god, men stripping av sulfat var ikke helt tilstrekkelig. Dog var resultatene så gode, at de kunne vært helt perfekte med noen få justeringer av prosessen.



Figur 54: Flow-sheet for pilotforsøk (fase 2) med Folldal AMD.

### 6.4.3 Fase 3 forsøk

I 3. fase ble det gjort noen få justeringer av prosessen med det formål å få verifisert de gode resultatene fra 2. fase og få forbedret ekstraksjonen av sulfat og sink. Forsøket ble utført med en endret prosessoppsettning, hvor ekstraksjonsmiddelet ble tilsatt forskjellige steder i prosessen. Ved forsøket lyktes det fortsatt ikke å oppnå tilstrekkelig lav sulfatkonsentrasjon i ekstraksjonsmiddelet stripping i 4 trinn. Sulfatkonsentrasjonen var stadig så høy som 150-350 mg/l etter 4 trinns stripping. Det var forskjellige tekniske forklaring på dette. Bedre resultat ville ifølge rapporten kunne oppnås med flere strippingstanker eller en skylletank med basisk skyllevann eller ved pH-justering ved sulfatstripping.

### 6.4.4 Opparbeidelse og avsetning av metallsulfater

Ifølge de tre rapporter fra Folldal-forsøkene er det ikke gjort forsøk med separasjon og opparbeidelse av de forskjellige metallsulfater:  $\text{FeSO}_4$ ,  $\text{CuSO}_4$ ,  $\text{ZnSO}_4$ ,  $\text{K}_2\text{SO}_4$  og  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ . COWI har spurt Winner Global, som eier rettighetene til prosessen. De bekrefter at det ikke er gjort gjenvinningsforsøk i Folldal-prosjektet eller andre lignende prosjekter. De mener dog at det er en forholdsvis enkel oppgave å skille ut de forskjellige metallsulfater ved en såkalt LLX teknologi. Det er ifølge Winner Global "standard hydrometallurgi".

COWI anser det for en stor utfordring å skille ut og opparbeide metallene, og det vil være avgjørende for om metoden får større praktisk utbredelse. Vi kan heller ikke peke på en enkel metode, som kan anvendes, og vi har ikke fått adgang til noen dokumentasjon, som viser at det kan kjøres på en enkel måte. Winner Global foreslår, at man kan sende den blandede metallsulfatopløsning til opparbeidning hos



et eksternt firma. Om det finnes interesserte avtagere/kjøpere vet en imidlertid ikke.

David Ettner fra Geode AS har gjennomført en markedsundersøkelse, som skal finne frem til potensielle anvendelser av de sulfatsaltene som oppstår ved VEP-prosessen. Det synes å være noen muligheter for å få avsetning på sulfatene til anvendelse i industrien, men det krever en mer konkret undersøkelse å finne frem til potensielle avtakere og hvilke inntekter saltene kan generere.

I markedsføringsrapporten nevnes:

- At kaliumsulfat kanskje kan anvendes for gjødselsproducentene, hvis det har en passende renhet
- At man kanskje med fordel kan produsere natriumsulfat i stedet for kaliumsulfat og anvende det i glassindustrien
- At jern(II)sulfat og aluminiumsulfat kan anvendes som fellingsmiddel i vannrensning, hvis innholdet av andre metaller er passende lavt
- At kobbersulfat og sinkulfat kanskje kan anvendes til opparbeidelse på metallverk

I rapporten er det beregnet at det vil koste 1-2 mill. kr å deponere disse saltene på Landøya, hvis de ikke kan selges eller føres bort på billigere måter. Winner Global foreslår at det gjennomføres pilotforsøk i Folldal, hvor man også undersøker avsetningsmulighetene for biproduktene mer i detalj.

#### 6.4.5 COWIs vurdering av prosessen

Forsøksrapportene er ganske overbevisende, og VEP-prosessen er godt dokumentert. Det er en enestående kjemisk prosess, som Battelle har utviklet. Derfor er COWI ikke i tvil om at VEP-prosessen kan virke i praksis med den ønskete effektivitet når man får de siste detaljer i prosessen på plass. Vi kan derimot ikke vurdere økonomien, siden vi enda ikke har sett økonomitall for en fullskalaløsning.

Et springende punkt er om den strippingsoppløsning, som inneholder metallene, kan opparbeides, slik at det dannes rene metallsulfater, som kan avsettes til en passende pris. COWI har ikke fått opplyst hvordan man vil gjøre det, og det foreligger åpenbart ingen dokumentasjon eller referanser for dette. Winner Global opplyser dog at det kan gjøres ved en LLX prosess, men opplyser for øvrig ingenting om hva det nærmere går ut på. Det forekommer umiddelbart COWI å være en komplisert kjemisk oppgave å skille metallsulfatene, selv om vannmengden er noe mindre enn den opprinnelige mengden av AMD. COWI har kontaktet enkelte utenlandske firmaer som opparbeider metaller, men det synes ikke å være noen som er interessert i å opparbeide disse relativt små mengder blandede metallsulfatoppløsninger.

I siste instans blir det avgjørende for om et VEP-anlegg kan etableres til en konkurransedyktig pris med lavere driftsomkostninger enn andre metoder. VEP-

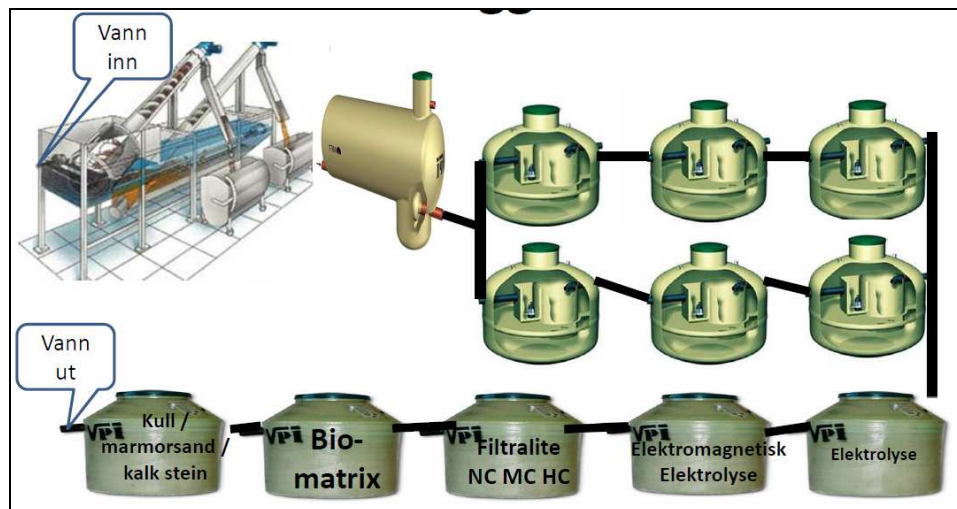
prosessen har dog den fordel sammenlignet med de konkurrerende metoder, at den kan fjerne og opparbeide både metaller og sulfat. Restkonsentrasjonen av sulfat etter rensning er lavere enn ved felling av AMD med kalk, og det kan være avgjørende for valg av rensemetode, hvis utslippsgrensen for sulfat i det rensa vannet er lav.

## 6.5 Case 5: ProNors forsøk med AMD fra Folldal

Det norske firma ProNor har bygget opp et helt spesielt forsøksanlegg, hvor man har rensat AMD fra Folldal. Anlegget består av følgende rensprosesser:

1. Filtrering i trommelsil
2. Slamutskilling i spesielle slamtanker
3. Elektrolyseenhet (70 liter)
4. Elektromagnetisk elektrolyse (70 liter)
5. Sandfilter (200 liter)
6. Torvfilter (200 liter)
7. Aktivt kullfilter + marmor (200 liter)

Anlegget fremgår nærmere av Figur 55.



Figur 55: Forsøksanlegg for rensning av AMD fra Folldal.

Det foreligger en enkel analyse av vannet:

pH = 6,86

$\text{SO}_4^{-2}$  = 9,7 mg/l

Cu < 0,005 mg/l

Zn < 0,005 mg/l

Fe = 0,050 mg/l

Al < 0,0025 mg/l

Det er ifølge ProNor sammenlagt kjørt 6000 liter AMD gjennom anlegget i forsøksperioden. Det produserte slammet er etterfølgende tørket ved hjelp av et solcelleanlegg. Det er ikke utført vann- og slamanalyse fra de enkelte prosessstrinn. Det er opplyst at anlegget har en kapasitet på 1,2 l/s eller 4320 l/h. Så lenge man har kjørt forsøkene med denne vannmengden, har man kun kjørt forsøk i ca. 83 minutter.

### 6.5.1 COWIs vurdering

Umiddelbart har ProNor oppnådd en meget fin kvalitet av det rensa vannet. Dog forekommer sulfatkonsentrasjonen urealistisk lav. Også enkelte metallkonsentrasjoner er usedvanlig lave.

COWI savner opplysning om spenning og strømforbruk ved elektrolysen, men det er vår vurdering at det ikke vil utfelles metaller ved elektrolysen, men det vil sannsynligvis oppnås en anodisk oksidasjon av noe jern(II) til jern(III). Såfremt man hadde laget massebalanser og analyser fra alle rensesstrinn, ville man med meget større sikkerhet kunne vurdere metoden.

På det foreliggende grunnlag, hvor det kun er renses 6000 liter AMD ser det ut til at de forskjellige trinn har nok kapasitet til å nøytralisere og holde tilbake slampartikler samt oksidere en del jern. Ut i fra dette, er det ikke helt overraskende at man kan oppnå meget rent vann, selv om de anførte analyseresultater nok er litt lavere enn hva man normalt finner i et fellingsanlegg.

Såfremt man ønsker en sikkrer dokumentasjon for metoden, må det kjøres meget lengere forsøk, og man må analysere slammet og vannkvaliteten i de enkelte trinn. Videre må man følge flowreduksjonen som følge av tilstopping av de forskjellige filtre. Slik sett mangler det god dokumentasjon for anleggets langsiktige funksjon, og COWI er noe tvilende når det gjelder langtidseffekten ved noen av delprosessene.

## 7 Forslag til fullskala renseanlegg

På bakgrunn av gjennomgangen av rensemetodene og de drøftelser, som COWI har hatt med interessentene i dette prosjekt, har COWI valgt ut to forskjellige rensemetoder, som egner seg for å bli oppført som fullskalaanlegg. Disse beskrives nærmere i dette avsnitt.

Den foreløpige anbefaling er truffet på bakgrunn av en analyse av eksisterende litteratur, drøftelser med DIRMIN, intervjuer og egen erfaring innenfor prosjektering av renseanlegg. Det kan ikke utelukkes at anbefalingen vil endres, hvis resultatene av laboratorieforsøk, markedsanalyser eller vannstrømmen skulle være vesentlig forskjellige fra de oppstilte forutsetninger. Det kan også være økonomien i de forskjellige løsninger, som til slutt vil være bestemmende for hvilken fullskala løsning som velges til slutt.

Det skal også nevnes at dimensjoneringsgrunnlaget på nåværende tidspunkt er meget usikkert, fordi både vannmengden og sammensetningen vil avhenge av mange faktorer, som ikke er avklarte. Omfanget og effekten av forurensningsbegrensende tiltak og etableringen av anlegg til oppsamling av forurensede vannstrømmer, som i dag uhindret strømmer til Raubekken har særdeles stor betydning. Hvis det blir etablert en effektiv capping av veltene vil en del drevvann være så rent, at det ikke behøver rensning. Det forminsker den vannmengde som skal renses. Omvendt vil nye kilder med forurenset drevsvann øke både vannmengden og stoffmengden som skal renses.

Det er heller ikke besluttet, hvordan slammet fra rensningen skal deponeres, og om man skal prioritere en utvinning av et eller flere metaller i vannet. Disse og flere andre forhold vil ha innflytelse på valg av rensemetode.

Ut fra litteraturgjennomgang og ønsker fra interessentene har COWI valgt å presentere to forskjellige løsninger med foreløpige spesifikasjoner og økonomisk overslag. De to løsninger, som vil bli nærmere beskrevet og spesifisert i denne rapport er:

- 1 En simpel nøytralisering av alt AMD med natronlut, hvor alle tungmetaller samt jern og aluminium utfelles som metalhydroksidslam, som avvannes og deponeres.

- 2 Ekstraksjon av kobber og jern fra AMD ved selektiv ionebytte. Opparbeidelse og salg av metallisk kobber og jernsulfat. Etter ekstraksjonen nøytraliseres AMD med natronlut, hvorefter de resterende metaller utfelles som metalhydroksidslam, som avvannes og deponeres.

I det følgende er de to løsningsforslag nærmere beskrevet med spesifikasjoner og økonomiske overslag. Plassering av renseanlegget er diskutert i et annet kapittel.

## 7.1 Metode 1: Nøytralisering

Drens- og gruvevannet nøytraliseres i et kontinuert automatisk renseanlegg, som har en rekke fasiliteter, som krever løpende pasning og tilsyn. Jern(II) oksideres med hydrogenperoksid, hvorefter alle tungmetaller samt jern og aluminium utfelles som metallhydroksider. Anlegget dimensjoneres til et maksimalt flow på 100 m<sup>3</sup>/h, hvilket betyr at anlegget uten problemer kan behandle den estimerte mengde AMD på 620.000 m<sup>3</sup>/år (middel = 71 m<sup>3</sup>/h). Det er således ekstra kapasitet til driftsstopp, service og behandling av dekanteringsvann og filtrat. I Tabell 20 er slammengder beregnet ut fra en estimert sammensetning av AMD. Jernhydroksid og aluminiumhydroksid tilsammen utgjør 91,5 % av slamtørrestoffet, mens kobberhydroksid kun utgjør 3,9 %.

Tabell 20: Estimert sammensetning av AMD og beregnede slammengder ved nøytralisering med NaOH

620.000 m <sup>3</sup> /år	Mg/l	Utfelling	tonn/år	% av
SO <sub>4</sub>	3.500	CaSO <sub>4</sub> ,2H <sub>2</sub> O	0	
Ca	350			
Mg	150			
Fe	600	Fe(OH) <sub>3</sub>	712	73,09
Al	100	Al(OH) <sub>3</sub>	179	18,40
Cu	40	Cu(OH) <sub>2</sub>	38,1	3,91
Zn	40	Zn(OH) <sub>2</sub>	37,7	3,87
Cd	0,15	Cd(OH) <sub>2</sub>	0,12	0,01
Pb	0,07	Pb(OH) <sub>2</sub>	0,05	0,01
Mn	5,00	MnO <sub>2</sub>	4,91	0,50
Ni	0,30	Ni(OH) <sub>2</sub>	0,29	0,03
Co	1,70	Co(OH) <sub>2</sub>	1,66	0,17
Si	35,0			
Slamtørrestoff uten gips			974	
Slam med 30 % tørrestoff			3.246	

### 7.1.1 Valg av nøytraliseringsmiddel

Under metodegjennomgangen har COWI vurdert fordeler og ulemper ved anvendelse av forskjellige nøytraliseringskjemikalier, hvor hydratkalk, natronlut og magnesiumoksyd er de mest realistiske muligheter. Kalk er det billigste nøytraliseringsmiddel, men er problematisk å håndtere. Under nøytraliseringen vil kalsium reagere med sulfat og hydroksidioner, hvor etter store mengder gips og kalk utfelles. Utfellingene gir voldsomme driftsproblemer i renseanlegget idet beleggene blokkerer ventiler og dyser, innsnevrer rør og forstyrrer måleinstrumenter. Utover dette er beleggene meget harde og vanskelig å fjerne.

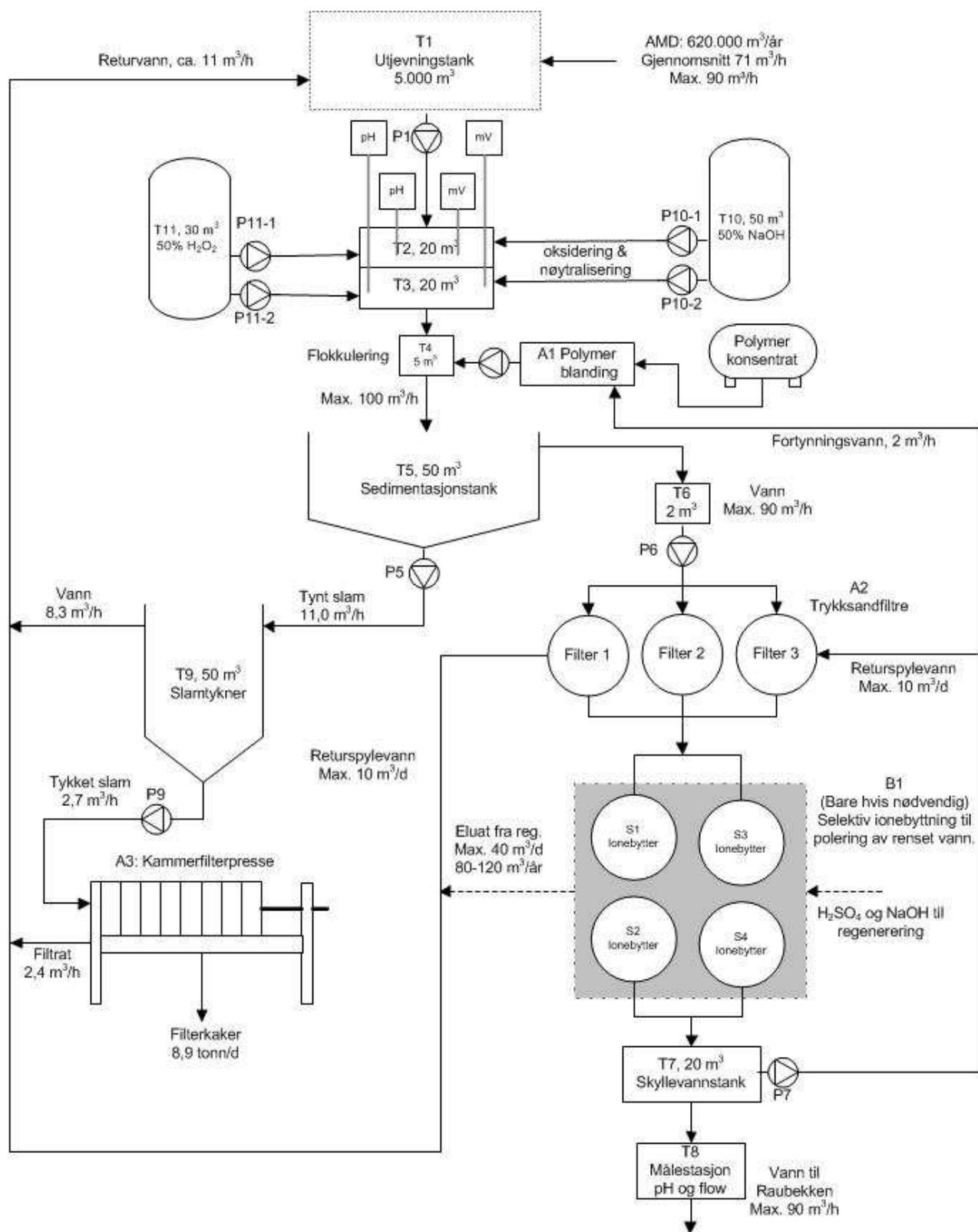
Da det ikke er krav om fjerning av sulfat i Løkken, er forslaget basert på anvendelse av natronlut, som i Skandinavia er det mest alminnelige middel til nøytralisering av industrispillvann. Natronlut kan leveres med tankbil i store porsjoner (30-40 m<sup>3</sup>), og det kan oppbevares i en alminnelig lagertank av stål. Konsentrasjonen vil typisk være 25-50%, men de høye konsentrasjoner krever en oppvarmet lagertank eller innendørs plassering for å unngå utkrystallisering ved lav temperatur om vinteren. Dosering kan foretas med en alminnelig membran-doseringspumpe.

Alternativt kan man anvende magnesiumoksyd (MgO), som oppslemmet i vann danner Mg(OH)<sub>2</sub>. Magnesiumoksyd leveres som et pulver med tankbil, oppbevares i en silo og oppløses i tanken med omrører. Det kan imidlertid kun oppløses ca. 5 g MgO ved stuetemperatur, men det kan f.eks. lages en 20% oppslemming av MgO i vann. Da det er Mg(OH)<sub>2</sub>, som nøytraliserer syren i spillvannet, vil virkningen av en magnesiumoppslemming være forholdsvis langsom, siden nytt MgO skal oppløses i takt med at Mg(OH)<sub>2</sub> forbrukes. Derfor kreves en lengere reaksjonstid enn nøytralisering med NaOH.

Selv om både oppbevaringen og håndteringen av MgO er noe mer komplisert, kan det allikevel være mer attraktivt å anvende enn NaOH. De to baser har omtrent sammen molekylvekt, men da MgO danner to hydroksylgrupper mens NaOH kun danner én, har 1 g MgO dobbelt så stor nøytraliserende virkning som 1 g NaOH. Utover dette er MgO billigere og gir muligvis en bedre fellingseffektivitet og/eller bedre slamegenskaper (mer kompakt slam eller bedre avvannbart slam). Derfor vil COWI foreslå at det lages laboratorieforsøk med både NaOH og MgO, hvor disse egenskaper undersøkes og vurderes, før man foretar endelig valg av nøytraliseringsmiddel.

### 7.1.2 Funksjonsbeskrivelse

Funksjonsbeskrivelsen er laget med utgangspunkt i Figur 56 på etterfølgende side.



Figur 56: Flow-sheet for nøytraliseringsanlegg med oksidasjon, nøytralisering, metallutfelling, sedimentasjon, filtrering og slamavvanning.

### Buffertank

I forbindelse med kraftig regn eller smeltevann vil store mengder drensvann bli dannet på kort tid. Renseanlegget bør ikke dimensjoneres for å kunne håndtere disse store flows, i stedet bør drensvannet i stedet oppsamles i en eller annen form for utligningsbasseng. Hvis Gammelgruva kan anvendes som utligningsbasseng vil dette være ideelt. I så fall vil det være hensiktsmessig å anlegge en mindre buffertank på terreng til løpende utligning av mindre flowvariasjoner. Drensvannet kan normalt ledes direkte til renseanlegget og kun i perioder vil det måtte ledes ned i gruva, hvorfra det etterfølgende skal pumpes opp igjen når renseanlegget har kapasitet til dette, evt med selvføll ut, avhengig av renseanleggets plassering.

### Oksidasjon og nøytralisering

AMD pumpes med et jevnt flow (P1) til første nøytraliseringstank (T2), hvor pH heves fra ca. 2,5 til ca. 5 ved automatisk dosering av NaOH. Samtidig doseres hydrogenperoksid styrt med utgangspunkt i redokspotensialet. T2 er forsynet med en hurtiggående propellomrører. Det nøytraliserte spillvann løper videre til 2. reaksjonsreaktor (T3), hvor pH automatisk heves til ca. 8,5 samtidig med at hydrogenperoksid findoseres til minst mulig overskudd. T3 er forsynet med en hurtiggående propellomrører.

Når man styrer hydrogenperoksid-doseringen ved hjelp av redokspotensialet er det viktig å holde bortimot konstant pH-verdi, da redokspotensialet er avhengig av pH. Derfor er det viktig å findosere hydrogenperoksid i 2. reaktor, hvor pH er mer stabil enn i første reaktor. Man kan overveie å innsette en selektiv hydrogenperoksid elektrode (amperometrisk måler) til måling av spillvannets hydrogenperoksid-konsentrasjon i utløpet fra sedimentasjonstanken som en kontroll av redoksstyringen.

### Flokkulering

Etter oksidasjon og pH-justering føres spillvannet videre til en flokkuleringsreaktor (T4), hvor det tilsettes en anionaktiv polymeropløsning (0,1 %) for å få en god flokkulering av slampartiklene. Doseringen foregår proporsjonalt med vannflowet til anlegget. Oppblandingen foretas i et automatisk oppblandingssystem (Polyblend eller tilsvarende). Flokkuleringsreaktoren er forsynet med en langsomtgående gitteromrører, som sikrer en god og skånsom flokkdannelse.



Figur 57 Polyblend til oppblanding av polymerer



### Sedimentasjon (bunnfelling)

Spillvannet med slamflokker føres videre til sedimentasjonstanken (T5). For at dette kan la seg gjøre, må de to nøytraliseringsreaktorene og flokkuleringstanken plasseres på et repos/stativ, så flokkuleringstanken har høyere væskestand enn sedimentasjonstanken. Den foreslåtte sedimentasjonstanken er en lamellseparator, som har stor effektivitet og et forholdsvis liten plassbehov (**Figur 58**). Slampartiklene samles på bunnen, som har en stor helningsvinkel, slik at slampartiklene glir ned i spissen av bunnen. Herfra pumper en slampumpe tynnslammet fra sedimentasjonstanken til en slamfortykker. Utpumpingen er tidsstyrt, men tanken er dog forsynet med en slamsnivåmåler, som aktiverer slampumpen, hvis slamspeilet kommer over et visst nivå.



*Figur 58. Renseanlegg hos Danfoss. To store lamellseparatorer (120 m<sup>3</sup>/h) til venstre og flokkuleringstanker til høyre. (COWI 2012)*

### Filtrering

I avløpet fra sedimentasjonstanken er de fleste metaller, som stort sett utelukkende forefinnes som partikulære hydroksider, blitt utskilt som slampartikler. Noen partikler vil dog stadig være suspendert i vannet. Derfor skal vannet filtreres før utslipp. Vannet fra sedimentasjonstanken oppsamles i en pumpetank (T6), hvorfra det pumpes igjennom trykksandfiltre. COWI foreslår 3 parallelle sandfiltre med et lag hydroantrasitt kull i toppen, hvilket gir en bedre dybdefiltrering og større slamopsamlingskapasitet enn et alminnelig sandfilter (**Figur 59**). Sandfiltrene er montert med et automatisk returskylleprogram, hvor man returskyller et filter av gangen ut fra en programmert tidsplan. Det kan evt. innlegges en alarmfunksjon, som starter returskylling tidligere, hvis trykkfallet i et filter er blitt for stort.

Til returskylling anvendes rensed spillvann fra T7 og en spesiell returskyllevannspumpe, P7. Returskyllevannet ledes i retur til bufferbassenget (T1) for å bli behandlet i rensenanlegget.



*Figur 59. Hydroantrasittfilter med skyllevannspumpe*

### **Sluttkontroll**

Det rensede vannet ledes gjennom en liten målestasjon (T8), hvor det kontinuerlig måles flow og pH, som logges på anleggets PLS.

### **Slamfortykkere**

Tynnslam fra sedimentasjonstanken pumpes over i en slamfortykker (T9), som samtidig fungerer som slamlagertank. Tanken fungerer ved enkel gravitasjon og er forsynt med overløp, som sørger for løpende avtapping av rent vann i toppen. Dette dekanteringsvannet føres i retur til bufferbassenget (T1).

Slammet oppkonsentreres i bunnen av tanken. Det forventes at slamtørrestoffkonsentrasjonen vil stige fra 1% til 4% ved passende sedimentasjonstid i slamfortykkeren.

Slamfortykkeren er forsynt med konisk bunn for å lette utpumping av slam til avvanning i filterpressen.

### **Slamavvanning i filterpresse**

Slam fra slamfortykkeren avvannes i en kammerfilterpresse. Her avvannes slammet, så det dannes faste filterkaker med et tørrestoffinnhold på ca. 30 %. Filtreringsprosessen er en batchprosess, som typisk varer ca. 3 timer - avhengig av slammets avvanningsegenskaper samt filterpressens størrelse og fødepumpens kapasitet. Disse forhold kan undersøkes ved laboratorieforsøk, som forbedrer dimensjoneringsgrunnlaget.

Driftspersonalet starter pressen, når kamrene er samlet og lukkes med det nødvendige lukketrykk (elektrohydraulisk lukkemekanisme). Deretter startes fødepumpen manuelt, og filterpressen kan heretter kjøre uten oppsyn. Det er automatisk styring av fødepumpen, så man får filterpressen fylt opp med slam

passende hurtig, mens det samtidig drenerer vann ut av kamrene via filterpose. Filtratet ledes i retur til bufferbassenget (T1).

Når filtratflowet er blitt lavt, stoppes fødepumpen automatisk, og driftspersonalet tilkalles for å tømme pressen. Det foregår ved at rammene flyttes én etter én, hvor etter filterkakene faller ned i en slamcontainer. Rammefremføringen er automatisert, så personalet skal bare starte og overvåke tømningen. Etter endt tømning kjøres rammene igjen på plass, og lukkes med det nødvendige lukketrykk. Filterpressen er deretter klar til en ny avvanningssyklus.

Filterpressen bør velges så stor at den kan avvanne den totale slammengden ved 3-4 daglige pressinger, slik at den kun skal tømmes og startes når anlegget er bemannet. Pressen kan utmerket startes på slutten av arbeidsdagen, slik at den avvanner utover natten og tømmes når driftspersonalet møter neste morgen.



**Figur 60.** Kammerfilterpresse under installasjon på et dansk garveri. 75 plater, 800 x 800 mm og 1000 liter kammervolum. Pressen er hevet over gulvnivå, så filterkaker kan falle direkte ned i en container under pressen.

Filterpressen anbringes på et stålstativ med betjeningsgang (**Figur 60.**). Under stativet anbringes en slamcontainer, som oppsamler filterkakene når filterpressen tømmes. Containeren kan være en standard container på ca. 20 m<sup>3</sup> (nok til 2 dages slamproduksjon). Containeren fjernes med en spesialbygget lastbil, som kjører slammet til deponering. Alternativt kan et transportbånd eller en slamtransportør transportere filterkakene til en container eller lokal deponering, hvor etter kammerfilterpressen ikke skal heves og stålstativet ikke er nødvendig.

### **Selektiv ionebytte (opsjon)**

Ved felling, sedimentasjon og filtrering forventes kobberkonsentrasjonen å kunne reduseres fra 40 mg/l til under 0,5 mg/l, hvilket svarer til en rensegrad på ca. 99 %.

Hvis det er påkrevet, kan kobberkonsentrasjonen senkes ytterligere ved selektiv ionebytte av vannet. COWI forventer at det ikke er sterke kompleksbindere i

vannet, og derfor vil restkonsentrasjonen av de enkelte tungmetaller være under 50 µg/l etter selektiv ionebytte.

Selektiv ionebytte med ionebytteharpiksen TP207 fra Lanxess er mest effektiv ved pH = 4-6 (optimal pH er dog variabel for forskjellige metaller). Allikevel forventer COWI ut fra erfaringer fra flere danske anlegg, at man vil oppnå tilstrekkelig renseseffekt ved pH = 8-9, som vil være gjeldende i det aktuelle vann.

Det foreslås et selektivt ionebytteanlegg med 2 dobbeltsøyler, hvor hver søyle rommer 2.500 liter TP207 (**Figur 61**). Da restkonsentrasjonen av tungmetaller før den selektive ionebytte forventes å være < 5 mg/l, vil det kunne regenereres 2-3 søyler pr. år. Regenerering foretas med konsentrert svovelsyre, som er fortynnet med rensed spillvann, som er bløtgjort. Det er forutsatt at TP207 kan oppta ca. 30 g metal pr. liter harpiks, og at det brukes ca. 200 g svovelsyre pr. liter harpiks til regenerering og ca. 45 g NaOH pr. liter harpiks til kondisjonering av harpiksen samt ca. 40 m<sup>3</sup> bløtgjort vann pr. kolonne (2.500 liter harpiks) til skylling og syrefortynning. Eluat fra regenereringen føres retur til bufferbasseng (T1).



*Figur 61. Stort ionebyttesanlegg av fabrikat Silhorko installert på belgisk matfabrikk*

### 7.1.3 Foreløpig dimensjonering av fullskalaanlegget og prosessbeskrivelse

#### Kapasitet

Renseanlegget dimensjoneres til behandling av 90 m<sup>3</sup>/h drens- og gruvevann fra buffertanken T1 samt 10 m<sup>3</sup>/time resirkulasjonsvann (filtrat, returskyllevann, fortynningsvann til polymer, mv). Ved 100% kontinuert drift kan anlegget således behandle 788.000 m<sup>3</sup>/år. Ved 80% utnyttelse av anlegget vil det kunne renses 630.000 m<sup>3</sup>/år, hvilket tilsvarer det tidligere nevnte behov (620.000 m<sup>3</sup>/år).

Alle designdata er samlet i **Tabell 22**, og vi vil her knytte noen kommentarer til skjemaet.

#### Nøytralisering

Spillvannet pumpes fra buffertanken til renseanlegget med en frekvensstyrt pumpe (P1). Det bør tilstrebes så langt det er mulig å holde noenlunde konstant flow gjennom anlegget. Dog skal renseanlegget kjøre med maksimal belastning (90 m<sup>3</sup>/h), når buffertanken er i ferd med å bli fylt opp. Buffertanken har overløp til gruen, når buffertanken er fylt opp. Størrelsen av buffertanken må nærmere overveies under den endelige prosjektering, når avstrømningsforholdene er klarlagt.

Nøytralisering av surt tungmetallholdig spillvann krever normalt 15-20 minutters reaksjonstid. Samtidig oksyderes jern(II) til jern(III) med hydrogenperoksid, men denne prosess er erfaringsmessig noe hurtigere. Vi har valgt nøytralisering og oksidasjon i to trinn for å få en mer presis styring av hydrogenperoksid doseringen. Dette oppnås når pH-verdien er nesten konstant som i annen reaktor (T3). Sammenlagt er oppholdstiden i tankene T2 og T3 ca. 24 minutter, hvilket er rikelig i forhold til normal designpraksis.

Hvis man nøytraliserer med MgO i stedet for NaOH, krever dette en lengere reaksjonstid. MgO er kun ca. 1% oppløselig i vann og under nøytraliseringen er det oppløste Mg(OH)<sub>2</sub> derfor kun begrenset tilgjengelig i den oppslemming, som doseres. Når Mg(OH)<sub>2</sub> forbrukes ved reaksjonene med metallene kan ytterligere partikulært MgO gå i oppløsning, men da prosessen ikke inntreffer momentant, økes altså den nødvendige oppholdstid, hvilket krever en større nøytraliseringstank. MgO er dog vesentlig billigere enn NaOH og nøytraliseringen hermed bør derfor undersøkes mer detaljert ved laboratorieforsøk, før man beslutter valg av nøytraliseringskemikaliet.

#### Flokkulering og sedimentasjon

Etter utfelling av metalhydroksidene tilsettes et organisk flokkuleringsmiddel (en anionaktiv polymer). Det er anslått en dosering på 20 mg/l polymerkonsentrat pr. m<sup>3</sup> vann. Det tilsvarer 2 kg/h ved et flow på 100 m<sup>3</sup>/h. Polymeren skal før dosering oppblandes i vann til ca. 0,1 %. Det kan med fordel foregå med kontinuert blandestyr, hvor polymer løpende oppblandes med rensed spillvann i takt med at den doseres. Polymerdoseringen styres av spillvannsflowet til anlegget.

Oppholdstiden ved flokkuleringen bør være minst 2 minutter. Den er her dimensjonert til 3 minutter.

Lamellseparatoren forutsetter at partiklene har en sedimentasjonshastighet på minst 0,5 m/h. Lamellene har en helningsvinkel på 55° og en overflate på ca. 200 m<sup>2</sup>. Tankens har en kjegleformet slamlomme i bunnen og et volum på ca. 50 m<sup>3</sup>. Det er kontinuerlig overløp til pumpetanken før sandfiltrene. Slammet suges fra bunnen med en slampumpe eller graviterer over i slamfortykkeren.

### Filtrering

Filtrering av det sedimenterende vann foregår i 3 sandfiltre. Det forventes at hvert sandfilter skal returskylles hver 3. dag, hvilket i praksis betyr at det returskylles 1 sandfilter hver dag. Returskyllning foregår med renet spillvann og varer ca. 15 minutter, hvorved det dannes ca. 14 m<sup>3</sup> returskyllevand.

### Slammengder

I anlegget skal det håndteres slam med forskjellige tørrstoffinnhold. I **Tabell 21** er de forskjellige slamstrømmer beregnet med utgangspunkt i tallene fra **Tabell 22**. De valgte tørrstoffkonsentrasjoner er tatt ut fra praktisk erfaringer fra en lang rekke industrirensesanlegg, som behandler tungmetallholdig spillvann.

**Tabell 21. Oversikt over slammengder og tørrstoffinnhold for slamstrømmer i anlegget.**

	Årlig slammengde		Daglig slammengde		Flow
	Ton	m <sup>3</sup>	ton	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /h
Slam-TS	974		2,7		
Kaker, 30%	3.246	2.497	8,9	6,6	0,27
Tykkslam, 4%	24.342	23.406	67	64	2,67
Tynnslam, 1%	97.369	96.405	267	264	11,01

De estimerte og beregnete slammengder anvendes til dimensjonering av pumper og utstyr. Det kan senere undersøkes ved forsøk, om disse tall skal justeres.

### Oppkonsentrering og avvanning av slam

Først oppkonsentreres tynnslammet i en kontinuert slamfortykker, som samtidig fungerer som slamlagertank. Deretter avvannes slammet i en filterpresse. Det er foreslått en presse med 1638 liter kammervolumen. Den består av 90 PP rammer i størrelsen 1000 x 1000 mm. Pressen er forsynet med elektrohydraulisk lukkemekanisme og automatisk rammefremføring. Det betyr at den ved tømning og oppstart kan betjenes av et menneske. Som fødepumpe anvendes en eksentersnekkepumpe, som kan "fille" pressen på ca. 3 timer. Hvis tømning og oppstart tar knapp 1 time, vil en hel filtersyklus ta 4 timer. Filterpressen er dimensjonert til 4 daglige pressinger, hvilket krever bemanning i to skift.

Pressen leveres med dryppskål samt spyleutstyr til løpende rengjøring av filterposene. Videre er inkludert særlig utstyr til periodevis rengjøring av filterposene. Pressen er forsynet med automatikk, så filtreringen stoppes når filterpressen er ferdig med en avvanningssyklus.

Det produseres daglig ca. 8,9 tonn filterkaker, som oppsamles i en slamcontainer plassert under filterpressen. Slamcontaineren transporteres til deponi med lastbil. Alternativt kan filterkakene med et transportbånd føres ut til et mellomlager eller en utendørs container.

### **Deponering av slam**

Det er fortsatt usikkerhet omkring hvor eller hvordan slammet deponeres. Mengden av slam som genereres varierer meget avhengig av renseteknologi. Da transport og deponering av slam kan være meget dyrt, må mengden av slam som dannes og metoden for deponering inngå i den samlede vurderingen av hver enkelt renseteknologi.

Slammet skal enten deponeres lokalt i Fagerlivatn eller kjøres til et kontrollert deponi. En deponering i gruen er ikke tilrådelig, da hydroksidslammet ved de lave pH-verdier i gruvevannet vil gå i oppløsning.

Hvis slammet kan deponeres i Fagerlivatn bør vanntilførselen dit minimeres, for å redusere utvaskingen. Vann fra deponiet må analyseres for å avklare om dette skal renses eller direkte kan føres til Raubekken. Det vil også være mulig å utføre capping av metalslammet i Fagerlivatn.

Hvis slammet skal kjøres til deponi er de betydelige omkostninger for transport og deponering. Transportomkostningene fra Løkken med lastbil til Orkanger og skipstransporten videre til Langøya er anslått til hhv. 180 kr./tonn og 140 kr./tonn. Deponeringsomkostningene forutsettes å være 900 kr./tonn.

Transport og deponering av de 3250 tonn filterkaker utgjør derfor 4,0 mill. kr. årlig.

### **Etterpolering**

Såfremt man ikke kan oppnå en tilstrekkelig effektiv fjerning av kobber ved kjemisk felling, sedimentasjon og filtrering, må det etableres en etterpolering av vannet. COWI foreslår i så fall en polering ved selektiv ionebytte, noe som er den normalt anvendte teknikk, når man skal rense ned til meget lave restkonsentrasjoner av tungmetaller. Det selektive ionebytteanlegget er designet med en belastning på 10 BV/h pr. kolonne, idet det finnes 4 ionebyttekolonner fordelt på to parallelle anlegg med to serieforbundne kolonner i hvert anlegg. Det skal typisk regenereres 1-3 kolonner pr. år, da belastningen med tungmetaller er meget liten (< 5 mg/l).

**Tabell 22. Oversikt over hovedkomponenter og priser for nøytraliseringsanlegget**

Nr.	Beskrivelse	Materiale/type	Størrelse	Fabrikkat	Note	Nkr
T1	Bufferbassin	Jordbassin + membran	5.000 m <sup>3</sup>		Evt. gammelgruve	
P1	Fødepumpe med flowmåler	2 stk Bominox M-411, ASI316 med 2 x 7,5 kW motorer + Magnetisk flowmåler	100 m <sup>3</sup> /h	Wilson Eng.	Hver pumpe kan yde 100 m <sup>3</sup> /h ved 1 bar	125.000
T2	Neutraliseringsreaktor	Plast, sirkulær tank	20 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.	12 min reaktionstid	40.000
PH-2	pH-styring	Med digital elektrode, og plast armatur. proportional reg.		E+H		20.000
mV-2	Redoxstyring	Med platin elektrod i plast armatur. proportional reg.		E+H		20.000
	pH tilbehør	pH-meter og software til kalibrering og vedlikeholdelse af elektroder		E+H	Fælles for alle pH-metre	30.000
O-2	Propelomrører	Propel: D= 85 cm. Aksel i 316 stål. Motor: 0,55 kW, stålstativ	900 o/m	Wilson Eng.		40.000
T3	Neutraliseringsreaktor	Plast, sirkulær tank	20 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.	12 min reaktionstid	40.000
PH-3	pH-styring	Med digital elektrode, og plast armatur. proportional reg.		E+H	Styring via PLC	20.000
mV-3	Redoxstyring	Med platin elektrode i plast armatur. proportional reg.		E+H	Styring via PLC	20.000
O-3	Propelomrører	Propel: D= 85cm. Aksel i 316 stål. Motor: 0,55 kW, stålstativ	900 o/m	Wilson Eng.		40.000
T4	Flokkuleringstank	Plast, plast sirkulær	5 m <sup>3</sup>		3 min reaktionstid	10.000
O-4	Gitteomrører	1000 x 500 mm, 0,25 kW motor	25-100 o/m	Wilson Eng.		15.000
A1	Polyblend system	PB1000 (max. fortynding = 4,8 m <sup>3</sup> /h)	Max. 7,5 g/h	Bo Jensen	Automatisk blanding	75.000
	Stativ og betjeningsgang for reaktorer	Varmforzinket stål		COWI overslag		400.000
T5	Lamelseparator	Ståltank med lameller i PP+PE, L=6,2m, B=2,5m, H=3,4m Rumfang: ca. 50 m <sup>3</sup>	100 m <sup>3</sup> /h	Wilson/Kübler	Sedimentationshastighed forudsat til > 0,5 m/h	550.000
P5	Slampumpe	Slangepumpe, LSM65-CS, 7,5 kW	20 m <sup>3</sup> /h	LSM/Wilson Eng.		90.000
T6	Pumpetank	Plast, PE	2 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.		5.000
P6	Filterpumpe	Hydro 2000 ME, 2 x 5,5 kW	100 m <sup>3</sup> /h	Silhorko/Grundfos		
A2	3 stk sandfiltre	Stål med udv. coating. Inkl. blæser og flowmåler. Beholder: D=2,1m, H=3,0m	100 m <sup>3</sup> /h	Silhorko	Ingen indiv. coating	1.300.000
P7	Returskyllevandspumpe	TP100-110/4, 3 kW	60 m <sup>3</sup> /h	Silhorko/Grundfos	14 m <sup>3</sup> skyllevand, 15 min	
T7	Skyllevandsbeholder	Plast, plast sirkulær	20 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.		40.000
T8	Målestasjon med pH og flow	pH-måler + magnetisk flow	100 m <sup>3</sup> /h	E+H		50.000
T9	Slamtykner	Plast, sirkulær tank med konisk bund og overløb samt bundventil	50 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.	Inkl. slamspejlsmåler	250.000
P9	Fødepumpe til filterpresse	Exentersnekke pumpe med frekvensregulering, 16kW	20 m <sup>3</sup> /h ved 0 bar	Wilson/Kübler		210.000
A3	Filterpresse	90 rammer, 1000 x 1000 mm Kammervolumen = 1638 L Design: 4 cykluser pr. dag Renseudstyr til filterdug + ekstra sæt filterduge	1638 liter	Wilson/Kübler	auto lukning og plade-fremføring	1.450.000
A3-ex	Stativ til filterpresse	Varmforzinket stål		COWI overslag		400.000
T10	Lagertank til NaOH	Stål, sirkulær, D=2,4m, H=11,5m	50 m <sup>3</sup>	Vera Tank	Placeres indendørs	200.000
P10-1	Doseringspumpe til NaOH	Mekanisk membranpumpe, OBL type ML	600 l/h	Wilson Eng.	Proportional dosering via PLC	30.000
P10-2	Doseringspumpe til NaOH	Mekanisk membranpumpe, OBL type MB	300 l/h	Wilson Eng.	Proportional dosering via PLC	10.000
T11	Lagertank til H2O2 komplet	Cirkulær, HD PE, komplet med ventiler, lækagedetektor, niveaustyring, doseringspumper og kontrolpanel	30 m <sup>3</sup>	Evonik	Placeres indendørs	600.000
P11-1	Doseringspumpe til H2O2		60 l/h			
P11-2	Doseringspumpe til H2O2		30 l/h			
A4	El-tavler og PLC			COWI overslag		1.100.000
	<b>Total</b>					<b>7.180.000</b>
	<b>Option</b>					
B1	2 stk dobbelte selektiv ionbytter	Coated stål, 4 x 2500 liter TP207. Halvautomatisk regenerering.	2 x 50 m <sup>3</sup> /h	Silhorko	2,5 m <sup>3</sup> pr. kolonne	2.500.000



### Krav til bygningen for nøytraliseringsanlegget

Nøytraliseringsanlegget skal plasseres i en frostfri bygning med en innvendig frihøyde på ca. 7 meter. Selve utstyret til renseanlegget krever et areal på ca. 500 m<sup>2</sup>. Hvis driftsfolkene ikke har andre fasiliteter i nærheten skal det utover dette avsettes ca. 50 m<sup>2</sup> kantine, toalett, kontor og laboratoriet.

### Metodeevaluering

Den foreslåtte nøytraliseringsløsning med natronlut er i alle trinn kjent teknologi, som er utprøvd på utallige industrirenseanlegg i både Norge og Danmark samt i hele verden. Når det gjelder rensning av AMD er det dog spesielt nøytralisering med kalk som er blitt anvendt over det meste av verden, fordi kalk er det billigste nøytraliseringsmiddel. Vi har tidligere nevnt de store praktiske og tekniske problemer med gipsutfellinger, når det anvendes kalk.

Vi vil dog allikevel anbefale at det gjennomføres noen enkle forsøk med NaOH for å få dokumentert fellingseffektiviteten, baseforbruket og slamegenskapene. Videre bør det lages tilsvarende forsøk med MgO som nøytraliseringsmiddel, da MgO er ca. 4 ganger billigere enn NaOH ut fra de priser, som COWI har innhentet hos norske leverandører.

### 7.1.4 Anleggs- og driftsøkonomi for nøytraliseringsanlegg

I **Tabell 22** er laget en oppstilling av hovedkomponentene med priser. Ut fra disse har COWI kalkulert en total investering, hvor det er medtatt montasje og montasjematerial samt rådgivning og tilsyn og uforutsette utgifter. Investeringsoverslaget fremgår av **Tabell 23**. Det gir en total investering på 11.6 mill. kr.

**Tabell 23. Investeringsoverslag for nøytraliseringsanlegg med NaOH**

Post	Pris i kr.
Utstyr	7.180.000
Montasje og material, 20%	1.436.000
<b>Saldo 2</b>	<b>8.616.000</b>
Prosjektering og tilsyn, 20%	1.723.200
Uforutsette utgifter, 15%	1.292.400
<b>Investering, totalt</b>	<b>11.631.600</b>

Det er i overslaget ikke medregnet investering i etterrensning med selektiv ionebytter, da vi sannsynligvis ikke får bruk for den.

Renseanlegget skal etableres i en frostfri bygning. Hvis det ikke finnes passende bygninger som kan brukes til denne formål er en ny bygning nødt til å bli oppført. Anleggsutgiftene herfra er ikke medregnet i ovenstående anleggsoverslag. Krav til bygningen, plasseringen og et overslag for oppførsel av en ny bygning fremgår i et annet avsnitt. Oppføres en ny bygning forventes denne å koste ca. 8 mill. kr.

De estimerte driftsutgiftene er anført i **Tabell 24**.

Tabell 24. Estimerte driftsutgifter for et nøytraliseringsanlegg med NaOH

Post	Enheter/år	kr./enhet	kr. total
Natronlut, 50%, tonn	4.260	3.930	16.741.800
Hydrogenperoksid, 50%, tonn	225	9.680	2.178.000
Polymer konsentrat, kg	12.400	20	248.000
Elektrisitet, kWh	300.000	0,50	150.000
Vann, m <sup>3</sup>	500	5	2.500
Drift, timer	5.000	300	1.500.000
Vedlikeholdelse, 2,5% av utstyr			179.500
<b>Totalt</b>			<b>20.999.800</b>

Det skal bemerkes at utgifter til bortskaffelse av filterkaker ikke er medtatt i ovenstående tabell. Hvis slammet skal kjøres til deponering på Langøya anslås de samlede omkostningene å være på 1.230 kr./tonn tilsvarende i alt 4,0 mill. kr. Hvis filterkakene derimot kan deponeres i Fagerlivatn er utgiftene til dette langt lavere (< 0,5 mill. kr./år)

Driftsutgiftene på ca. 21,0 mill kr./år kan reduseres med ca. 12,5 mill. kr./år, hvis man anvender MgO i stedet for NaOH til nøytralisering. Selv om det krever litt mer utstyr å forberede MgO, er besparelspotensialet så stort, at det bør undersøkes nøyere. De tekniske fordeler og ulemper ved MgO kontra NaOH bør nøye undersøkes, før det endelig besluttes hvilken kjemikalie som skal anvendes ved nøytralisering i et fullskalaanlegg.

Det skal endelig bemerkes, at den innhentede norske pris på hydrogenperoksid er meget høyere enn prisen er i Danmark. Det bør derfor kunne spares minst 1 mill. kr./år på hydrogenperoksid ved å finne den billigste leverandør. Sannsynligvis er forbruket også lidt mindre enn angitt, da vi har utregnet det teoretiske forbruk under forutsetning av at alt jern foreligger som jern(II).

Hvis de nevnte besparelser for base og hydrogenperoksid kan oppnås, blir de årlige driftsutgifter for nøytraliseringsanlegget således ca. 8-9 mill. kr.

Til sammenligning kan nevnes at tørrelesket kalk (Ca(OH)<sub>2</sub>), som typisk anvendes i HDS-anlegg, koster omtrent det samme som magnesiumoksid (MgO). Da et HDS anlegg dog krever betydelig mer vedlikehold og mengden av slam som genereres er nesten dobbelt så stor, er en nøytralisering med kalk ikke hensiktsmessig, hvis sulfatkonsentrasjonen ikke er kritisk.

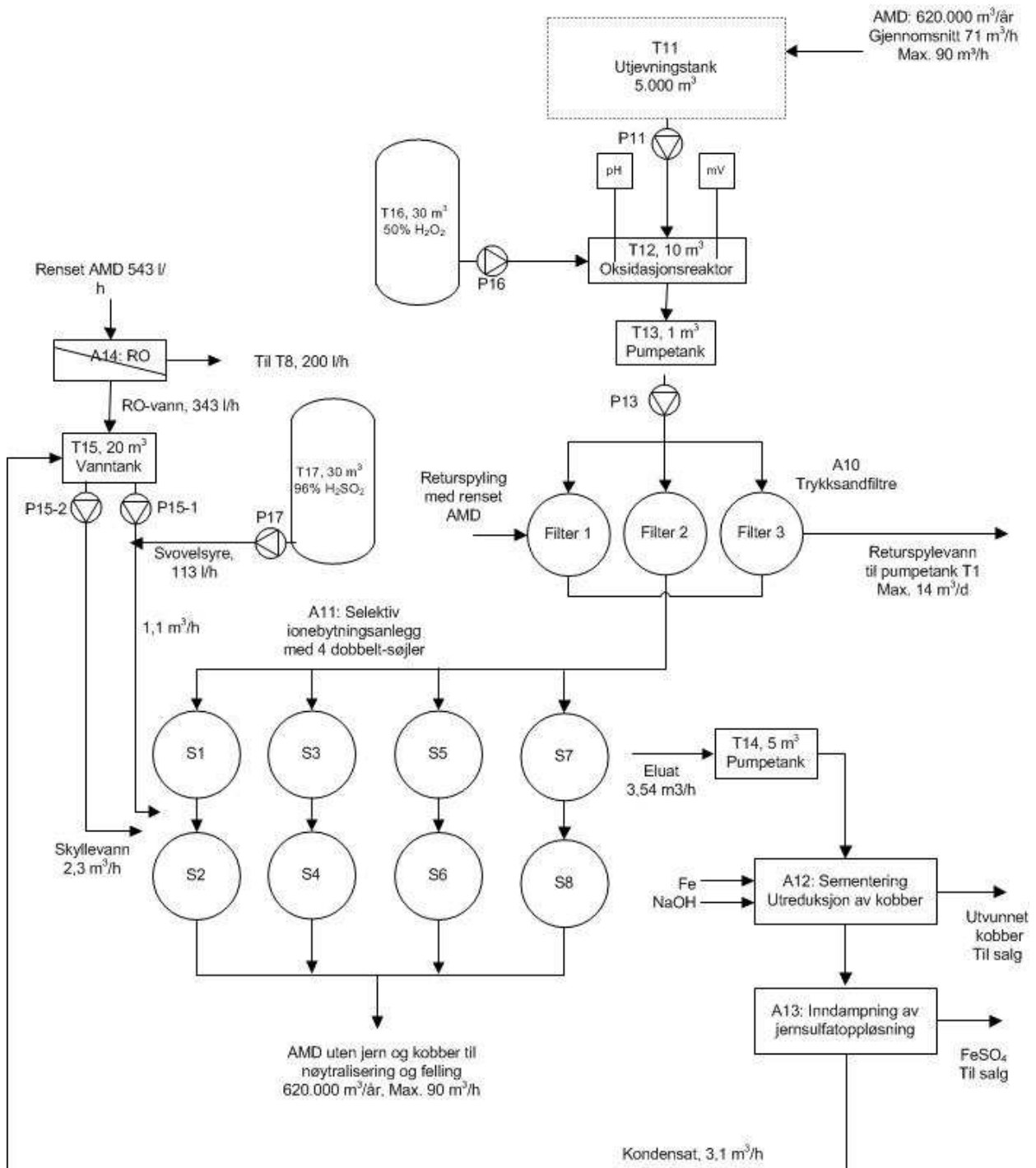
## 7.2 Metode 2: Ionebytte + nøytralisering

Metode 2 skiller seg fra metode 1 ved at jern og kobber fjernes fra AMD før nøytralisering med natronlut. Jern(III) og kobber kan fjernes fra det sure AMD ved en selektiv ionebytte. Ved regenerering av ionebytteren med svovelsyre får man jern og kobber ut av ionebyttermassen i et eluat, hvor konsentrasjonene av kobber og jern er ca. 20 ganger høyere enn i AMD, og det er kun sporkonsentrasjoner av andre tungmetaller. Det er derfor forholdsvis enkelt å utvinne metallisk kobber og jernsulfat fra dette eluatet. Det har den fordel at man kan selge de opparbeidede produkter, og det dannes deretter langt mindre slam ved den etterfølgende nøytralisering av AMD.

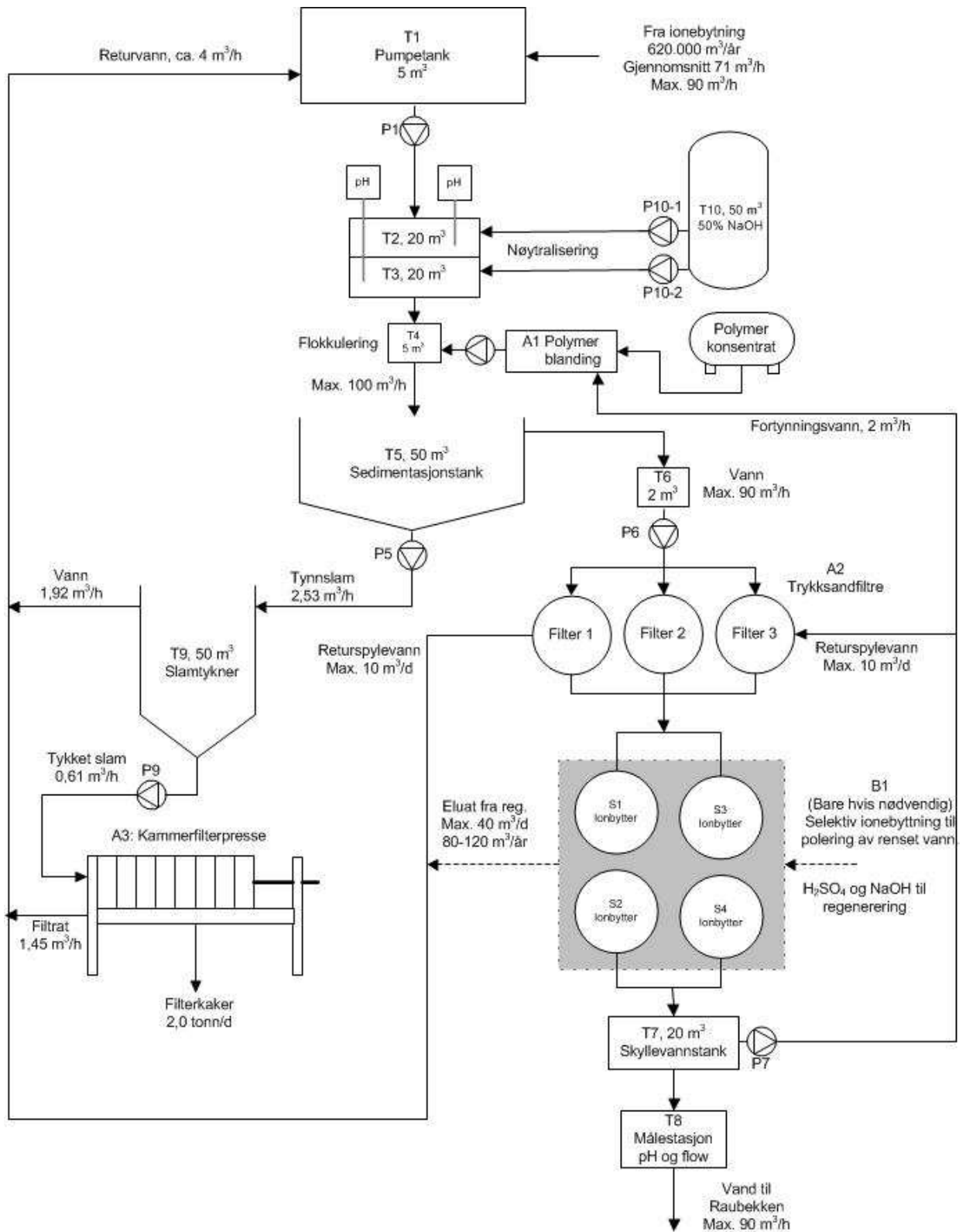
Prosessen består således av et ionebytteanlegg etterfulgt av et nøytraliseringsanlegg, som i prinsippet er tilsvarende til det anlegg, som er beskrevet under metode 1. Det er dog ikke behov for å oksidere jern(II) til jern(III) samtidig med nøytraliseringen, da det allerede er skjedd før ionebyttet. Videre dannes noe mindre slammengder, hvilket har konsekvenser for slamflow og slamavvanning.

### 7.2.1 Funksjonsbeskrivelse

Funksjonsbeskrivelse er laget med utgangspunkt i **Figur 62** og **Figur 63**. Det henvises i øvrig til avsnitt 7.1.2, hvor flere av prosessene er omtalt.



Figur 62. Flow-sheet for selektivt ionebytteanlegg med opparbeidelse av jern og kobber



Figur 63: Flow-sheet for nøytralisering etter ionebytte.

### **Buffertank**

Se avsnitt 7.1.2.

### **Oksidasjon**

Oksidasjonen foregår ved den aktuelle pH i AMD, som ikke justeres ved tilsetning av syre eller base. Det kan kanskje gi små problemer å foreta en meget presis dosering av hydrogenperoksid, når pH ikke holdes konstant. Les mer om oksidasjonen i avsnitt 7.1.2.

### **Forfiltrering**

Det sure AMD bør filtreres før selektiv ionebytte for å fjerne mekaniske urenheter i vannet, da disse urenheter ellers kan medføre tilstopping av ionebytteskolonnene. Det forventes ikke større mengder mekaniske urenheter, så returskylning er ikke påkrevet så ofte som ved etterfiltreringen. Returskyllevann skal behandles i nøytraliseringsanlegget. Til returskylningen anvendes rensset spillvann etter nøytralisering.

### **Selektiv ionebytte**

Den selektive ionebytte av det filtrerende vann foretas i 8 store ionebytteskolonner, som hver inneholder 3300 liter TP207, som er en selektiv harpiks fra Lanxess. Kolonnene er arrangert i 4 linjer med to serieforbundne kolonner i hver linje. Det er alltid 3 linjer i drift, mens en kolonne fra den fjerde linje er under regenerering. Når en kolonne er regenerert, blir plassert som den siste kolonne i den tilsvarende linje, mens den kun begrenset brukte kolonnen blir plassert som første kolonne.

Med dette system vil første kolonne i alle linjer alltid ble mettet først, mens 2. kolonne typisk kun er mettet med 5-10%, når den første kolonne er helt mettet. Det er alltid kun første kolonne som tas ut av drift til regenerering.

Regenereringen foretas med ca. 10% svovelsyre, som tilsettes 5% overskudd i forhold til den totale mengde aktive grupper som finnes i kolonnen. Regenereringen startes automatisk når en kolonne har vært i drift i et bestemt tidsrom, som fastlegges under innkjøringen av anlegget. Såfremt AMD skifter sammensetning, skal dette tidsrom justeres i forhold til den nye sammensetning av jern og kobber.

Ved regenereringen er det behov for å skylle kolonnen med rent vann både før og etter regenerering med svovelsyre. Skyllevannet kan i et visst omfang brukes til å fortynne 96% svovelsyre til en 10% oppløsning, som skal anvendes. På den måte minimeres forbruket av rent vann. Vi vil ikke her komme nærmere inn på disse detaljer. Fortynnings- og skyllevann skaffes fra inndampningen av jernsulfatoppløsningen og ved behandling av rensset spillvann i et RO-anlegg.

Det skal nevnes at det ikke nødvendigvis er optimalt å regenerere harpiksen 100%, da det krever særlig stort syreforbruk. Vi er her mer interessert i å begrense volumet av det produserte eluat, hvilket bl.a. kan gjøres ved å redusere skyllevannsmengden.

Det er som nevnt alltid 3 linjer i drift, og hver linje behandler 30 m<sup>3</sup>/h. Etter ca. 80 minutters drift er det behov for regenerering av den kolonne, som har vært i drift i lengst tid, og etter regenereringen plasseres den i linjen som nevnt ovenfor.

### **Opparbeidelse av kobber og jern**

Eluatet behandles først i et sementeringsanlegg, hvor det tilsettes jernpulver og justeres pH. Prosessen vil typisk foregå i to reaktorer, som fungerer etter "fluidised bed" prinsippet. Ved prosessen reduseres jern(III) til jern(II), mens kobber felles ut som metallisk kobber, som setter seg på jernpartiklene. I takt med forbruk av jern, skal det tilsettes mer jernpulver. De tunge kobberpartikler fjernes med mellomrom og kan selges til opparbeidelse. COWI har ikke detaljert kjennskap til prosessen, og derfor må mer detaljopplysninger innhentes, hvis man ønsker å gå videre med denne løsning.

Når kobberet er fjernet har vi en oppløsning med jernsulfat inneholdende 10-15 g jern pr. liter. Denne oppløsning inndampes med et MVR-anlegg (MVR = mechanical vapor recompression), som er det mest økonomiske inndampningsanlegg på markedet. Et MVR-anlegg kan inndampe 1 m<sup>3</sup> vann med et energiforbruk på 25-35 kWh. Kondensatet fra inndampningen kan anvendes som vaske- eller fortynningsvann ved regenereringen. Den oppkonsentrerte jernsulfatoppløsning kan brukes som flokkuleringsmiddel ved spillvannsrensning, og det forventes at det kan selges enten direkte til en lokal forbruker eller til en lokal produsent av fellingskjemikalier. Det vil kreve en viss renhet av produktet, hvilket er en viktig ting ved denne prosess.

### **Nøytralisering, felling og slamavvanning**

Denne del fremgår av flow-sheet i **Figur 63**.

Denne del er allerede beskrevet i avsnitt 7.1.2, så vi vil her utelukkende fokusere på de forskjeller, som er i forhold til den tidligere beskrivelse.

Vannet fra ionebytteanlegget oppsamles i en liten buffertank (T1), som fungerer som pumpetank. Vannet nøytraliseres med natronlut som i metode 1, men det oksideres ikke med hydrogenperoksid, da vannet allerede er blitt oksidert før ionebyttet, og jern er blitt fjernet ved selektiv ionebytte.

Resten av renseprosessen er identisk med metode 1, idet enkelte prosesstrinn kan dimensjoneres mindre og slammengden kun utgjør ca. 23% av den slammengde der dannes ved den enkle nøytraliseringen.

## 7.2.2 Foreløpig dimensjonering av fullskalaanlegget og prosessbeskrivelse

Alle designdata fremgår av **Tabell 25**.

### Kapasitet

Anlegget dimensjoneres til behandling av 90 m<sup>3</sup>/h AMD fra buffertank T11. På grunn av intern sirkulasjon vil selve nøytraliseringsanlegget bli belastet med ca. 95 m<sup>3</sup>/h. Ved 100% kontinuert drift kan anlegget således behandle 788.000 m<sup>3</sup>/år. Ved 80% utnyttelse av anlegget vil det kunne renses 630.000 m<sup>3</sup>/år, hvilket tilsvarer det tidligere nevnte behov (620.000 m<sup>3</sup>/år).

### Ionebytte

Designdata fremgår av **Tabell 25**.

*Tabell 25: Designdata for selektivt ionebytteanlegg*

Parameter	størrelse	enhet
Total flow	90	m <sup>3</sup> /h
Total flow	620.000	m <sup>3</sup> /år
Flow pr. dobbeltanlegg	30	m <sup>3</sup> /h
Flow pr. dobbeltanlegg	4,5	BV/h
Volum pr. søyle (BV)	3,33	m <sup>3</sup>
Antall søyler	8	Stk
Teoretisk kapasitet av TP207	2,2	eq/l
Driftseffektivitet	61	%
Driftskapasitet av TP207	1,35	eq/l
1 søyles kapasitet	134	m <sup>3</sup>
Regenereringer pr. år	4.618	reg./år
Eluatmengde	6,7	m <sup>3</sup> /reg
Eluatmengde	31.000	m <sup>3</sup> /år
Svovelsyreforbruk (100%)	7.692	eq/reg
Svovelsyreforbruk (100%)	377	kg H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /reg
Svovelsyreforbruk	393	kg 96% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /reg
Sulfatkonsentrasjon i eluatet	5,6	%
Jern, Fe <sup>+3</sup>	56	atomvekt
Jern, Fe <sup>+3</sup>	18,6	g/eq
Jern, Fe <sup>+3</sup>	600	g/m <sup>3</sup>
Jern, Fe <sup>+3</sup>	32,23	eq/m <sup>3</sup>
Kobber, Cu <sup>+2</sup>	64	atomvekt
Kobber, Cu <sup>+2</sup>	31,8	g/eq
Kobber, Cu <sup>+2</sup>	40,0	g/m <sup>3</sup>
Kobber, Cu <sup>+2</sup>	1,26	eq/m <sup>3</sup>
Fe <sup>+3</sup> + Cu <sup>+2</sup>	33,49	eq/m <sup>3</sup>

Ved ionebytten oppkonsentreres jern og kobber med en faktor 20. Hver søyle inneholder 3330 liter TP207, og ved regenerering av en søyle dannes netto 6,7 m<sup>3</sup> eluat, idet skyllevann anvendes til fortykning av svovelsyren, som anvendes til regenereringen. Det forutsattes at det anvendes motstrømsregenerering. Det regenereres i alt 4.618 søyler pr. år, hvilket gir 31.000 m<sup>3</sup> eluat pr. år. Det er forutsatt at man utnytter 61% av harpiksens teoretiske kapasitet før den



regenereres. Det er videre forutsatt at man kan fjerne nesten alt jern og kobber fra AMD ved selektiv ionebytte med TP207 ved lav pH.

Vannforbruket ved ionebytte fremgår av **Tabell 26**. Som det fremgår av tabellen, kommer den største vannmengden fra kondensatet, som oppstår ved inndampning av jernsulfatopløsningen. Resten fremstilles ut fra rensed AMD (T7) i et RO-anlegg med 67% recovery.

**Tabell 26: Vannbalanse ved ionebytte**

Vannbalanse ved ionebytte	m <sup>3</sup> /år	m <sup>3</sup> /h
<i>Vannforbruk:</i>		
Eluatmengde	31.000	3,539
Forbruk av 96% svovelsyre	988	0,113
Forbruk av vann til regenerering	30.012	3,426
<i>Vannforsyning:</i>		
Kondensat fra inndampning	27.011	3,083
Vann fra RO-anlegg	3.001	0,343

Det skal nevnes at den foreslåtte anleggsoppbygning med to søyler i serie er den mest normale måte for å anvende selektiv ionebytte på. Anleggsoppbygningen er dog meget forskjellig fra det system, som Recomet anvender i Falun. Recomet har utviklet et system med et helt "batteri" av mindre ionebyttesceller, som vannet skal igjennom. Det er flere parallelle linjer med typisk 4 celler i serie. Når harpiksen i en celle er mettet kan den regenereres og rekkefølgen av cellene i en serie automatisk skifte, så man alltid får en frisk regenerert celle som siste celle og den nest nyeste som annen siste celle etc. På den måte optimeres utnyttelsen av harpiksen (høy OC), og man får sannsynligvis en bedre utnyttelse av harpiksens kapasitet enn i et tradisjonelt 2-søyle anlegg. Det er meget sannsynlig at Recomet's anlegg har en rekke tekniske fordeler, som vi ikke her vil komme nærmere inn på.

Såfremt man er interessert i å gå videre med en ionebyttesløsning, er det imidlertid all mulig grunn til å undersøke ionebyttesprosessen mer detaljert ved laboratorie- og pilotforsøk - både med hensyn til selektivitet og effektivitet samt hele regenereringsprosedyren.

### Opparbeidelse av kobber og jern

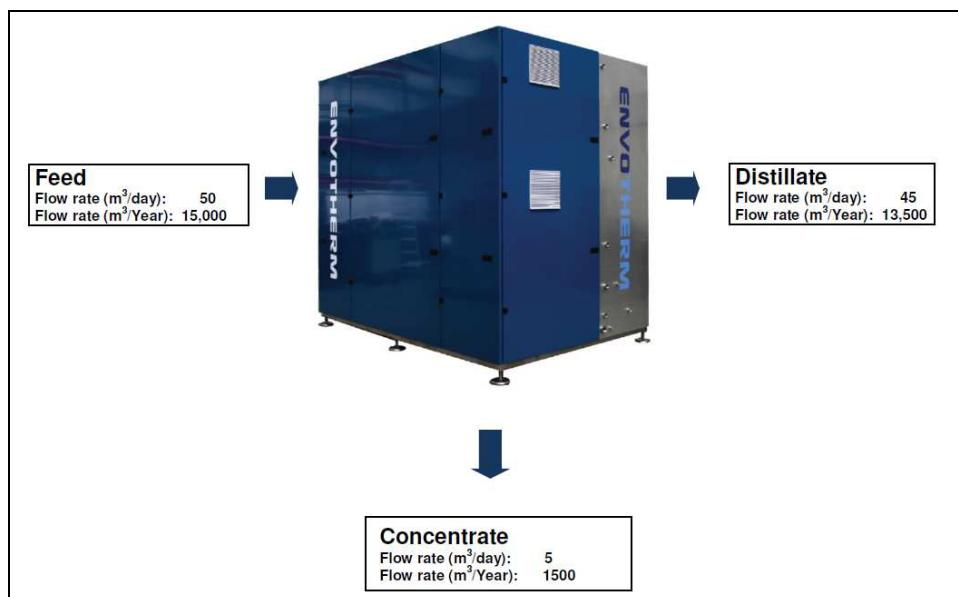
Konsentrasjoner og årlige mengder av kobber og jern fremgår av **Tabell 27**:

**Tabell 27: Konsentrasjoner og mengder av kobber og jern til opparbeidelse**

	Størrelse	Enhet
Mengde av AMD	620.000	m <sup>3</sup> /år
Jern i AMD, Fe	600	mg/l = g/m <sup>3</sup>
Jern total, Fe	372	tonn/år
Jernsulfat, FeSO <sub>4</sub>	1.011	tonn/år
Jernsulfat, FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	1.852	tonn/år
Kobber i AMD, Cu	40	mg/l = g/m <sup>3</sup>
Kobber total, Cu	24,8	tonn/år

Som nevnt tidligere vil kobber bli felt ut med jernpulver til metallisk kobber ved en såkalt sementeringsprosess. Samtidig reduseres jern(III) til jern(II). COWI har ikke på nåværende tidspunkt kjennskap til detaljer i denne prosess, men meget tyder på at den bør foretas i to spesialdesignede reaktorer/søyler, hvor jernpulveret holdes fluidisert ved at vannet pumpes igjennom reaktorer nedenfra. Data for reaktorflow, pH-styring, redoksstyring og reaksjonstider kjennes ikke i øyeblikket og skal skaffes til veie fra firmaer og/eller ut fra forsøk.

Etter fjerning av kobber skal jernsulfatoppløsningen oppkonsentreres ca. 10 ganger for å få en så høy konsentrasjon at den direkte kan avsettes som fellingsmiddel til spillvannsrensning. Inndampningen foretas i en MVR inndamper, som kan fordampe 1 m<sup>3</sup> vann med et energiforbruk på 25-35 kw/t. I **Figur 64** er vist et eksempel på en MVR-inndamper fra det danske firma Envotherm med en kapasitet på behandling av 50 m<sup>3</sup>/d med en 10 gangers oppkonsentrering. Anlegget koster ca. 4 mill. kr.



**Figur 64.** Envotherm MVR-inndamper til 50 m<sup>3</sup>/d.

Det skal nevnes at man kanskje med fordel først kan oppkonsentrere oppløsningen 2-3 ganger med RO, som er en billigere metode for inndampning. I så fall vil man kunne klare seg med en mindre inndamper og få en bedre driftsøkonomi. Dette må i gitt fall nærmere undersøkes, hvis man ønsker å gå videre med en ionebyttesløsning med opparbeidelse av kobber og jern.

### Slammengder

Som tidligere nevnt dannes det langt mindre slam ved denne metoden enn ved metode 1, og mengdene fremgår av **Tabell 28**. Mengden av slamtørstoff er således kun 23 % av mengden, som dannes i metode 1. Det betyr mindre slampumper og filterpresse, samt ikke minst mindre slam til bortskaffelse/deponering.

**Tabell 28: Slammengder uten kobber og jern ved nøytralisering med NaOH**

	tonn/år	m <sup>3</sup> /år	tonn/år	m <sup>3</sup> /d	m <sup>3</sup> /h
Slam-TS	224		0,6		
Kaker, 30%	746	574	2,0	1,51	0,06
Tykkslam, 4%	5.598	5.383	15	15	0,61
Tynnslam, 1%	22.393	22.171	61	61	2,53

Som beskrevet i avsnitt 7.1.3 er det uavklart om slammet kan deponeres i Fagerlivatn eller skal kjøres til et kontrollert deponi.

Slammengdene er med 746 tonn filterkaker/år vesentlig mindre enn ved den enkle nøytralisering. Dette skyldes at det ikke er jern og kobber hydroksider i slammet idet disse allerede innen flokkuleringen er blitt fjernet ved ionebytte.

Slammengden har betydning for størrelsen av slampumper og filterpresse, og i høy grad for eventuelle omkostninger for transport og deponering av slammet. Ved transportomkostninger på 180 kr./tonn for lastebil til Orkanger og 140 kr./tonn for skip til Langøya samt deponeringsomkostninger på 900 kr./tonn blir de samlede transport- og deponeringsomkostninger for slammet 1.220 kr./tonn eller ca. 0,9 mio kr./år.

Sammenlignet med den enkle nøytraliseringsløsningen genereres kun 23% av slammengden, hvilket reduserer utgiftene til transport og deponering av slam med omkring 3,1 mill. kr./år.

**Tabell 29: Oversikt over hovedkomponenter og priser for ionebyttesløsningen, metode 2.**

Nr.	Beskrivelse	Materiale/type	Størrelse	Fabrikkat	Note	Nkr
T11	Bufferbassin	Jordbassin + membran	5.000 m <sup>3</sup>		Evt. gammelgruve	
P11	Fødepumpe med flowmåler	2 stk Bominox M-411, ASI316 med 2 x 7,5 kW motorer + Magnetisk flowmåler	100 m <sup>3</sup> /h	Wilson Eng.	Hver pumpe kan yde 100 m <sup>3</sup> /h ved 1 bar	125.000
T12	Oxidationsreaktor	Plast, sirkulær tank	10 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.	6 min reaktionstid	20.000
mV-12	Redoxstyring	Med platin elektrorode i plast armatur. proportional reg.		E+H		20.000
O-12	Propelomrører	Propel: D= 85 cm. Aksel i 316 stål. Motor: 0,55 kW, stålstativ	900 o/m	Wilson Eng.		40.000
T16	Lagertank til H2O2 komplet	Cirkulær, HD PE, komplet med ventiler, lækagedetektor, niveaustyring, doseringspumper og kontrolpanel	30 m <sup>3</sup>	Evonik	Placeres indendørs	600.000
P16	Doseringspumpe til H2O2		90 l/h			
P13	Filterpumpe	Hydro 2000 ME, 2 x 5,5 kW	100 m <sup>3</sup> /h	Silhorko/Grundfos		
A10	3 stk sandfiltre	Coated stål Inkl. blæser og flowmåler. Beholder: D=2,1m, H=3,0m	100 m <sup>3</sup> /h	Silhorko	Ingen indiv. coating	1.500.000
	Returskyllevandspumpe	TP100-110/4, 3 kW	60 m <sup>3</sup> /h	Silhorko/Grundfos	14 m <sup>3</sup> skyllevand, 15 min	
A11	Selektivt ionbytningsanlæg	8 s øjler á 3,3 m <sup>3</sup> (STFA40), indvendig gummibelagt, udvendig malet, 8 x 3300 liter TP207	100 m <sup>3</sup> /h	Silhorko		4.270.000
A14	RO-anlæg	RO B1-2 SE30	600 l/h	Silhorko		60.000
T15	Vandtank til ionbytningsanlæg	Plast	20 m <sup>3</sup>			40.000
P15	Pumper til regenerering	2 stk Grundfos centrifugalpumper	5 m <sup>3</sup> /h	Grundfoss		20.000
P17	Doseringspumpe	Membrandoseringspumpe	200 l/h	Grundfoss		12.000
T17	Lagertank til 96% svovlsyre	Ståltank, malet udvendig	30 m <sup>3</sup>	COWI overslag	Placeres indendørs	150.000
T14	Buffertank/Pumpetank	Cirkulær, PE	5 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.		10.000
A12	Cementering	2 reaktorer med cirkulationspumpe, pH-styring og tilsætning af jernstøv	3,1 m <sup>3</sup> /h	COWI Overslag		500.000
A13	Inddamper	Mechanical Vapor recompression (MRP) evaporator, 100 kW	3,1 m <sup>3</sup> /h	Envotherm		4.000.000
T1	Pumpetank	Plast, sirkulær tank	5 m <sup>3</sup> /h	Wilson Eng.		10.000
T2	Neutralisationsreaktor	Plast, sirkulær tank	20 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.	12 min reaktionstid	40.000
PH-2	pH-styring	Med digital elektrode, og plast armatur. proportional reg.		E+H		20.000
	pH tilbehør	pH-meter og software til kalibrering og vedligeholdelse af elektroder		E+H	Fælles for alle pH-metre	30.000
O-2	Propelomrører	Propel: D= 85 cm. Aksel i 316 stål. Motor: 0,55 kW, stålstativ	900 o/m	Wilson Eng.		40.000
T3	Neutralisationsreaktor	Plast, sirkulær tank	20 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.	12 min reaktionstid	40.000
PH-3	pH-styring	Med digital elektrode, og plast armatur. proportional reg.		E+H	Styring via PLC	20.000
O-3	Propelomrører	Propel: D= 85cm. Aksel i 316 stål. Motor: 0,55 kW, stålstativ	900 o/m	Wilson Eng.		40.000
T4	Flokkulerings tank	Plast, plast sirkulær	5 m <sup>3</sup>		3 min reaktionstid	10.000
O-4	Gitteromrører	1000 x 500 mm, 0,25 kW motor	25-100 o/m	Wilson Eng.		15.000
A1	Polyblend system	PB1000 (max. fortynding = 4,8 m <sup>3</sup> /h)	Max. 7,5 g/h	Bo Jensen	Automatisk blanding	75.000
	Stativ og betjeningsgang for reaktorer	Varmforzinket stål		COWI overslag		400.000
T5	Lamelseparator	Ståltank med lameller i PP+PE, L=6,2m, B=2,5m, H=3,4m Rumfang: ca. 50 m <sup>3</sup>	100 m <sup>3</sup> /h	Wilson/Kübler	Sedimentationshastighed forudsat til > 0,5 m/h	550.000
P5	Slangepumpe	Slangepumpe, LSM40, 0,55 kW	4 m <sup>3</sup> /h	LSM/Wilson Eng.		40.000
T6	Pumpetank	Plast, PE	2 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.		5.000
P6	Filterpumpe	Hydro 2000 ME, 2 x 5,5 kW	100 m <sup>3</sup> /h	Silhorko/Grundfos		
A2	3 stk sandfiltre	Stål med udv. coating. Inkl. blæser og flowmåler. Beholder: D=2,1m, H=3,0m	100 m <sup>3</sup> /h	Silhorko	Ingen indiv. coating	1.300.000
P7	Returskyllevandspumpe	TP100-110/4, 3 kW	60 m <sup>3</sup> /h	Silhorko/Grundfos	14 m <sup>3</sup> skyllevand, 15 min	
T7	Skyllevandsbeholder	Plast, plast sirkulær	20 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.		40.000
T8	Målestasjon med pH og flow	pH-måler + magnetisk flow	100 m <sup>3</sup> /h	E+H		50.000
T9	Slamtykner	Plast, sirkulær tank med konisk bund og overløb samt bundventil	50 m <sup>3</sup>	Wilson Eng.	Inkl. slamspejlsmåler	250.000
P9	Fødepumpe til filterpresse	Exentersnekke pumpe med frekvensregulering, 5kW	6 m <sup>3</sup> /h ved 0 bar	Wilson/Kübler		150.000
A3	Filterpresse	44 rammer, 800 x 800 mm Kammervolumen = 495 L Design: 3 cykluser pr. dag Renseudstyr til filterdug + ekstra sæt filterduge	495 liter	Wilson/Kübler	auto lukning og plade-fremføring	950.000
A3-ex	Stativ til filterpresse	Varmforzinket stål		COWI overslag		200.000
T10	Lagertank til NaOH	Stål, sirkulær, D=2,4m, H=11,5m	50 m <sup>3</sup>	Vera Tank	Placeres indendørs	200.000
P10-1	Doseringspumpe til NaOH	Mekanisk membranpumpe, OBL type ML	600 l/h	Wilson Eng.	Proportional dosering via PLC	30.000
P10-2	Doseringspumpe til NaOH	Mekanisk membranpumpe, OBL type MB	300 l/h	Wilson Eng.	Proportional dosering via PLC	10.000
A4	El-tavler og PLC			COWI overslag		1.400.000
	<b>Total</b>					<b>17.282.000</b>
	<b>Option</b>					
B1	2 stk dobbelte selektiv ionbytter	Coated stål, 4 x 2500 liter TP207. Halvautomatisk regenerering.	2 x 50 m <sup>3</sup> /h	Silhorko	2,5 m <sup>3</sup> pr. kolonne	2.500.000

### Krav til bygningen for nøytraliseringsanlegget

Nøytraliseringsanlegget skal plasseres i en frostfri bygning med en innvendig frihøyde på ca. 7 meter. Selve utstyret til renseanlegget krever et areal på ca. 750 m<sup>2</sup>. Hvis driftsfolkene ikke har andre fasiliteter i nærheten skal det derutover avsettes ca. 50 m<sup>2</sup> kantine, toalett, kontor og laboratoriet.

### Metodeevaluering

Metode 2 inneholder flere prosesser, som det kun er begrenset erfaringer med før for rensning av AMD, og som derfor bør undersøkes nærmere ved forsøk, før en eventuell fullskala løsning iverksettes. Det dreier seg først og fremst om selektiv ionebytte og om opparbeidelse av metallisk kobber og jernsulfat. Disse prosesser bør undersøkes ved både laboratorieforsøk og pilotforsøk, hvis man ønsker å gå videre med denne løsning.

Vi vil videre anbefale at det gjennomføres noen enkle forsøk for å få dokumentert fellingseffektiviteten, baseforbruket og slamegenskapene ved nøytralisering med NaOH. Det bør også lages tilsvarende forsøk med MgO som nøytraliseringsmiddel, da MgO er ca. 4 ganger billigere enn NaOH ut fra de priser, som COWI har innhentet hos norske leverandører.

### 7.2.3 Anleggs- og driftsøkonomi for ionebytteanlegg

I **Tabell 29** er det satt laget en oppstilling av hovedkomponentene og priser. Ut fra disse har COWI kalkulert en total investering, hvor er medtatt montasje og montasjematerial samt rådgivning og tilsyn og uforutsette utgifter. Investeringsoverslaget fremgår av **Tabell 30**. Det gir en total investering på ca. 27.000.000 kr. Det er ikke medregnet investering i etterrensning med selektiv ionebytter, da vi sannsynligvis ikke får bruk for den.

**Tabell 30: Investeringsoverslag for ionebytte + nøytralisering.**

Post	Pris i kr.
Utstyr	17.282.000
Montasje og material, 20%	3.456.400
<b>Saldo 2</b>	<b>20.738.400</b>
Rådgivning og tilsyn, 15%	3.110.760
Utforutsette utgifter, 15%	3.110.760
<b>Investering, total</b>	<b>26.959.920</b>

Renseanlegget skal etableres i en frostfri bygning. Hvis det ikke finnes passende bygninger som kan brukes til denne formål er en ny bygning nødt til å bli oppført. Anleggsutgiftene herfra er ikke medregnet i ovenstående anleggsoverslag. Krav til bygningen, plasseringen og et overslag for oppførelse av en ny bygning fremgår i et annet avsnitt. Oppføres en ny bygning forventes denne å koste ca. 9 mill. kr.

De estimerte driftsutgifter er anført i **Tabell 31**.

**Tabell 31: Estimerte driftsutgifter for en ionebytte + nøytralisering**

Post	Enheter/år	kr./enhet	kr. total
Natronlut, 50%, tonn	4.260	3.930	16.741.800
Hydrogenperoksid, 50%, tonn	225	9.680	2.178.000
Svovelsyre, 96% , tonn	1813	2400	4.352.017
Jernstøv, tonn	?		
Polymer konsentrat, kg	12.400	20	248.000
Elektrisitet, kWh	1.200.000	0,50	600.000
Vann, m <sup>3</sup>	500	5	2.500
Drift, timer	7.000	300	2.100.000
Vedlikehold, 2,5% av utstyr			432.050
<b>Total</b>			<b>26.646.350</b>

Det skal bemerkes at utgifter til bortskaffelse av filterkaker ikke er medtatt i ovenstående tabell. Hvis slammet skal kjøres til deponering på Langøya anslås de samlede omkostningene hertil å være på 1.220 kr./tonn tilsvarende i alt 0,9 mio kr.

Som nevnt under metode 1 vil det sannsynligvis kunne spares 12,5 mill. kr./år ved anvendelse av MgO i stedet for NaOH, og det vil sannsynligvis kunne spares minst 1 mill. kr./år til hydrogenperoksid ved å finne en billigere leverandør. Sannsynligvis er forbruket også litt mindre enn angitt, da vi har regnet ut det teoretiske forbruk under forutsetning av at alt jern foreligger som jern(II).

Verdien av kobber og jernsulfat er ikke medtatt i tabellen, men de kan estimeres på følgende måte:

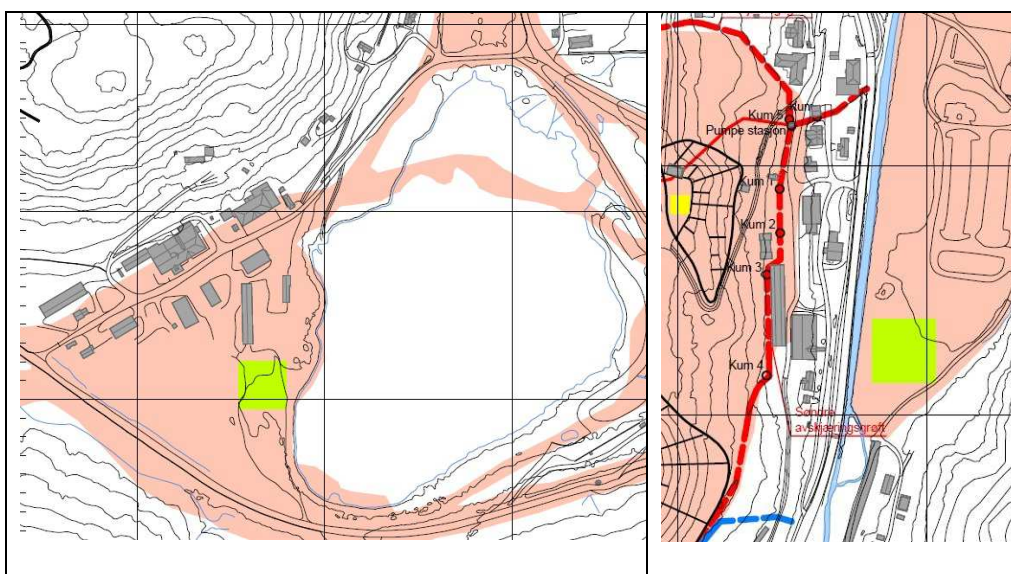
Det utvinnes 24,8 tonn kobber pr. år. Verdensmarkedprisen er 44.000 kr./ton. Hvis den utvunnet kobber kan avsettes til 40.000 kr./ton, tilsvarer det 1.000.000 kr./år.

Jernsulfatoppløsning med 59 g/l jern (5,15%) koster i Danmark ca. 500 kr./ton. Med en årlig jernmengde på 372 tonn, kan det omregnes til 7.223 tonn av denne jernsulfatoppløsning. Hvis jernsulfaten avsettes til en leverandør som enten skal videre opparbeide eller direkte videreselge produktet, kan man langt fra få samme pris. Hvis vi forutsetter at jernsulfaten avsettes til 25% av handelsprisen svarer det til en inntjening på ca. 900.000 kr./år. Kan jernsulfat derimot selges direkte til en forbruker kan det sannsynligvis oppnås en noe høyere pris, som kunne være opp til 75-80% av den normale handelspris og inntjeningen således tredobles.

### 7.3 Plassering av fullskalaanlegg

Fullskalaanlegget skal drives i flere tiår og installeres i permanente bygninger. Anlegget skal plasseres et sted hvor det er lett adgang til det forurensede drens- og gruvevann. Utover dette skal renseanlegget forsynes med rent vann, elektrisitet og varme, samt ha tilslutning til veinettet.

Etter vurdering av muligheter for å plassere fullskalaanlegget er det to passende muligheter. Fullskalaanlegget kan bli plasseres enten på den gamle slamdammen i dalen ved Raubekken eller ved Wallenbergsjakta. Plasseringene vises i nedenstående **Figur 65**, som også er vedlagt som **Vedlegg 17**.



**Figur 65: Mulige plasseringer for fullskalaanlegget ved Wallenberg (venstre) og ved slamdammen nær Raubekken (høyre)**

På Løkkenområde-siden er det ellers få slike arealer som anses å være hensiktsmessige med tanke på fallforhold, tilgang, etc. Begge utpekte områder er stort sett planerte, og trenger små grunnarbeider. Områdenes overflate består dog av oppfyllinger av gruveavfall, som slam, gråberg, osv. som krever geologiske undersøkelser for å bestemme behov for fundamentering.

Det er god plass på begge steder. Ingen alternativer er i konflikt med kulturminnevern. Lett tilgjengelighet gir også mulighet til å presentere renseteknologien for publikum, og dermed øke samfunnets oppmerksomhet når det gjelder de valgte, miljøteknologiske løsningene.

Ved valget av plasseringen bør der tas hensyn slik at en unngår å pumpe store vannmengder fram og tilbake, idet dette ellers kan bli dyrt – især hvis løftehøyden er stor.

Wallenberg ligger omtrent på kote 326. Hvis anlegget plasseres her, skal gruvevannet, som har overflate omkring kote 180 pumpes opp over 140 m for å bli renset. Herfra kan det utledes til Fagerlivatn og derfra strømme ned til Raubekken.

Hvis renseanlegget plasseres på Løkkensiden blir energiforbruket til opp-pumping av gruvevann vesentlig mindre og kan i noen tilfeller utgå om en plasserer renseanlegget under vann-nivå i gruva. Energiforbruket til ekstra pumping er beregnet til ca. 250.000-300.000 kWh pr. år.

## 7.4 Bygning til renseanlegget – krav og anleggsoverslag

Renseanlegget skal etableres i en frostfri bygning. Løftehøyden skal med hensyn til filtrene og hydraulikken i anlegget helst være omkring 7-8 meter. Hvis det finnes eksisterende bygninger i Løkken, som er tomme og som oppfyller kravene til plasseringen, kan renseanlegget med fordel etableres der.

Alternativt skal det oppføres en ny bygning.

Bygningen skal være tilsluttet infrastruktur (vann, avløp, elektrisitet, varme), og ha et solid gulv, slik at tungt utstyr kan installeres.

Utover selve salen til renseanlegget må bygningen også romme et kontor og et lunsjrom, samt sanitære fasiliteter for driftspersonalet.

Nøytraliseringsanlegget (Rensemetode 1) krever ca. 500 m<sup>2</sup> + 50 m<sup>2</sup> til driftspersonalet. Ionebytteanlegget (Rensemetode 2) har flere komponenter og krever derfor ca. 750 m<sup>2</sup> + 50 m<sup>2</sup> til driftspersonalet.

Anleggsomkostningene for en fabrikkhall anslås å være 8.000-12.000 kr./m<sup>2</sup>, dermed blir etablering av bygningen til renseanlegget anslås til ca. 7 til 10 mill. kr. Hvis det ikke finnes passende bygninger som kan gjenbrukes til å huse renseanlegget, skal anleggsutgiftene for renseanlegget økes tilsvarende.



## 8 Forslag til laboratorie- og pilotforsøk

I denne rapport er beskrevet mange forskjellige metoder til rensning av AMD. COWI har utvalgt to av disse metoder til nærmere gjennomgang med henblikk på etablering av et fullskalaanlegg:

- Felling av metallene som hydroksider ved nøytralisering med NaOH
- Selektiv fjernelse av jern og kobber ved ionebytte og opparbeidelse med etterfølgende felling av øvrige metaller som hydroksider ved tilsetning av NaOH

COWI har ut fra en foreløpig innmelding fra interessentene i prosjektet valgt å nøytralisere spillvannet med et kjemikalie, som ikke gir gipsutfelling. Her er valgt NaOH, som er det alminnelig anvendte kjemikaliet til nøytralisering av industrispillvann. MgO kan også være en interessant mulighet, da det er vesentlig billigere enn NaOH. Derfor bør de innledende forsøk både omfatte NaOH og MgO, slik at man blir bedre i stand til å velge det beste kjemikaliet til en fullskalaløsning.

### 8.1 Laboratorieforsøks fordeler og potensialer

Ut fra COWIs erfaringer fra andre prosjekter samt egen praksis ved design av fullskalarensaneanlegg, vil vi foreslå at man starter forsøkene i laboratorieskala, hvor man best og billigst kan undersøke en rekke grunnleggende parametere i de to løsningsforslag. Selve fellingskjemien og ionebytteteknikken kan uten problemer og med pålitelige resultater gjennomføres ved noen mindre batchforsøk i laboratorieskala. På den måte kan man hurtig og effektivt undersøke en rekke viktige parametere som fellingseffektivitet, oksideringseffektivitet og slameegenskaper som funksjon av pH, redoks, kjemikalietype og reaksjonstid. Likeledes kan man hurtig undersøke selektiv ionebytte når det gjelder flow, selektivitet og regenerasjon. Ut fra en vurdering av laboratorieforsøkene kan man deretter meget presist velge hvilke pilotforsøk man ønsker å gjennomføre for å få langtidserfaring med de mest relevante prosesser.

Laboratorieforsøk er vesentlig enklere og mer fleksible samt billigere og hurtigere enn pilotforsøk. Samtidig kan laboratorieforsøk med rimelig nøyaktighet avklare en lang rekke prosessparametere. Forsøkene utføres oftest i batches, men kontinuerlige forsøk med pumper og kolonner kan også utføres i småskala.

Laboratorieforsøkene kan også brukes til å optimere prosessdesign og dimensjonering av et mer målrettet pilotanlegg, hvor fullskalaløsningen etterprøves og optimeres.

Formålet med pilotanlegg er å simulere de prosesser som påtenkes utført i full skala. Erfaringene fra pilotanlegget kan brukes til å treffe det endelige prosessvalg og til å bestemme design parametere, som dimensjoneringen baseres på.

I det følgende vil vi nærmere gjennomgå COWIs forslag til forsøk og forsøksutstyr.

## 8.2 Prosesser som bør undersøkes

For å forbedre beslutningsgrunnlaget for det endelige valg av renseteknologi til en fullskala løsning anbefales laboratorie- og pilotforsøk vedrørende nøytralisering og utfelling samt selektiv ionebytte og opparbeidelse av kobber og jern. Følgende forhold bør undersøkes ved laboratorieforsøk

- Oksidasjon av Fe+2 til Fe+3 med hydrogenperoksid (redoks, reaksjonstid, kjemikalieforbruk, pH, H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>-måling )
- Nøytralisering og utfelling av metallhydroksider (NaOH, MgO, polymer, reaksjonstid, oppløst metal)
- Slamegenskaper (sedimentasjonshastighet, slamvolumen, kompresjon, avvanning, utvasking)
- Selektiv ionebytte av kobber og jern (selektivitet, effektivitet, regenerasjon)
- Opprensings- og opparbeidelse av jern og kobber (sementering, oppkonsentrering)

Ut fra resultatene av de gjennomførte laboratorieforsøk samt en vurdering av perspektivene ved en fullskala løsning utvelges de prosessene, som er mest relevante å undersøke i pilotskala

## 8.3 Representativt vann til laboratorie- og pilotforsøk

Når man utfører laboratorie- og pilotforsøk, er det viktig at den væske som brukes til forsøkene, er representativ for væsken som fullskala-anlegget skal behandle. Før et fullskalaanlegg kan oppføres i Løkken skal det implementeres en del tiltak, som enten minsker utvaskingen av metaller fra veltene (capping), eller som oppsamler forurenset drensvann, som i dag direkte tilføres Raubekken (avskjærende dren). Den nøyaktige sammensetning av det vannet, som i fremtiden skal renses er således ukjent, hvilket gjør det vanskelig å finne representativt vann å utføre laboratorieforsøkene med.

Det anbefales at laboratorie- og pilotforsøkene utføres på et eller flere av disse typer vann:

- a. dreinsvann, som i dag pumpes ned i Løkken Gruve
- b. dreins- og gruvevann, som pumpes opp fra Gammelsjakt
- c. dreins- og gruvevann, som i dag pumpes opp av Wallenberg-sjakt

Her er b) er sannsynligvis det vannet som mest vil ligne det vannet som fremover skal renses i et fullskala anlegg. Her skal tilføyes at det neppe spiller den helt store rollen for forsøksresultatene hvilken av de tre vann typer som velges til forsøkene.

Når mengder og konsentrasjonene av metallene som faktisk skal renses er bedre kjent, vil dette tas med i prosjekteringen av fullskalaanlegget.

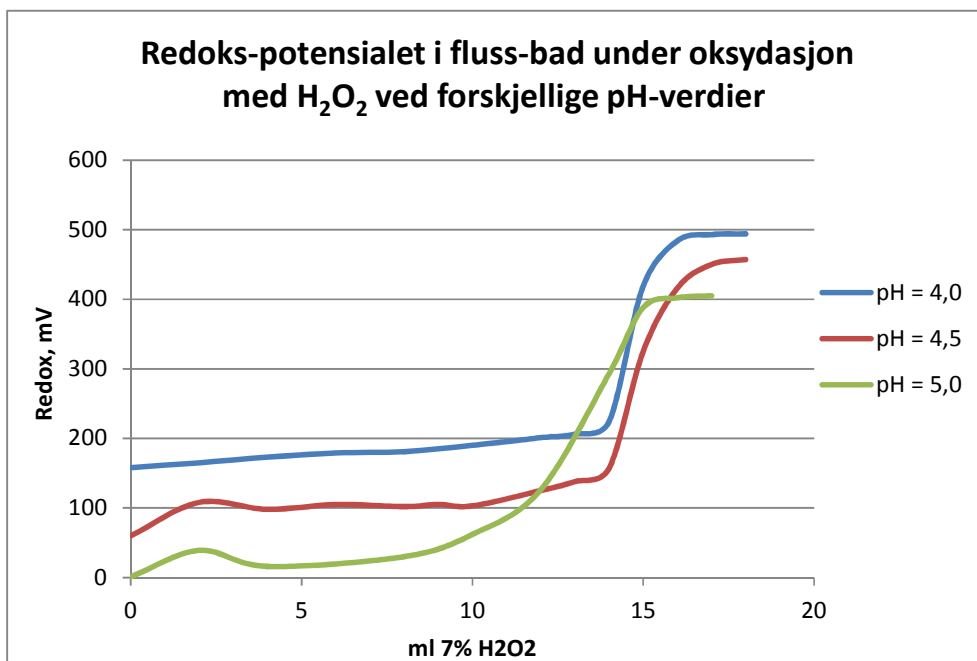
## 8.4 Forsøk med oksidasjon, nøytralisering og felling

Laboratorieforsøkene skal utføres både med NaOH og MgO på en representativ prøve av AMD samt på AMD, hvor det på forhånd er fjernet kobber og jern ved selektiv ionebytte. Laboratorieforsøker kan gjennomføres i begerglass (400-1000 ml) med magnetomrører med samtidig måling av pH og redoks. Dosering av kjemikalier foretas med digital pipette. Det anvendes diverse fotometriske målinger og målinger med forløpende kontroll av  $H_2O_2$  og metaller samt jern(II) og jern(III). Fellingseffektiviteten for metaller bestemmes ved måling på vannprøve som er filtrert gjennom et  $0,45\mu m$  membranfilter.

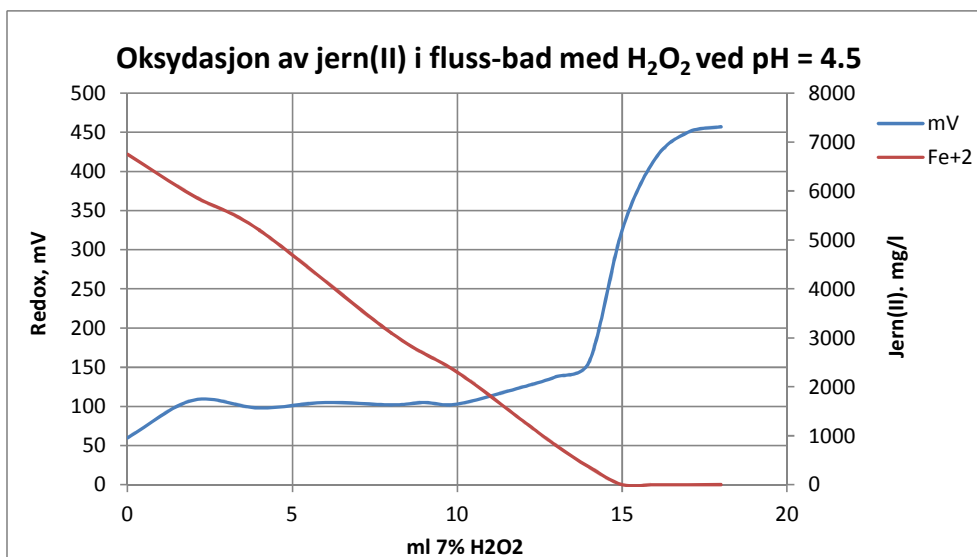
Reaksjonstidene varieres slik at man oppnår en stabil pH, før tilsetting av polymer og sedimentasjonen påbegynnes (omrøring stoppes). I laboratorieforsøkene bør alle delprosesser for de to anbefalte teknologiene utprøves, idet både NaOH og MgO bør undersøkes som base til nøytralisering.

### 8.4.1 Oksidasjon av jern(II) til jern(III)

Oksidasjonen av jern(II) ved hydrogenperoksid foregår nesten momentant og doseringen av  $H_2O_2$  kan styres ut fra redokspotensialet. Redokspotensialet er imidlertid pH-avhengig, hvilket betyr at man skal ha en fast pH-verdi for å kunne bruke redokspotensialet til en presis styring av  $H_2O_2$ -dosering.



Figur 66. Redokspotensialet som funksjon av hydrogenperoksid dosering i et flussbad til varmforvaskning med 6.750 mg/l jern(II). Her anvendes oksidasjonen for å fjerne jernforurensningen, som utfelles som Fe(OH)<sub>3</sub> etter oksidasjonen. Etter 15 ml dosering stiger redokspotensialet kraftig, fordi alt jern(II) er blitt oksidert til jern(III). Jo lavere pH, jo høyere redokspotensial for samme hydrogenperoksid dosering. (COWI)



Figur 67. Oksidasjon av jern(II) i flussbad ved pH = 4,5. Når jern(II) konsentrasjonen etter dosering av 15 ml H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> blir 0, stiger redokspotensialet kraftig.

I **Figur 66** er redokspotensialet vist som funksjon av hydrogenperoksid dosering ved tre forskjellige pH-verdier for et flussbad med jern(II). I **Figur 67** fremgår redokspotensialet og restkonsentrasjon av jern(II) som funksjon av H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> doseringen ved pH = 4,5. Forsøkene og rensemetoden fra flussbad er laget av

Flemming Dahl fra COWI, og rensemetoden er implementert på flere danske varmforsinkingsvirksomheter.

I laboratoriet bør følgende parametere undersøkes for oksideringsprosessen:

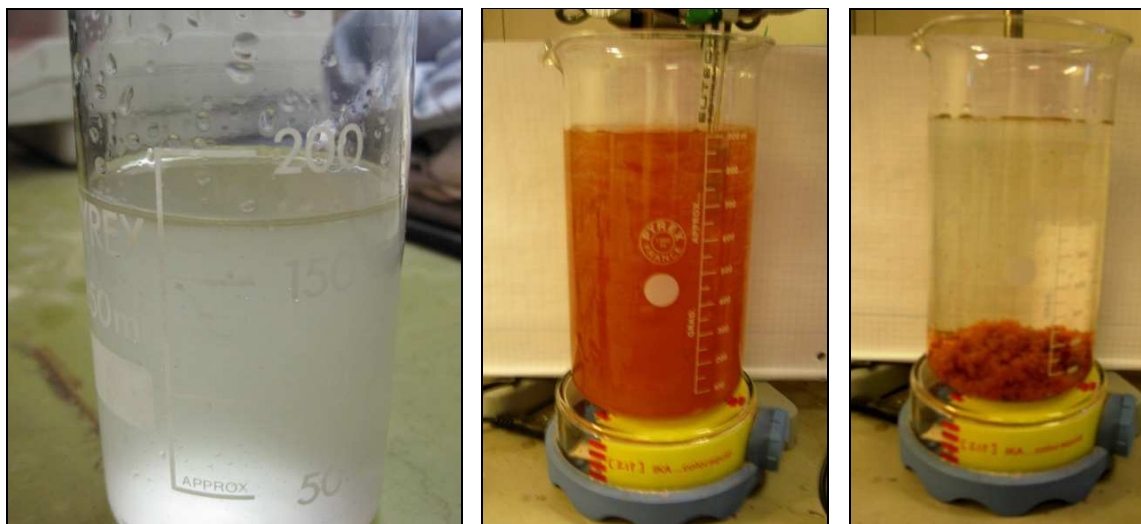
- Forbruk av  $H_2O_2$  til fullstendig oksidering av jern(II) til jern(III)
- Styring av  $H_2O_2$ - doseringen over redokspotensialet for å optimere doseringen
- Undersøkelse av pHs innflytelse på oksidasjonen
- Kontrollmålinger av  $H_2O_2$  (Merck stick, fotometer,  $H_2O_2$ -elektrode)
- Kontrollmålinger for  $Fe^{+2}$  og  $Fe^{+3}$  (Merck stick og fotometer)

#### 8.4.2 Nøytralisering og utfelling av metallhydroksider

Det bør gjennomføres innledende fellingsforsøk på en representativ AMD-prøve. Det bør lages fellingsforsøk både med NaOH og MgO. Ved disse forsøk skal undersøkes:

- Bestemmelse av reaksjonshastigheten (til konstant pH-verdi)
- Renseeffektiviteten ved forskjellige pH-verdier mellom 7,5 og 9,5. Den måles som restkonsentrasjonen av de enkelte tungmetaller etter felling og sedimentering på en filtrert prøve (0,45 $\mu$ m).
- Bestemmelse av baseforbruk til nøytraliseringen
- Bestemmelse av den best egnede polymer samt den optimale polymerdosering
- Bestemmelse av slamvolumen etter nøytralisering og sedimentasjon
- Bestemmelse/vurdering av vannets klarhet etter sedimentering

I **Figur 68** er vist noen bilder fra et typisk laboratoriefellingsforsøk hos COWI med jernholdig spillvann. Det urensede spillvann er litt uklart på grunn av emulgert olje. Etter nøytralisering med NaOH til pH = 9 (midterste bilde) dannes en homogen oppløsning med stort innhold av jern(III)-hydroksidslam. Etter passende tids sedimentasjon blir vannfasen klar, og slampartiklene samler seg på bunnen.



Urenset spillvann

Nøytralisert spillvann

Spillvann etter sedimentasjon

**Figur 68: Bilder fra laboriefellingsforsøk hos COWI.**

Senere bør noen av forsøkene gjøres med AMD, hvor jern og kobber er fjernet ved selektiv ionebytte. Det kan også overveies å gjøre noen av forsøkene på AMD med en noe annerledes sammensetning.

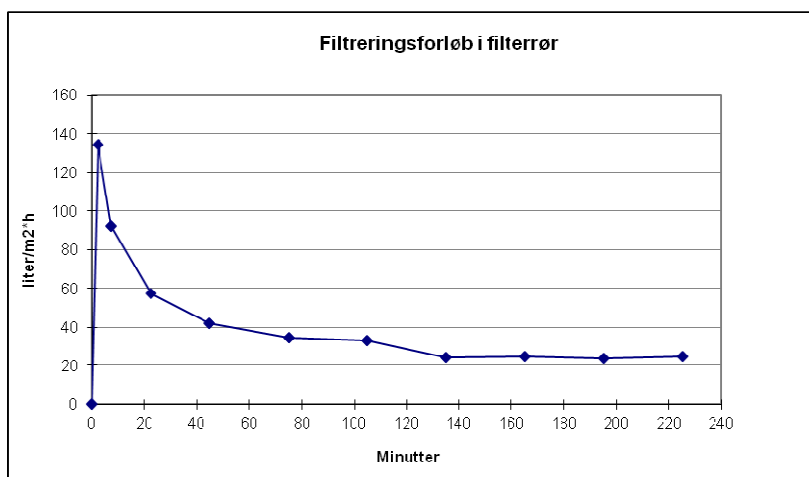
### 8.4.3 Oppkonsentrering, avvanning og utvasking av slam

Det foreligger masse av erfaringer fra industrielle spillvannsanlegg vedrørende slamegenskaper, men disse egenskaper kan variere en del fra den ene spillvannstypen til den annen. Slamkonsentrasjonene avhenger også av vannet og slamhåndteringen på det enkelte anlegg. Når det dreier seg om metalhydroksidslam uten gips, kan man grovt regne med at det vil være ca. 1% tørrstoff i det slammet som pumpes ut fra en sedimentasjonstank. Ved en optimal fortykning kan slamkonsentrasjonen økes til ca. 4%, og ved avvanning i en filterpresse kan man typisk komme opp på ca. 30%. Ønsker man ennå høyere slamkonsentrasjonen kan slammet tørkes, hvoretter man kommer opp på over 90% tørrstoff. Det finnes flere kommersielle slamtørkeanlegg på markedet.

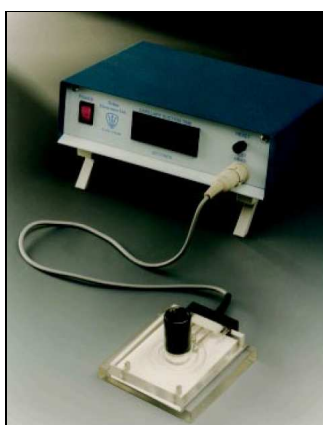
I laboratoriet kan man få et godt bilde av slammets egenskaper ved noen forholdsvis enkle forsøk.

1. Ved et enkelt fellingsforsøk i begerglass kan man få et godt inntrykk av slamvolumet ved å overføre vannprøven til et måleglass og avlese slamvolumet etter ca. 45 minutter.
2. Hvis slammet får lov å sedimentere i et døgn, vil slammet komprimeres og slamvolumet forminsket betydelig. Dette kan simulere effekten i en slamfortykket.
3. Den enkleste måten å måle slamavvanningsegenskaper på er en CST-måling (capillary suction time) som er spesielt velegnet til en relativ sammenligning av avvanningsegenskaper av forskjellige slamtyper.

4. En litt mer avansert måling kan oppnås i et spesielt filterrør, hvor filtreringen foregår under trykk, idet man måler filtratmengden som funksjon av tiden, mens det oppbygges en filterkake på filterets overflate. Se **Figur 69**.
5. Til slutt kan man foreta avvanningsforsøk i en liten laboratoriefilterpresse, hvor resultatet er direkte sammenlignbart med avvanning på en filterpresse i fullskala med hensyn til filterkakens tykkelse, filteroverflaten og fødepumpens kapasitet (**Figur 70**).
6. Filterkaker kan anvendes til utvaskingsforsøk i stil med det som gjøres hos Kommunekemi i Danmark for å vurdere slammets egnethet til deponering på et deponi. Det er et hurtig forsøk som gir en indikasjon av slammets stabilitet.



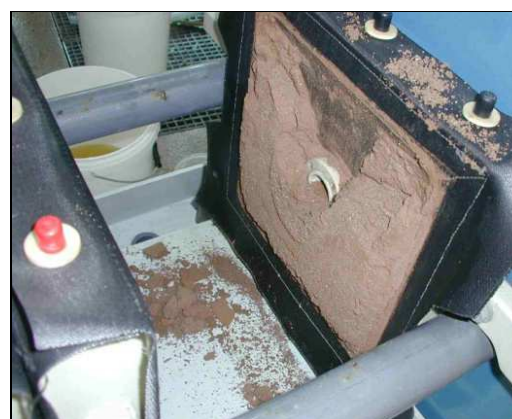
**Figur 69.** Filtreringskurve for metallhydroksidslam i et filterrør. Fluxen faller hurtig til 60 l/m<sup>2</sup>·h og stabiliseres på 20 l/m<sup>2</sup>·h



CST-måleutstyr



CuO-slam fra et Færøysk vaskevann fra fiskegarns-impregnering



Avvanning av metallisk kobberslam i laboratoriefilterpresse

**Figur 70.** Bilder av CST måleutstyr, kobberslam og en laboratoriefilterpresse

## 8.5 Laboratorieforsøk med selektiv ionebytte

Ionebytteforsøkene brukes til bestemmelse av kritiske prosessparametere og er således med til å belyse en metodes egnethet. For å kunne bedre forstå prosessene defineres innledningsvis en rekke sentrale begreper og parametere for ionebytte. Deretter presenteres de overordnede formål med de forsøk som anbefales utført.

### 8.5.1 Terminologi for ionebytte

For å unngå misforståelser presenteres her også de engelske fagtermer.

#### **Total Capacity (TC)**

Den totale kapasitet av en ionebytter-harpiks (kalles også for ionebyttermasse) er definert som antallet av funksjonelle grupper pr harpiksromfang multiplisert med antallet av elektriske ladninger pr funksjonell gruppe. Den samlede kapasitet på en ionebytter er oftest mellom 0,4 og 4,0 eq/l og kan finnes i tekniske datablader.

#### **Operation Capacity (OC)**

Driftskapasiteten (Operation Capacity - OC) er kapasiteten av harpiksen, som i praksis kan utnyttes før regenerering er påkrevet. Den er alltid mindre enn den samlede kapasitet og er primært avhengig av

1. harpiksens totale kapasitet (TC)
2. definisjon av "Break Through Point" (BTP)
3. konsentrasjonen av stoffet som skal tilbakeholdes
4. konsentrasjonen av andre stoffer som tilbakeholdes
5. pH
6. den spesifikke strømningshastighet (SV)
7. filterdybde og antallet av kolonner
8. regenerasjonsgraden (RG)
9. temperaturen
10. tilstedeværelse av kompleksdannere

Bestemmelsen av driftskapasiteten (OC) er helt sentral for design og dimensjonering av en teknisk prosess, og avgjørende for om en gitt prosess er hensiktsmessig eller ei. OC kan variere mellom 0,5% og 90% av TC-en og er i de fleste tilfeller cirka 60%.

En prosess bør sikte mot å oppnå den størst mulige OC, fordi det reduserer behovet for ionebytterharpiks, forbruket av kjemikalier og skyllevann, og det øker konsentrasjonen av fjernete stoffer i eluatet. OC kan angis i eq/l eller ved spesifikke anvendelser direkte i gram av det fjernete stoff pr liter harpiks.

#### **Bed Volume (BV)**

"Bed Volumen" (BV) er volumet av harpiksen i en ionebytterkolonne. Noen harpikser kan endre volum avhengig av stadium i syklusen. Normalt angis BV i forhold til harpiksens leveringsform eller den regenererte og kondisjonerte form av harpiksen.



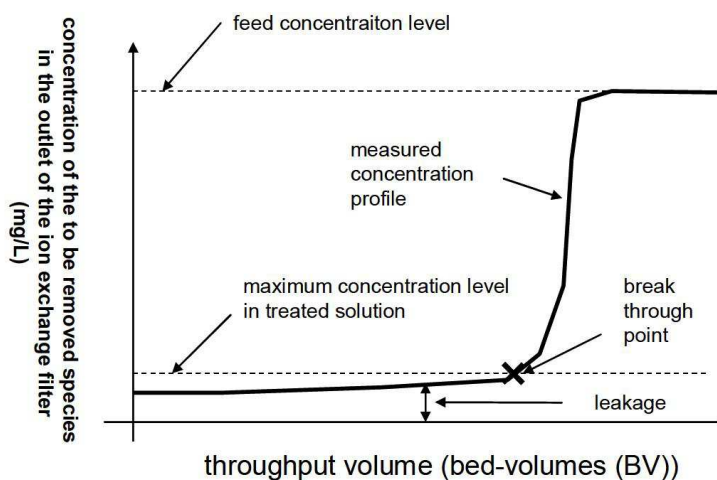
Også mengden av ionebyttet vann og flowet angis ofte i BV eller BV/h. Mengden av vann (m<sup>3</sup>) divideres med volumet av harpiksen (m<sup>3</sup>), hvoretter resultatet blir angitt i BV. Fordelen ved denne dimensionsløse enhet er at kolonner med forskjellige størrelse eller forskjellige strømningshastighet direkte kan sammenlignes og en oppskalering av anlegg er enkelt.

### Specific Velocity (SV) og Specific Flow Rate (SFR)

Den spesifikke hastighet (Specific Velocity - SV) uttrykker den hydrauliske belastningen på en ionebytter og angis i BV/time. Den spesifikke strømningshastighet (Specific Flow Rate - SFR) er omvendt proporsjonal med kontakttiden. Når den spesifikke hastighet er 20 BV/h vil "oppholdstiden" i en tom kolonne være 3 minutter. Da ionebytteharpiksen dog utgjør ca. 66% av kolonnens volum, er kun 33% av volumet til rådighet for vannet, hvoretter den faktiske kontakttid kan beregnes til 1 minutt. Når den spesifikke hastighet forøkes, faller kontakttiden. Til dimensjonering av kolonner er den spesifikke hastighet en viktig parameter, fordi det beskriver de kinetiske forhold.

### Break Through Curve (BTC)

Mengden av utløpskonsentrasjon av et stoff som funksjon av mengden av filtrert vann kalles en gjennombruddskurve (Break Through Curve - BTC). En typisk BTC er vist i **Figur 71**.



**Figur 71. Typisk Break Through Curve (BTC) for tilbakeholdelse av et stoff i en ionebytter (Lanxess, 2008)**

I starten er utløpskonsentrasjonen meget liten i forhold til innløpskonsentrasjonen. Etter noe tid stiger utløpskonsentrasjonen langsomt. I takt med at ionebytteren kapasitet forbrukes, stiger utløpskonsentrasjonen kontinuerlig. Når harpiksen er tett på å være mettet, stiger utløpskonsentrasjonen hurtig og nærmer seg input-konsentrasjonen, som til sist nås. Man betegner det "gjennombrudd" eller "break through".

Det er interessant å analysere, hvor steil eller flat gjennombruddskurven er, fordi profilen er en indikator for adsorpsjonskinetikken. Hvis kurven er meget steil er kinetikken hurtig, hvilket betyr at utnyttelsen av harpiksen er god.

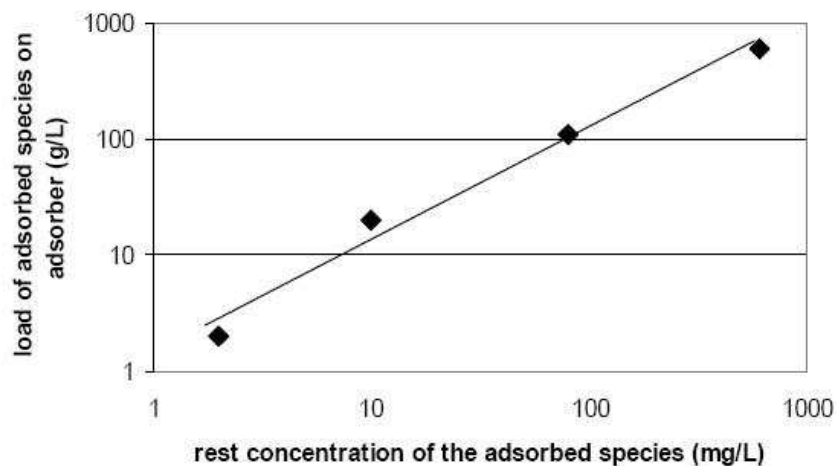
**Break Through Point (BTP)**

Som beskrevet overfor vil utløpskonsentrasjonen av en ionebytter som tas i bruk starte på et lavt nivå og kontinuerlig stige i takt med at ionebytteren mettes. Etter at en gitt mengde vann har passert ionebytteren, overstiger utløpskonsentrasjonen et bestemt nivå som betraktes som kritisk.

Den maksimalt tillatte konsentrasjon i det rensa vannet kalles gjennombruddspunktet eller "Break Through Point" (BTP) og avhenger av den spesifikke applikasjon. I grafen for BTC kan man avlese hvor meget vann (BV) som kan renses, før et gitt gjennombruddspunkt (BTP) nås. Deretter avbrytes prosessen, og ionebytteren regenereres.

**Adsorption Isotherm (AI)**

Adsorpsjonen av stoffer på harpiksen er en likevekt mellom konsentrasjonen i væsken og konsentrasjonen i harpiksen. Ved høyere konsentrasjon av stoffet i væsken vil også mengden, som kan tas opp i harpiksen, stige. Denne sammenheng er normalt illustrert i en såkalt "adsorpsjonsisoterm" (AI), som er en avbildning av likevektskonsentrasjonen av stoffet i væsken mod konsentrasjonen i harpiksen. Et eksempel på en adsorpsjonsisoterm er vist i **Figur 72**.



*Figur 72. Adsorpsjonsisoterm for tilbakeholdelse av et stoff i en ionebytter (Lanxess, 2008)*

Ofte utformes adsorpsjonsisotermen i en log-log skala, hvor en rett linje oppnås. Da prosessen er temperaturavhengig, bør temperaturen, som er gjeldende for isotermen, alltid angis.

**Grade of Regeneration (GR)**

Når en ionebytter regenereres, gjennomskylles den oftest med en sterk syre, hvor etter de tilbakeholdte stoffer frigis, mens H<sup>+</sup> til gjengjeld opptas i harpiksen. Jo større mengden og konsentrasjonen av syren er, desto bedre frigis de bundne ioner i harpiksen. Samtidig vil forbruket av regenerasjonsmiddelet dog stige og stoffkonsentrasjonen i det dannede eluat falle.

Regenerasjonsgraden ("Grade of Regeneration" - GR) er den prosentdel av adsorberte stoffer, som etter regenerasjonen er tilbake på harpiksen, i forhold til den adsorberte stoffmengde før regenerasjonen.

Hvis utløpskonsentrasjonen ikke er kritisk kan en lav regenerasjonsgrad være en fordel, men samtidig resultere i en høyere utløpskonsentrasjon fra start, en nedsatt sykluslengde og kan evt. skape problemer med tilstopping av kolonnen (fouling/clogging).

## 8.6 Forslag til ionebyttesforsøk

Laboratorieforsøkene for ionebytte har til formål å bestemme prosessens effektivitet og etterprøve de enkelte delprosesser med dren- og gruvevannet fra Løkken. Ionebyttesforsøkene anbefales utført for både å avklare den selektive fjerning av jern og kobber i samme kolonne med TP207 (Lanxess) og for å fjerne selektivt kobber med XUS-43604 (Dow Chemicals) fra sur AMD med stor konsentrasjon av jern(II).

Følgende forhold bør undersøkes ved laboratorieforsøk med TP207, som flere steder i verden er anvendt til fjernelse av kobber fra gruvevann.

1. Bestemme adsorpsjonsisotermen for relevante metaller med fokus på selektiviteten og affinitet for jern(III) og kobber
2. Bestemme driftskapasiteten (OC) og effektiviteten for fjerning av jern og kobber ved forskjellige pH verdier og forskjellige oksidasjons-reduksjons forhold. Dette gjøres i praksis ved å utarbeide gjennombruddskurver (BTC) ved gitte driftsforhold.
3. Undersøkelse og bestemmelse av den optimale regenereringsmetode for TP207, i det regenerasjonsgraden (GR) og metallkonsentrasjonen i eluatet bestemmes som funksjon av mengden av regenerasjonskjemikalie
4. Bestemmelse av pH-reduksjonen i vannet ved ionebyttesprosessen.

Laboratorieforsøkene kan utføres i små laboratoriekolonner (BV < 1 liter) som tilføres av slangepumper. Isotermforsøk kan foretas i begerglass. Lanxess har en glimrende publikasjon som viser hvordan en best kan utføre laboratorie- og pilotforsøk. Lanxess nevner at den optimale kolonnestørrelse til laboratorieforsøk er en glasskolonne med  $D = 2$  cm og en harpiks fyllhøyde på 40 cm. (126 ml harpiks). Tilførsel bør foretas med en flowregulerbar pumpe (f.eks. en slangepumpe), og vannhøyden i kolonnen skal kunne styres, så forsøket kan kjøre i lengre perioder uten oppsyn.

I et pilotanlegg vil kolonnene typisk være en del større. COWI har således med suksess anvendt både 5 liter og 20 liter kolonner av typen Silex fra Silhorko, hvor harpiksen kan fylles på i en "filtersekk", som settes ned i kolonnen.

### 8.6.1 Selektiv fjernelse av kobber og jern i to separate ionebyttesprosesser

COWI har foreslått en ionebyttesløsning som i prinsippet ligner de ionebyttesløsninger som er omtalt under case-beskrivelsene fra Falun og Serbia.

Først fjernes kobber og jern(III) fra AMD ved selektiv ionebyt看 med TP207. Dernest nøytraliseres AMD med NaOH (eventuell bedre med MgO). Med denne metoden får man meget mindre slam enn ved en total nøytralisering. Man får videre en konsentrert oppløsning med svovelsyre, jern(III) og kobber. Fra denne oppløsning kan kobber nesten kun opparbeides ved en sementeringsprosess som gir et jernforurenset kobbermetal, som kan gjenbrukes.

Det vil dog også være mulig å utfelle metallisk kobber ved reduksjon med natriumdithionit ved pH = 1,5. Forbruket av natriumdithionit vil dog være rett stort, hvis det er mye jern(III) i eluatet, da det blir oksidert til jern(II), når det tilsettes natriumdithionit.

Hvis man derimot velger en litt annerledes ionebyt看prosess, kan man skille ut kobber fra jern(II) og utvinne kobber ved elektrolyse. Etterfølgende kan man oksidere jern(II) til jern(III) og ved en ny selektiv ionebyt看prosess fjerne jern(III), hvoretter også jernsulfat utvinnes. COWI har ikke kunnet finne noen referanser på den sistnevnte ionebyt看prosess, men den kunne lett undersøkes i laboratoriet, hvis man ønsker å belyse denne løsning litt nøyere.

Såfremt man ønsker å undersøke mulighetene for å fjerne kobber selektivt fra AMD uten samtidig å fjerne jern, kan det ifølge kanadiske undersøkelser (MEND, 1995) foretas med en ionebytkeharpiks fra DOW-Chemicals. De opprinnelige forsøk er laget med harpiksen XFS-43084, men den er gått ut av produksjon og erstattet av XUS-43604, som må antas å ha samme egenskaper. Ved forsøkene fant man ekstrem god avskillelse av  $\text{Cu}^{+2}$  og  $\text{Fe}^{+3}$  ved pH = 1,5-2,0.



Laboratoriekolonner fra Lanxess brosjyre



COWIs laboratoriekolonne med tilhørende slangepumpe



To 20-liter Silex kolonner fra pilotforsøk med selektiv ionebytte av nikkel i Karlstrup kalkgruve

**Figur 73. Bilder av kolonner anvendt i laboratorie- og pilotforsøk**

### 8.6.2 Recomets multi-celle karussellsystem

Det 2-søyle system (2 søyler i serie), som COWI foreslår, er meget forskjellig fra det ionebytteanlegg, som Recomet anvender i Falun. Recomet har utviklet et system med et helt "batteri" av mindre ionebytteceller, som vannet skal igjennom. Det er flere parallelle linjer med typisk 4 celler i serie. Når harpiksen i en celle er mettet kan den regenereres og rekkefølgen av cellene i en serie automatisk skifte, slik at man alltid får en frisk regenerert celle som siste celle og den nest nyeste som annen siste celle etc. På den måte optimeres utnyttelsen av harpiksen (høy OC), og man får nok en bedre regenerering enn i et tradisjonelle 2-søyle anlegget. Det endrer dog ikke ved at man med det foreslåtte 2-søyle anlegg saktens kan undersøke selve ionebytteprosessen. Man skal bare være oppmerksom på at man sannsynligvis kan oppnå litt bedre resultater og driftsøkonomi med et patentert Recomet ionebytteanlegg.

Såfremt man finner gode forsøksresultater ved laboratorieforsøkene, og såfremt ionebyttemetoden også er økonomisk interessant som en fullskala løsning, bør det gjennomføres et lengrepilotforsøk ved Løkken Gruve, hvor alle vesentlige parametere undersøkes.

## 8.7 Forsøk med opparbeidelse av metaller fra ionebytte

Etter den selektive fjernelse av kobber og jern i ionebytteren er idéen, at man skal utvinne brukbare kobber- og jernforbindelse fra det eluatet som dannes ved regenerering av ionebytteren. Ved ionebytte med TP207 får man et blandet eluat

med kobber og jern(III), som typisk inneholder en del svovelsyre samt ca. 12 g/l jern og 0,8 g/l kobber. På grunn av jerninnholdet kan kobber ikke utvinnes direkte ved elektrolyse, og sementering synes å være den mest opplagte praktisk anvendelige metode.

Ved sementering reagerer det sure eluat med findelt jernpulver eller jernspon, hvor etter det felles ut metallisk kobber på jernpartikler, mens en del jern går i oppløsning - enten ved den elektrokjemiske prosess eller ved en syreoppløsning. COWI har ikke noe direkte forslag til hvordan forsøkene bør gjennomføres, men det kan finnes veiledning i noen av de kanadiske rapporter fra MEND eller fra Recomet. Det er avgjørende å få undersøkt forbruk av jern, effektiviteten for kobberfjernelse samt reaksjonstiden under forskjellige driftsforhold.

Etter fjerning av kobber fra eluatet skal jernsulfat oppkonsentreres til en så høy konsentrasjon at det kan avsettes og brukes som fellingsmiddel på kommunale rensesanlegg. Oppkonsentreringen kan foregå ved inndampning, eventuelt etter oppkonsentrering ved omvendt osmose. Man skal ved de to prosessene samlet oppkonsentrere eluatet med en faktor 10 til 15 for å få en anvendelig jernsulfatoppløsning. Renheten av jernsulfatoppløsningen skal undersøkes, da det er avgjørende for om den kan anvendes til spillvannsbehandling. Oppkonsentreringsprosessene skal undersøkes nærmere, såfremt man ønsker å lage et fullskalaanlegg med opparbeidelse av jern og kobber.

Elektrolytisk gjenvinning av kobber er kun aktuelt, hvis man kan isolere en ren svovelsyreholdig kobbersulfatoppløsning. I så fall kan man etablere et elektrolyseanlegg, som kan produsere meget rent kobber med en høy verdi. Såfremt denne muligheten skal overveies nærmere kan det lett etableres et elektrolyseanlegg som kan testes. Man kan enten oppbygge sitt eget anlegg, eller man kan leie et avansert forsøksanlegg hos Gütling i Tyskland. Forsøksanlegget kan utvinne 500 g kobber pr. time og kjører etter trommelprinsippet, som er beskrevet tidligere i denne rapport.

## 8.8 Fasiliteter og metodikk for laboratorie- og pilotforsøk

Laboratorieforsøkene kan utføres i et hvilket som helst laboratorium med alminnelig laboratorieutstyr. Forsøkene bør utføres med AMD fra Løkken, som nærmere diskutert ovenfor. Vannprøvene kan transporteres til laboratoriet i plastdunker. Når prøvene oppbevares i plastdunker vil det kunne skje en viss oksidasjon av jern(II) til jern(III), og det bør derfor overveies å senke pH i prøvene ved tilsetning av svovelsyre for å minimere oksyderingen. Metoden bør nøye overveies, før man tar og sender prøver av sted til forsøk.

Det er COWIs oppfattelse at innledende laboratorieforsøk bør foretas av kvalifiserte personal på et egnet laboratorium. Det er spesielt viktig at personalet har praktisk erfaring i denne type forsøk, så man kan endre de planlagte forsøk underveis, når resultatene genereres og hvis det skjer uforutsette ting. Derfor vil vi foreslå at disse innledende forsøk etter nærmere avtale foregår på COWIs laboratorium i Lyngby, hvor vi har nesten alle fasiliteter. Vi har fotometrisk

måleutstyr, pH-meter, redoksmåler, H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>-måleutstyr og samarbeidsavtale med eksterne laboratorier, hvor vi kan få foretatt hurtige akkrediterte analyser til verifisering av egne målinger. Vi har imidlertid ikke CST-måler, filterør og laboratoriefilterpresse, men dette kan fremskaffes.

Ytterligere on-site laboratorieforsøk bør kunne utføres i en laboratorieovgn fra Forsvarets Bygningstjeneste. Vognen kan leies og plasseres på Løkken, mens det kjøres forsøk. Disse forsøkene kan både omfatte begerglassforsøk, men det vil også være mulig å kjøre 10-liter forsøk i bøtter, slik at det kan produseres noe mer slam til slamtestene. Forsøksprogrammet kan utarbeides på bakgrunn av resultatene fra de innledende forsøk og interessentenes ønsker. Bemanningen av laboratorieovgnen må drøftes nærmere, men det er viktig at det som minimum er overvåking fra kvalifisert personale. Ved forsøkene i Løkken vil man kunne få frisk AMD, men også her må det overveies, hvordan man kan oppbevare en større mengde AMD, slik at man unngår oksidering av jern(II) til jern(III). Det er en stor fordel hvis alle forsøk (så langt som mulig) lages med det samme AMD.



Ionebyttekolonner til selektiv ionebytte i pilot plant



Nøytralisering og felling i pilot plant

**Figur 74. Pilot plant containeranlegg til perkolatrensing i Russland (COWI, 2005)**

Behovet for å gjennomføre pilotforsøk vil avhenge av de gjennomførte laboratorieforsøk. Vi tror at man med litt større laboratorieforsøk i Forsvarets laboratorieovgn vil kunne nå riktig langt, dermed skulle det kun være behov for pilotforsøk i mindre skala.

Man skal ta stilling til om man kun vil studere visse nøkkelprosesser ved kontinuerlig drift i et pilotanlegg, eller man ønsker å oppbygge et pilotanlegg som er en kopi av de planlagte fullskalaanlegg. COWI forventer at noen av renseprosessene blir så godt dokumentert ved laboratorieforsøkene, at det vil være overflødig å gjennomføre lengre tids pilotforsøk. Når laboratorieforsøkene er avsluttet og vurdert, bør det derfor nøye overveies, hvor langt det er nødvendig å gjennomføre dyre pilotforsøk for å få fremskaffet en tilstrekkelig sikker

dokumentasjon til design av et fullskalaanlegg. Derfor kan vi ikke på nåværende tidspunkt komme med et forslag til detaljert pilotanlegg.

Vi vil her nevne noen viktige prosesser, som kan bli aktuelle å undersøke i et pilotanlegg:

1. Oksidering + nøytralisering + sedimentasjon + filtrering
2. Avvanning av slam, som er dannet fra punkt 1 eller ut fra batchfelling
3. Selektiv ionebytte av AMD til fjerning av jern og kobber
4. Opparbeidelse av kobber ved sementering på eluat fra selektiv ionebytte

## 8.9 Plassering av pilotanlegg

Pilotanlegget er et midlertidig anlegg som i noen måneder renser en begrenset delstrøm av drens- og gruvevannet, og som etter noen måneds drift fjernes. Pilotanlegget kan med fordel plasseres i en container som kjøres til Løkken og som etter avslutning av forsøkene kjøres bort. På denne måte kan anlegget installeres og klargjøres off-site. Eneste krav til plasseringen av pilotanlegget er at det skal være forholdsvis lett tilgang til forurenset dren- og gruvevannet, samt til tilgangsvei, elektrisitet, rent vann, sanitære anlegg og utslipp av det rensede vann.

Pilotanlegget kan plasseres ved inngang til Gammelgruva. Her finnes et omkring 20x40 m planert område, som fungerer stort sett som parkeringsplass til gruvemuseet. Plassbehovet for containeren er ikke mer enn omkring 50 m<sup>2</sup>.

Den anbefalte plassering av pilotanlegget fremgår av oversiktstegningen for Løkken, som finnes i **Vedlegg 17**. Ved den anbefalte plassering er det lett tilgang til det aktuelle forurensete, rensede vann kan lett føres videre og vi har tilgang til nødvendig infrastruktur.





Figur 75. Pilot plant containeranlegg til perkolatrensing i Russland (COWI, 2005)

## 8.10 Overslag for økonomien i laboratorieforsøk

Såfremt man følger COWIs plan for laboratorieforsøkene vil det kun bli veldig få utgifter til anskaffelse av utstyr. Det vil videre bli behov for å leie Forsvarets laboratorievogn. Det blir også utgifter til eksterne analyser av vann og slam og til det personalet som skal gjennomføre forsøkene, vurdere resultatene og rapportere disse.

Følgende foreløpig budsjett ser ut som følger:

Kjemikalier samt supplerende test- og måleutstyr:	40.000 kr.
Honorar for innledende forsøk inkl. rapportering:	150.000 kr.
Utlegg for innledende analyser av vann og slamprøver	30.000 kr.
Leie av forsvarets laboratorievogn i 4 uker:	20.000 kr.
Leie av utstyr til laboratorievogn	20.000 kr.
Honorar for de videre laboratorieforsøk:	200.000 kr.
Utlegg for videre analyser av vann og slamprøver	<u>50.000 kr.</u>
Total	<u>510.000 kr.</u>

Det oppstilte budsjett er selvfølgelig avhengig av omfang og valg av renseteknologier som ønskes undersøkt.

## 8.11 Overslag for økonomien i pilotforsøk

Det kan først lages endelig budsjett for pilotforsøk, når man har besluttet omfanget av dem. Vi forestiller oss at følgende utstyr kan komme på tale:

Komponent	Prisoverslag i kr.
lonebyttesanlegg med 8 plastkolonner (Silex 1B) a 5 liter+3 magnetpumper+ ventiler+ flowmetere+ 8 pallettanke+8 stk 200-liter tanker+ slanger og rør	75.000 kr.
Kontinuerlig nøytraliseringsanlegg til 500 l/h med 2 reaktorer, 4 doseringspumper, 2 omrørere, fødepumpe, polymerdosering, lamellseparator, diverse tanker, el-forsyning og montasje	250.000 kr.
Kammerfilterpresse, 13 liter kammer, 5 plater	80.000 kr.
Evt. leie av mindre filterpresse	5.000 kr.
Innretning av pilotanlegg i en renovert 20 fots container	200.000 kr
Sementeringsforsøksutstyr kan evt. leies hos Recomet	?? kr.

Hvis alt ovenstående utstyr skal anvendes i et pilotanlegg, skal det brukes 2 stk 20 fots containere, og prisen er i så fall det dobbelte (400.000 kr). COWI har mange gode erfaringer med bruk av containere til forsøksanlegg siden de kan monteres på fabrikk og transporteres på stedet, hvor de kun opptar en begrenset plass.

Det skal videre brukes mannskap til drift av anlegget, til planlegging og vurdering av forsøkene. Det skal videre lages en del målinger, men de fleste målinger kan sannsynligvis foretas i laboratorievognen, men enkelte prøver må analyseres på eksternt laboratorium. Disse postene kan ikke budsjetteres før vi har bestemt omfang og varighet av pilotforsøkene.

## 9 Konklusjon

Massebalansen for kobber har vist at det ved en renseteknisk løsning alene ikke er mulig å oppfylle KLIF's krav om max. 0,175 mg/l Cu ved inntaket til kraftverket. Årsaken til dette er at det i dag formentlig kun er 25-30% av den samlede belastning av Raubekken som stammer fra Wallenberg, mens de resterende 70-75% stammer fra diffus avrenning. KLIF's krav kan derfor kun oppfylles, hvis det etableres ytterligere forurensningsbegrensende eller oppsamlede tiltak.

I rapporten er fire renseteknologier undersøkt og vurdert:

- Nøytralisering og felling
- Ionebytte og felling
- Væske-væske ekstraksjon
- Membranteknologi

Ved nøytralisering utfelles alle metallene som hydroksider. Hvis kalk anvendes som base fjernes også sulfat, som utfeller som gips ( $\text{CaSO}_4$ ). Slammengden blir stor, og medfører betydelige deponeringsomkostninger. Samtidig er vedlikeholdsomkostningene høye pga. massive avleiringer i renseanlegget. Nøytralisering med natriumhydroksid ( $\text{NaOH}$ ) er dyrere i kjemikalieforbruk, men genererer langt mindre slam, idet sulfat ikke fjernes. Det gjelder også magnesiumoksid ( $\text{MgO}$ ) som er nesten like så billig som  $\text{Ca(OH)}_2$ .

Ved ionebytting fjernes jern og kobber selektivt, idet de resterende metaller felles ved nøytralisering. Kobber og jern kan heretter opparbeides og selges. Ionebytte skjer i kolonner med ionebytteharpiks, som jevnlig regenereres med svovelsyre. Opparbeidelsen av kobber kan skje ved utreduksjon ( $\text{Cu}_0$ ), felling som sulfider ( $\text{CuS}$ ) eller ved elektrolyse. Slammet fra nøytraliseringen etter ionebytting består hovedsakelig av  $\text{Al(OH)}_3$  og  $\text{Zn(OH)}_2$  og utgjør bare ca. 23% av slammengden som dannes ved nøytralisering uten foregående ionebytting.

Væske-væske ekstraksjonen er en forholdsvis komplisert prosess, hvor en flytende organisk ionebytter anvendes til "ekstraksjon" av forskjellige ioner fra vannopløsninger. På 70-taller forsøkte man å anvende forskjellige LIX-produkter til ekstraksjon av kobber fra gruvevann. Det var naturlig, da disse LIX-produkter var blitt utviklet for en bedre utvinning av kobber fra kobberminerale. Denne metode

er imidlertid aldri blitt noen suksess til behandling av gruvevann. I 2008 utviklet Battelle Instituttet i USA en ny veskeekstraksjonsmetode (VEP-prosessen), hvor man kan ekstrahere både metaller og sulfat fra gruvevann. Det nye er at man også kan fjerne sulfat. Det fremstår uklart hvordan metallene selektivt skilles ut og opparbeides, og uten at disse prosessene er avklart oppfattes teknologien ikke å være mer hensiktsmessig enn en alminnelig nøytralisering.

Ved membranprosesser oppkonsentreres alle ioner, idet rent vann passerer membranen, mens konsentratet, som typisk utgjør 10-30% av vannstrømmen, inneholder all forurensning. Teknologien anses ikke som en egnet renseteknologi men kan brukes til forbehandling av delstrømmer, idet etterfølgende prosessstrinn kan dimensjoneres mindre.

Den presise mengde og sammensetningen av drens- og gruvevannet som skal renses er ikke kjent. Capping av veltene, oppsamling av drensvann fra diffuse avstrømning og endringer i gruvens renseeffekt vil ha betydelig innflytelse på kvalitet og kvantitet. Renseanlegget er forutsatt å skulle rense 620.000 m<sup>3</sup>/år. Gruven forutsettes å kunne brukes som bufferbasseng og anlegget er derfor dimensjonert til å kunne rense 90 m<sup>3</sup>/time.

Som fullskalaløsning er en enkel nøytralisering (metode 1) og felling og en ionebytting med nøytralisering (metode 2) foreslått.

Nøytraliseringsanlegget er en kjent og velutprøvd teknologi.

Anleggsomkostningene er med 11,6 mill. kr. for renseanlegget og 8 mill. kr. for bygningen forholdsvis lave. De årlige driftsutgifter er beregnet til 21 mill. kr. + 4,0 mill. kr. for transport og deponering av slam. Nesten 80% av anleggets driftsutgifter (16,7 mill. kr.) utgjør innkjøp av natronlut. Magnesiumoksid kan med fordel brukes som alternativ base. Teknologien er ikke så velutprøvd og krever noen flere komponenter og større tanker. Driftsutgiftene vil imidlertid reduseres med 12,5 mill. kr./år idet MgO er vesentlig billigere i innkjøp.

Anleggsutgiftene for ionebyttingsanlegget er beregnet til 27 mill. kr. samt 9 mill. kr. til bygningen. Driftsutgiftene er beregnet til 26,7 mill. kr., mens inntektene fra salg av kobber og jernsulfat er anslått til 2 mill. kr. Da mengden av slam reduseres til ca. ¼ utgjør deponeringsomkostningene for slammet kun 0,9 mill. kr.

Laboratorieforsøk er vesentlig billigere, lettere og hurtigere å gjennomføre enn pilotforsøk. Samtidig kan mange relevante parametere til dimensjonering og budsjetberegninger med stor sikkerhet bestemmes ut fra disse forsøkene. I det endelige valg av renseteknologi, bør laboratorieforsøk for begge rensemetoder gjennomføres. Etter laboratorieforsøkene kan man velge også å prøve ut en eller flere prosesser i et pilotanlegg. Det kan gi noen langtidserfaringer som vil være verdifulle for valg og design av et fullskalaanlegg.

## 10 Referanser

### 10.1 Referanser til kapitler 2.-3.

- Arnesen R.T., Iversen E.R., Knudsen C-H., Lundgren T., Skjelkvåle B.L., Øren K. (1990): Løkken Gruber A/S & Co. Vurdering av forurensningsstatus og alternative tiltak for å redusere forurensningstilførslene fra gruveområdet. NIVA Rapport. Løpenummer: 2400. Prosjektnummer: O-88226
- Brøndbo K. (1997): Tungmetallforurensning til Orkla elv. Manuskript.
- Craig H. (1961): Isotopic variation in meteoric waters. Science 133. pp.1702-1703.
- Grenne T., Grammeltvedt, G., & Vokes F. M.(1980): Cyprus type sulphide deposits in the western Trondheim district, Central Norwegian Caledonides. Proceedings of the international ophiolite symposium 1979, Cyprus. Nicosia, Cyprus Ministry Agriculture Natural Resources, Geological Survey Department, 727–743.
- Iversen E.R. (2006): Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområdet, Meldal kommune. Undersøkelser i perioden 01.09.2005 – 31.08.2006. NIVA rapport, L.NR. 5306-2006
- Iversen E.R. (2008): Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområdet, Meldal kommune. Undersøkelser i perioden 1.9.2006 – 31.8.2007. NIVA rapport, L.NR. 5547-2008
- Iversen E.R. (2009a): Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområdet, Meldal kommune. Undersøkelser i perioden 1.9.2007 – 31.8.2008. NIVA rapport, L.NR. 5749-2009
- Iversen E.R. (2009b): Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområdet, Meldal kommune. Undersøkelser i perioden 1.9.2008 – 31.8.2009. NIVA rapport, L.NR. 5855-2009
- Iversen E.R. (2010): Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområdet, Meldal kommune. Undersøkelser i perioden 1.9.2009 – 31.8.2010. NIVA rapport, L.NR. 6083-2010
- Iversen E.R. (2011): Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområdet, Meldal kommune. Undersøkelser i perioden 1.9.2010 – 31.8.2011. NIVA rapport, L.NR. 6268-2011

- Iversen E.R. (2012): Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområdet, Meldal kommune. Undersøkelser i perioden 1.9.2011 – 31.8.2012. NIVA rapport, L.NR. 6444-2012
- Lundgren T. (1989): Feltundersøkelser mai 1989: Undersøkelser av grunnvannsforhold (på svensk). Bilag 4. in Arnesen R.T., Iversen E.R., Knudsen C-H., Lundgren T., Skjelkvåle B.L., Øren K. (1990): Løkken Gruber A/S & Co. Vurdering av forurensningsstatus og alternative tiltak for å redusere forurensningstilførslene fra gruveområdet. NIVA Rapport. Løpenummer: 2400. Prosjektnummer: O-88226
- Løkken Verk – En norsk grube gjennom 300 år. Orkla Grube-Aktiebolag 1954.
- Malmdatabasen ved NGU: Faktaark for forekomst 1636-015
- NGUs database for geologiske enheter
- Pasi Eilu (ed.) (2012): Mineral deposits and metallogeny in Fennoscandia. Geological Survey of Finland, Special Paper 53.
- Reinertsen A.R. (1992): Tiltaksplan Løkken 1991/1992, Delplan I., Oppsamling av tungmetallholdig sigevann og pumping til gruva. Beskrivelse av installasjoner og utførte arbeider. Rapport. Manuskript
- Robinson P. & Roberts D. (2008): A tectonostratigraphic transect across the central Scandinavian Caledonides, Part II: Excursion guide in Norway. NGU Rapport 2008.064
- Tokle B (2005): Små glimt fra Løkken Verks 350 årige historie. Manuskript

## 10.2 Referanser til kapittel 4.

### 10.2.1 Rapporter direkte tilknyttet Løkken gruver

- (7) Tore Østeraas, 2009: Forsøk med Blueguard olivingranulat som rensemedium for tungmetallholdig avrenning fra Tverrfjellet gruver. Oppdragsrapport, Forsvarsbygg Utvikling.
- (8) Tore Østeraas, 2010: Tverrfjellet gruver – Bruk av dekk-klipp og Blueguard olivinprodukter til rensing av gruvevannet. Oppdragsrapport, Forsvarsbygg Utvikling.
- (9) Tore Østeraas, 2011: Tverrfjellet gruver – Avsluttende forsøk med dekk-klipp og Blueguard olivinpellets. Oppdragsrapport, Forsvarsbygg Utvikling.

### 10.2.2 Relevante rapporter fra andre gruver.

- (11) David Ettner, 2009: Pilotforsøk – Anaerob rensing av gruvevann, Folldal. Oppdragsrapport, Geode AS
- (12) Arnt-Olav Håøya, Rolf Tore Arnesen, prof. Per Aagaard, 1996; Geokjemisk modell-studie av reaksjoner i kolonner med kis og grønnstein fra Løkken gruver. UiO og Niva rapport 3517-96.

### 10.2.3 Andre kilder

- Life Treasure-prosjektet som gjennomføres av Aalborg og Aarhus universiteter i samarbeid med Silkeborg og Århus kommuner.
- Direktoratet for mineralforvaltning v/Per Zakken Brekke og Steinar Nielszen. (Muntlige overleveringer og henvisninger).
- Hjerkin PRO, Forsvarsbygg Utvikling (Omfattende dokumentasjon fra naboeiendommen Hjerkin skytefelt).
- Rolf Arne Kleiv, NTNU. (Muntlige overleveringer og henvisninger).

## 10.3 Referanser til kapitler 5.-8.

### Temaer:

- 0 Løkken
- 1 NIVA - Løkken
- 2 MEND
- 3 EPA
- 4 Konferanser
  
- 10 Løkken
- 11 Falun
- 12 Tverrfjellet
- 13 Boliden
- 14 Skandinavia
- 15 Cases
  
- 20 Teknologioversikter
- 21 Kalkfelling (HDS)
- 22 Andre felling
- 23 Selektive ionebytte
- 24 Membraner
- 25 Væskekstraksjon
  
- 26 Opparbeidelse av metaller
- 27 Slam
- 28 Passiv rensing
- 29 Biologiske prosesser
- 30 Geologi, vannkvalitet og miljø
- 31 Regler, lover og økonomi
- 32 Innkapsling

Tema	Emne	Årstall	Forfatter	Tittel
1	NIVA - Løkken	2012	NIVA	Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområde, Meldal kommune 2011-2012

1	NIVA - Løkken	2011	NIVA	Høringsuttalelse til tiltaksplan for LG
1	NIVA - Løkken	2011	NIVA	Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområde, 2010-2011
1	NIVA - Løkken	2010	NIVA	Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområde, 2009-2010
1	NIVA - Løkken	2010	NIVA	Oksidation av jern i gruvevann fra Wallenberg pumpestasjon
1	NIVA - Løkken	2009	NIVA	Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområde, 2008-2009
1	NIVA - Løkken	2009	NIVA	Pilotanlegg for rensing av drensvann på Løkken - Muligheter og kostnader basert på ionebytterteknologien benyttet i Falun
1	NIVA - Løkken	2009	NIVA	Reduction of Acid Rock Drainage from the Løkken Sulphide Ore Mine by Diverting Acid Drainage from Surface Waste into the flooded Mine
1	NIVA - Løkken	2009	Recomet	Recovery of Metals from Løkken mine water - pre study results
1	NIVA - Løkken	2009	NIVA	Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområde, 2007-2008
1	NIVA - Løkken	2007	NIVA	Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområde, 2006-2007
1	NIVA - Løkken	2006	NIVA	Kontroll av massebalanse i Løkken gruveområde, 2005-2006
1	NIVA - Løkken	1999	NIVA	Løkken Gruber - oppfølgende undersøkelser
1	NIVA - Løkken	1997	NIVA	The "Løkken Project" - Flooding of a Sulphide Ore Mine
1	NIVA - Løkken	1996	NIVA	Vannforurensning fra Kisgruver - Geokjemisk Modellstudie af reaksjoner i kolonner med kis og grønnstein fra Løkken
1	NIVA - Løkken	1994	NIVA	Vannfylling av Wallenberg gruve, Løkken
1	NIVA - Løkken	1993	NIVA	Fremtidig utvikling i avgangsdeponier under vann
1	NIVA - Løkken	1993	NIVA	Vannforurensning fra sulfidmalmgruver med utslipp til ferskvann
1	NIVA - Løkken	1990	NIVA	Vurdering av forurensningsstatus og alternative tiltak for å redusere forurensningstilførslene fra gruveområdet
1	NIVA - Løkken	1983	NIVA	Løkken Verk - Forurensningstilførsler fra gruveområdet ved Løkken sentrum 1982-1983
2	MEND	2008	MEND	Application of Membrane Separation Technology to Mitigation of Mine Effluent and Acid Drainage
2	MEND	2005	MEND	List of Potential Information Requirements in Metal Leaching/ Acid Rock Drainage Assessment and Mitigation Work
2	MEND	2005	MEND	Review of Disposal, Reprocessing and Reuse Options for Acidic Drainage Treatment Sludge
2	MEND	2001	MEND	Prevention and Control



2	MEND	2000	MEND	Treatment
2	MEND	1999	MEND	The Effects of Process Parameters and aging on Lime Sludge Density and Stability
2	MEND	1996	MEND	Metals Removal from Acid Drainage - Chemical Methods
2	MEND	1995	MEND	Metals Removal from Acid Drainage by Ion Exchange
3	EPA	2006	EPA	Management and Treatment of Water from Hard Rock Mines
3	EPA	2001	EPA	Abandoned Mine Site Characterization and Clean-up Handbook
3	EPA	1994	EPA	Extraction and beneficiation of ores and minerals - Copper
3	EPA	1983	EPA	Neutralization of Acid Mine Drainage
3	EPA	1983	EPA	Pilot Plant Treatment of Acid Mine Drainage by Reverse Osmosis
4	Konferanser	2006	ICARD	7th ICARD - Abstracts
4	Konferanser	1997	Diverse	Fourth International Conference on Acid Rock Drainage
10	Løkken	ukjent	Meldal Kommune	Innspill til arbeide med ny mineralstrategi - rensning av avrenning fra gruver
10	Løkken	2012	AMEC	Long Term Sludge Stability Testing for Løkken Mine Waters
10	Løkken	2012	NHD	Oppdragsbrev: Vurdering av forurensningsbegrensende tiltak ved LG
10	Løkken	2010	Meldal Kommune	Formannskapet Møteinnkalling: Tiltaksplan Løkken Gruver
10	Løkken	2010	Naturvernforbundet	Uttale til tiltaksplan for Løkken Gruva
10	Løkken	2010	Vannregionsmøte	Forurensning fra gruvene på Løkken Verk
10	Løkken	2009	Rambøll	Utredning for nytt forurensningsbegrensende tiltak på Løkken i Meldal kommune
10	Løkken	2009	Ukjent	Utredning nytt forurensningsbegrensende tiltak på Løkken i Meldal kommune
10	Løkken	2008	NTNU	A Case Study on Effluent Treatment at the Disused Løkken Sulphide Mines
10	Løkken	2007	Bergvesenet	Konsekvensutredning - Forurensningsproblematikk Løkken Verk i Meldal kommune
10	Løkken	1993	Løkken Gruber	Tiltaksplan - Delplan 2, Wallenberg Gruve som Renseanlegg
10	Løkken	1992	Løkken Gruber	Tiltaksplan - Delplan 1
11	Falun	Ukjent	Ukjent	The Falun copper mine in Bergslagen, Sweden

11	Falun	2010	Hanæus og Ledin	Efterbehandling av gruvavfall i Falun
12	Tverrfjellet	2011	Forsvarsbygg	Bruk av dekk-klipp og Blueguard olivinprodukter til rensing av gruvevannet
12	Tverrfjellet	2009	Forsvarsbygg	Forsøk med Blueguard olivingranulat som rensemiddel for tungmetallholdig avrenning fra Tverrfjellet gruver
15	Cases	20xx	Lanxess	Copper recovery from heap leachates
15	Cases	200x	Boliden et al	Implementation of a high density sludge "HDS" treatment process at the Kristineberg mine site
15	Cases	2012	EKO Poslovi	Mining copper recovery - business plan
15	Cases	2011	Battelle	Development and validation of a F-LLX water purification process for Follidal AMD
15	Cases	2011	Battelle	Final Report on the continuous Bench Scale Demonstration of F-LLX Technology for treatment of Mine Pool Water from the Follidal Mine
15	Cases	2010	Battelle	Report on purification of high copper and zinc AMD water
15	Cases	1999	Boliden and Golder	Implementation of a high density sludge "HDS" treatment process at the Boliden Apirsa mine site
20	Teknologi-oversikter	1997?	Earth Systems Ltd	Coming to Terms with Acid Drainage
20	Teknologi-oversikter	2007	Gaikwad & Gupta	Review on Removal of Heavy Metals from Acid Mine Drainage
20	Teknologi-oversikter	2006	Golder Associates Ltd.	Selecting Suitable Methods for Treating Mine Effluents
20	Teknologi-oversikter	2005	Johnson and Hallberg, Science of the Total Environment	Acid mine drainage remediation options: a review
20	Teknologi-oversikter	2003	INAP	Treatment of Sulphate in Mine Effluents
20	Teknologi-oversikter	2000	Fripp et al	Acid Mine Drainage Treatment
20	Teknologi-oversikter	1998	ADTI, Skousen et al.	A Handbook of Technologies for Avoidance and Remediation of Acid Mine Drainage
20	Teknologi-oversikter	1998	MiMi	Prevention and Control of Pollution from mining waste products
21	Kalkfelling (HDS)	200x	Coulton et al	The formation of high density sludge from minewater with low iron concentrations
21	Kalkfelling (HDS)	2009	Silva et al	Treatment of Acid Mine Drainage and Water Reuse
21	Kalkfelling (HDS)	2008	SGS Mineral Services	High Density Sludge Process
21	Kalkfelling (HDS)	2007	Lee et al	Remediation of heavy metal contaminated groundwater originated from abandoned mine using lime and calcium carbonate
21	Kalkfelling (HDS)	2005	Aube	The Science of Treating Acid Mine Drainage and Smelter Effluents

21	Kalkfelling (HDS)	2004	Canadian Environmental & Metallurgical Inc.	Batch High Density Sludge Process Simulation with high Chloride
21	Kalkfelling (HDS)	2004	Water Research Commission	Neutralization of acid mine water and sludge disposal
21	Kalkfelling (HDS)	2003	Aube and Zinck	Lime Treatment of Acid Mine Drainage in Canada
21	Kalkfelling (HDS)	2000	Aube	Innovative modifications to High Density sludge process
21	Kalkfelling (HDS)	2000	Mohsen Hossein, McGill University	Rule of Ettringite Formation in the Stabilization/Solidification of Sulphide-Bearing Mine Waste
21	Kalkfelling (HDS)	1995	Kuyucak et al	Improved Lime Neutralization Process
21	Kalkfelling (HDS)	1995	Murdock et al	Treatment of Acid Mine Drainage by the high Density Sludge Process
21	Kalkfelling (HDS)	1974	Bosman	The improved densification of Sludge from neutralized AMD
22	Andre fellning	Ukjent	Cewic	Overview of Acid Mine Drainage Treatment with Chemicals
22	Andre fellning	2012	Luptáková et al.	Study of precipitating Methods for elimination of Heavy Metals from Acid Mine Drainage
22	Andre fellning	2010	Lewis	Review of Metal Sulphide Precipitation
22	Andre fellning	2009	8 ICARD, Viklund et al	Removing metals from granulation waste water at the Rönnskär smelter
22	Andre fellning	2009	Balintova & Petrilakova	Study of pH Influence on Selective Precipitation of Heavy Metals from Acid Mine Drainage
22	Andre fellning	2009	Sampaio et al	Selective precipitation of Cu from Zn in a pS controlled continuously stirred tank reactor
22	Andre fellning	2008	Blais et al.	Metals Precipitation from Effluents: Review
22	Andre fellning	2006	Pavlovic et al	Selective Removal of Heavy Metals from Metal-Bearing Wastewater in a Cascade Line Reactor
22	Andre fellning	2000	Dahl	Miljøprosjekt 55: Central oparbejdning af galvanisk affald
22	Andre fellning	1999	Dahl	Kemisk Rensning af Tungmetallosholdigt Spildevand
22	Andre fellning	1997	NJIT	Precipitation of Heavy Metals from Wastewaters
23	Selektive ionebytte	Ukjent	Lanxess	Cu ion exchange Case, serbia
23	Selektive ionebytte	ukjent	Lanxess	Lewatit TP 207 Selective Ion Exchange Resins - Properties and Application
23	Selektive ionebytte	ukjent	Lenntech	Amberlite IRC748 - Industrial Grade Chelating Resin for Metals Removal
23	Selektive ionebytte	2012	Fernandes et al	Selective separation of Cr(III) and Fe(III) from liquid effluents using a chelating resin

23	Selektive ionebytte	2012	Pyrolite	Ion Exchange in Hydrometallurgy - Pyrolite Product Bulletin
23	Selektive ionebytte	2011	Muzenda et al	Cu (II) Removal from Synthetic Waste Water by Ion Exchange Process
23	Selektive ionebytte	2010	Gaikwad et al	Removal of Copper Ions from Acid Mine Drainage Wastewater Using Ion Exchange Technique: Factorial Design Analysis
23	Selektive ionebytte	2010	PSI - Purity Systems Incorporated	Data Sheet - Cu Select Ion Exchange Resins
23	Selektive ionebytte	2009	PSI - Purity Systems Incorporated	Purity Systems Incorporated
23	Selektive ionebytte	2008	Lanxess	Working with Ion Exchangers - A practical Guide
23	Selektive ionebytte	2005	Hendriks	The Application of high capacity Ion Exchange Adsorbent Material, synthesized from fly ash and AMD for the removal of Heavy and trace metals from Secondary Co-disposed Process waters
23	Selektive ionebytte	2002	DOW	DOWEX - Ion Exchange Resins
23	Selektive ionebytte	2001	Rohn and Haas Company	Data Sheet - Amerlite IRC748
23	Selektive ionebytte	1999	Heikki Leinonen	Removal of Harmful metals from metal plating waste waters using selective ion exchangers
24	Membraner	2005	Pisa Vaclav & Gulikova Eva	Desalting of Acid Mine Drainage by Reverse Osmosis Method
25	Væske-ekstraksjon	2010	MEAB	MSU SQ IND - Industrial mixer-settler equipment
25	Væske-ekstraksjon	2010	MEAB	The MAR Concept
25	Væske-ekstraksjon	2009	Winner Global Energy & Environmental Services LLC	AMD Value Extraction Process
25	Væske-ekstraksjon	2005	Valenzuela et al	Kinetics of copper removal from acidic mine drainage by a liquid emulsion membrane
25	Væske-ekstraksjon	2002	Kordosky	Copper recovery using leach/solvent extraction/electrowinning technology
25	Væske-ekstraksjon	2002	Matlock et al	Chemical precipitation of heavy metals from acid mine drainage
26	Opparbeidelse av metaller	2008	Gütling	Barrel electrolysis for metal recovery
26	Opparbeidelse av metaller	2007	Stopic et al	Electrolytic recovery of copper from highly contaminated wastewaters
27	Slam	2008	Kommune kemi	Forceret udvaskningstest - fremgangsmåde & grænseværdier
27	Slam	2006	7 ICARD, McDonnald et al	The effect of neutralisation method and reagent on the rate of Cu and Zn release from Acid Rock Drainage Treatment sludges
27	Slam	2002	Li et al	Selective leaching Cu(II) and Ni(II) from acid mine drainage sludge by using ethylenediamine-ammonium sulfate

27	Slam	2000	Aube and Zinck	Comparison of AMD processes and their impact on sludge characteristics
28	Passiv rensing	2010	Klima og Forurensningsdirektoratet	Bergverk og avgangsdeponering - TA 2715
28	Passiv rensing	2003	K. L. Ford, University of Nebraska - Lincoln	Passive Treatment Systems for Acid Mine Drainage
29	Biologiske prosesser	2012	Sanchez-Andrea et al	Bioremediation of acid mine drainage couples with domestic wastewater treatment
29	Biologiske prosesser	2007	Lawrence et al	Sulphide and ionexchange technologies for metal recovery and water treatment in copper mining industry
29	Biologiske prosesser	2006	Doshi	Bioremediation of Acid Mine Drainage Using Sulfate-Reducing Bacteria
30	Geologi, vann-kvalitet og miljø	2005?	Segalstad, Walder og Nilssen	Mining mitigation in Norway and future improvement possibilities
30	Geologi, vann-kvalitet og miljø	2004?	Blowes & Ptacek	The Geochemistry of Acid Mine Drainage
30	Geologi, vann-kvalitet og miljø	2012	NIVA	Avrenning fra Nordgruvefeltet
30	Geologi, vann-kvalitet og miljø	2009	Kempton et al	Linking sulfide mineral oxidation and metal release in models of acid rock drainage from mine waste
30	Geologi, vann-kvalitet og miljø	2008	Reclamation Research Group	Acid Mine Drainage and Effects on Fish Health and Ecology: A Review
30	Geologi, vann-kvalitet og miljø	2005	Buka Environmental & Kuipers Associates	Predicting Water Quality at Hardrock Mines
31	Regler, lover og økonomi	2010	Klima og Forurensningsdirektoratet	Generelle krav til innhold i en tiltaksplan for opprydding i forurensede sedimenter
31	Regler, lover og økonomi	2003	Baresel et al	Economic Analysis Of Mine Water Pollution Abatement On A Catchment Scale
31	Regler, lover og økonomi	1999	McGinness	Treatment of Acid Mine Drainage
32	Innkapsling	2009	Kalin et al	Reducing sulphide oxidation in pyritic mining wastes – phosphate mining wastes stimulate biofilm formation on mineral surfaces

## 11 Vedlegg

1. Topografisk kart av forskningsområdet
2. Topografisk kart av Løkken gruveområde
3. Flyfoto over Løkken gruveområde
4. Berggrunnskart
5. Kwartærgeologisk kart
6. Vassdragsnettverk omkring Løkken
7. Løkken Gruvers utbredelse i 1954
8. Raubekken nedbørsfelt
9. Oversiktskart om Løkken gruveområde M=1:10000
10. Oversiktskart om Løkken gruveområde M=1:5000
11. Velteområdet på Løkken-siden
12. Beliggenhet av gruva til Løkken-siden (1954)
13. Prøvetaking i Raubekken
  - Figur 1.: Lokalteter av bekkevann-prøvetakingspunkter i Raubekken, og deres betegnelser, 4. april 2013
  - Figur 2.: Tilstanden av Raubekken 4. april 2013
  - Figur 3.: Lokalteter av bekkevann-prøvetakingspunkter i området av utstrømninger, 4. april 2013
  - Figur 4.: Analyseresultater av bekkevann-prøver i Raubekken, tatt 4. april 2013
  - Analyserapport
14. Sammendrag av vann- og massebalanser og konsentrasjoner 2005-2012

15. Tverrsnitt gjennom Søndre berghald

Figur 1.: Tverrsnitt gjennom Søndre berghald

Figur 2.: Beliggenhet av tverrsnittet gjennom Søndre berghald på tegning TVS-01

16. Forslag til anlegg for avskjæring av forurensningstransport til Raubekken, Løkken Gruver

17. Plasseringsalternativer for rensenanleggene