

Reinigungsverfahren sowie wirtschaftliche Bewertung und Selektion der Best-Praxis- Verfahren gegen Acid-Mine-Drainage

Abschlussbericht zum TP 1.8

Auftragnehmer:

FIB Forschungsinstitut für Bergbaufolgelandschaften e.V.

GFI Grundwasser-Consulting-Institut GmbH Dresden

VisDat geodatentechnologie GmbH

Autoren: Dr. Christian Hildmann, Dr.-Ing. habil. Felix Bilek, Mario Uhlig, Manja Walko



Auftraggeber:

Sächsisches Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie

Koordination: Lünich, Kathleen

LANDESAMT FÜR UMWELT,
LANDWIRTSCHAFT
UND GEOLOGIE



Freistaat
SACHSEN

Für *saubere* Gewässer in Sachsen

Berichtszeitraum: 10/2018 – 05/2019

Berichtsabschluss: 31.05.2019

Gefördert durch den europäischen Fonds für Regionalentwicklung



Europäische Union. Europäischer
Fonds für regionale Entwicklung.
Evropská unie. Evropský fond pro
regionální rozvoj.



Ahoj sousede. Hallo Nachbar.
Interreg V A / 2014–2020

INHALTSVERZEICHNIS

ABBILDUNGSVERZEICHNIS	II
TABELLENVERZEICHNIS	III
ANLAGENVERZEICHNIS	IV
ABKÜRZUNGSVERZEICHNIS	1
1 VERANLASSUNG UND PROJEKTZIEL	1
2 ÜBERSICHT REINIGUNGSVERFAHREN	4
2.1 EINFÜHRENDE BEMERKUNG	4
2.2 REGIONALE BESONDERHEITEN	6
2.3 AKTIVE, PASSIVE UND IN-SITU VERFAHREN	7
2.4 STANDÖRTLICH BEDINGTES RANKING	9
2.5 DEFINITION VON MODELLGRUNDWÄSSERN	17
3 BESCHREIBUNG DER BEHANDLUNGSVERFAHREN	18
3.1 NEUTRALISATIONSVERFAHREN	19
3.1.1 BAULICHE ELEMENTE DER KLASSISCHEN GRUBENWASSERAUFBEREITUNG	20
3.1.2 PROZESSE	22
3.1.3 DICKSCHLAMMVERFAHREN (HDS: HIGH DENSITY SLUDGE)	33
3.1.4 NEUTRALISATIONSMAßNAHMEN AM BEISPIEL DER IN-LAKE-BEHANDLUNG VON BERGBAUFOLGEGEEN	35
3.1.5 PASSIVE NEUTRALISATIONSVERFAHREN	40
3.2 FÄLLUNGSVERFAHREN	53
3.2.1 HINTERGRUND	53
3.2.2 ABSETZBECKEN	54
3.2.3 VERTIKALDURCHFLUSSREAKTOR	58
3.2.4 FÄLLUNG VON GIPS	63
3.2.5 FÄLLUNG VON EISEN ALS HYDROXISULFAT (Z. B. SCHWERTMANNIT)	63
3.2.6 FÄLLUNG MIT BARIUM	64
3.2.7 FÄLLUNG MIT CALCIUM UND ALUMINIUM: SAVMIN-VERFAHREN, CESR-PROZESS, WALHALLA-PROZESS	64
3.2.8 PASSIVE METHODEN ZUR METALLENTFERNUNG	66
3.3 MEMBRANVERFAHREN	78
3.3.1 MIKROFILTRATION	78
3.3.2 NANOFILTRATION	78
3.3.3 UMKEHROSMOSE (REVERSE OSMOSIS, RO)	79
3.4 MEMBRANELEKTROLYSEVERFAHREN	80
3.5 SORPTION / IONENAUSTAUSCH	81

3.5.1	IONENAUSTAUSCHERHARZE	82
3.5.2	SORBENTEN AUS DEM BERGBAUUMFELD	82
3.6	THERMISCHE ENTSALZUNG	83
3.7	IN-SITU VERFAHREN	85
3.7.1	IN-LAKE VERFAHREN	85
3.7.2	IN-SITU-SANIERUNG BELASTETER FLIESSGEWÄSSER	88
3.8	NATÜRLICHE SELBSTREINIGUNG - NATURAL ATTENUATION	92
4	FAZIT: ANWENDUNG UND WIRTSCHAFTLICHKEIT DER VERFAHREN	98
4.1	ZUSAMMENFASSENDE VERGLEICH DER REINIGUNGSVERFAHREN	98
4.2	WIRTSCHAFTLICHKEITSBEWERTUNG	102
4.3	ANWENDUNG IN SACHSEN	104
4.4	VERORTUNG DER ANWENDUNGSFÄLLE IN EINER KARTE	106
5	ANWENDUNG AUF TAGEBAUSEEN – VERGLEICH ZWEIER ANWENDUNGSSZENARIOEN	111
6	LABORVERSUCHE ZUR BESTIMMUNG DER EISENOXIDATIONSKINETIK	116
6.1	VERANLASSUNG	116
6.2	BESCHREIBUNG DER EISEN-OXIDATIONSKINETIK	116
6.2.1	CHEMISCH KATALYSIERTE OXIDATION	118
6.2.2	EISENOXIDATION BEI NIEDRIGEN PH-WERTEN	119
6.3	UNTERSUCHUNGSMETHODIK	120
6.4	VERSUCHSDURCHFÜHRUNG	120
6.5	VERSUCHSERGEBNISSE	122
6.6	SCHLUSSFOLGERUNGEN	131
7	UMSETZUNGSKONZEPT ZUR WEBANWENDUNG „ATRIUM“	133
7.1	EINFÜHRUNG UND ZIELE	133
7.2	RANDBEDINGUNGEN	134
7.2.1	TECHNISCHE RANDBEDINGUNGEN	134
7.2.2	ORGANISATORISCHE RANDBEDINGUNGEN	134
7.3	IST-STAND DER ATRIUM-ANWENDUNG	134
7.4	ANFORDERUNGEN	136
7.4.1	FUNKTIONALE ANFORDERUNGEN	137
7.4.2	QUALITÄTSZIELE	138
7.5	KONTEXTABGRENZUNG	138
7.5.1	NUTZERROLLEN	138
7.5.2	DATENBASIS	138
7.5.3	DATENMIGRATION	139
7.5.4	WARTUNG UND PFLEGE DES DATENBESTANDS	139
7.5.5	ATRIUM-ANWENDUNG	140
7.5.6	ATRIUM-ADMINANWENDUNG	140

7.5.7	EXTERNE SCHNITTSTELLEN	140
7.6	LÖSUNGSSTRATEGIE	141
7.7	DATENHALTUNG	141
7.7.1	HARMONISIERUNG	141
7.7.2	DATENBANKENTWURF	143
7.8	FRONTENDGESTALTUNG	144
7.8.1	ATRIUM-ANWENDUNG	144
7.8.2	ATRIUM ADMINOBERFLÄCHE	150
7.9	LOGIKSCHICHT BZW. SERVERSEITIGE PROGRAMMIERUNG	153
7.10	VERTEILUNG DES ATRIUM-SYSTEMS	154
7.11	UMSETZUNGSAUFWAND	154
8	ZUSAMMENFASSUNG	156
9	LITERATURVERZEICHNIS	VI
ANLAGEN		XX

ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 2-1: Kategorien der Aufbereitungstechnologien – Auswahl (INAP, 2014)	4
Abbildung 2-2: Schema der wesentlichen Verfahrenselemente der oxidativen Metallabscheidung. Dargestellt ist die gegenseitige Beeinflussung und Abhängigkeit der Teilprozesse (Bilek, 2012)	5
Abbildung 2-3: Graphische Entscheidungshilfe für und wider aktiver oder passiver Wasserreinigung. Die Grenzen zwischen den Verfahren müssen als unscharf betrachtet werden. k_B in mmol/l, Fe und Zn in mg/l (Wolkersdorfer, 2017 nach ERMITE Consortium, 2004; Younger, 2002).	9
Abbildung 2-4: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur aktiven Aufbereitung von Grubenwässern. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens häufige Vorgehensweise.	13
Abbildung 2-5: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur passiven Aufbereitung von Grubenwässern. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens wahrscheinlichste Vorgehensweise (verändert nach Skousen, et al. (2017).	14
Abbildung 2-6: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur Behandlung von bergbaubeeinflussten Fließgewässern. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens häufige Vorgehensweise.	15
Abbildung 2-7: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur Behandlung von bergbaubeeinflussten Seen. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens häufige Vorgehensweise.	16
Abbildung 3-1: Schema der wesentlichen Verfahrenselemente der aktiven oxidativen Behandlung von Grubenwässern (Bilek, 2012)	20
Abbildung 3-2: Schematische Darstellung einer Belüftungskaskade	25
Abbildung 3-3: Änderung des Effizienzkoeffizienten k von O_2 und CO_2 in Abhängigkeit der Fallhöhe	26
Abbildung 3-4: Effizienz einer Belüftungskaskade in Abhängigkeit der Belüftungsstufen und der Fallhöhe des Wassers am Beispiel des Sauerstoffeintrags	26
Abbildung 3-5: Schematische Darstellung einer Venturi-Belüftung (nach YOUNGER et al. 2002 aus (Heitfeld, et al., 2012))	27
Abbildung 3-6: Von Leavitt entwickelte Trompe links: in der Querschnittsansicht, rechts: Trompenkopf in Detailansicht (Leavitt, et al., 2013).	28
Abbildung 3-7: Schematischer Aufbau der OxTube (SansOx, 2016)	28
Abbildung 3-8: Schema der oxidativen Metallabscheidung (INAP, 2014, S. 327 Figure 7-4: Basic HDS Process Configuration)	34
Abbildung 3-9: Abnahme des Wirkungsgrades in Abhängigkeit des pH-Wertes ausgewählter KSM-Produkte	39
Abbildung 3-10: Wirkungsschema des High-Density-Hydrogencarbonat (HDHc)-Reaktors im Rahmen des LMBV-P&D-Tests 2014 – 2016 (Luckner, et al., 2017)	40
Abbildung 3-11: Schema des Absetzvorganges in einem einfachen Absetzbecken (verändert nach Crittenden et al., 2012)	55
Abbildung 3-12: Prinzipbild eines Vertikaldurchflussreaktors (verändert nach Florence et al. (2016) aus Wolkersdorfer (2017)).	59
Abbildung 3-13: Biogene Alkalinitätsproduktion (IWB, 2019)	63
Abbildung 3-14: Flowchart SAVMIN-Prozess (MINTEK, 2008)	65
Abbildung 3-15: Eh – pH - Diagramm von Zink (Hem, 1972)	69
Abbildung 3-16: Schema eines geschlossenen Karbonatlösungssystems für alkalische, zinkreiche Grubenwässer (Wolkersdorfer & Younger (2002) nach Younger (2000))	70
Abbildung 3-17: Skizze des gekoppelten Lösungs- und Fällungsprozesses zur Entfernung von Arsen mittels Siderit (Renard, et al., 2017)	71
Abbildung 3-18: Draufsicht auf ein Pyrolusitbett (Lehigh Environmental Initiative, 2000-2011)	73

Abbildung 3-19: Schematische Darstellung des kleinmaßstäblichen kontinuierlichen Versuchsaufbaus von Johnson (2003)	75
Abbildung 3-20: Sulfatabscheidung mittels Nanofiltration und einer zusätzlichen Kristallisation von Gips	79
Abbildung 3-21: Vergleich des spezifischen Wärmebedarfs einer Multi-Stage-Flash- und einer Multi-Effect-Distillation-Anlage als Funktion der Anzahl der Stufen (Kucera, 2014)	84
Abbildung 3-22: Prinzip der elektrobiochemischen Wasserbehandlung (Wolkersdorfer (2017) verändert nach Firmenprospekt Inotec Inc., Salt Lake City, USA)	88
Abbildung 3-23: Entscheidungsbaum für kontrollierte natürliche Selbstreinigung (nach (ERMITE Consortium, 2004) verändert von (Wolkersdorfer, 2017))	93
Abbildung 3-24: Stoffquellen und hydrogeochemische Prozesse in sauren Tagebauseen (LUA, 2001)	97
Abbildung 4-1: Karte der Behandlungsanlagen des Lausitzer und Mitteldeutschen Braunkohlenreviers sowie des Erz- und Steinkohlenbergbaus	106
Abbildung 4-2: Detailkarte der Behandlungsanlagen des Lausitzer Braunkohlenreviers (oben) und des Mitteldeutschen Braunkohlenreviers (unten)	107
Abbildung 5-1: Zu- und Abstrom bestimmen die Qualität des Wassers im Tagebausee und zeigen mögliche Ansatzpunkte für eine Behandlung auf	111
Abbildung 5-2: Entscheidungsbaum für die Notwendigkeit einer Behandlung saurer Seen	113
Abbildung 6-1: pH-Wert-abhängige Eisenoxidationsrate	117
Abbildung 6-2: Schema der oberflächen-katalysierten Eisenoxidation	118
Abbildung 6-3: Schema der Batch-Versuche	121
Abbildung 6-4: Abnahme der Fe(II)-Konzentration (in mg/l) mit der Zeit durch fortschreitende Oxidation	122
Abbildung 6-5: Abnahme des pH-Wertes mit der Zeit durch fortschreitende Oxidation	123
Abbildung 6-6: Versuch 1 (periodische O ₂ -Zufuhr, ohne Rührer) Periodische Anhebung der Sauerstoffkonzentration führt zu vorübergehender Zunahme der Eisenoxidationsrate	123
Abbildung 6-7: Versuch 2 (periodische O ₂ -Zufuhr, mit Rührer): Periodische Anhebung der Sauerstoffkonzentration und nachfolgend vorübergehende Zunahme der Eisenoxidationsrate.	124
Abbildung 6-8: Gemessene Abnahme der Fe(II)-Konzentration in Versuch 3 mit der Zeit und Vergleich mit einer Konzentrationsabnahme gemäß der mit Gl. 10 beschriebenen Kinetik	125
Abbildung 6-9: Beschreibung der Oxidationskinetik als Reaktion 0ter Ordnung mit Übergang zu einer Reaktion 1ster Ordnung am Beispiel des Versuches 3	126
Abbildung 6-10: Ableitung der Ratenkonstanten k für den durch eine Rate erster Ordnung beschreibbaren Abschnitt der Konzentrationsabnahme von c _{Fe(II)}	127
Abbildung 6-11: Younger et al 2002: Konzentrationsabnahme von Fe in passiven Systemen	128
Abbildung 6-12: Abnahme des pH-Wertes in Abhängigkeit der verbleibenden Fe(II)-Konzentration	129
Abbildung 6-13: Abnahme der Sulfatkonzentration im Laufe von Versuch 1 und 2	130
Abbildung 6-14: Beispielhafte Reaktionen des dreiwertigen Eisens und damit verbundene Protonen-Freisetzung im Vergleich für typische Versuchsbedingungen (pH 2,85 bzw. 2,58)	131
Abbildung 7-1: Frontend IST-Stand	135
Abbildung 7-2: Datenbankstruktur (MS SQL Server) IST-Stand	136
Abbildung 7-3: Kontextabgrenzung	138
Abbildung 7-4: Datenharmonisierung	142
Abbildung 7-5: Datenbankentwurf	143
Abbildung 7-6: Einfache Suche	144
Abbildung 7-7: Autosuggest	145
Abbildung 7-8: Suche über Verfahrensstrategien	145
Abbildung 7-9: Erweiterte Suche	146
Abbildung 7-10: Alphabetische Liste	147
Abbildung 7-11: Ergebnisliste	148
Abbildung 7-12: Ergebnis	149
Abbildung 7-13: Formular "Verfahren anmelden"	150
Abbildung 7-14: Login Adminanwendung	151
Abbildung 7-15: Vorhandene Verfahren	151

<i>Abbildung 7-16: Verfahren hinzufügen</i>	<u>152</u>
<i>Abbildung 7-17: Verfahren bearbeiten</i>	<u>153</u>



TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 2-1: INAP-Einteilung der Behandlungsmethoden nach aktiven, passiven und in-situ Verfahren (INAP, 2014)	8
Tabelle 2-2: Wasserbeschaffenheit der Modellwässer (MW) 1 - 3	17
Tabelle 3-1: Zusammenfassende Übersichtstabelle der nachfolgend beschriebenen Verfahren	18
Tabelle 3-2: Neutralisationsmittel- und Einsparungspotenzial der belüfteten- und unbelüfteten Wasserprobe	23
Tabelle 3-3: Abschätzung der Kosten für die aktive Eisenabscheidung über Neutralisation und Oxidation	31
Tabelle 3-4: Grubenwasserreinigungsanlagen und Absetzanlagen in der Lausitz und in Mitteldeutschland	32
Tabelle 3-5: Gegenüberstellung verwendeter Neutralisationsmittel	36
Tabelle 3-6: Eigenschaften oxischer Systeme nach Cravotta (1998), Genty et al. (2016), Hedin et al. (2014), INAP (2014), PIRAMID Consortium (2003), Simmons et al. (2002), Wolkersdorfer (2017), Younger et al. (2002), Ziemkiewicz et al. (1996; 1997; 2003).	43
Tabelle 3-7: Vor- und Nachteile von leach bed – Anwendungen (Goetz & Riefler (2014), Gusek (2008) in https://mineclosure.gtk.fi/limestone-and-steel-slag-leach-beds/)	44
Tabelle 3-8: Kostenübersicht für Bau und Betrieb der Systeme	45
Tabelle 3-9: Abschätzung der Behandlungskosten für die passive Eisenabscheidung über Belüftung + OLC/OLD + Sedimentationsbecken	46
Tabelle 3-10: Beispiele für Bau- und Betriebskosten von ALDs	52
Tabelle 3-11: Abschätzung der Behandlungskosten für die passive Eisenabscheidung der Modellwässer über ALD + Sedimentationsbecken	52
Tabelle 3-12: Abschätzung der Behandlungskosten für die passive Eisenabscheidung der Modellwässer 1 – 3 über einen Vertikaldurchflussfilter	61
Tabelle 3-13: Schwermetallentfernung mit passiven Systemen (PIRAMID Consortium, 2003)	68
Tabelle 4-1: Anwendungsspektrum, Voraussetzung/Aufwand, Neutralisationseffizienz und Abreicherungsvermögen der Verfahren zur Behandlung azidischer Wässer	98
Tabelle 4-2: Anwendungsspektrum, Voraussetzung/Aufwand, Neutralisationseffizienz und Abreicherungsvermögen der Verfahren zur Behandlung ausschließlich neutraler bis alkalischer Wässer	101
Tabelle 4-3: Einschätzung der Wirtschaftlichkeit von Verfahren zur Behandlung azidischer Wässer	102
Tabelle 4-4: Einschätzung der Wirtschaftlichkeit von Verfahren zur Behandlung circumneutraler bis alkalischer Wässer	104
Tabelle 4-5: Übersicht der Behandlungsstandorte bergbaubeeinflusster Wässer des Lausitzer Braunkohlenreviers (Stand 02/2019)	108
Tabelle 4-6: Übersicht der Behandlungsstandorte bergbaubeeinflusster Wässer des Mitteldeutschen Braunkohlenreviers (Stand 02/2019)	109
Tabelle 4-7: Übersicht der Behandlungsstandorte bergbaubeeinflusster Wässer des sächsischen Erz- u. Steinkohlenreviers (Stand 02/2019)	110
Tabelle 5-1: Vergleich der Betriebskosten (Abschätzung für 2016) von In-Lake-Neutralisation und aktiver Grubenwasseraufbereitung mittels Oxidations- und Neutralisationsverfahren	114
Tabelle 6-1: Spezifika der Versuche 1 bis 4	120
Tabelle 6-2: Beschaffenheit des Rohwassers	121
Tabelle 6-3: Raten K und Ratenkonstanten k der Eisenoxidation, die aus den Versuchen abgeleitet wurden.	127
Tabelle 7-1: Mögliche Umsetzungsvarianten für die Wartung und Pflege des Datenbestands	139
Tabelle 7-2: Abschätzung des Umsetzungsaufwands	154
Tabelle 7-3: Konzeptunterlagen	154
Tabelle 7-4: Glossar	155





ANLAGENVERZEICHNIS

Anlage 1: Qualitativer Vergleich der verschiedenen Behandlungskategorien (verändert nach (INAP, 2014))	XX
Anlage 2: Entscheidungsbaum für die AMD-Behandlung (INAP, 2009)	XXI
Anlage 3: Berechnete Abmessungen und Kapazitäten der Absetzbecken unter Verwendung der verschiedenen Konstruktionsformeln und Größen, Kombinationen von Durchfluss und Eisenkonzentration (PIRAMID Consortium, 2003, S. 61)	XXII
Anlage 4: Beispiele für ALDs bzw. kombinierte Systeme	XXII
Anlage 5: Beispiele für Vertikaldurchflussreaktoren (VFR) zur Behandlung von AMD und circumneutraler Grubenwässer	XXIII
Anlage 6: Steckbrief 01 - Aktive Grubenwasseraufbereitung	XXIV
Anlage 7: Steckbrief 02 - Aktive Behandlung von Wässern mit Schwermetallen	XXVI
Anlage 8: Steckbrief 03 - Savmin- und Walhalla-Verfahren	XXVIII
Anlage 9: Steckbrief 04 - Membran-Verfahren	XXX
Anlage 10: Steckbrief 05 - Membranelektrolyse-Verfahren	XXXII
Anlage 11: Steckbrief 06 - Thermische Eindampfung	XXXIV
Anlage 12: Steckbrief 07 - Absetzbecken	XXXVI
Anlage 13: Steckbrief 08 - Oxischer Karbonatkanal	XXXVIII
Anlage 14: Steckbrief 09 - Offenes Karbonatgerinne	XL
Anlage 15: Steckbrief 10 - Manganese Oxidation Bed (MOB)	XLII
Anlage 16: Steckbrief 11 - Anoxischer Karbonatkanal	XLIV
Anlage 17: Steckbrief 12 - Vertikaldurchflussreaktor – Großoberflächenfilter (roughing filter)	XLVI
Anlage 18: Steckbrief 13 - Geschlossenes Karbonatlösungssystem	XLVIII
Anlage 19: Steckbrief 14 - Siderit–Calcit-Reaktor	L



ABKÜRZUNGSVERZEICHNIS

Abkürzung	Definition / Erläuterung
AAF	Anlage zur Aufbereitung von Flutungswasser
Ae FG	aerobes Feuchtgebiet (aerobes aerobic wetland, reed bed)
ALD	anoxic limestone drain - Anoxischer Karbonatkanal
AMD	Acid Mine Drainage – saure bergbaubeeinflusste Wässer (Grubenwässer, Haldenwässer, Sickerwässer) = saure Wässer mit hohen Gehalten an gelösten Metall-, Semimetall- und Sulfat-Ionen, die aus Erzlagerstätten, Kohlenlagerstätten, Bergwerken (Minen) und Bergbauhalden ausfließen
An FG	anaerobes Feuchtgebiet (anaerobic wetland, compost wetland)
BK	Branntkalk
c(O₂)	Sauerstoffkonzentration
DIC	dissolved inorganic carbon – gelöster anorganischer Kohlenstoff
Diversion Well	kalksteingefüllte Umleitungsschächte
DO	dissolved oxygen – gelöster Sauerstoff
DOC	dissolved organic carbon – gelöster organischer Kohlenstoff
EHS	Eisenhydroxidschlamm
ERMITE	Environmental Regulation of Mine waters In The European Union
FHM	Flockungshilfsmittel
GIS	Geographisches Informationssystem
GWBA	Grubenwasserbehandlungsanlage
GWBS	Gewässerbehandlungsschiff
GWRA	Grubenwasserreinigungsanlage
HDHc	High-Density-Hydrogencarbonat
HDS	high density sludge (Technologie)
HFO	Hydrous ferric oxides - wasserhaltige Eisen(III)oxide
ICP	Spektrometrie mit induktiv gekoppeltem Plasma zur anorganischen Elementanalytik (u. a. Spurenanalyse von Schwermetallen) <ul style="list-style-type: none"> • Massenspektrometrie = inductively coupled plasma mass spectrometry (ICP-MS) • Optische Emissionsspektrometrie = inductively coupled plasma optical emission spectrometry (ICP-OES)
INAP	International Network for Acid Prevention
ITRC	Interstate Technology & Regulatory Council
KH	Kalkhydrat
KSM	Kalksteinmehl
LLB	limestone leach bed – mit Kalksteinbruchstücken gefülltes Becken zur Neutralisation
Low-pH Fe-Ox. Channel	Kanal mit Kalk- oder Sandsteinbruchstücken zur Eisenoxidation
LS Sand	Zugabe feinkörnigen Kalksteins ins Fließgewässer

Abkürzung	Definition / Erläuterung
MOB	manganese oxidation bed - Mangan-Oxidationsbecken
MRB	manganese removal bed - Manganrückhaltebecken
MWBA	Modulare Wasserbehandlungsanlage
NF	Nanofiltration
NM	Neutralisationsmittel
ODAS	Oxidation, Dosing with Alkali, Sedimentation – chemische Fällungsverfahren
OLC	open limestone channel - offenes Karbonatgerinne
OLD	oxic limestone drain - Oxischer Karbonatkanal
PIRAMID	Passive in-situ Remediation of Acidic Mine / Industrial Drainage, Forschungsprojekt der 5. Framework Programme der EU-Kommission (1998-2002)
PRB	permeable reaktive Wände / Reaktive Barrieren / Durchströmte Reinigungswände
RAPS	reducing and alkalinity producing system - reduzierendes Alkalinität produzierendes System
RO	reverse osmosis - Umkehrosmose
SAPS	successive alkalinity producing system - sukzessive Alkalinität produzierendes System
SCOOFI	Surface-catalysed Oxidation of Ferrous Ion
SINA	stationäre In-Lake-Neutralisationsanlagen
SLB	steel-slag leach bed – mit Stahlschlacke gefülltes Becken zur Neutralisation
SRB	sulfate reducing bioreactor - Sulfatreduzierende Bioreaktoren
TBS	Tagebausee
TS	Trockensubstanz
VFR	vertical flow reactor - Vertikaldurchflussreaktor
WBA	Wasserbehandlungsanlage
WRE	Wasserrechtliche Erlaubnis

1 VERANLASSUNG UND PROJEKTZIEL

Saure Grubenwässer (engl.: Acid mine drainage AMD) stellen nach wie vor ein Problem in den sächsischen Bergbaurevieren dar.

Acid mine drainage, acid and metalliferous drainage (AMD) oder auch **acid rock drainage (ARD)** sind saure Wässer mit hohen Gehalten an Metall-, Semimetall- und Sulfat-Ionen, die aus Erzlagerstätten, Kohlenlagerstätten, Bergwerken (Minen) und Bergbauhalden ausfließen, die Sulfidminerale, insbesondere Disulfide enthalten.

Ursache sind belüftete Sedimente in den Kippen des Braunkohlenbergbaus bzw. Halden des Erz- und Steinkohlenbergbaus als auch von der Grundwasserabsenkung betroffene Bereiche, die im Untergrund entsprechende Gehalte an Pyrit, Markasit oder Sphalerit aufwiesen, da saure Wässer insbesondere immer dann entstehen, wenn sulfidhaltige Gesteine mit Sauerstoff in Kontakt kommen und Verwitterungsprozesse einsetzen. Von den Folgen sind Grund- und Oberflächengewässer gleichermaßen betroffen. Bei der Verwitterung des Pyrits werden sowohl Eisen als auch Sulfat und Wasserstoffionen freigesetzt. Durch die sinkenden pH-Werte werden zudem sonst stabil gebundene Metallionen mobilisiert. Nach Becker (2003) resultiert insbesondere aus der Verwitterung der Sulfiderze, die Minerale wie Sphalerit (ZnS), Galenit (PbS) und Arsenopyrit (FeAsS) enthalten, neben Eisen und Sulfat die Freisetzung toxischer Schwermetalle wie Zink, Blei, Nickel, Cadmium, Kupfer oder Arsen. Je nach pH-Wert dominieren dabei unterschiedlich gelöste Metallspezies.

Das Eisen(II), Sulfat und die Metallionen werden mit dem Wasserfluss transportiert (z.B. bei Grundwasserwiederanstieg in den durch Pyritverwitterung geprägten Bergbaukippen und Grundwasserabsenkungsbereichen bzw. mit dem Sickerwasser in den Halden bis ins Grundwasser) und gelangt entweder diffus über die Grundwasserpassage, mit dem Zwischenabfluss oder oberflächlich gefasst (gefasste Haldenabflüsse, Sumpfungswässer) schließlich in die Oberflächengewässer. Das Eisen wird in den Fließgewässern und Seen zunächst oxidiert, dann unter erneuter Entstehung von Säure zu Eisen(III)hydroxid hydrolysiert und als Schlamm sichtbar ausgefällt. Damit kommt es zur Trübung des Gewässers und Ablagerung von Eisenschlamm auf den Wasserpflanzen. Die abgelagerten Eisenverbindungen sind in den Fließgewässern nicht stabil und werden langsam stromabwärts verdriftet. Eisenschlämme wirken sich negativ auf die Besiedlung des Benthos aus (z. B. Krebse, Muscheln, Schnecken, Insekten). Für Fische ist vor allem die Bildung von Eisenoxiden in den Kiemen aus dem gelösten Eisen(II) gefährlich. Hohe Sulfationenkonzentrationen stellen im Vorfluter hauptsächlich wegen der korrosiven Eigenschaften ein Problem dar, ab 500 mg/l ist lt. Umweltbundesamt eine Schädigung der menschlichen Gesundheit zu besorgen. Für Trinkwasser ist entsprechend TrinkwV ein Grenzwert von 250 mg/l Sulfat definiert. Schwermetalleinträge in Gewässern haben in Abhängigkeit von pH-Wert und dem Gehalt an Huminstoffen sehr vielfältige Auswirkungen auf deren biologische Qualitätskomponente (Heitfeld, et al., 2012). Im Makrozoobenthos sind aufgrund ihrer überwiegend benthischen Lebensweise neben den

Filterierern besonders Detritivoren und im Sediment lebende Organismen von Schwermetallen betroffen (Bartzke et al., 2010 in Heitfeld et al., 2012).

Bioakkumulation ist für Blei, Kupfer, Cadmium, Zink und Nickel beschrieben (verschiedene Autoren in Heitfeld et al., 2012). In Studien zeigten sich artspezifische Unterschiede, so sind schwermetallsensitive Arten stark zurückgegangen (z. B. Ephemeroptera, Trichoptera und Plecoptera), andere profitierten hingegen vom geringeren „Konkurrenzdruck“ durch die reduzierte Anzahl an Räubern und einem größeren Nahrungsangebot (z. B. verschmutzungstolerante Chironomidenarten; Hubmann, 1993 in Heitfeld et al., 2012). Insgesamt wurden schwermetallbedingte Rückgänge der Artenzahlen innerhalb des Makrozoobenthos nachgewiesen und Veränderungen des prozentualen Anteils der Großgruppen und Taxa an der Gesamtabundanz einer Biozönose auf schwermetallbedingte Ursachen zurückgeführt (verschiedene Autoren in Heitfeld et al., 2012). Fische nehmen Schwermetalle in erster Linie über die Kiemen und die Nahrungskette auf. Nach Heitfeld et al. (2012) führen erhöhte Konzentrationen von Cadmium, Nickel, Blei oder Kupfer nachweislich zu Organschäden und erhöhter Mortalität der Fische bzw. ihrer Larven.

Eine umfangreiche und den Gegebenheiten angepasste Sanierung saurer Grubenwässer bedeutet die Umwelt vor den beschriebenen negativen Auswirkungen weitestgehend zu schützen.

Ziel dieses Projektes war es, aus der Vielzahl von Sanierungsverfahren die für die Herausforderungen in der Region geeignetsten Methoden herauszuarbeiten und wirtschaftlich zu betrachten. Hierbei ist das Augenmerk auf bereits national und international erfolgreich angewendete Verfahren gerichtet worden, aber auch neuere Forschungsansätze fanden Berücksichtigung.

Die Recherche und Bewertung der Verfahren baut auf den Ergebnissen der VODAMIN-Berichte von Teilprojekt 04 „Reinigungsverfahren von Grundwasser und Oberflächengewässern“ (Bilek F., 2012), Teilprojekt 09 „Reinigungsverfahren für Grubenwasser - Bewertung und Selektion der Verfahren“ (Wolkersdorfer, 2013) sowie Teilprojekt 14 „Verfahren zur Fassung, Ableitung und Reinigung von bergbaulich kontaminierten Grundwässern“ (Glombitza, et al., 2014) auf und gleicht diese mit der aktuellen internationalen Literatur der letzten 10 Jahre auf Vollständigkeit und Aktualität ab und prüft, ob weitere Verfahren mit zu berücksichtigen sind.

Im Vita-Min-Teilprojekt 1.9 „Recherche und Wirtschaftlichkeit (mikro-)biologischer Verfahren zur Reinigung von Bergbauwässern“ (Weber & Bilek, 2018) wurden die folgenden (mikro-)biologischen Reinigungsmethoden bereits umfassend beschrieben und bewertet. Die Steckbriefe für diese Verfahren liegen vor:

- Aerobe konstruierte Feuchtgebiete
- Anaerobe konstruierte Feuchtgebiete
- Reduzierende Alkalinität produzierende Systeme
- In-situ reaktive Barrieren
- In-situ Reaktionszonen (Stimulation der heterotrophen Sulfatreduktion)
- In-situ Enteisung
- Bioreaktoren – heterotrophe Sulfatreduktion
- Bioreaktoren – autotrophe Sulfatreduktion
- Bioreaktoren – Schwertmannit-Verfahren

Der Wirkmechanismus aerober Feuchtgebiete beruht auf der Bereitstellung biologischer Oberflächen und Biofilme, durch welche die Eisenoxidation (mikro-)biologisch katalysiert wird (Weber & Bilek, 2018). Die von Weber & Bilek (2018) zusammengefassten Prozesse, die im Feuchtgebiet ablaufen (mikrobiell katalysierte Oxidation, Filtration kolloidal gebundener Schadstoffe, Sorption, Bioakkumulation), stellen eine Kombination einiger der nachfolgend beschriebenen Behandlungsverfahren dar. Gleiches gilt für anaerobe Feuchtgebiete oder auch reduzierende Alkalinitätssysteme, deren Wirkmechanismus der Induzierung mikrobieller Eisen- und Sulfatreduktion durch das organische Substrat, zusätzlich zu den Prozessen des aeroben Feuchtgebietes, noch die Ausfällung von Metallsulfiden, die Mitfällung von Arsen in Eisensulfiden und ggf. die Bildung von Alkalinität durch die Auflösung von Kalk/Dolomit nach sich zieht.

Der hier vorliegende Bericht gibt zunächst eine Übersicht über die verschiedenen (nicht-biologischen) Reinigungsverfahren, die zur Aufbereitung saurer Grubenwässer genutzt werden können. Dabei wird auch die Differenzierung in aktive, passive und in-situ Verfahren näher beleuchtet. Schließlich wird dargestellt, wie die Auswahl des jeweils passenden Behandlungsverfahrens über Standorteigenschaften mittels Entscheidungsbäumen vorgenommen werden kann.

Im Hauptteil, dem darauf folgenden Kapitel 3, werden die verschiedenen Behandlungsverfahren ausführlich dargestellt. Aus diesen sind Steckbriefe für die Verfahren abgeleitet, die in Anlage 6 bis Anlage 19 wiedergegeben sind. Beispiele für diese Verfahren sind in einer Karte verortet (Kapitel 4.4). Schließlich werden einige der Verfahren am Beispiel der Behandlung von Seen in einem Anwendungsfall in Kapitel 5 betrachtet.

Im Kapitel 6 werden Laborversuche zur Reaktionskinetik der Eisenoxidation vorgestellt, die für die Behandlung sehr saurer Wässer von Bedeutung sind.

Zudem wird ein Konzept vorgestellt (Kapitel 7), wie die Ergebnisse zu den verschiedenen Verfahren in einer Web-Anwendung einer breiten Öffentlichkeit zugänglich gemacht werden können.

2 ÜBERSICHT REINIGUNGSVERFAHREN

2.1 EINFÜHRENDE BEMERKUNG

Nur ein Teil der in der wissenschaftlichen Literatur beschriebenen Verfahren werden weltweit aktuell tatsächlich für die Aufbereitung von durch den Bergbau verunreinigten Wässern eingesetzt. Dazu gehören beispielsweise die Neutralisationsverfahren, die auf eine lange Tradition im Einsatz in der Grubenwasserreinigung zurückblicken können. So sind im Laufe der Zeit eine Reihe speziell an die Standortanforderungen angepasste Anlagentypen entwickelt worden und verschiedene Neutralisationsmittel im Einsatz (z. T. patentiert bzw. lizenziert). Für die Reinigung der Oberflächen- und Fließgewässer besonders relevant sind in-situ Verfahren, wie z. B. der anoxische Karbonatkanal, der für die Sanierung diffuser AMD-Zutritte in Fließgewässer eingesetzt werden kann. Darüber hinaus gibt es Reinigungsmethoden, die speziell für die Probleme des Lausitzer Reviers (weiter)entwickelt wurden (z. B. die *In-Lake-Verfahren*). Andere Verfahren, wie z. B. die elektrochemischen Verfahren, sieht Wolkersdorfer (2017) als zukunftsweisend an, für einen industriellen Einsatz sind jedoch noch einige Anstrengungen von Wissenschaft und Ingenieurstechnik notwendig. Laut International Network for Acid Prevention (INAP) wurde ein breites Spektrum an Behandlungstechnologien entwickelt, erprobt und für viele verschiedene Anwendungen eingesetzt. Eine Übersicht zeigt Abbildung 2-1.

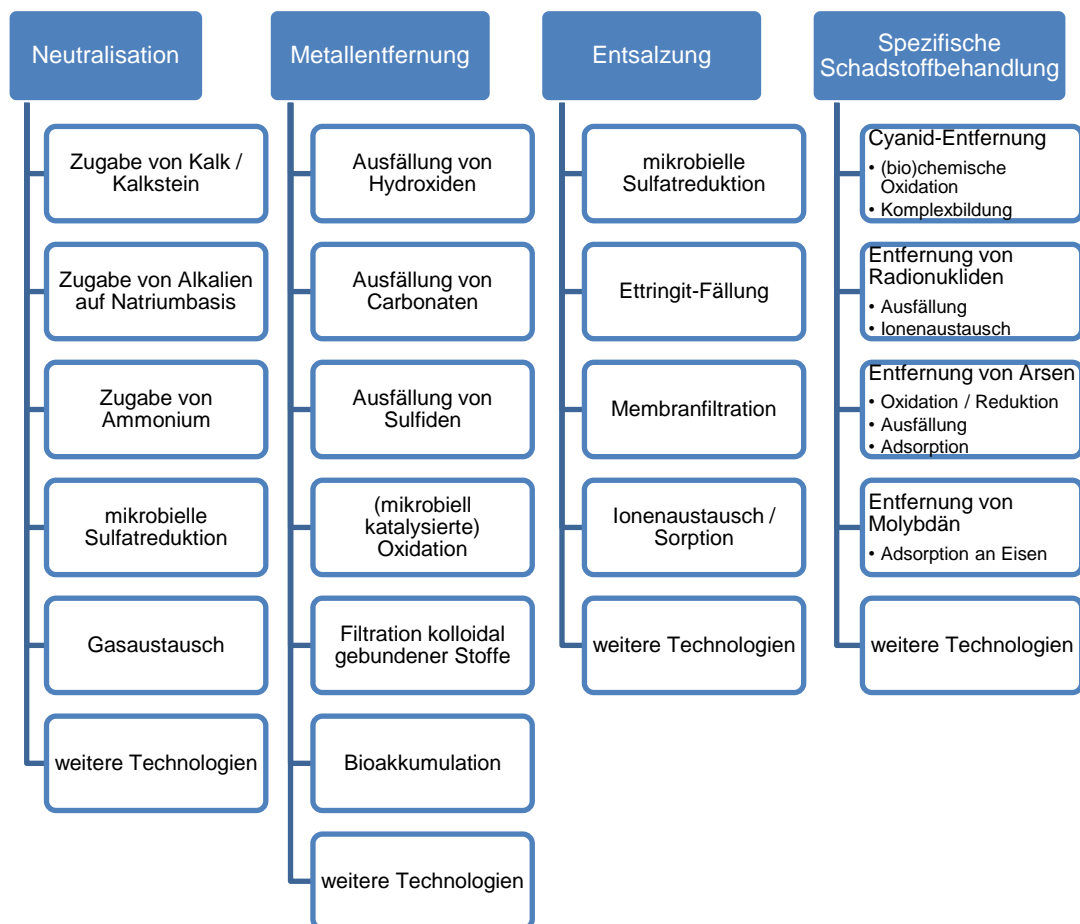


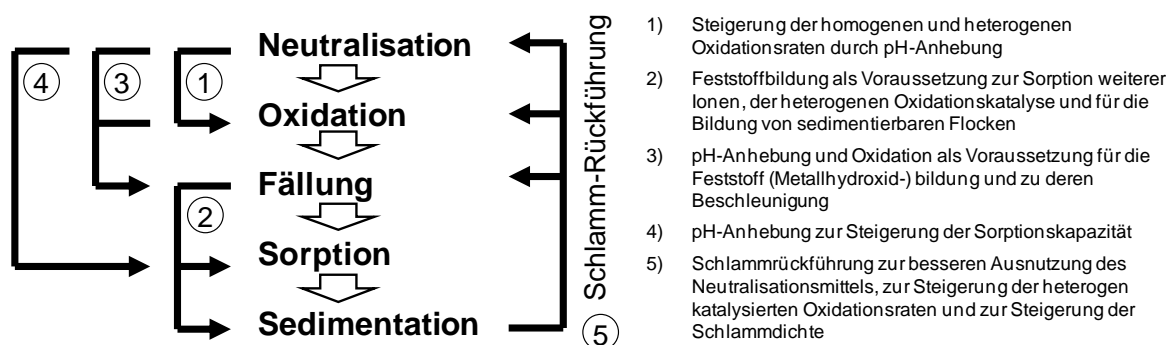
Abbildung 2-1: Kategorien der Aufbereitungstechnologien – Auswahl (INAP, 2014)

Die Aufbereitung von Grubenwässern ist meist eine Kombination eines oder mehrerer sich gegenseitig beeinflussender Teilprozesse. So werden Fe und Al im Normalfall im Rahmen der **Neutralisation** von Grubenwässern durch **Fällung** etwa bei pH 8,5 abgeschieden. Die erst bei höheren pH-Werten Hydroxide bildenden Metalle wie Mn, Zn, Cu, Ni und Cd werden eher durch **Sorptions**prozesse an die Hydroxid-Schlämme von Eisen und Aluminium abgeschieden (Coulton, Bullen, & Hallett, 2003) (z. B. Nickel: Aubé et al. (2009); Molybdän: Aubé & Stroiazzo (2000)). Auch eine Mitfällung von Mg und Si ist häufig zu beobachten.

Mangan kann durch Oxidation und Hydroxid-Bildung aber auch durch Sorption abgeschieden werden. Sowohl für Eisen als auch für die Manganabscheidung kann die **Oxidation** Voraussetzung sein (Bohm, 1992; Clayton, et al., 1999; Kurtz, 2011; Davies & Morgan, 1989; Morgan, 1964). Arsen wird ebenfalls durch Sorption bei neutralen pH-Werten (Welch, et al., 2008) abgeschieden, wobei auch hier die oxidative Bildung von As^V-Verbindungen vorteilhaft ist.

Die Bildung von Hydroxiden der Metalle setzt Protonen frei, die durch zugeführte Neutralisationsmittel gepuffert werden müssen. Die so gebildeten Feststoffe wirken wiederum katalytisch auf die Oxidation weiterer Metallionen und deren Ko-Präzipitation durch Sorption. Dabei steigern hohe pH-Werte die Sorptionskapazität der Hydroxid-Feststoffe. Das Zusammenwirken all dieser Prozesse ist in Abbildung 2-2 dargestellt.

Die Mechanismen der Metallabscheidung und -rückhaltung in passiven Behandlungssystemen beinhalten neben Oxidation, Fällung von Hydroxiden und Carbonaten unter aeroben Bedingungen und Fällung von Sulfiden und Hydroxysulfaten (Aluminium-Sonderfall) unter anaeroben Bedingungen zudem die Komplexierung und Adsorption an organischen Stoffen, den Ionenaustausch mit organischer Substanz sowie Aufnahme durch Pflanzen, die sogenannte Phytosanierung (INAP, 2014).



- 1) Steigerung der homogenen und heterogenen Oxidationsraten durch pH-Anhebung
- 2) Feststoffbildung als Voraussetzung zur Sorption weiterer Ionen, der heterogenen Oxidationskatalyse und für die Bildung von sedimentierbaren Flocken
- 3) pH-Anhebung und Oxidation als Voraussetzung für die Feststoff (Metallhydroxid-) bildung und zu deren Beschleunigung
- 4) pH-Anhebung zur Steigerung der Sorptionskapazität
- 5) Schlammrückführung zur besseren Ausnutzung des Neutralisationsmittels, zur Steigerung der heterogen katalysierten Oxidationsraten und zur Steigerung der Schlamm-dichte

Abbildung 2-2: Schema der wesentlichen Verfahrenselemente der oxidativen Metallabscheidung. Dargestellt ist die gegenseitige Beeinflussung und Abhängigkeit der Teilprozesse (Bilek, 2012)

Trotz dieser starken Interaktion der genannten Teilprozesse bei fast jeder Grubenwasserbehandlung werden die Einzelprozesse in Kap. 3 der Übersicht halber nach den Hauptwirkungsmechanismen geordnet diskutiert.

2.2 REGIONALE BESONDERHEITEN

Die Anforderungen an die Aufbereitung von sauren Grubenwässern hängen sehr stark von regionalspezifischen Umständen ab. So zeigen Grubenwässer beispielsweise in Regionen wie der Kohleregion Südwestenglands, die durch eine Vielzahl kleinerer bereits aufgegebener Bergbaustandorte geprägt sind, häufig geringe Volumenströme von wenigen m³/h.

Dagegen zeichnet sich insbesondere das Lausitzer aber auch das Mitteldeutsche Revier durch meist hochdurchlässige Aquifere aus, für deren Sümpfung Volumenströme im m³/s-Bereich notwendig sind und waren. Dies erfordert die Wahl anderer Aufbereitungstechniken als in Regionen mit im Mittel geringen Abflüssen. So ist die Grubenwasseraufbereitung in der Lausitz und in Mitteldeutschland vor allem durch aktive Verfahren gekennzeichnet, die größere Volumenströme behandeln können als passive Verfahren (zur Differenzierung aktiver und passiver Verfahren siehe Kap. 2.3). Die Wässer tragen im gereinigten Zustand besonders in den Sommermonaten teilweise signifikant zur Niedrigwasseraufhöhung der Vorfluter bei und werden zu Kühlwasserzwecken verwendet.

In Bergbaugebieten in ariden Regionen, wie beispielsweise in einigen Bereichen von Chile, steht dagegen die Wiedernutzbarmachung der Grubenwässer bspw. für die Landwirtschaft im Fokus der Behandlung.

In Regionen, in denen ein Verbringen der anfallenden Schlämme in die bergbaulichen Hohlformen nicht möglich ist, steht die Entwässerung des Schlammes bereits während des Reinigungsprozesses stärker im Fokus als in der Lausitz, wo u. a. die Ableitung der Schlämme in bergbauliche Hohlformen praktiziert wird. Dementsprechend ist die Entwicklung von Techniken zur Entwässerung des Schlammes bisher nicht im Fokus der Entwicklungsarbeiten. Dagegen gewinnt die Schlammmentwässerung im Rahmen der Fließgewässerentschlammung deutlich an Bedeutung.

Nur in Einzelfällen dient die Grubenwasseraufbereitung heute bereits der Rückgewinnung von Wertstoffen (Nordstrom 2016). Die Rückgewinnung von Kupfer mittels BioSulphide processor erfolgt seit 2004 am Bisbee No. 7 stockpile der früheren Copper Queen Mine in Bisbee, Arizona (INAP, 2014, S. Case Studies Chapter 7.2). Ansätze hierzu finden sich auch in der Lausitz beispielsweise in den (Burghardt, et al., 2016; Janneck, et al., 2011) durchgeführten Untersuchungen zur Nutzung von aus sauren Grubenwässern Schwertmannit-reichen Präzipitaten als sorptionswirksames Material für weitere bergbaubürtige Problemstoffe. Auch die Verwertung der relativ reinen Eisenhydroxidschlämme, die in GWRA anfallen, ist im Aufbau, um daraus sorptiv wirksame Materialien herzustellen (Klein, 2016). Ebenfalls bei der Grubenwasseraufbereitung der ehemaligen Uranerzmine in Königstein wird Uran rückgewonnen (Braun, et al., 2008).

Weiterhin zeichnen sich die Grubenwässer der Lausitz und Mitteldeutschlands, geprägt vor allem durch den Braunkohlenabbau, überwiegend durch die Kontamination mit Eisen, Sulfat und einer hohen Azidität aus. Weitere Leicht-, Schwer- und Halbmetalle wie Aluminium, Mangan und Arsen kommen vor, stehen jedoch aufgrund ihrer vergleichsweise geringeren Konzentrationen im Vergleich zu Eisen und der meist unproblematischen „Mitfällung“ bei der Enteisung der Wässer nicht im Fokus der Behandlungen.

Demgegenüber zeichnen sich die Bergbauwässer stillgelegter erzgebirgischer Gruben durch ein breites Spektrum von Schwermetallen aus (Weber & Bilek, 2018), deren Abscheidung an die jeweilige Beschaffenheit angepasste Verfahrensweisen erfordert.

2.3 AKTIVE, PASSIVE UND IN-SITU VERFAHREN

Die Technologien zur Behandlung der Grubenwässer lassen sich grob in aktive Behandlung, passive Behandlung und in-situ Behandlung einteilen (Tabelle 2-1).

Bei der aktiven Grubenwasserreinigung werden Chemikalien, Elektroenergie oder kinetische Energie eingesetzt, um mittels verschiedenster Verfahren unerwünschte Stoffe aus dem Grubenwasser zu entfernen oder den pH-Wert nach oben oder unten zu korrigieren (Wolkersdorfer, 2017). Dazu sind in der Regel umfangreiche technische Einrichtungen nötig, mit deren Hilfe das Wasser in seiner chemischen und physikalischen Beschaffenheit verändert wird (Wolkersdorfer, 2017). Durch das Monitoring der Wasserbeschaffenheit in Verbindung mit Chemikaliengabe oder Belüftung lässt sich nahezu jede beliebige Wasserqualität

Aktive Behandlung: *Aktiv bedeutet im Zusammenhang mit Grubenwasserreinigung, dass zur Reinigung des Grubenwassers Energie, Chemikalien und eine kontinuierliche Überwachung des Reinigungsprozesses nötig ist (Wolkersdorfer, 2017).*

einstellen, die vom Betreiber oder den Behörden vorgegeben wird (Wolkersdorfer, 2017).

Das Prinzip der passiven Grubenwasserbehandlung beruht auf der Anwendung natürlich vorkommender biologischer, chemischer und physikalischer Prozesse in abgeschlossenen Behandlungssystemen (Heitfeld, et al., 2012). In diesen werden dann natürlich vorkommende Prozesse, wie z. B. die Oxidation, Reduktion, Hydrolyse und Ausfällung begünstigt, indem die dafür verantwortlichen Umweltbedingungen nach Möglichkeit eingestellt werden (Heitfeld, et al., 2012). In zahlreichen passiven Anlagen werden jedoch zur Aktivierung der Bakterien Nährstoffe hinzugefügt oder mittels Elektroenergie eine Belüftung des Gruben-

Passive Behandlung: *Passive Grubenwasserreinigung verwendet zur Verbesserung der Wasserqualität ausschließlich „natürliche“ Energie wie potentielle Energie (Höhenunterschied), Sonnenenergie (Wärme, Fotosynthese) oder biologische Energie (Bakterien) (Wolkersdorfer, 2017).*

In-situ Behandlung: *In-situ Sanierung ist ein technischer Eingriff, der verunreinigtes Wasser am Entstehungsort verhindert, vermindert oder reinigt (PIRAMID Consortium, 2003).*

wassers hervorgerufen (semi-passive Grubenwasserreinigung; (Wolkersdorfer, 2017)). Nach Wieber & Streb (2010) erbringen passive Reinigungsmethoden einzeln meist keine ausreichende Reinigungsleistung, in Kombination können sie jedoch zufriedenstellende Ergebnisse liefern. Die meisten passiven Verfahren funktionieren zudem z. T. auch in Kombination mit aktiven Reinigungsmethoden.

Entsprechend des EU-Projektes PIRAMID (Passive In-situ Remediation of Acidic Mine / Industrial Drainage, ein Forschungsprojekt des 5. EU-Forschungsrahmenprogrammes 1998–2002) gilt: „Passive in-situ Sanierung ist ein technischer Eingriff, der verunreinigtes Wasser am Entstehungsort verhindert, vermindert, oder reinigt und nur natürlich vorkommende Energiequellen nutzt (Höhenunterschiede im Gelände, Energie des mikrobiellen Stoffwechsels, Photosynthese und chemische Energie). Ein solches System benötigt seltene, wenngleich regelmäßige Wartung um im Verlauf seiner Lebensdauer erfolgreich betrieben werden zu können“ (PIRAMID Consortium, 2003, S. vi, übersetzt in Wolkersdorfer, 2013).

Heitfeld et al. (2012) charakterisieren aktive und passive Aufbereitungstechnologien wie folgt:

Aktive Maßnahmen

- sind schnell und dauerhaft ab Beginn der Behandlungsmaßnahme
- durch die präzise Prozesssteuerung werden gute schadstoffreduzierende oder pH-regulierende Ergebnisse geliefert
- sind mit sehr hohen Betriebskosten und teilweise auch mit sehr hohen Konstruktionskosten verbunden
- hohe Betriebskosten entstehen durch die Entsorgung von sekundären Schlämmen und dem stetigen Einsatz an Chemikalien

Passive Anlagen

- sind nicht zur Behandlung von stark kontaminierten Grubenwässern geeignet (keine Abreinigung auf Ablaufwerte, wie sie bei der Grundwasser- und Altlastensanierung erreicht werden durch passive Anlagen möglich)
- erzielen erst nach längerer Standzeit und Einstellung des Systems die gewünschten Ergebnisse
- besitzen den Vorteil geringerer Betriebskosten
- höhere Kosten entstehen beim Bau einer Anlage; meist bei kleinen bis mittleren Anlagen geringere
- die Reinigungsleistung passiver Anlagen ist meist langsamer als in aktiven Systemen, weshalb längere Aufenthaltszeiten und größere Flächen benötigt werden

Tabelle 2-1: INAP-Einteilung der Behandlungsmethoden nach aktiven, passiven und in-situ Verfahren (INAP, 2014)

Aktive Verfahren	Passive Verfahren	In-situ-Verfahren
Belüftung	Aerobes Feuchtgebiet	Einbringen alkalischen Materials in/auf bergbaulich betroffene Flächen (auch Fließgewässer oder Seeflächen) sowie Grubenabfälle / Halden
Neutralisierung / Hydrolyse	Anaerobes Feuchtgebiet / Biochemischer Reaktor	Aufbereitung von Grubenwasser innerhalb der Mine (Grubensee)
Aktive Metallentfernung	Anoxischer Karbonatkanal	Organische Abdeckung des Grubenbereichs und der Halden
Chemische Fällung zur Sulfatentfernung	Reduzierende Alkalinitätssysteme	Durchlässige reaktive Barrieren
Membranbehandlung	Offener Karbonatkanal	
Ionenaustausch	Passive Sulfatentfernung	
Biologische Sulfatentfernung	Alkalische Leach-Betten	
Sulfid-Fällung	Mangan-Oxidationsbetten	

2.4 STANDÖRTLICH BEDINGTES RANKING

Weltweit und auch in Deutschland werden kommerziell derzeit hauptsächlich aktive Verfahren (konventionelle Verfahren) eingesetzt. Diese Verfahren konnten durch Weiterentwicklung und technische Anpassungen über lange Zeiträume optimiert werden und sind daher in Größenordnung, Reinigungsfähigkeit oder Effizienz und damit auch kostenseitig von vornherein oft besser planbar. Nach dem „Global Acid Rock Drainage Guide“ (INAP, 2014) wird die Entscheidung, welches die geeignete Kategorie der Aufbereitungstechnologien für eine bestimmte Anwendung ist, durch die Aspekte (Tabelle mit Erläuterungen in Anlage 1):

- Betriebsmittel und Materialien, Energieversorgung
- Anwendungsbereich hinsichtlich Durchflussmengen und Inhaltstoffen
- Qualität des aufbereiteten Wassers
- Erzeugung von Schlämmen und Sole
- Investitionskosten, Betriebs- und Wartungskosten

beeinflusst. Heitfeld et al. (2012) geben bei der Wahl zwischen aktivem oder passivem Behandlungsverfahren insbesondere Dringlichkeit und Kosten als Auswahlkriterium an. Letztlich sind es jedoch die Standortgegebenheiten, die über den Einsatz aktiver, passiver oder in-situ Technologien bzw. deren Kombination entscheiden. Die Auswahl wird dabei in erster Linie durch die Wasserbeschaffenheit (pH-Wert, Inhaltstoffe, ...) bestimmt, hängt aber auch vom zu reinigendem Volumen und den Umgebungsbedingungen ab (Abbildung 2-3). Der „Global Acid Rock Drainage Guide“ (INAP, 2014) zieht die Grenze zwischen aktiver und passiver Behandlung bei einer Abflussmenge von 10 l/s. Abbildung 2-3 zeigt aber, dass auch hier die Grenzen fließend sind. Nach Wieber & Streb (2010) ist jede Methode auf einen speziellen Grubenwassertyp bzw. unter speziellen hydraulischen Bedingungen anwendbar.

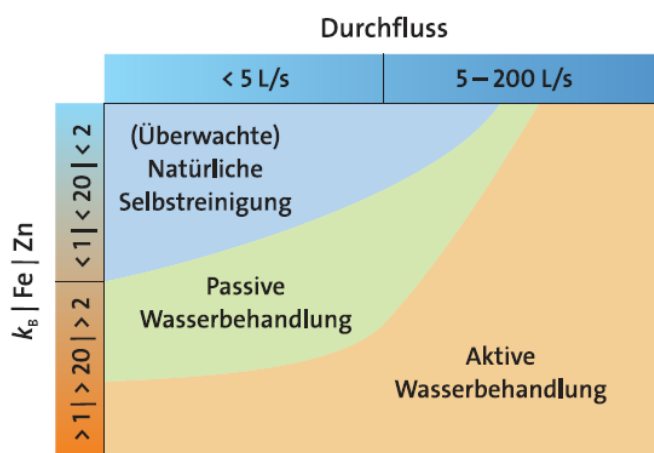


Abbildung 2-3: Graphische Entscheidungshilfe für und wider aktiver oder passiver Wasserreinigung. Die Grenzen zwischen den Verfahren müssen als unscharf betrachtet werden. k_B in mmol/l, Fe und Zn in mg/l (Wolkersdorfer, 2017 nach ERMITE Consortium, 2004; Younger, 2002).

Eine rein wirtschaftliche Kosten-Nutzen-Rechnung ist deshalb kaum möglich, da sich die erforderlichen Kosten im Wesentlichen aus den vorgegebenen spezifischen standörtlichen Bedingungen ableiten. Aus diesen ergeben sich weitgehend die erforderlichen Kosten für die Reinigung der Wässer. Deshalb wird im Folgenden die Auswahl der Verfahren als ein „standörtlich bedingtes Ranking“ dargestellt, in das wirtschaftliche Aspekte soweit möglich mit eingehen und kenntlich gemacht sind.

Eine grundlegende Einteilung der zu behandelnden Wässer ist die Differenzierung in netto-alkalisch und netto-azidische Wässer.

netto-alkalisch:

*Alkalinität > Azidität bzw. Säurekapazität > Basenkapazität
Netto-alkalisches Wasser enthält ausreichend Alkalinität, um die mineralische Azidität zu neutralisieren, die durch das gelöste Fe²⁺ und Mangan dargestellt wird (Wolkersdorfer, 2017).*

netto-azidisch:

Azidität > Alkalinität bzw. Basenkapazität > Säurekapazität

Alkalinität / Azidität: *Azidität quantifiziert die Hydroxyl-Ionen-Stoffmenge, die ein zu charakterisierendes Wasser zu puffern vermag, bevor ein bestimmter pH-Wert erreicht wird. Diese Mengengröße entspricht der Verfügbarkeit von Protonen im aquatischen System und ist abhängig von der Konzentration der gelöst vorliegenden Spezies, welche Protonen abgeben (Summe aller schwachen Säuren), inklusive den freien Protonen abzüglich derjenigen Spezies, die Protonen aufnehmen können. In den meisten durch den Carbonatpuffer dominierten Grundwässern kann Azidität daher gem. Gl. 3-1 definiert werden. Umgekehrt definiert Alkalinität die Summe aller schwachen Basen inkl. OH⁻, die Protonen aufnehmen können, abzüglich H⁺ (Gl. 3-2).*

Die Netto-Azidität oder Netto-Alkalinität eines Wassers wird über die Basen- und Säurekapazität (Azidität/Alkalinität) des Grubenwassers durch Titration oder durch Berechnung (Gl. 2-1, Gl. 2-2) ermittelt.

$$m_{Aci} = 2m_{H_2CO_3} + m_{HCO_3^-} + m_{H^+} - m_{OH^-} \quad \text{Gl. 2-1}$$

$$m_{Alk} = 2m_{CO_3^{2-}} + m_{HCO_3^-} - m_{H^+} + m_{OH^-} \quad \text{Gl. 2-2}$$

In Grubenwässern liegen neben den Karbonatspezies noch weitere Ionen, wie z. B. Aluminium und Eisen, in oft großen Konzentrationen als gelöste Spezies vor, welche durch ihre Hydrolyse-Reaktionen Basen-Zugabe abpuffern können. Anoxisches Kippengrundwasser trägt daher neben der carbonatpuffer-getragenen Azidität in Form seiner hohen Fe- und Al-Konzentrationen noch eine „Metallazidität“ (Wisotzky, 2003), die beim Austritt des Grundwassers in Oberflächengewässer in „Mineralazidität“ (oder „freie“ protonen-getragene Azidität) überführt wird. Dies geschieht im Falle des Eisens und des Aluminiums durch die sukzessive Hydrolyse und besonders durch die heterogene Reaktion der Fällung der im neutralen pH-Bereich sehr gering löslichen Metall-Hydroxide.

Die Grundlage für die Behandlung netto-azidischer Wässer bildet die aktive Neutralisierung bei gleichzeitiger bzw. nachfolgender Ausfällung neugebildeter Feststoffe (Kap. 3.1, 3.2).

Dafür stehen auch passive Verfahren zur Verfügung (Kap. 3.1.5), lt. PIRAMID Consortium (2003) eignen sich:

- anoxische Karbonatkanäle (ALDs) und oxische Karbonatkanäle (OLDs),
- anaerobe Feuchtgebiete,
- reduzierende und Alkalinität erzeugende Systeme (RAPS),
- permeable reaktive Barrieren (PRBs).

Eine Einheit, die in der Lage ist, Alkalinität zu erzeugen, den Säuregehalt zu neutralisieren, den pH-Wert zu erhöhen geht immer den Einheiten voraus, die für die Metallabscheidung ausgelegt sind (Entfernung von Eisen ist z. B. bei höherem pH-Wert viel schneller und effektiver). Younger et al. (2002) nennen zwei Ausnahmen:

- Bei stark kohlenstoffhaltigen Wässern kann ein Vorbelüftungsschritt eingesetzt werden, um CO₂ zu entlüften und damit den pH-Wert zu erhöhen.
- Wenn der Gehalt an inerten Feststoffen hoch ist, kann als erste Behandlungseinheit ein Sedimentationsbecken installiert werden.

Das Hauptziel der Metallabscheidung besteht für die betrachteten sächsischen Grubenwässer in der Umwandlung von Eisen(II) zu Eisen(III), um die Entfernung von Eisen als Eisenhydroxid (Fe(OH)₃) zu erleichtern (2003). Der Prozess ist überwiegend beeinflusst durch (PIRAMID Consortium, 2003):

- die Konzentration von Eisen(II) (eindeutig vorgegeben),
- die Konzentration von Protonen (H⁺; per Definition akzeptabel niedrig),
- die Konzentration von gelöstem Sauerstoff, da nur die Konzentration an gelöstem Sauerstoff beeinflusst werden kann. Damit Umwandlung von Eisen mit akzeptabler Geschwindigkeit erfolgen kann, muss jede Anstrengung unternommen werden, um sicherzustellen, dass das Grubenwasser gut mit Sauerstoff versorgt ist.

Die Anschluss-/Nachbehandlung der nun netto-alkalischen Wässer erfolgt oft auch passiv (Kap. 3.2.2, 3.2.3, 3.2.8). Das PIRAMID Consortium (2003) nennt:

- Belüftung,
- Absetzbecken,
- aerobe Feuchtgebiete,
- SCOOFI-Reaktoren.

In der Literatur finden sich eine Vielzahl von Schemata zur Entscheidungsfindung (Hedin, Narin, & Kleinmann, 1994; Skousen, et al., 1998; Skousen, Sexstone, & Ziemkiewicz, 2000; Wolkersdorfer, 2017; Younger, Banwart, & Hedin, 2002; Jacobs & Pulles, 2007). Das INAP fasste schließlich alle derzeit gebräuchlichen Verfahren für die Behandlung saurer Grubenwässer in einem Entscheidungsbaum zusammen (Anlage 2). Davon ausgehend sind nachfolgend angepasste Entscheidungsbäume für die aktive bzw. passive Grubenwasserbehandlung (Abbildung 2-4 bzw. Abbildung 2-5), die Behandlung bergbaubeeinflusster Fließgewässer (Abbildung 2-6) und die Behandlung bergbaubeeinflusster Seen (Abbildung 2-7) dargestellt.

Die typische Konfiguration eines Reinigungssystems, wie sie aus den eingangs erwähnten gebietsspezifischen Anforderungen unserer Region hervorgeht, zeigen die hervorgehobenen blauen Pfeile. Alle Komponenten der Behandlung (viereckige Kästen) im Entscheidungsbaum erfordern auch immer jeweils Investitionen und Betriebskosten. Ein „Behandlungspfad“ mit zahlreichen Komponenten der Behandlung ist daher auch kostenintensiver. Kapitelnummern

an den einzelnen „Entscheidungen“ (Rauten) im Entscheidungsbaum verweisen auf einzelne Kapitel oder Textpassagen, die die Zusammenhänge im Folgenden näher erläutern.

Aus den Entscheidungsbäumen wird ersichtlich, dass meist lediglich eine Methode für die gewünschte / erforderliche Reinigungsleistung zur Verfügung steht. Sind mehrere Varianten möglich oder gibt es Wahlmöglichkeiten z. B. bei den Zugabemedien, wird dies in Kap. 3 „Beschreibung der Behandlungsverfahren“ wirtschaftlich betrachtet.

Das Pennsylvania Department of Environmental Protection entwickelte gemeinsam mit dem West Virginia Department of Environmental Protection, dem U.S. Geological Survey's (USGS) und dem Office of Surface Mining Reclamation and Enforcement (OSMRE) die Software AMDTreat, die als Entscheidungs- und Planungshilfe für eine bestimmte Anlage zur Verfügung steht (<https://amd.osmre.gov>).

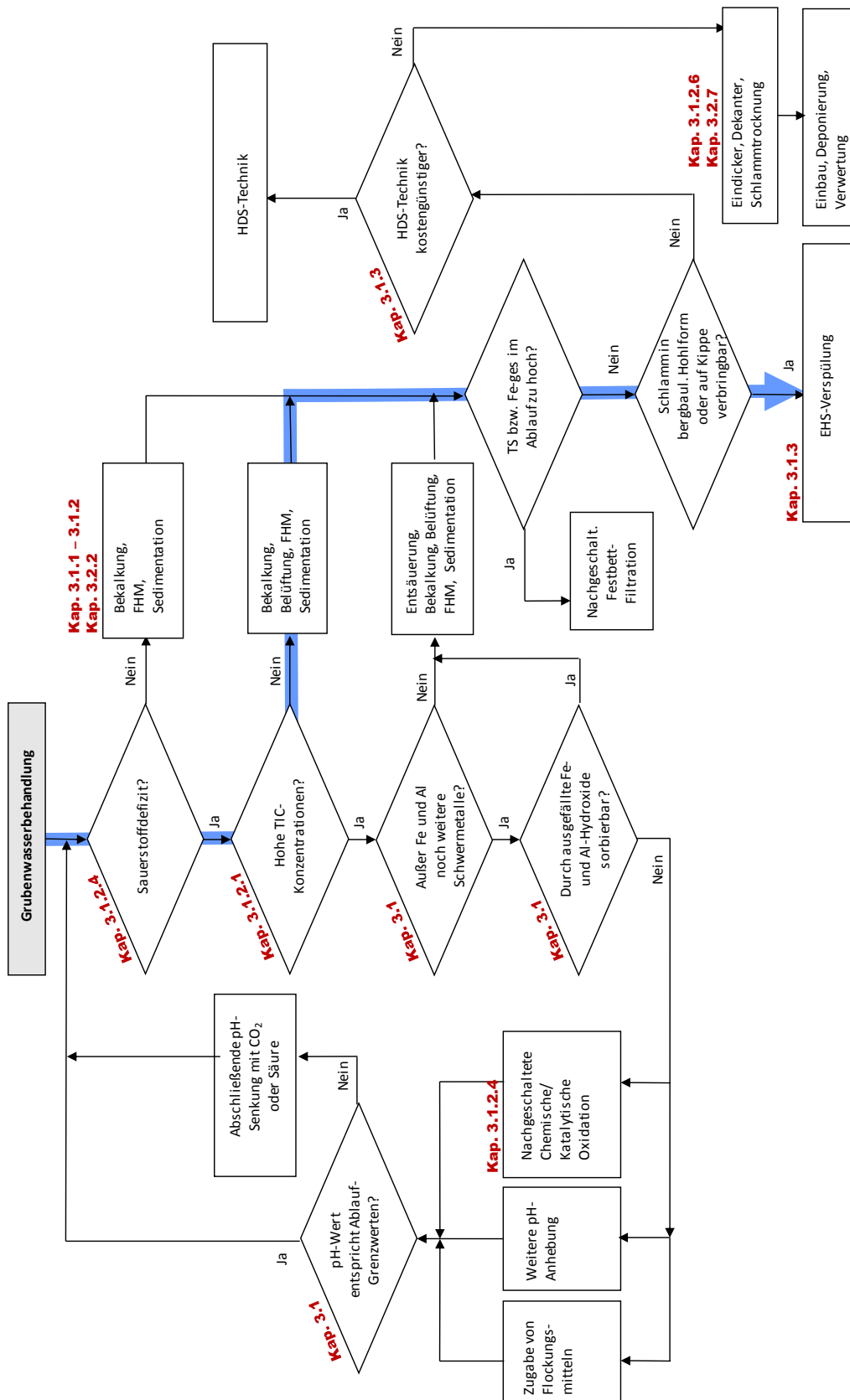


Abbildung 2-4: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur aktiven Aufbereitung von Grubenwässern. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens häufige Vorgehensweise.

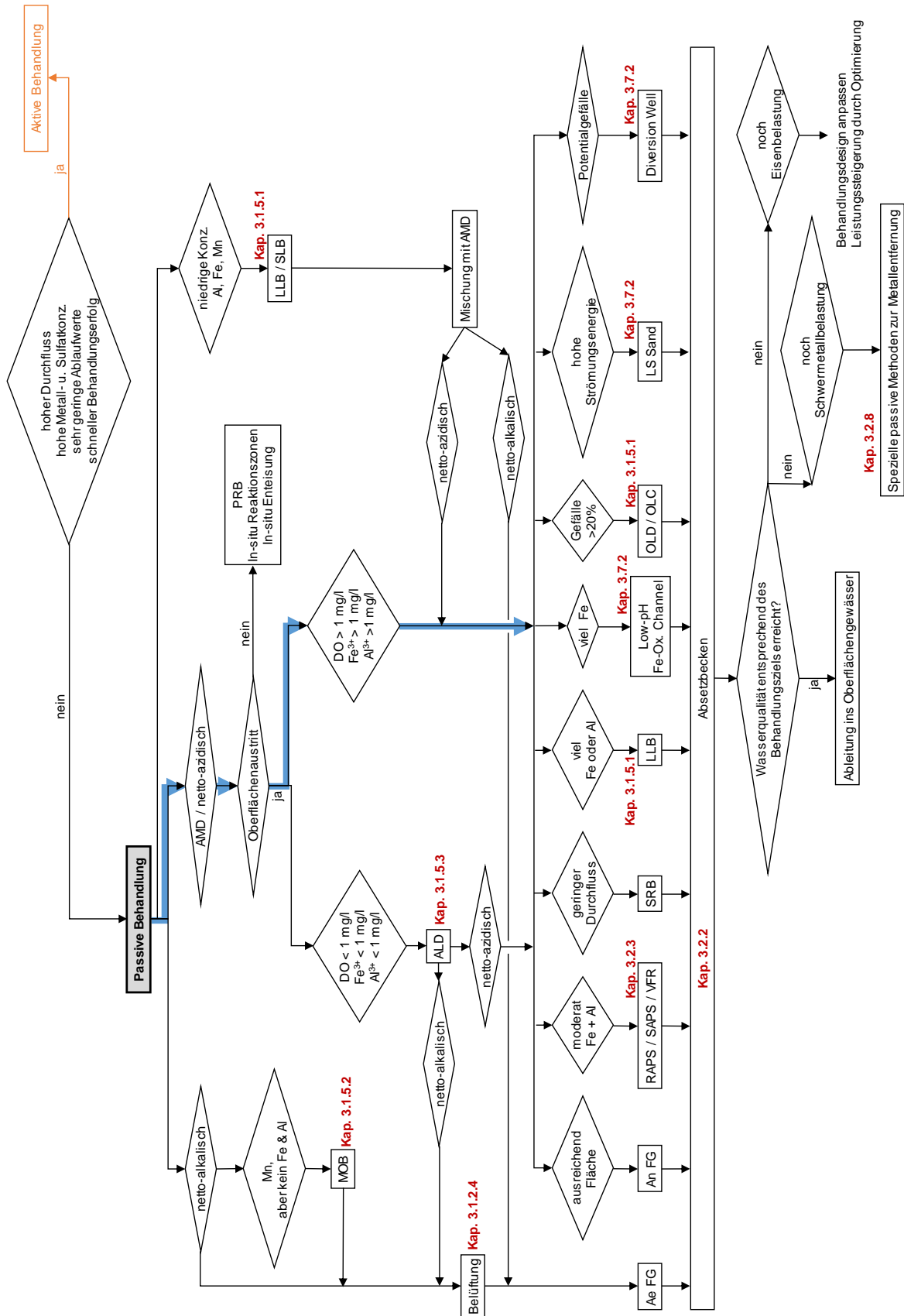


Abbildung 2-5: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur passiven Aufbereitung von Grubenwässern. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens wahrscheinlichste Vorgehensweise (verändert nach Skousen, et al. (2017)).

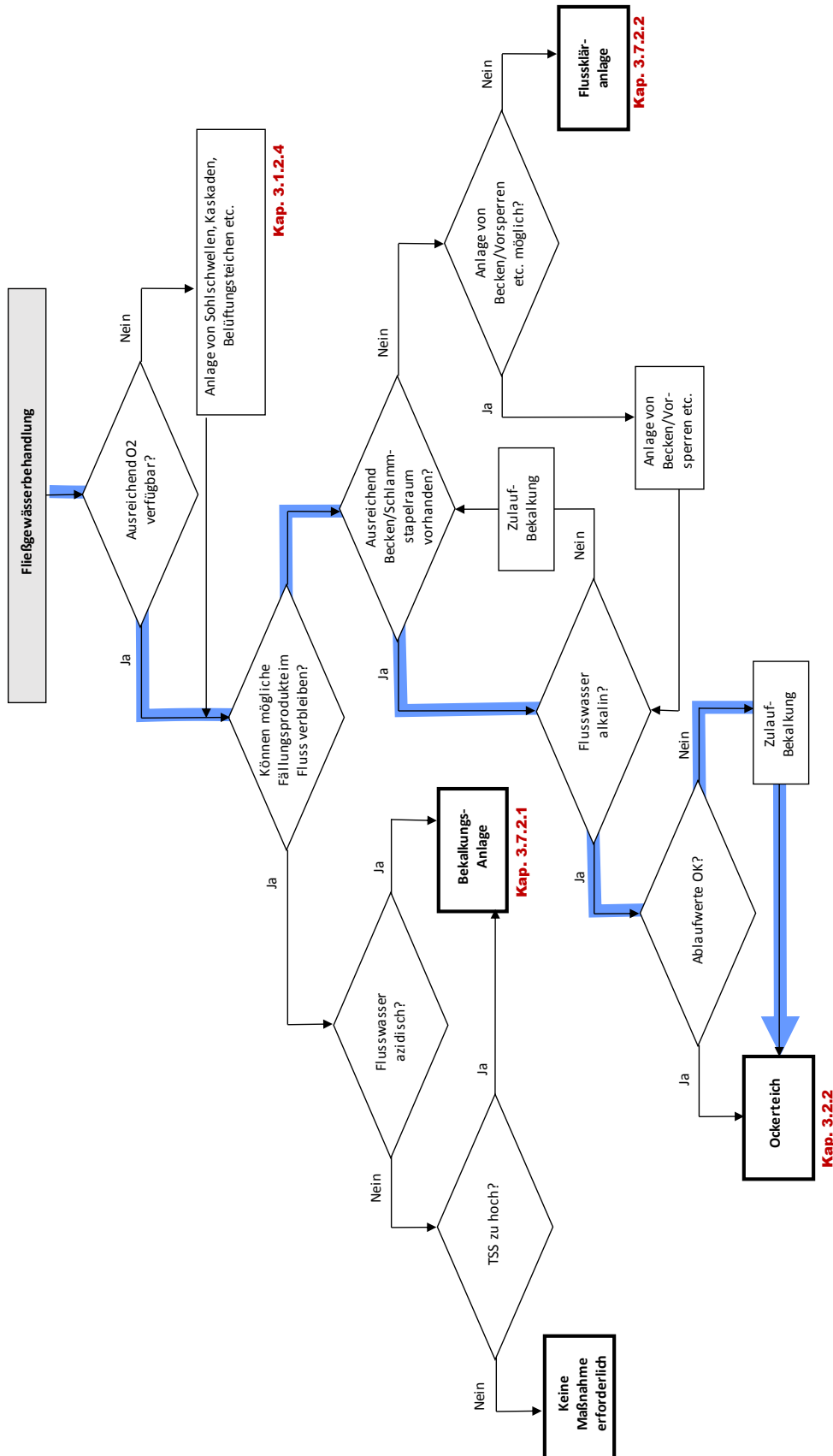


Abbildung 2-6: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur Behandlung von bergbaubeeinflussten Fließgewässern. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens häufige Vorgehensweise.

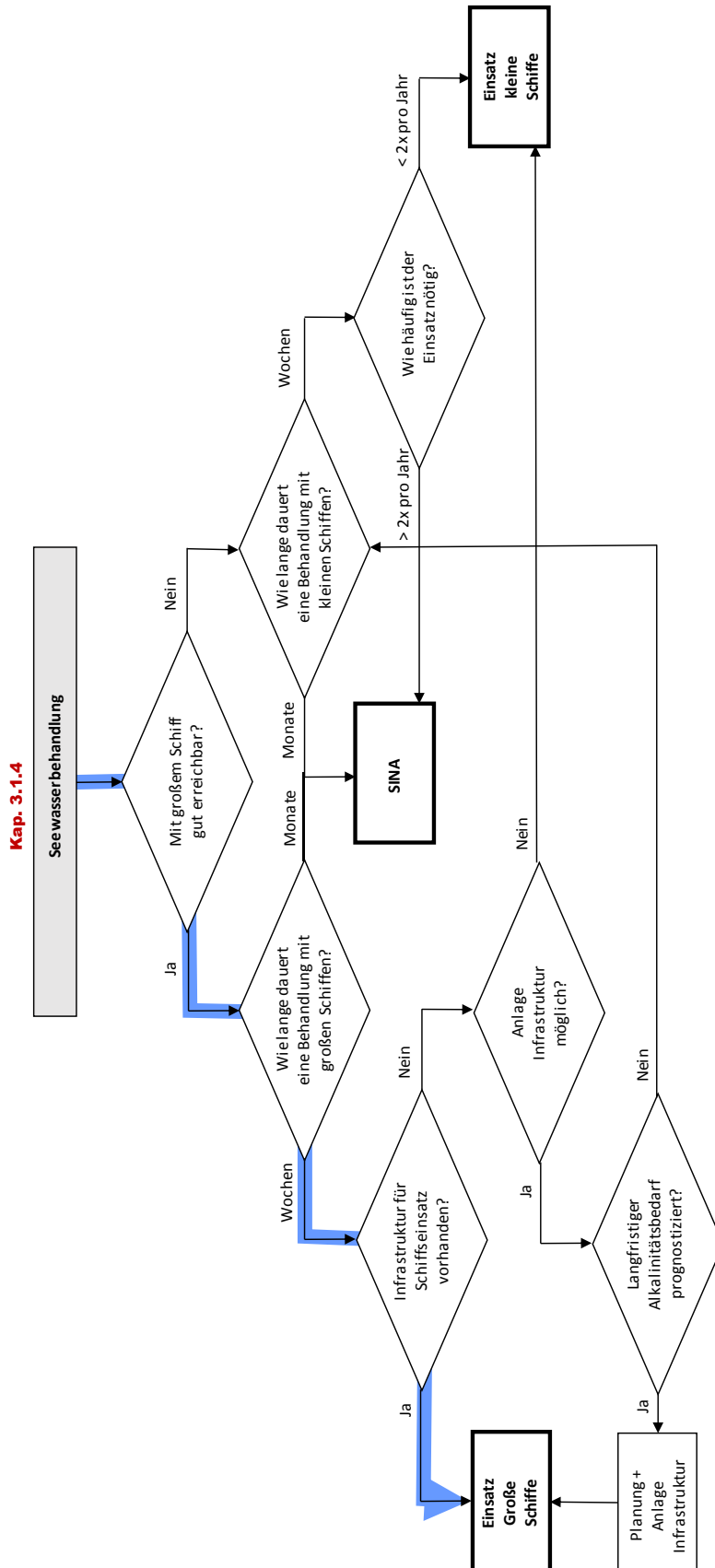


Abbildung 2-7: Schema zur Auswahl einer möglichen Verfahrensweise zur Behandlung von bergbaubeeinflussten Seen. Blau markiert ist die in den Braunkohlenbergbau geprägten Regionen Sachsens häufige Vorgehensweise.

2.5 DEFINITION VON MODELLGRUNDWÄSSERN

Zur Beurteilung der nachfolgend beschriebenen Verfahren und Prozesse innerhalb der Grubenwasseraufbereitung werden drei Modellgrundwässer definiert, anhand derer die Verfahrensweisen erläutert und die Investitions- und Verbrauchsmittelkosten ermittelt werden.

Die Ableitung der Modellwässer (MW) erfolgte auf Basis der Daten der Grundwasserbeschaffenheit im Lausitzer Braunkohlerevier (Tabelle 2-2). Dazu wurden alle Stoffkonzentrationen von ca. 7000 Grundwasseranalysen gegen Sulfat aufgetragen. Aus den Punktwolken wurden dann jeweils mittlere Stoffkonzentrationen ausgewählt. Danach wurde die Eisenkonzentration ebenfalls im typischen auftretenden Konzentrationsspektrum variiert und die Ladungsbilanz mit Sulfat ausgeglichen.

Tabelle 2-2: Wasserbeschaffenheit der Modellwässer (MW) 1 - 3

Parameter	Einheit	MW_01	MW_02	MW_03
SI_Calcit	-	-1,53	-1,50	-1,46
SI Gips	-	-0,18	-0,19	-0,21
p(CO ₂)	bar	-0,82	-0,81	-0,81
TIC	mmol/L	7,0	7,0	7,0
pH Wert	-	5,74	5,74	5,75
CO ₂	mmol/L	5,1	5,2	5,2
HCO ₃ -	mmol/L	1,5	1,6	1,6
Cl	mg/l	44	44	44
Na	mg/l	34	34	34
K	mg/l	12	12	12
Mg	mg/l	85	85	85
Ca	mg/l	401	401	401
Fe ²⁺	mg/l	336	224	112
Al	mg/l	27	27	27
Mn	mg/l	6	6	6
SO ₄	mg/l	1908	1716	1524

Die Berechnungsergebnisse auf Grundlage dieser Modellwässer (Tabelle 3-3, Tabelle 3-9, Tabelle 3-11, Tabelle 3-12) können lediglich als richtungsweisend angesehen werden. Sie bilden keinen konkreten Planungsansatz. Bei der Anlagenplanung für einen realen Standort spielen viele, in den einzelnen Kapiteln beschriebene Faktoren hinein, die die Auswahl des geeignetsten Verfahrens sowie die Investitions- und Betriebskosten erheblich beeinflussen.

3 BESCHREIBUNG DER BEHANDLUNGSVERFAHREN

Im Folgenden werden Behandlungsverfahren zur Grubenwasseraufbereitung insbesondere im Kontext der spezifischen Bedingungen des lausitzer und mitteldeutschen Bergbaureviers aber auch der erzgebirgischen Grubenwässer diskutiert.

Tabelle 3-1: Zusammenfassende Übersichtstabelle der nachfolgend beschriebenen Verfahren

Verfahren	Kapitel	Anwendung	Steckbrief
Neutralisationsverfahren	3.1		
Klassische GWRA Dünn-/Dickschlammverfahren + Optim.	3.1.1 - 3.1.3	Grubenwässer, z. T. in-situ im Fließgewässer	Nr. 01, 02
Passive Neutralisationsmaßnahmen	3.1.5	Grubenwässer, z. T. in-situ im Fließgewässer	Nr. 08 – 11
Fällungsverfahren	3.2		
Absetzbecken	3.1.1.3, 3.2.2	Grubenwässer, in-situ im Fließgewässer	Nr. 07
Vertikaldurchflussreaktoren	3.2.3	Grubenwässer	Nr. 12
Fällung von Gips	3.2.4	Grubenwässer	
Abscheidung von Schwertmannit	3.2.5	Grubenwässer	
Fällung mit Barium	3.2.6	Grubenwässer	
SAVMIN-Verfahren, CESR-Prozess, Walhalla-Prozess	3.2.7	Grubenwässer	Nr. 03
Passive Methoden zur Metallentfernung	3.2.8	Grubenwässer	Nr. 13, 14
Membranverfahren	3.3		
Mikrofiltration	3.3.1	Grubenwässer	Nr. 04
Nanofiltration	3.3.2	Grubenwässer	Nr. 04
Umkehrosmose	3.3.3	Grubenwässer	Nr. 04
Membranelektrolyseverfahren RODOSAN-Verfahren	3.4	Grubenwässer	Nr. 05
Ionenaustausch / Sorption	3.5		
Ionenaustauscherharze	3.5.1	Grubenwässer	
Sorbenten aus dem Bergbauumfeld	3.5.2	Grubenwässer	
Thermische Entsalzung	3.6	Grubenwässer	Nr. 06
In-situ Verfahren	3.7		
Neutralisation von Tagebauseen	3.1.4	Tagebausee	
weitere In-Lake-Verfahren	3.7.1	Tagebausee	
Sanierung belasteter Fließgewässer	3.7.2	Fließgewässer	
Natürliche Selbstreinigung	3.8	Fließgewässer, Tagebausee	

Grubenwässer = oberflächlich gefasste Grund- bzw. Sumpfungswässer u. abgeleitete Fließgewässer

3.1 NEUTRALISATIONSVERFAHREN

Neutralisationsverfahren sind bei der AMD-Behandlung aus drei Gründen von Bedeutung:

1. Häufig mit Erzen und Kohle assoziierte Sulfide verwittern bei Belüftung des Gebirges und des Abraumes und setzen Azidität an die Wasserphase frei. Bergbaubeeinflusste Wässer sind daher häufig azidisch und bedürfen einer Neutralisation. Auch im speziellen Fall der sächsischen Braunkohlenreviere bewirkt die Oxidation des hauptsächlich mit den feinkörnigen tertiären Ablagerungen assoziierten Pyrites eine Versauerung der geförderten Grubenwässer, bzw. der nachbergbaulich in den durchoxidierten Absenkungstrichtern aufgehenden Grundwässer.
2. Metallkationen sind insbesondere bei niedrigen pH-Werten gut wasserlöslich. Um diese der Wasserphase zu entziehen, muss dessen pH-Wert in den Neutralbereich bzw. den leicht alkalischen Bereich angehoben werden.
3. Insbesondere Eisen ist ein häufiger Bestandteil von Grubenwässern. Eisen kommt aufgrund seiner Herkunft (Pyrit und weitere Metallsulfide) und aufgrund seiner geogenen Häufigkeit in Grubenwässern in hohen Konzentrationen vor. Es wird häufig zunächst als zweiwertiges Eisen (Fe(II)) freigesetzt. Die Eisenfällung erfolgt jedoch am zweckmäßigsten in Form von dreiwertigem Eisen (Fe(III)), weshalb speziell Eisen vor seiner Abscheidung als Hydroxid zunächst oxidiert werden muss. Die Eisenoxidaionskinetik ist wiederum stark pH-Wert-abhängig (Sung & Morgan, 1980) und läuft erst bei pH-Werten über 7,0 ausreichend schnell für eine technische Anwendung ab.

Andere Metalle wie z. B. Pb, Zn oder Cu, die ebenfalls in Sulfiden gebunden sein können, sind unter den Bedingungen der Wasseraufbereitung nicht redoxsensitiv, so dass hier die Neutralisation der belasteten Wässer und die Metallabscheidung durch Hydroxid-Fällung und Sorption im Vordergrund steht.

Wesentliche Merkmale von Neutralisationsverfahren wurden im LfULG-Bericht (Bilek F., 2012) bereits dargestellt, weshalb hier nur einige wesentliche Aspekte wiedergegeben werden sollen. Da für die häufige Hauptkomponente von AMD, dem Eisen, in den meisten Fällen eine Oxidation notwendig ist, wird die Eisenoxidation im Rahmen der „Neutralisationsverfahren“ mit beschrieben.

Der Ausleit-pH-Wert wird im Rahmen der wasserrechtlichen Erlaubnisse meist in Übereinstimmung mit den Empfehlungen der AG Flussgebietsbewirtschaftung Spree-Schwarze Elster (AG Flussgebietsbewirtschaftung, 2017) in einem Bereich von 6,5 bis 9,0 festgelegt. In dieser gesamten pH-Spanne wird sowohl Eisen als auch Aluminium hydroxidisch gefällt.

Da nicht alle Schwermetalle ihr Lösungsminimum in diesem pH-Wert-Bereich haben, kann es bei Anwesenheit verschiedener weiterer Metalle notwendig werden, die Metallhydroxide in einem mehrstufigen Verfahren durch Einstellung höherer pH-Werte abzutrennen. Beispielsweise muss zur rein oxidativen Abtrennung von Nickel oder Mangan ein pH-Wert > 10 eingestellt werden. Bei diesen pH-Werten steigt die Löslichkeit von Al jedoch wieder deutlich an und Arsen beginnt zu desorbieren, so dass für die Mn- und Ni-Abtrennung eine Zwischensedimentation des bei neutralen pH-Werten gefällten Al/Fe-Schlammes notwendig werden kann, bevor die Fällung der verbleibenden Schwermetalle bei höheren pH-Werten erfolgt (Coulton, Bullen, & Hallett, 2003). Nach der vollständigen Metallabtrennung muss der pH-Wert dann u. U. durch CO₂ oder durch Schwefelsäure gesenkt werden. Da die Kon-

zentrationen weiterer Schwermetalle zumindest in den Braunkohlen-Bergbaugebieten häufig klein sind, kann dieser Schritt meist unterbleiben.

Ein großer Vorteil der oxidativen Hydroxidbildung ist (insbes. bei Fe und Al) die Erzeugung und Bereitstellung von sehr reaktiven Sorptionsoberflächen, die genutzt werden können, um weitere, schwerer fällbare Wasserinhaltsstoffe wie z. B. Mn **durch Sorption** aus der aquatischen Phase zu entfernen. Verfahren oder Verfahrensschritte, deren wesentlicher Reaktionsmechanismus die Sorption ist, werden in Kap. 3.5 behandelt.

3.1.1 BAULICHE ELEMENTE DER KLASSISCHEN GRUBENWASSERAUFBEREITUNG

Die klassische Grubenwasserreinigung umfasst folgende zwei Schritte (Abbildung 3-1):

- (1) Neutralisation des Grubenwassers in einem Reaktionsbecken durch kontrollierte pH-abhängige Kalkhydratzugabe bei gleichzeitiger Belüftung
- (2) Sedimentation der Schlämme in einem Sedimentationsbecken

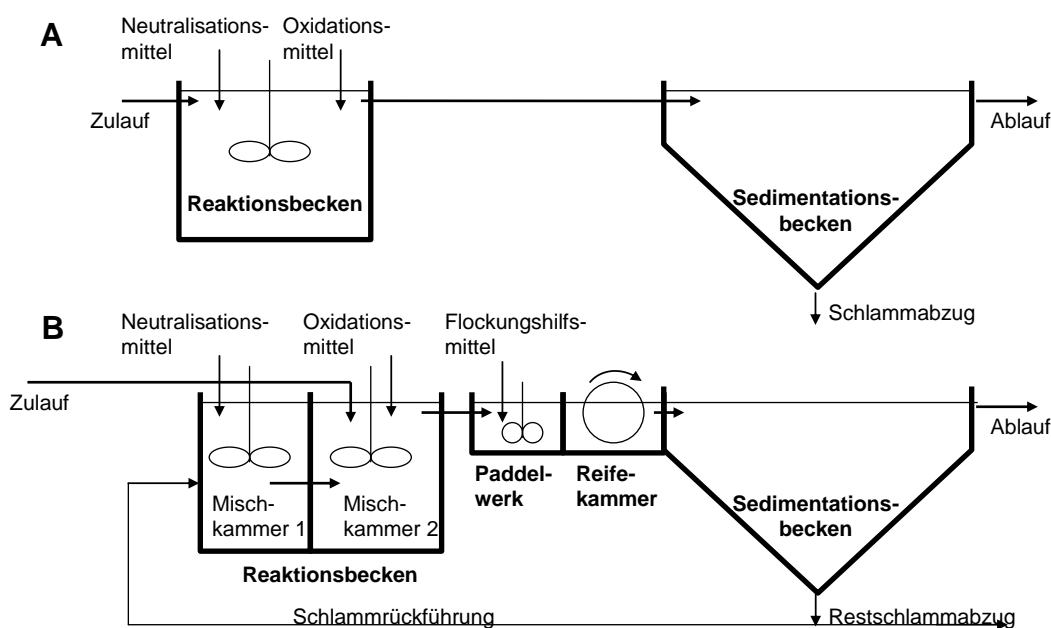


Abbildung 3-1: Schema der wesentlichen Verfahrenselemente der aktiven oxidativen Behandlung von Grubenwässern (Bilek, 2012)

In der einfachsten Variante werden dem Grubenwasser Neutralisationsmittel (NM) zu dosiert und bspw. über eine Mischstrecke (z. B. offenes Gerinne) eingemischt. Für die Eisenoxidation benötigter Sauerstoff entstammt dem Wasser selbst oder wird passiv über die Wasseroberfläche eingetragen, was einen der Eisenfracht angepassten Flächenbedarf zur Folge hat, oder (wenn relieftechnisch möglich) über eine Belüftungskaskade. Höhere Fe(II)-Konzentrationen erfordern bei passivem O₂-Eintrag daher große Aufenthaltszeiten bzw. große Absetzteich-Flächen, welche jedoch wiederum die Windanfälligkeit erhöhen (Aufwirbelung von bereits sedimentiertem Eisenhydroxid-Schlamm). Die im neutralisierten Wasser ausgefällten Feststoffe werden dann in einem Erddamm-Teich abgesetzt, der diskontinuierlich ausgebaggert wird.

Komplexere Verfahrensvarianten nutzen ein Reaktionsbecken in verschiedenen Ausführungen (Abbildung 3-1 unten bzw. Abbildung 3-8) zum Eintrag von NM und Sauerstoff, dosieren FHM und nutzen ggf. das High Density Sludge-Verfahren (Kap. 3.1.3). Modernere Anlagen umfassen die nachfolgend erläuterten Elemente.

3.1.1.1 EINLAUFBAUWERK

Über das Einlaufbauwerk werden die verschiedenen Zuläufe der Anlage gefasst. Hier erfolgt häufig eine Durchflussmessung. Das Einlaufbauwerk ist häufig mit einem Molchfang ausgestattet, um die für die Rohrreinigung genutzten Molche zu bergen. Hier erfolgt die Wasserprobenahme zur Bestimmung der Beschaffenheit des Zulaufwassers.

3.1.1.2 REAKTIONSBECKEN

Der Übertritt ins Reaktionsbecken erfolgt meist im freien Gefälle. Das Reaktionsbecken kann mehrkammrig aufgebaut sein, was die Möglichkeit bietet, den pH-Wert in mehreren Stufen anzuheben, wodurch u. U. die Flockenbildung, die Metallabscheidung und der Neutralisationsmittelverbrauch optimiert werden können. Im Reaktionsbecken erfolgt zunächst die Neutralisation durch Kalkmilchzugabe, denn neutrale pH-Werte sind Voraussetzung für die zügige Eisenoxidation und damit für die effektive Nutzung des eingetragenen Sauerstoffes.

3.1.1.3 SEDIMENTATION

Die Abscheidung der Feststoffe erfolgt im Sedimentationsbecken. Diese können als Rundbecken oder als Rechteckbecken mit entsprechenden Schlammräumen ausgeführt sein.

Im Falle der Rundbecken erfolgt die Zuleitung des Wassers über das Zentrum des Beckens, wobei die Strömungsgeschwindigkeit vor Eintritt in das Becken so weit wie möglich herabgesetzt wird. Im Becken bilden sich eine Klarwasserzone und eine Schlammzone aus. Durch die Rundräume wird der sedimentierende Schlamm über den nach innen abfallenden Beckenboden in das Zentrum geräumt, von wo er über eine Schlammpumpe abgefördert wird. Das Klarwasser fließt über ringförmig angeordnete Zahnschwellen in den Ablauf. Die Zahnschwellen dienen der Vergleichmäßigung des Abstromes zur Minimierung der Strömungsgeschwindigkeiten.

Die Schlammräumung kann kontinuierlich oder diskontinuierlich erfolgen.

3.1.1.4 AUSLAUFBAUWERK

Der Ablauf wird über ein Auslaufbauwerk an die Abnehmer (Rohrleitung, Vorflut etc.) verteilt. Ist eine weitere Förderung notwendig, wird das Auslaufbauwerk als Pumpenhaus ausgeführt. Hier erfolgen auch die Probenahme bzw. Online-Überwachung zur Kontrolle der Ablauf-Beschaffenheit.

3.1.1.5 NACHGESCHALTETE FILTRATION

Mit den bisherigen Behandlungsstufen sind Eisen-gesamt-Konzentrationen im Bereich von 1,5 bis 2,5 mg/l erreichbar. Sollten strengere Ausleitkriterien gefordert werden, kann es nötig werden, die bereits in kolloidale Schwebstoffe überführte Eisenfracht zusätzlich durch eine nachgeschaltete Filtration über ein Kiesfestbett zu vermindern. Dies erfordert im Regelfall ein nochmaliges Fördern des Wassers zur Bereitstellung des für den Kiesfilter nötigen Vordruckes. Zusätzliche Aufwendungen entstehen für die kontinuierliche oder diskontinuierliche Rückspülung des Filters.

3.1.2 PROZESSE

3.1.2.1 ENTSÄUERUNG

Viele Grubenwässer haben hohe TIC-Konzentrationen und zeigen dadurch einen starken Carbonatpuffer. Die erstrebte pH-Anhebung mit dem Ziel der forcierten Metalloxidation und -fällung kann daher nur unter erhöhtem Neutralisationsmittel-Einsatz erfolgen, da dabei der Carbonatpuffer mit überwunden werden muss. Außerdem neigen solche Wässer durch das bei der Neutralisation hinzugefügte Ca^{2+} zu schnellerer Carbonatbildung und der Bildung eines sehr calcitreichen Schlammes, was den NM-Verbrauch erhöht. In diesen Fällen kann die Entsäuerung durch einen Strippprozess (Austreiben von CO_2 mit eingeblasener Luft) gleichzeitig mit der Belüftung diesen Carbonatpuffer abbauen und eine pH-Wert-Erhöhung bewirken (Janneck, et al., 2007; Geroni, Sapsford, & Florence, 2011; Heinze, et al., 2002). Auch dies senkt den Bedarf an Neutralisationsmitteln.

Der Neutralisationsmittelbedarf ist für viele Grubenwasserreinigungsanlagen ein wichtiger Bemessungsparameter, auf dessen Grundlage Dosiereinrichtungen und die Bevorratung an Neutralisationsmittel ausgelegt werden (Janneck, et al., 2007).

Zum Gasaustausch oder zur Entlösung gelöster Gase kommen in der Wassertechnik verschiedene Apparate wie Rieseltürme, Wellbahnkolonnen, offene Kaskaden, Kreiselbelüfter und sogenannte In-Lake-Belüfter, bei dem Wasser über eine feine Siebplatte geleitet und von unten Luft durch die Siebplatte eingedrückt wird, zum Einsatz (Janneck, et al., 2007). Aufgrund der zum Teil hohen Eisenkonzentrationen, wie es in den Grubenwässern des Lausitzer- und Mitteldeutschen Reviers der Fall ist (Fe(II) bis zu 1000 mg/l), sind Belüfter mit festen Einbauten wie z. B. Rieseltürme oder Wellbahnkolonnen ungeeignet, da diese nach der Belüftung des Grubenwassers durch die einsetzende Verockerung schnell verstopfen würden und somit Anlagenausfälle wahrscheinlich sind. In Janneck et al. (2007) wird die Belüftung des Grubenwassers durch Oberflächenbelüfter beschrieben, die mit einem schnell laufenden Rührer einen raschen Austrag des gelösten CO_2 in die eingetragene Luft bewirken.

Um die Einsparung von Neutralisationsmittelkosten beurteilen zu können, erfolgte eine Vergleichsrechnung mit PhreeqC. Verwendet wurde hierfür das in Tabelle 2-2 dargestellte Modellwasser MW_01. Berechnet wurden zwei Szenarien, bei dem die einzutragende Tonnage an NM berechnet wurde, um den pH-Wert des Grubenwassers auf 8,5 zu erhöhen. In Szenario 1 wurde die Wasserprobe MW_01 zunächst belüftet, um die im Wasser gelöste CO_2 -Konzentration um ca. 80% zu verringern. Anschließend wurde die belüftete Wasserprobe mittels $\text{Ca}(\text{OH})_2$ auf einen pH-Wert von 8,5 titriert. In Szenario 2 wurde die unbelüftete Wasserprobe ebenfalls mit $\text{Ca}(\text{OH})_2$ auf einen pH-Wert von 8,5 titriert und die benötigten Stoffmengen bis zum Erreichen des Ziel-pH-Werts miteinander verglichen.

Die Abschätzung in Tabelle 3-2 zeigt, dass mit dem CO_2 -Austrag eine signifikante Einsparung des Neutralisationsmittels erreicht werden kann. Diese Einsparung ist den Investitionskosten für Belüfter und den erhöhten Energiekosten gegenzurechnen.

Tabelle 3-2: Neutralisationsmittel- und Einsparungspotenzial der belüfteten- und unbelüfteten Wasserprobe

Beschaffenheitsparameter	MW_01 mit Strip-Prozess	MW_01 ohne Strip-Prozess	Einheit
DIC	7		mmol/L _{Grubenwasser}
Eisenkonzentration	336		mg/l _{Grubenwasser}
entspricht	6		mol/m ³ _{Grubenwasser}
Durchsatz GWRA	10		Mio. m ³ _{Grubenwasser/a}
entspricht	27397		m ³ _{Grubenwasser/d}
entspricht	1142		m ³ _{Grubenwasser/h}
entspricht	0,32		m ³ _{Grubenwasser/s}
Eisenfracht	6849		mol _{Eisen/h}
Bedarf an Ca(OH) ₂ zur Neutralisation auf pH 8,5	1,8	5,1	mmol/L _{Grubenwasser}
entspricht	136	377	mg/l _{Grubenwasser}
entspricht	0,14	0,38	kg/m ³ _{Grubenwasser}
entspricht	1356	3770	t _{Ca(OH)2/a}
Kosten Ca(OH) ₂	80		€/t _{Ca(OH)2}
entspricht einer Einsparung von	2413		t _{Ca(OH)2/a}
entspricht einer Einsparung von	193063		€/a
	Inputdaten		
	Berechnungsergebnisse		
	Output PhreeqC		

3.1.2.2 NEUTRALISATION

Generell sind für die Auswahl des **Neutralisationsmittels** folgende Faktoren relevant, die regional unterschiedlich sein können: *Lagerfähigkeit und Handhabbarkeit, Reaktionskinetik des Feststoffes, Neigung zur Inertisierung und Spezifische Kosten* [$\text{€/mol}_{\text{Alk}} = \text{€/kg}_{\text{Neutr}} \cdot \text{kg}_{\text{Neutr}}/\text{mol}_{\text{Alk}} \cdot \eta$]. Die spezifischen Kosten des Neutralisationsproduktes werden zweckmäßigerweise in [$\text{€/mol}_{\text{Alk}}$] und nicht in [€/kg_{Alk}] bestimmt, da sie dem Alkalinitätsbedarf des zu behandelnden Gewässers entsprechen müssen, der ebenfalls in [mol_{Alk}] gegeben ist. Die Umrechnung erfolgt mit der spezifischen Alkalinität des Feststoffes in [$\text{kg}_{\text{Neutr}}/\text{mol}_{\text{Alk}}$], wobei noch der technische η und der chemische Wirkungsgrad η_c zu berücksichtigen sind.

Kalkhydrat hat eine Schüttdichte von lediglich 0,5 bis 0,6 t/m³, weshalb die Alkalinitätsdichte deutlich geringer ist als bei Branntkalk mit einer Dichte von 1,0 t/m³. Branntkalk muss vor seinem Einsatz meist vor Ort gelöscht und in Kalkhydrat überführt werden, was eine Löschanlage erfordert. Beide Feststoffe müssen in Tanks gelagert werden, um Zementation durch Wasser- und CO₂-Zutritt zu unterbinden.

Mit einer Löslichkeit von ca. 1,4 g_{Ca(OH)2}/L liegt der überwiegende Anteil der üblicherweise eingesetzten 5-10 Massen-%igen Neutralisationsmittel-Suspension („Kalkmilch“) noch als Feststoff vor. Nach Anmischung der Suspension muss diese deshalb direkt zugegeben oder durch Rührwerke homogen gehalten werden. Zur homogenen Zudosierung der Kalkmilch in

den zu behandelnden Wasserstrom werden Exzentrerschneckenpumpen oder Schlauchpumpen verwendet. Da der Feststoff abrasiv ist, würden Kreiselpumpen einem hohen Verschleiß unterliegen.

Die pH-Werte werden bei 8,5 eingestellt, um einerseits eine zügige Eisenoxidation zu gewährleisten und andererseits die in den WRE festgelegten Auslaufbeschaffenheiten einzuhalten, wobei diese meist einen pH-Wert von 6,5 bis 8,5 festlegen.

Sind **Wässer alkalisch**, kann auf die Neutralisation teilweise oder gänzlich verzichtet werden. In diesem Fall reicht es, die Alkalinität, die beispielsweise im Carbonatpuffer (hohe TIC-Konzentrationen) gespeichert vorliegt, durch einen entsprechenden CO₂-Strip-Prozess freizusetzen, um die für die Metallhydrolyse notwendige pH-Anhebung zu erreichen. Solche Grubenwässer sind in der Lausitz jedoch selten. Jedoch weisen viele Vorfluter trotz Eintrages von azidischen Grundwässern noch genügend Pufferpotenzial auf, um im Neutralbereich zu verbleiben.

3.1.2.3 BEHANDLUNG ALKALISCHER WÄSSER

Ein in Sachsen selten auftretender Sonderfall sind stark alkalische Wässer, die sich durch so hohe pH-Werte auszeichnen, dass sie ebenfalls nicht in die Vorflut abgegeben werden können. Solche Wässer entstehen beispielsweise im Zuge der Bauxitaufbereitung. Die Abläufe der zurückbleibenden Rotschlammdeponien können pH-Werte bis über 11 aufweisen. Durch Kontakt mit atmosphärischem CO₂ kommt es zu einer anteiligen pH-Wert-Senkung und Carbonat-Fällung bis die entsprechenden Kationen (Calcium, Magnesium, Eisen) weitgehend aufgebraucht sind. Diese Wässer können nur durch Zugabe von Säure oder eines azidischen Wassers neutralisiert werden. Die „Verwertung“ eines solchen Wassers mit hoher Alkalinität als Neutralisationsmittel für azidische Wässer ist u. U. möglich, wenn diese in unmittelbarer Nähe vorhanden sind. Ein solcher Einsatz wird z. Z. in der Lausitz technisch und genehmigungsrechtlich für die Neutralisation der azidischen Wässer des Tagebau Heide VI mit dem alkalischen Wasser der Rotschlammdeponie Heide V geprüft.

3.1.2.4 OXIDATION

Der **Eintrag von Sauerstoff** zur Oxidation von Fe(II) ist normalerweise notwendig, da der im Grubenwasser gelöste Sauerstoff meist nicht für eine vollständige Eisenoxidation ausreicht. In den meisten Fällen wird Luftsauerstoff zur Eisenoxidation genutzt. Insbesondere in organischen Komplexen gebundenes Eisen und Mangan sind jedoch schwer zu oxidieren und können in Einzelfällen die Zugabe von künstlichen starken Oxidationsmitteln oder Reinsauerstoff erforderlich machen.

Die Fe(II)-Oxidationsgeschwindigkeit ist abhängig vom pH-Wert. Deshalb ist zur Erzielung maximaler Oxidationsgeschwindigkeiten neben einer mindestens stöchiometrischen O_{2(aq)}-Einlösung ein pH > 8 erforderlich. Bei pH-Werten um 8,0 und sehr hohen Fe(II)-Konzentrationen (200 – 400 mg/l) ist der O₂-Eintrag in die Lösung der oxidationsratenlimitierende Faktor. Mit Wendelbelüftern kann ein hocheffektiver Eintrag von O₂ und Turbulenz und damit eine schnellere Eisenoxidation erzielt werden (Janneck, et al., 2006). Um den Übertritt des Gases in die aquatische Phase zu steigern, muss die Gas-Lösungs-Trennfläche maximiert werden. Dabei ist a) die technologisch erzeugte Größe von Gasblasen und b) die durch Gasblasengröße, reaktionsbeckeninterne Strömung und Turbulenz bestimmte Aufenthaltszeit der Blasen in der aquatischen Phase entscheidend. Je kleiner die Gasblasen der eingetragenen Luft sind, desto größer ist die transportwirksame Luft-Wasser-

Oberfläche, desto langsamer steigen die eingetragenen Gasblasen wieder an die Wasseroberfläche auf und desto größer ist der in die aquatische Phase eingetragene Anteil an O₂.

Der durch den Sauerstoffeintrag bewirkte Mischenergieeintrag wird im Reaktionsbecken meist gleichzeitig genutzt, um das Neutralisationsmittel im Grubenwasser zu verteilen und um die entstehenden Feststoffe in Schwebelage zu halten.

3.1.2.4.1 Belüftungskaskaden

Belüftungskaskaden stellen eine der ältesten Methoden in der Wasseraufbereitung dar, um den Gasaustausch eines Wassers zu gewährleisten. Ziel ist es, das aufzubereitende Rohwasser hinsichtlich CO₂ und O₂ weitgehend mit der Atmosphäre ins Gleichgewicht zu bringen. Im Falle der Grubenwasserreinigung dient die Belüftung sowohl zum Austreiben der überschüssigen Kohlensäure als auch zur Anreicherung von Sauerstoff.

Die Effizienz einer Belüftungskaskade bzw. des Gasaustausches lässt sich durch Gl. 3-1 berechnen (van Halem, 2016). In Gl. 3-1 beschreibt $c_{aq(t=0)}$ die Konzentration des gelösten Gases am Einlauf zum Zeitpunkt $t = 0$, $c_{aq(t=i)}$ die Konzentration des gelösten Gases nach dem Passieren der Kaskade, c_s die temperatur- und druckabhängige Sättigungskonzentration des gelösten Gases in Wasser, k den Effizienzkoeffizient eines Gases bei einer definierten Fallhöhe, n die Anzahl von Belüftungsstufen und K die Effizienz der Belüftungskaskade.

$$K = \frac{c_{aq(t=0)} - c_{aq(t=i)}}{c_{aq(t=0)} - c_s} = 1 - (1 - k)^n$$

Gl. 3-1

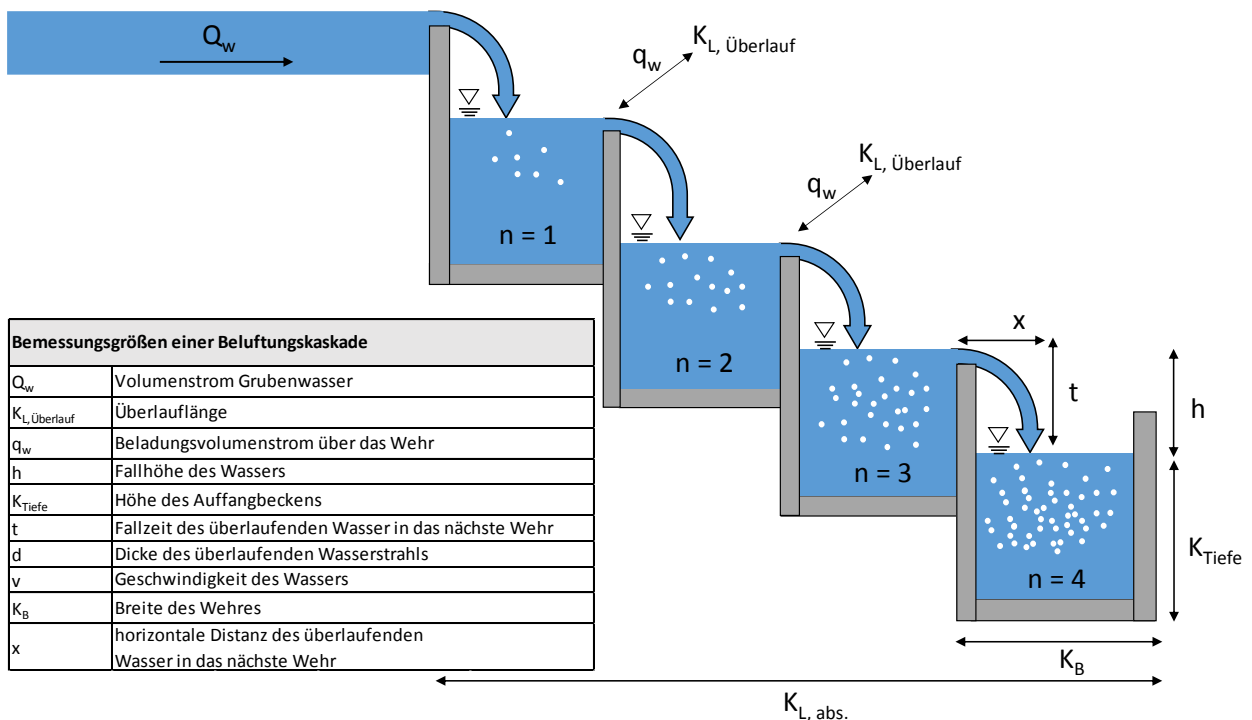


Abbildung 3-2: Schematische Darstellung einer Belüftungskaskade

Abbildung 3-2 zeigt die schematische Darstellung einer vierstufigen Belüftungskaskade mit einer definierten Fallhöhe des überlaufenden Wassers in das nächst folgende Auffangbecken. Die Effektivität der Kaskade ist dabei direkt von der Fallhöhe h und der Anzahl von Belüftungsstufen abhängig.

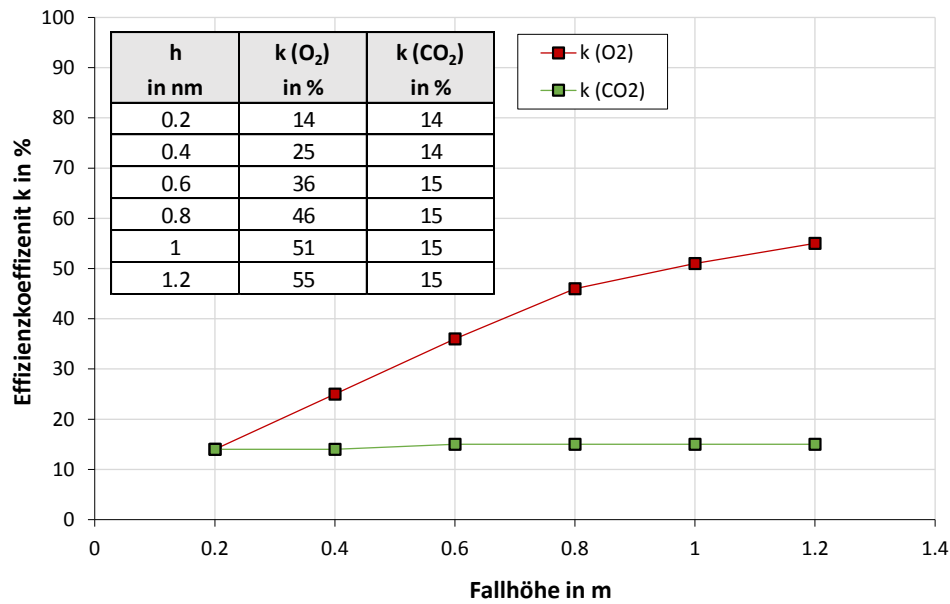


Abbildung 3-3: Änderung des Effizienzkoeffizienten k von O₂ und CO₂ in Abhängigkeit der Fallhöhe

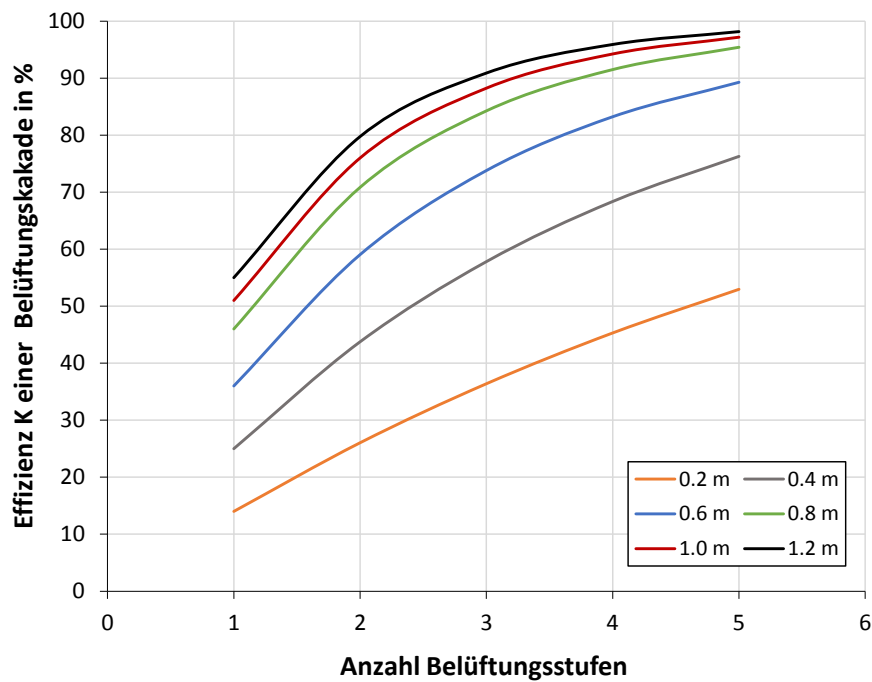


Abbildung 3-4: Effizienz einer Belüftungskaskade in Abhängigkeit der Belüftungsstufen und der Fallhöhe des Wassers am Beispiel des Sauerstoffeintrags

Die Änderung des Effizienzkoeffizienten k der Gases O₂ und CO₂ als eine Funktion der Fallhöhe ist in Abbildung 3-3 dargestellt (van Halem, 2016). Anhand dieser wird deutlich, dass der Einsatz einer Belüftungskaskade für die Verringerung der CO₂-Konzentration eines Wassers nicht geeignet ist, da der Effizienzkoeffizient mit steigender Fallhöhe keinerlei Änderung unterliegt.

Demgegenüber zeigt Abbildung 3-3 für Sauerstoff einen Anstieg des Effizienzkoeffizienten mit steigender Fallhöhe. Auf der Grundlage der in Abbildung 3-3 (siehe Tabelle) dargestellten Werte, lässt sich die Effizienz einer Belüftungskaskade mit n Stufen und einer gleichbleibenden Fallhöhe berechnen (Abbildung 3-4). Diese zeigt, dass sich die Effizienz des Sauerstoffeintrags mit steigender Fallhöhe und zunehmender Anzahl an Belüftungsstufen erhöht.

3.1.2.4.2 Venturi-Belüftung

Die In-Line-Venturi-Belüftung ist eine Alternative zu einfachen Belüftungskaskaden.

Der einfachste Aufbau wird mittels eines kleinen Rohres realisiert, welches oben offen ist und in das Rohr getaucht wird, durch das das Rohwasser strömt. Dabei ist das eingetauchte Ende des Rohres stromabwärts gerichtet. Beim Abfließen von Grubenwasser wird die Atmosphärenluft in den Wasserlauf gesaugt. Die Querschnittsverengung erhöht die Fließgeschwindigkeit und vermindert gleichzeitig den Druck, es entsteht ein Unterdruck.

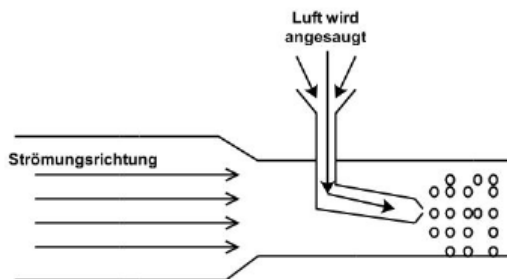


Abbildung 3-5: Schematische Darstellung einer Venturi-Belüftung (nach YOUNGER et al. 2002 aus (Heitfeld, et al., 2012))

Auch die alte Technologie der TROMPE funktioniert nach dem Venturiprinzip und nutzt die Vorteile der mechanischen Belüftung passiv, ohne dass Strom, Motoren oder bewegliche Teile benötigt werden. Zur Belüftung von Bergbauwässern werden heute Trompen aus Kunststoff eingesetzt (Leavitt, 2011; Leavitt et al., 2013). Das Grubenwasser wird direkt zum Antreiben der Trompe und die erzeugte Druckluft zur Sauerstoffversorgung des Grubenwassers sowie zur Ableitung von überschüssigem gelöstem Kohlendioxid verwendet, wodurch sich der pH-Wert des zu behandelnden Wassers erhöht.

Trompen bestehen klassischerweise aus vier Hauptteilen:

- einer Wasserzulaufleitung oder einem Zulaufschacht mit Lufteinlass,
- einer Trennkammer,
- einer Abluftleitung sowie
- einer Wasserablaufleitung.

Das System wird in der Erde vergraben, nur Wasser- bzw. Luftein- und -auslass befinden sich über der Geländeoberkante. Trompen können je nach Strömungs- und Luftanforderungen parallel oder in Serie gebaut werden. Variable Durchflussmengen können durch den Einbau von Trompen mit mehreren Trompenköpfen und Fallrohren ausgeglichen werden. In den letzten Jahren wurden Trompen für Durchflussmengen von 6–90 m³/h (25–400 gpm; Materialkosten: ≈ 2.600 €) installiert, Leavitt und sein Team entwickelten zudem Systeme, die für Durchflussmengen von mehr als 680 m³/h (3.000 gpm; Materialkosten: 15.000–19.500 €) geeignet sind (Leavitt, et al., 2013). Etwa 300 Liter Luft kann pro m³ Wasserdurchfluss in der Stunde eingebracht werden (Leavitt, et al., 2013).

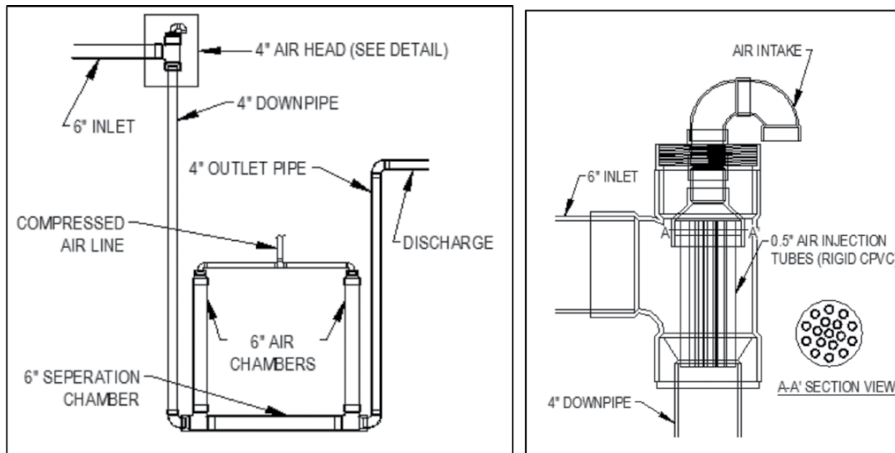


Abbildung 3-6: Von Leavitt entwickelte Trompe links: in der Querschnittsansicht, rechts: Trompenkopf in Detailansicht (Leavitt, et al., 2013).

Das Einblasen von Sauerstoff unter hohem Druck kann mit einer OxTube erfolgen. Diese modular aufgebaute, mechanische Belüftungstechnologie wurde von der Firma SansOx Ltd. in Finnland entwickelt und patentiert. Die Produktbroschüre beschreibt den Modulaufbau wie folgt (SansOx, 2016):

- Vortex und Ejectormodul: Ansaugen des Gases nach dem Venturiprinzip
- Dispersionsmodul zur Erzeugung von Verwirbelungen
- Verwirbelungen bei hoher Geschwindigkeit
- Beruhigungsstrecke

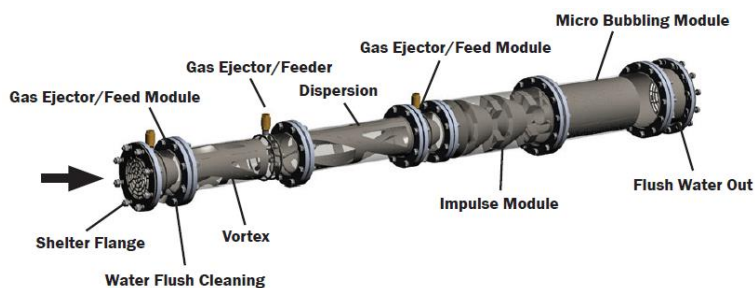


Abbildung 3-7: Schematischer Aufbau der OxTube (SansOx, 2016)

3.1.2.4.3 Oberflächenbelüftungssysteme

In der Grubenwasseraufbereitung haben sich vor allem Oberflächenbelüfter als geeignete Belüftungssysteme etabliert. Diese bewirken durch einen schnell horizontal laufenden Rührer einen raschen Gasaustausch zwischen wässriger Phase und Gasphase.

3.1.2.4.4 Erweiterte Oxidation

Das Löslichkeitsprodukt real fällbarer Mn(III)-Hydroxide ist unter vergleichbaren Eh/pH-Bedingungen um Zehnerpotenzen höher als die von Fe(III)-Hydroxiden. Die Kinetik der Mn(II)-Oxidation ist signifikant langsamer als die der Fe(II)-Oxidation. Die Entmanganung durch oxidative Bildung von schwerlöslichen Mn-Spezies in einem technisch realisierbaren Zeitrahmen ist daher ungleich aufwändiger als die Enteisenung. In der Praxis werden zur Entmanganung **Kombinationen** aus *pH-Wert-Anhebung*, *Oxidationsmittel-Zugabe* und *chemisch/mikrobieller Katalyse* eingesetzt, die an die jeweiligen Rohwasserbeschaffenheiten, Abreinigungserfordernisse und naturräumlich technischen Gegebenheiten angepasst werden.

Einer unbegrenzten pH-Wert-Anhebung sind jedoch meist Grenzen gesetzt, da im Allgemeinen Ausleit-pH-Werte unter 9,0 einzuhalten sind. Auch kann bei hohen pH-Werten eine Rücklösung von bereits gefällttem bzw. sorbiertem Al und As stattfinden. Durch die bei hohen pH-Werten starke Einlösung von CO₂ und die starke Ca-Konzentrationserhöhung durch Neutralisationsmittelzugabe kann die Calcitsättigung stark überschritten werden.

Deshalb werden zur Abscheidung von Mangan aber auch von schwer oxidierbarem komplexgebundenem Eisen chemische Oxidationsmittel eingesetzt. Diese sind in der Herstellung, dem Transport, der Lagerung und der Zudosierung kostenintensiv. So zeichnet sich die Ozonherstellung durch einen hohen Stromverbrauch, hohe Kosten und aufwändige Technologien zur Luftreinhaltung aus. KMnO₄ ist teuer, explosiv und sein Umgang bedarf deshalb entsprechender Vorsichtsmaßnahmen. Starke Oxidationsmittel reagieren bei Zugabe in kontaminierte Wässer bevorzugt mit anderen oxidierbaren Wasserinhaltsstoffen wie z. B. organischer Substanz, so dass entsprechende Verluste mit einzukalkulieren sind und die Kosten steigern.

Nach Olthoff (1986) sind folgende chemische Oxidationsmittel in der Wasseraufbereitung in Gebrauch:

Reinsauerstoff

Ozon kann mit Ozongeneratoren aus Luft oder Reinsauerstoff erzeugt werden. Die Anwendung erfolgt überwiegend bei komplex gebundenem Eisen, kann aber auch bei hohen Mn-Konzentrationen erfolgreich sein

Wasserstoffperoxid H₂O₂ setzt durch Zerfall im Laufe mehrerer Tage O₂ als eigentliches Oxidationsmittel frei. In Gegenwart von Metallen, Eisenhydroxid und Fe(II) sowie organischen Substanzen wird der Zerfall katalytisch beschleunigt.

Kaliumpermanganat (KMnO₄) wird überwiegend zur Entmanganung genutzt

Natriumhypochlorid (HClO) wird überwiegend zur Desinfektion genutzt.

3.1.2.4.5 Katalytische Oxidation

Die ausschließlich mit O₂ arbeitende **mikrobiell katalysierte Mn-Oxidation** ist dagegen in weiten Bereichen nicht durch Oxidationsmittel, sondern durch die mikrobiellen Umsatzraten limitiert.

Die technische Katalyse der Manganoxidation findet im Gegensatz zur Eisenoxidation generell meist in Fest- oder Wirbelbetten statt.

Die Filtration zur Entfernung von Mangan stützt sich zu variablen Anteilen auf eine Kombination von pH-Kontrolle und chemischer und mikrobieller Oxidation, die durch chemische und mikrobielle Sorption unterstützt wird. Sowohl die mikrobiell- als auch die oberflächenkatalytisch wirksamen mineralischen Oberflächen des Filterbettes sind daher für eine Mn-Filtration im Festbett durch „**einfahren**“ des Filters zu etablieren.

Mn(II) kann aus Wässern abgeschieden werden, indem die entsprechenden Wässer mit Mangan-Oxid/Hydroxid-Mineralien in Wirbelbetten oder Festbetten in Kontakt gebracht werden. Dies führt zur Sorption und einer nachfolgenden, durch die Feststoff-Oberfläche chemisch katalysierten Oxidation und Fällung weiterer Mangan-Oxide/Hydroxide. Die heterogen katalysierte Mn-Oxidation ist bei moderaten pH-Werten und Aufenthaltszeiten für eine vollständige Mn-Oxidation i.d.R. ausreichend. Die in diesem Prozess frisch gebildeten

Mn-Hydroxide wirken selbst wiederum katalysierend. Materialien, deren Wirkung vornehmlich auf der Sorption beruht, bedürfen zusätzlicher Oxidationsmittel-Gaben (oft KMnO_4), um eine langfristige Reaktivität aufrecht zu erhalten bzw. diese wieder herzustellen.

3.1.2.5 FLOCKUNG

In der Überleitung in das Sedimentationsbecken werden den neutralisierten Grubenwässern Flockungshilfsmittel (FHM) zugegeben (Abbildung 3-1).

***Flockungshilfsmittel** sind meist langkettige anionische oder kationische Polymere. Diese lösen sich im Wasser, sorbieren mit einzelnen Segmenten an verschiedenen Partikeln und führen so zu deren Zusammenlagerung. Sie vermindern durch ihre Ladung auch die elektrostatische Abstoßung zwischen Partikeloberflächen, wodurch die Zusammenlagerung kleinerer Partikel zu größeren Partikeln gefördert wird.*

Für den Betrieb herkömmlicher Grubenwasserreinigungsanlagen werden ca. 0,15 bis 0,6 $\text{g}_{\text{FHM}}/\text{m}^3$ meist anionischer Polyacrylamide als Flockungshilfsmittel zur Entstabilisierung der Kolloide eingesetzt. Coulton et al. (2003) nennen sogar einen Polymer-Einsatz von 1,8 bis 3,0 $\text{g}_{\text{FHM}}/\text{m}^3$ für das Wheal Jane Minewater Treatment Plant.

Das FHM wird normalerweise in granulierter Form als Feststoff bevorratet, in einer Ansetzstation mit Brauchwasser zu einer pumpbaren Lösung angesetzt und mittels Schlauchpumpe dem bereits belüfteten und neutralisierten Wasserstrom zugegeben. Dies kann im sogenannten Verteilerbauwerk erfolgen, wo der teilbehandelte Wasserstrom auf mehrere Straßen (z. B. Sedimentationsbecken) aufgeteilt wird. Dort kann durch Überfallwehre oder unterströmte Plattenschieber eine entsprechende Turbulenz erzeugt werden, die für eine optimale Ausnutzung und Einmischung des FHM benötigt wird. Die anschließende Rohrstrecke bis zum Sedimentationsbecken kann als Beruhigungsstrecke mit geringer Turbulenz genutzt werden, auf der die Flocken „reifen“, also wachsen können.

Alternativ kann das FHM in einer Kammer mit einem Rührwerk zudosiert werden, mit welchem die optimale Turbulenz eingestellt wird. Diesem nachgeschaltet kann ein Paddelwerk die Flockenreifung unterstützen.

3.1.2.6 SCHLAMMBEHANDLUNG

Die aus dem Sedimentbecken abgezogenen Schlämme weisen einen Feststoffgehalt von lediglich 0,5 bis 1,5 Massen% auf. Durch Einstapeln in einen Schlammindicker kann der Schlamm weiter entwässert und der Feststoffgehalt erhöht werden. Der Einsatz von Krälwerken unterstützt die Schlammentwässerung. Das überstehende Schlammwasser wird in den Zulauf der Anlage zurückgeführt.

Der voreingedickte Schlamm kann in bergbauliche Hohlformen rücküberführt werden oder muss für die Ablagerung auf einer Deponie weiter entwässert werden. Die Deponieklasse richtet sich nach der Schlammmzusammensetzung.

Die Entwässerung erfolgt durch Trocknung nach Aufschüttung oder Einlagerung in ein Trockenbecken oder durch Dekanter, Bandfilterpressen etc.

3.1.2.7 KOSTENSCHÄTZUNG

Tabelle 3-3 zeigt eine Kostenschätzung für eine Wasserbehandlung durch Neutralisation und Oxidation zur Abscheidung von Eisen. Ausgewiesen werden die Kosten pro Kubikmeter behandeltes Wasser. Diese setzen sich zusammen aus der Abschreibung der Baukosten, den Personalkosten für die Betriebsmannschaft und den Verbrauchsmittelkosten für Neutralisationsmittel und Belüftung. Die letzten beiden Posten sind von der Wasserbeschaffenheit (insbes. Eisenkonzentration) abhängig, so dass bei zunehmender Stoffkonzentration die Behandlungskosten steigen. Zur Veranschaulichung wurden die Eisenkonzentrationen der Modellwässer und ein Volumenstrom von jeweils 1 m³/s verwendet. Ein bedeutender Kostenfaktor ist die Schlammmentwässerung und -entsorgung, der ebenfalls mit der Eisenkonzentration ansteigt. Dieser Posten entfällt bei Einspülung der Schlämme in eine bergbauliche Hohlform.

Tabelle 3-3: Abschätzung der Kosten für die aktive Eisenabscheidung über Neutralisation und Oxidation

	Wasser 1	Wasser 2	Wasser 3	
Eisenkonzentration	336	224	112	mg/l
Volumenstrom	60	60	60	m ³ /min
eisengetragene Azidität	12,0	8,0	4,0	molAzi/m ³
zu behandelnder Aziditätsstrom	722,6	481,7	240,9	molAzi/min
entspricht	1040516	693677	346839	molAzi/d
Investkosten	10	10	10	Mio €
Abschreibung über	20	20	20	a
jährliche Abschreibung	0,5	0,5	0,5	Mio €/a
Abschreibungskosten	0,02	0,02	0,02	€/m ³
Verbrauchsmittel- und Betriebskosten				
CaO-Kosten	100	100	100	€/t
Jährlicher Verbrauch	13293	8862	4431	t/a
Kosten	1.329.259	886.173	443.086	€/a
spezif. Kosten Neutralisation	0,04	0,03	0,01	€/m ³
spezif. Kosten für Belüftung	0,0056	0,0037	0,0019	€/m ³
Strom, FHM, Wartung, usw.	0,080	0,080	0,080	€/m ³
Personal	720.000	720.000	720.000	€/a
entspr.	0,023	0,023	0,023	€/m ³
Summe Kosten	0,17	0,15	0,13	€/m³
entspricht	0,014	0,019	0,034	€/molAzi
Schlammdeponierung	0,168	0,112	0,056	€/m ³ Wasser
Summe Kosten inkl. Schlammdeponierung	0,33	0,26	0,19	€/m³

Der Kostenschätzung für eine Wasserbehandlung durch Neutralisation und Oxidation zur Abscheidung von Eisen liegen nachfolgend genannte Annahmen zugrunde. Sie beruhen auf Erfahrungswerten und stellen eine grobe Schätzung dar, die im konkreten Fall deutlich abweichen kann.

- Die Baukosten der Anlage betragen 10 Mio. €. Ihr Betrieb wird gleichmäßig über 20 Jahre abgeschrieben.
- Es wird Branntkalk als Neutralisationsmittel zu 100 €/t eingesetzt
- Es wird von einem Wirkungsgrad des Neutralisationsmittels von 80% und des Sauerstoffeintrages von 15% ausgegangen.
- Es wird von einem 3-Schicht Betrieb mit 2 Personen pro Schicht und einer doppelten Besetzung = 12 Vollzeitstellen ausgegangen. Es werden pro Person Lohnkosten von brutto 60.000 €/a veranschlagt.
- Es wird lediglich Eisen als zu fällender Stoff angenommen. Eisen hat einen Massenanteil von 40% am Feststoff des Schlammes.
- Die zu entsorgende Tonne Schlamm kostet 60 €. Dieser Preis beinhaltet alle Kosten für die Entwässerung.

Die spezifischen Kosten pro eingetragendem mol Alkalinität nehmen mit zunehmender Eisenkonzentration ab, da die Investition in die Hardware weitgehend gleich bleibt. Die spezifischen Kosten pro m³ behandeltes Wasser nehmen mit zunehmender Eisenkonzentration zu, da die hierfür notwendige Menge an Verbrauchsmitteln steigt. Die Behandlungskosten in einer stationären Anlage sind etwa doppelt so hoch wie die einer In-Lake-Behandlung.

Tabelle 3-4 zeigt die z.Z. (Stand 2019) in Betrieb befindlichen Grubenwasserreinigungsanlagen, Absetzanlagen in der Lausitz und in Mitteldeutschland. Im Drehnaer See erfolgt eine In-Lake-Behandlung mit einer stationären uferseitig positionierten Neutralisationsanlage.

Tabelle 3-4: Grubenwasserreinigungsanlagen und Absetzanlagen in der Lausitz und in Mitteldeutschland

Standort der Anlage	Gebiet / Standort	Stoffkonzentrationen		Durchsätze [Mio. m ³ /a]	Schlammvolumen [Mio. m ³ /a]	Weiterverwendung des Schlammes	Konzentration Zulauf SO ₄ [mg/L]
		Zulauf Fe _{ges} [mg/L]	Ablauf Fe _{ges} [mg/L]				
GWBA Jänschwalde	Lausitz	7,3	0,09	91,8	3,4	Verbringung Schlammstapelbecken	350
GWBA "Am Weinberg"	Lausitz / Kippe Tgb. Welzow-Süd	78	1,2	12,7	0,8	Überleitung zur GWBA Schwarze Pumpe	884
GWBA Tzschellen	Lausitz / Tgb. Nochten	280	0,77	28,7		nahezu vollständige stoffliche Wiedernutzbarmachung	1710
GWBA Briesnig	Lausitz	1,2	0,55	5,2		diskontinuierliche Entsorgung	82,5
GWBA Schwarze Pumpe	Lausitz / Kraftwerk Schwarze Pumpe	47	1,2	106,1	1,3	Einspülen in Restsee Spreetal Nord-Ost	510
GWBA Trebendorf	Lausitz	1,43		1,2			7
GWBA Kringelsdorf	Lausitz	37	1,8	110,5	0,9	Verbringung Schlammstapelbecken (19 ha)	264
GWRA Neukieritzsch	Mitteldeutschland Tgb. Vereinigtes Schleenhain	20 - 70	< 3,0		31		
GWRA Profen	Mitteldeutschland Tgb. Profen	40	1,5	60			
GWRA Pöbnitz	Lausitz	75	1,9	18,7	3,7		
GWRA Rainitz	Lausitz	17,5	1,1	38,3	3	Einleitung ins RL Sedlitz	
GWRA Vetschau	Lausitz	4,9	1,1	6,9			
Absetzteich Belten	Lausitz			0,7			
Drehnaer See	Lausitz / RL 12 Inlake-Behandlung			1 bis 1,5		Sedimentation im Seekörper	

3.1.3 DICKSCHLAMMVERFAHREN (HDS: HIGH DENSITY SLUDGE)

Das HDS (High-Density-Sludge) Verfahren stellt eine weitere verfahrenstechnische Optimierung dar. Es erweitert die in Kap. 3.1.2 beschriebene Prozessabfolge durch die Teilrückführung des im Sedimentationsbecken abgeschiedenen Schlammes und dessen Rückführung in das Reaktionsbecken (Abbildung 3-1). Dieses Verfahren erlaubt die bessere Ausnutzung des im Schlamm gebundenen, nicht verbrauchten Neutralisationsmittels und stellt

Homogene Katalyse (oder Autokatalyse) ist die Katalyse einer chemischen Reaktion durch eine Festphase, die aus der Reaktion hervorgeht und deren kristallographische Struktur mit der des Produktes übereinstimmt.

zusätzliche Sorptionsplätze für die homogene Katalyse des Oxidationsprozesses zur Verfügung.

Das (HDS)-Verfahren umfasst folgende 4 Teilschritte:

1. Eintrag des Neutralisationsmittels in den rezyklierten Schlamm in einem vorgeschalteten Anmischtank/Becken (Abbildung 3-8). Hierdurch wird der Kontakt zwischen den Feststoffen erzwungen, was die Koagulation der Kalkpartikel mit den rezyklierten Fällungsprodukten fördert.
2. Neutralisation des Grubenwassers im eigentlichen Reaktionsbecken durch kontrollierte pH-abhängige Kalkmilch/Schlamm-Zugabe bei gleichzeitiger Belüftung. Durch die Zudosierung des neutralisierten Schlammes finden die Oxidations- und Fällungsreaktionen verstärkt auf der Oberfläche bereits bestehender Partikel statt, wodurch deren Wachstum forciert wird (Aubé, et al., 2009). Hierdurch kann bei geringeren Übersättigungen der amorphen Eisenhydroxide und dadurch bei weniger stark erhöhten pH-Werten gearbeitet werden, mit dem Ziel, auch wasserärmere/ kryptokristalline Eisenhydroxide (höhere Schlammichte, geringeres Schlammvolumen) und Eisenhydroxysulfate zu fällen. Letzteres führt zur Kalkeinsparung, da anteilig Sulfat anstatt der Hydroxylionen als Anion verwendet wird.
3. Fällungsmittel-Zugabe in einem Flockungstank.
4. Sedimentation mit gesteigerter Effektivität (höhere Mengenströme, geringere Aufenthaltszeiten). Ein Teil des aus dem Sedimentationsbecken abgezogenen Schlammes wird in den Anmischtank zurückgeführt.

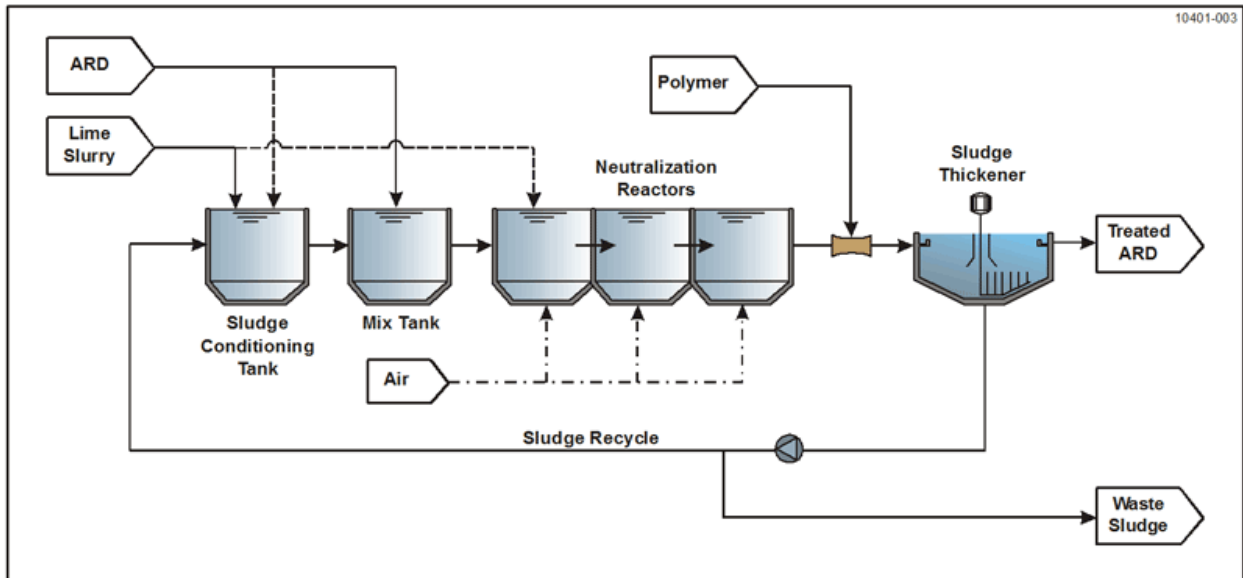


Abbildung 3-8: Schema der oxidativen Metallabscheidung (INAP, 2014, S. 327 Figure 7-4: Basic HDS Process Configuration)

Beim sogenannten Geco-Prozess wird der rückgeführte Schlamm im Gegensatz zum klassischen HDS-Verfahren zunächst mit dem azidischen Grubenwasser vermischt (Aube & Payant, 1997). Erst im zweiten Reaktor wird weitere Kalkmilch zugegeben und belüftet. Ziel der Verfahrensvariante ist ebenfalls die Erzeugung eines sehr feststoffreichen Schlammes. Der Neutralisationsmittelverbrauch beim Geco-Prozess ist noch etwas geringer, allerdings ist die Alkalinität des Schlammes aber auch geringer (Aubé, et al., 2009).

Auch die stufenweise Anhebung des pH-Wertes ermöglicht die Fällung verschiedener Metalle in Form von wasserärmeren, dichteren Hydroxiden mit größerer Kristallinität. Die dadurch entstehenden Schlämme sind wasserärmer und dichter. Diese Technik benötigt aber auch mehrere hintereinandergeschaltete Reaktionsbecken. Sie ist bspw. in der GWRA des ehemaligen Uranbergwerkes Königstein umgesetzt (Märten, Neueste Trends zur aktiven Wasserbehandlung und Anwendungsbeispiele, 2006).

Vorteile dieses verbesserten Verfahrens sind die gute Prozesskontrolle, die erzeugbaren Schlämme mit bis zu 20% Trockenmasse und die damit geringeren Aufwendungen für die Schlammbehandlung (Eindickung, Entwässerung, Deponierung). Die HDS-Technologie wird in der Lausitz und im Mitteldeutschen Revier aktuell nicht eingesetzt, da jeweils die Möglichkeit besteht, die anfallenden EHS-Schlämme in die Tagebaufolgeseen einzuleiten. Hierdurch stellt das Schlammvolumen keinen entscheidenden Kostenfaktor mehr dar und der Schlamm bleibt pumpbar.

Generell ist die Etablierung von Techniken zur Verminderung des Schlammvolumens aufwändiger und lohnt sich nur, wenn die Schlämme vor der Ablagerung weiter entwässert werden müssen. Dies ist bei der in der Lausitz häufig möglichen Verspülung der Schlämme in bergbauliche Hohlformen meist nicht der Fall.

3.1.4 NEUTRALISATIONSMAßNAHMEN AM BEISPIEL DER IN-LAKE-BEHANDLUNG VON BERGBAUFOLGESEEN

Für die Verbesserung der Wasserqualität sowie der Nutzbarmachung von Bergbaufolgeseen werden Maßnahmen zur In-Lake-Neutralisation durchgeführt. Diese werden zum einen durch mobile Gewässerbehandlungsschiffe (GWBS) und zum anderen durch land- bzw. uferseitige stationäre Behandlungsanlagen durchgeführt.

Welche Technik und welches Neutralisationsmittel tatsächlich verwendet wird, hängt einerseits von wirtschaftlichen und andererseits von örtlichen bzw. technischen Einflussfaktoren ab, sodass derartige Entscheidungen für jeden zu behandelten Bergbaufolgesee individuell getroffen werden müssen.

3.1.4.1 AUSWAHL DES NEUTRALISATIONSMITTELS

Die Kosten für die Konditionierung von Bergbaufolgeseen werden maßgeblich durch das eingesetzte Neutralisationsmittel (NM) und den erreichten Wirkungsgrad bei dessen Verwendung bestimmt. Infolgedessen ist die Wahl des verwendeten Neutralisationsmittels von entscheidender Bedeutung. Innerhalb der letzten Jahre wurden zahlreiche NM von verschiedenen Herstellern hinsichtlich ihres Lösungsverhaltens sowohl bei der Initial- als auch bei der Nachsorgeneutralisation getestet. Folgende generelle Aussagen lassen sich hinsichtlich des effizienten Einsatzes bei der In-Lake-Neutralisation ableiten:

Brantkalk (BK), mit dem Hauptbestandteil gemahlenes CaO , der auch als Weißfeinkalk bezeichnet wird, besitzt

- ein hohes Neutralisationsäquivalent (ca. 30 bis 35 mol/kg) und damit eine geringe Masse pro freisetzbare Alkalinität im See und eine hohe Schüttdichte von 0,9 - 1,0 t/m³.
- einen günstigen Preis (bis zu 0,3 Cent pro Mol Alkalinität).
- die Fähigkeit, einen Puffer mit $K_{\text{S4,3}}$ bis 0,25 mmol/l effizient aufzubauen.
- eine hohe Reaktivität in allen pH-Bereichen. Diese Reaktivität gewährleistet zwar einerseits eine hohe Reaktionsrate, kann aber andererseits auch an der Eintragsstelle zu lokal hohen, potenziell gesundheitsgefährdenden pH-Werten führen.

Da im neutralen Bereich Gefährdungen durch lokal hohe pH-Werte nicht gänzlich auszuschließen sind, soll Brantkalk künftig nur eingesetzt werden, wenn:

- der pH-Wert des Seewassers unter 4,5 liegt (Initialneutralisation) oder
- keine Nutzung erlaubt ist, für die Gefährdungen auftreten oder
- spezielle Maßnahmen (z. B. ein festgelegter Abstand zu einer örtlich begrenzten Nutzung) getroffen wurden, um diese Gefährdungen zu vermeiden.

Kalkhydrat (KH), mit dem Hauptbestandteil gemahlenes Ca(OH)_2 , das auch als Weißkalkhydrat bezeichnet wird, besitzt

- ein niedrigeres Neutralisationsäquivalent von etwa 25 - 29 mol/kg und eine gegenüber Brantkalk geringere Schüttdichte von 0,4 - 0,5 t/m³
- aufgrund des für seine Herstellung zusätzlich notwendigen Prozessschrittes (Löschen) und der höheren Transportkosten einen relativ hohen spezifischen Preis.
- für sehr kleine Anwendungen den Vorteil, dass es auch als fertige Kalkmilchsuspension angeboten wird. Dies erspart den Einsatz der Löschtechnik.

- in der Regel keinen Vorteil gegenüber dem Einsatz von Branntkalk.

Kalksteinmehl (KSM), mit dem Hauptbestandteil gemahlenes CaCO_3 (Kalkstein oder Kreide) besitzt,

- ein relativ niedriges Neutralisationsäquivalent von etwa 20 mol/kg
- bei grober Körnung einen schlechten Wirkungsgrad und sollte daher relativ feinkörnig sein (z. B. $d_{90} < 40 \mu\text{m}$).
- bei feinkörnigem Kalksteinmehl eine Schüttdichte von etwa 0,5 - 0,8 t/m³.
- spezifische Kosten von etwa 0,3 Cent pro mol Alkalinität.
- den Vorteil, dass eine Anhebung des pH-Werts bei der Neutralisation mit Kalksteinmehl über ein ökologisch und gesundheitlich verträgliches Maß hinaus ausgeschlossen ist.
- durch den Karbonatanteil die Fähigkeit, effizient höhere $\text{KS}_{4,3}$ -Werte als beim Branntkalkeinsatz zu erreichen. Damit kann ein Hydrogencarbonatpuffer bis $\text{KS}_{4,3} \approx 0,5 \text{ mmol/l}$ gut aufgebaut werden.

Obwohl BK und KSM in etwa denselben spezifischen Preis pro Mol Alkalinität besitzen, ist BK in der Regel die wirtschaftlichere Variante, da bei KSM deutlich mehr Tonnage in den Wasserkörper eintragen werden muss, um dieselbe Neutralisationswirkung zu erreichen. Damit sind die Eintragskosten für Kalksteinmehl höher als für Branntkalk. Branntkalk bietet sich daher überall dort an, wo:

- keine alkalische Pufferung bei der Neutralisation von $\text{KS}_{4,3} > 0,25 \text{ mmol/l}$ bei $6 < \text{pH} < 7$ notwendig ist
- keine Gewässernutzung erfolgt (Badebetrieb, Ausleitung in die öffentliche Vorflut), bei der potenziell Gefährdungen durch lokal eintretende pH-Werte $> 8,5$ auftreten können.

Dies bedeutet, dass der BK-Einsatz im Fokus der Initialneutralisation steht, wohingegen KSM vorrangig in der Phase der Nachsorgeneutralisation von Bergbaufolgeseen eingesetzt wird. Eine Übersicht zu den derzeitig verwendeten Neutralisationsmitteln sowie deren Tonnagen-Preis zeigt Tabelle 3-5.

Tabelle 3-5: Gegenüberstellung verwendeter Neutralisationsmittel

Neutralisationsmittel	Produkt-spezifikation	Preis in €/t	Lagerungs-dichte in t/m ³	Reinheit in %
Kalkstein (CaCO_3)	$d_{90} < 40 - 60 \mu\text{m}$	35 - 50	1,0-1,1	85-99
Kreide (CaCO_3)	$d_{90} < 30 \mu\text{m}$	65 - 80	0,8-0,9	85-95
Kalkhydrat ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)		110 - 125	0,4-0,5	85-95
Branntkalk (CaO)	schnell reagierend	95 - 115	0,9-1,1	92-98
	langsam reagierend	95 - 115	0,9-1,1	85-90
	vorhydratisiert	105 - 120	0,9-1,1	85-90

3.1.4.2 AUSWAHL DES IN-LAKE-VERFAHRENS

Nicht alle Behandlungsverfahren sind technisch für alle Bergbaufolgeseen gleich gut geeignet, sodass die Wahl des In-Lake-Verfahrens seespezifisch erfolgen muss. Etabliert haben

sich in den letzten Jahren zwei grundlegende Verfahrenstechnologien, indem der Eintrag von alkalischen Feststoffen zur Seewasserbehandlung über eine stationäre oder eine mobile Behandlungsanlage erfolgt.

Im Falle der stationären Behandlungsanlage erfolgt der Eintrag des NM durch Rohr- bzw. Schwimmleitungen, die fest installiert sind und mehrere 100 m in den Wasserkörper hineinragen. Hierfür werden uferseitig Kalksilos positioniert, die die Bevorratung des NM über mehrere Tage ermöglichen. Dies erscheint vor allem dann als Vorzugslösung, wenn die Zeit zwischen den Behandlungszyklen mehrere Wochen betragen bzw. der See aufgrund einer nicht gleichmäßigen Wiederversauerung in unregelmäßigen Abständen konditioniert werden muss. Die Herstellung der Kalksuspension erfolgt uferseitig, in der Regel in einem Anmisch-Container. Der in den Kalksilos bevorratete alkalische Feststoff wird über Förderschnecken in den Anmisch-Container geleitet und dort mit Seewasser zur Reaktion gebracht.

Über eine Rohr- bzw. Schwimmleitung wird die Kalksuspension mittels einer submersen freistrahlbasierten Eintragstechnik in den Wasserkörper eingetragen. Vorteilhaft für derartige stationäre Anlagen sind relativ kompakte Seewasserkörper, die eine gute Durchmischung durch den Freistrahleintrag und die konvektiven wind- und temperaturinduzierten Seewasserströmungen erwarten lassen (Luckner, et al., 2017).

Bei stark gegliederten Seen, die aus mehreren „Teilbecken“ bestehen, kommen stationäre Behandlungsanlagen an Ihre Grenzen, da die korrekte Verteilung des NM nicht mehr gewährleistet werden kann. In diesem Fall erfolgt der Eintrag über sogenannte Gewässerbehandlungsschiffe (GWBS), die den Feststoff bedarfsgerecht über die gesamte Seeoberfläche verteilen. Die Gewässerbehandlungsschiffe werden in der Regel über Just-in-time-Lieferungen direkt vom Silo-LKW aus beladen (Luckner, et al., 2017).

„Als relevantes Beispiel ist hierbei das LMBV-Gewässerbehandlungsschiff „Klara“ zu nennen, welches eigens für die Initial- und Nachsorgeneutralisation der neun Seen der sächsisch/brandenburgischen erweiterten Restlochekette geplant und gebaut wurde. Die „Klara“ ist das bisher leistungsstärkste Gewässerbehandlungsschiff, das 150 bis 300 t NM pro Tag in die Bergbaufolgeseen effizient einbringen kann. Durch den Einsatz der zwei Leichter, die im Wechsel beladen werden, hat das Schiff kaum Wartezeiten während der Beladung und ist auch diesbezüglich sehr effizient. Durch die schiffbaren Kanäle zwischen den Bergbaufolgeseen der Erweiterten Restlochekette entfällt die Notwendigkeit des Umsetzens des Schiffs (Luckner, et al., 2017).

3.1.4.3 KOSTEN IN DER IN-LAKE-NEUTRALISATION

Die Kosten der In-Lake-Neutralisation hängen von einer Vielzahl von Faktoren ab, dabei beeinflusst vor allem die Wahl des NM die Kosten der Wasserbehandlung maßgeblich. Sie liegen für gewöhnlich in der Größenordnung von 60% der jeweiligen Behandlungskosten. Bei der Initialneutralisation ist der Neutralisationsmittelbedarf hauptsächlich von der Acidität und dem Volumen des Wasserkörpers abhängig. In dieser Behandlungsphase kommen aufgrund ihrer hohen Alkalinitätsfreisetzung bevorzugt BK-Produkte bis zu einem behördlichen festgelegten pH-Wert zum Einsatz.

In der Nachsorge spielen dann vor allem der Aciditätseintrag durch bergbaubeeinflusstes Grundwasser sowie die seeinternen Aciditätseinträge eine übergeordnete Rolle. Die Wahl des NM während der Nachsorge beschränkt sich in den meisten Fällen auf KSM. Infolgedessen ist die Wahl des KSM-Produktes von entscheidender Bedeutung, da die KSM-Lösung im

schwach sauren bis neutralen pH-Wert-Bereich aufgrund der Nähe der Lösung zur Sättigungsgrenze bezüglich der Mineralphase Calcit stark gehemmt ist.

Zusätzlich sind die anfallenden Kosten zur Bereitstellung der notwendigen Infrastruktur sowie der Standfläche einer stationären Anlage bzw. einer Anlege- und Beladestelle für GWBS zu berücksichtigen. Derartige Kosten fallen in der Regel nur einmalig an. Grundsätzlich lassen sich derzeit folgende mittlere spezifische Kosten für die In-Lake-Neutralisation der Bergbaufolgesen nennen (Luckner, et al., 2017):

Initialneutralisation mit Branntkalk für $\text{pH} < 5$

- mit stationären Anlagen 0,6 ct/mol
- mit großen Gewässerbehandlungsschiffen 0,7 ct/mol
- mit kleinen Gewässerbehandlungsschiffen 0,8 ct/mol

Nachsorgeneutralisation mit Kalksteinmehl für $\text{pH} > 5$

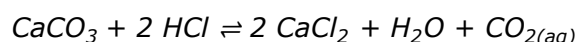
- mit stationären Anlagen 1,0 ct/mol
- mit großen Gewässerbehandlungsschiffen 1,2 ct/mol
- mit kleinen Gewässerbehandlungsschiffen 1,35 ct/mol

3.1.4.4 AUSWAHLKRITERIEN DES NEUTRALISATIONSMITTELS IN DER NACHSORGENEUTRALISATION

Für die Wirtschaftlichkeit der In-Lake-Neutralisation ist das Lösungsverhalten des alkalischen Feststoffs und damit die Alkalinitätsfreisetzung von entscheidender Bedeutung. Da die KSM-Lösung vor allem im neutralen pH-Wert-Bereich stark gehemmt ist und damit zu geringen Wirkungsgraden während der Wasserbehandlung führt, ist die Sedimentation des ungelösten Feststoffs wahrscheinlich.

Im Rahmen von Laborversuchen erfolgte seitens der GFI GmbH Dresden die Untersuchung der Wirksamkeitsabnahme ausgewählter KSM-Produkte in Abhängigkeit des pH-Wertes, die derzeit in der In-Lake-Behandlung bevorzugt zum Einsatz kommen.

Die Untersuchung der Lösungsgeschwindigkeit der ausgewählten KSM-Produkte erfolgte volumetrisch durch eine pH-STAT-Titration. Gemessen wird die Geschwindigkeit der HCl-Dosierung unter Einstellung eines definierten Start-pH-Wertes, aus der die Alkalinitätsfreisetzung unter den gegebenen Randbedingungen abgeleitet werden kann. Bei der pH-STAT-Methode wird der pH-Wert konstant gehalten. Der zeitliche Verlauf des HCl-Verbrauches ist dann ein Maß für die Lösungsgeschwindigkeit des Feststoffs. Aus der Stöchiometrie der Reaktion geht hervor, dass für ein Mol gelöstes CaCO_3 zwei Mol HCl titriert werden müssen, um den pH-Wert konstant zu halten (Allers, 2001).



GI. 3-2

In Abbildung 3-9 ist die Wirksamkeitsabnahme für fünf verschiedene KSM-Produkte mit der Zunahme des pH-Wertes dargestellt. Anhand dieser zeigt sich die große Spannbreite der Reaktivität der untersuchten Produkte. Das Produkt KSM_03 zeigt in Abhängigkeit des pH-Wertes die geringste Wirkungsgradabnahme, selbst im rot eingerahmten nachsorgerelevanten pH-Wertbereich werden bei pH 6 ca. 90 % und bei pH 7 ca. 70 % der im Feststoff gespeicherten Alkalinität wirksam. Demgegenüber zeigt das Produkt KSM_04 ein deutlich

geringeres Freisetzungspotenzial. Bei einem pH-Wert von 6 und 7 werden lediglich 30 bzw. 20 % der im Feststoff gespeicherten Alkalinität freigesetzt. Für die Wirksamkeit ausschlaggebend sind dabei u.a.:

- die mineralische Struktur (z. B. handelt es sich um ein Kreide-, Kalkstein- oder Mamorprodukt; Größe der inneren Oberfläche) und
- die chemische Zusammensetzung (z. B. wie groß ist der Anteil an Magnesium) des Produktes.

Der mit einem Kalkprodukt jeweils erreichbare Wirkungsgrad ist immer in Zusammenhang mit den Produkt- und Eintragskosten zu sehen. Es kann also auch durchaus sinnvoll sein, ein weniger reaktives Produkt einzusetzen, wenn Beschaffungs- Transport- und Eintragskosten günstiger sind.

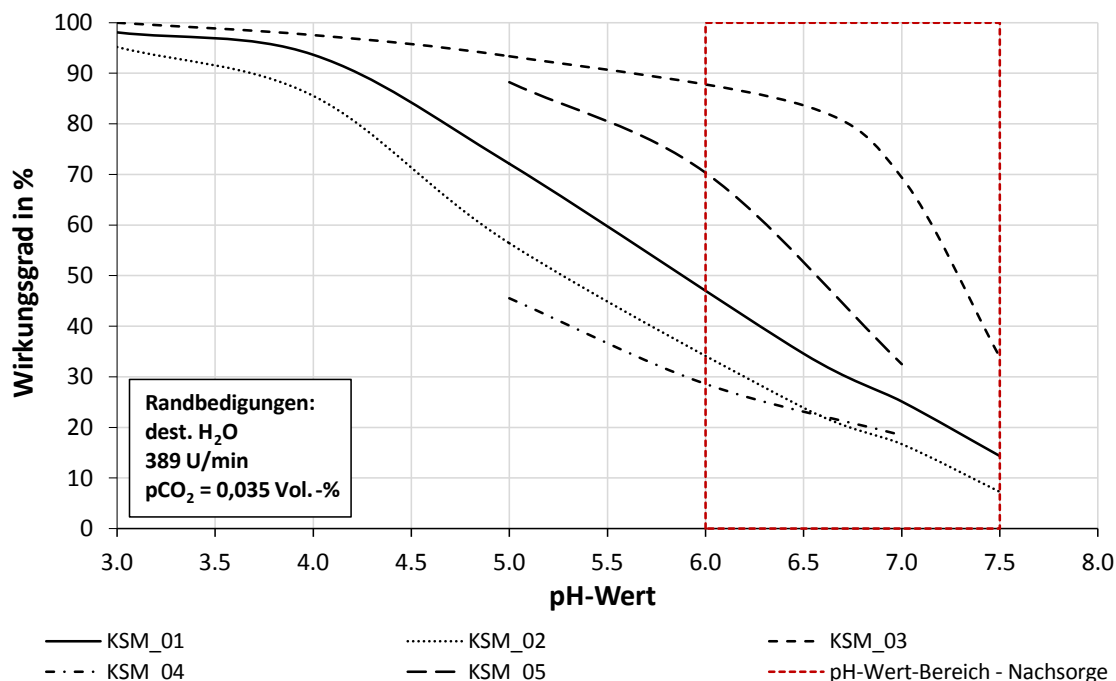


Abbildung 3-9: Abnahme des Wirkungsgrades in Abhängigkeit des pH-Wertes ausgewählter KSM-Produkte

3.1.4.5 FALLBESPIEL - PILOT UND DEMONSTRATIONSVORHABEN AM RL 12

Das von der GFI GmbH Dresden im Auftrag der LMBV durchgeführte Pilot- und Demonstrationsverfahren zur Pufferung mittels CO_2 fand in den Jahren 2014 bis 2016 am Drehnaer See (RL 12) statt (LMBV, 2017). Erprobt wurde hierfür ein geschlossener technischer Reaktor, der aus Seewasser, Branntkalk oder Kalksteinmehl und CO_2 das Zielprodukt gelöstes Hydrogencarbonat erzeugt und in den Wasserkörper des Drehnaer Sees mit einer Hydrogencarbonat-Konzentration von 25 - 30 mol/m³ und pH < 7 einträgt. Die Vermischung im Seewasserkörper findet hierbei durch die Freistrahlschnellmischer-Technologie statt. Da der Wirbelbettreaktor bei hoher Dichte der Reaktanten CO_2 und Branntkalk oder Kalksteinmehl im Fluidbett arbeitet, wurde er als „**High-Density-Hydrogencarbonat-Reaktor**“ (**HDHc-Reaktor**) bezeichnet.

Abbildung 3-10 dient der Veranschaulichung des HDHc-Reaktors mit seinen drei Teilreaktoren zur Gas- und Feststofflösung sowie zur Trennung des Fluids in seine Komponenten (d. h. in das noch nicht umgesetzte CO_2 und den noch ungelösten Kalk, die beide in die ent-

sprechenden Teilreaktoren rezirkuliert werden) sowie mit gelöstem Hydrogencarbonat (HCO_3^-) angereichertem Wasser, das in den See im getauchten Freistrahls ausgetragen werden kann. Ziel der Entwicklung dieses Reaktors war es, durch Rückführung von noch ungelöstem $\text{CO}_2(\text{g})$ in den Gaslösungsreaktor und noch ungelöstem Kalk in den Feststoffreaktor hohe Umsatzraten im geschlossenen Reaktorraum zu ermöglichen und Ausgasungs- und Sedimentationsverluste im HDHC-Reaktor zu vermeiden. Des Weiteren war es damit Ziel, nur das gelöste HCO_3^- in den zu neutralisierenden und zu puffernden Seewasserkörper auszutragen und den pH-Wert in diesem gepufferten Austragswasser im Bereich von $\text{pH} \approx 7$ zu halten. (Luckner, et al., 2017)

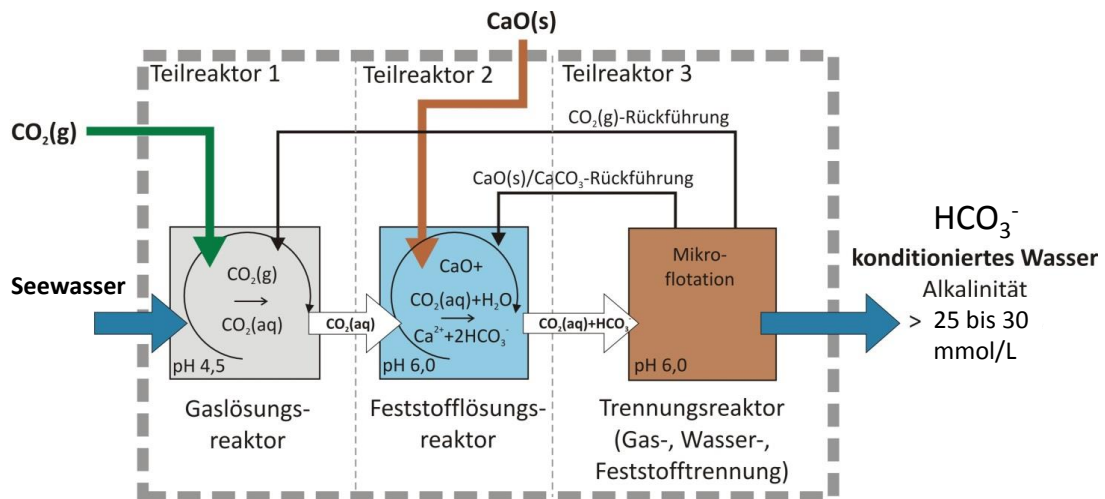


Abbildung 3-10: Wirkungsschema des High-Density-Hydrogencarbonat (HDHC)-Reaktors im Rahmen des LMBV-P&D-Tests 2014 – 2016 (Luckner, et al., 2017)

Die technische Realisierung erfolgte durch Trennung der Anlagenteile in landseitige Anlagenkomponenten und wasserseitige Anlagenkomponenten (Luckner, et al., 2017).

Im Rahmen des Pilot- und Demonstrationsvorhabens wurden drei Tests mit zwischenzeitlich drei Wiederversauerungsphasen in den Jahren 2014 bis 2016 durchgeführt und ausgewertet (LMBV, 2017). Es wurde folgende Pufferung im Seewasserkörper erreicht (Luckner, et al., 2017):

- | | | |
|----------------------------------|---------|--|
| 1. mit BK und CO_2 | 12/2014 | $K_{\text{S}4,3} = 0,7 \text{ mmol/L}$ bei $\text{pH} = 7,3$ |
| 2. mit KSM und CO_2 | 12/2015 | $K_{\text{S}4,3} = 0,9 \text{ mmol/L}$ bei $\text{pH} = 7,1$ und |
| 3. mit BK, KSM und CO_2 | 10/2016 | $K_{\text{S}4,3} = 1,1 \text{ mmol/L}$ bei $\text{pH} = 7,13$ |

Mit einer Alkalinisierung jährlich auf $K_{\text{S}4,3} \geq 1 \text{ mmol/L}$ wird erwartet, dass der Nachsorgezyklus im Oberflächenwasserkörper des RL 12 auf 3 Monate Alkalinisierung und 9 Monate Wiederversauerung beschränkt werden kann. (Luckner, et al., 2017)

3.1.5 PASSIVE NEUTRALISATIONSVERFAHREN

Passive Neutralisationsverfahren beruhen auf der Auflösung und/oder Ausfällung von anorganischen, mineralischen Substanzen in übertägigen oder unterirdischen Reaktionskammern (Reaktoren, Gerinne, Kanäle). Nach Wieber & Streb (2010) können dabei zwei Hauptprinzipien unterschieden werden:

- Techniken, die auf der Auflösung von Kalksteinen basieren (z. B. ALD, OLD, Siderit-Calcit-Reaktor),
- Systeme, an denen an der Oberfläche eines anorganischen Mediums mineralische Ausfällungen stattfinden (z. B. SCOOFI-Reaktor, Pyrolusit-Prozess-Reaktor).

Natürliche Bachläufe und Teiche bzw. technische Kanäle, Gerinne oder Becken, in denen die Lösungs- und Fällungsreaktionen zugeführter karbonatischer Substanzen zur Neutralisierung der Säure, Anhebung des pH-Wertes und Generierung von Alkalinität im behandelten Wasser führen, werden diesem Kapitel zugeordnet. Weitere passive, zumeist technisch aufwändigere Verfahren, wo komplexere Prozesse die physiko-chemischen Verhältnisse ändern, werden im Kap. 3.2 Fällungsverfahren beschrieben (Vertikaldurchflussreaktor: Kap. 3.2.3, passive Methoden zur Metallentfernung: Kap. 3.2.8).

3.1.5.1 OXISCHER KARBONATKANAL (OLD), OFFENES KARBONATGERINNE (OLC), ALKALINE LEACH BEDS (LLB / SLB)

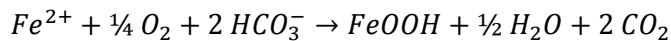
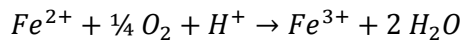
Die einfachste Methode der passiven Neutralisierung ist die Verfüllung bzw. Auskleidung eines Bachbettes mit karbonatischem Gestein/Gesteinsbruchstücken, wobei es zu dessen (Auf)Lösung kommt, wenn das saure Grubenwasser darüber hinweg fließt. Wird hierfür ein natürlicher bzw. technisch ins Gebirge geschnittener (felsengesäumter) Bachlauf verwendet, definiert die Literatur dies als offenes Karbonatgerinne (oxid limestone channel OLC; Eigenschaften: Tabelle 3-6), sind bauliche Maßnahmen insbesondere zur Untergrund- oder Uferbefestigung (im Lockergestein) erforderlich, handelt es sich um einen offenen bzw. oxischen Karbonatkanal (oxid limestone drains OLD; Eigenschaften: Tabelle 3-6). Karbonatkanal/-gerinne eignen sich für die Behandlung saurer – mäßig saurer, sauerstoffhaltiger Grubenwässer mit moderaten Metall- (insbesondere Fe, Mn, Al) und Sulfationenkonzentrationen. Damit unterscheiden sie sich von den nachfolgend beschriebenen, modifizierten Formen, die in einem letzten Aufbereitungsschritt noch Alkalinität eintragen bzw. Mangan oder Aluminium aus sonst metallfreien Wässern entfernen sollen.

Kalkstein findet für diese Zwecke eine breite Anwendung, was die Verfahren ungefährlich und kostengünstig macht, wenn das Gestein in der Umgebung verfügbar ist. Diese Strategie ist jedoch nicht unbedingt wirksam, weil die Auflösungsrate im Vergleich zu den bei der chemischen Behandlung verwendeten Alkalien langsam ist (PIRAMID Consortium, 2003). Die Korngröße des alkalischen Ausgangsmaterials ist ein Kompromiss, der auf der standort-spezifischen Wasserqualität und -strömung basiert, da kleinere Korngrößen in der Regel eine höhere Reaktivität bieten, aber auch anfälliger für Sedimentationsverstopfungen oder Verlagerung sind. Bessere Ergebnisse lieferte noch die geteilte Behandlung mit Kalk und Kalkstein (Akcil & Koldas, 2006). Systeme mit Dolomit als Neutralisationsmittel haben sich hingegen als wenig effektiv erwiesen (Genty, et al., 2016).

Die Auflösung des Kalksteins durch Hydrolyseprodukte (H^+ , CO_2 nach Gl. 3-5 - Gl. 3-7) und die Oxidationsreaktionen durch Sauerstoffzutritt bewirken:

- Generierung von Alkalinität,
- Neutralisierung von Säuren,
- pH-Wert-Anhebung,
- Ausfällung von Oxiden/Hydroxiden (insbesondere Eisen-, Aluminiumhydroxide).

Die Nettoreaktionsgleichung für die Oxidation, Hydrolyse, Ausfällung und Neutralisationsreaktion in Fe(II)-haltigen Wässern kann lt. Hedin et al. (1994) mit Gl. 3-3 beschrieben werden:


GI. 3-3

Zudem kommt es zu Sorption von Spurenmetallen an den Fe-/Al-Hydroxiden und Ko-Präzipitation von Mangan. Von Rose et al. (2003) wurden drei mit Kalkstein ausgekleidete Kanäle (limestone-lined channels) mit einer Mn-Entfernungsrate von etwa 10 g/m²/d beobachtet. Die Rate der Kalksteinauflösung nimmt mit Zunahme von Verweilzeit, pH-Wert, Ca²⁺- und HCO₃⁻-Konzentration ab und verringert den CO₂-Partialdruck pCO₂ (Cravotta, 1998).

Für die wenig Fläche beanspruchenden, leicht zu konstruierenden und kostengünstigen Alternativen zu technisch anspruchsvolleren Systemen stellt jedoch die hohe Clogging-Tendenz ein großes Problem dar.

Da die Bauten zur Atmosphäre hin offen sind, wird der Kalkstein schnell mit Metall(hydr)oxid- oder auch Calciumsulfat-Ausfällungen sowie biologischem Wachstum überzogen, was die Wechselwirkung mit dem Grubenwasser hemmt (Akcil & Koldas, 2006). Daher sind hohe Strömungsgeschwindigkeiten erforderlich, um Ausfällungen auf dem Kalkstein zu verhindern (Byrne, Wood, & Reid, 2012). Idealerweise sorgen turbulente Fließbedingungen (z. B. durch Wälle und/oder Gefällestufen) für den Abtransport der Ausfällungen und verhindern Kolmationen des Porenraumes zwischen den Kalksteinbruchstücken. Die Geschwindigkeiten durch das System sollten so hoch sein (> 0,1...0,5 m/min, resultierende Verweilzeit < 3 h), dass die Feststoffe in Suspension gehalten werden, um sie erst im nachgeschalteten Absetzbecken oder einem Feuchtgebiet zu sedimentieren (PIRAMID Consortium, 2003; Wolkersdorfer, 2017; Younger, Banwart, & Hedin, 2002). Daher eignen sich Karbonatkanäle bzw. -gerinne besonders zur Behandlung im steilen (Gefälle 10... > 20 %), unwegsamen Gelände, aber auch bei sauren Grubenwässern, deren pH-Wert angehoben werden soll und die über weite Strecken (300 bis 1000 m) abgeleitet werden müssen (Ziemkiewicz, Brant, & Skousen, 1996; Heitfeld, et al., 2012). Im OLC werden größere Gesteinsbruchstücke verwendet als im OLD, weshalb sie weniger anfällig für Verstopfungen sind, was zum Erreichen des gleichen Neutralisationseffekts aber längere Fließzeiten voraussetzt. Nach Wolkersdorfer (2017) kann selbst in verockerten Karbonatgerinnen im Idealfall noch eine Pufferung des Grubenwassers beobachtet werden, wobei die Leistung auf 20% dessen von unverockerten Karbonatgerinnen abfällt (5x mehr an Kalkstein einsetzen). Lt. Ziemkiewicz et al. (1997) vermindern Fe-Hydroxid-Ablagerungen die Neutralisationswirkung um 2 – 45%.

Bei korrekter Installation sind OLC wartungsfrei und die AMD-Behandlung ist über Dekaden möglich (Ziemkiewicz, Brant, & Skousen, 1996; Ziemkiewicz P. F., et al., 1997). Hedin et al. (2014) empfehlen für OLDs hingegen ein Feststoffmanagement mit routinemäßiger Entleerung zur Entfernung von Schwebstoffe aus den Poren und regelmäßiger Reinigung (Spülung) des Gesteins zur Entfernung der Ablagerungen. Cravotta und Trahan (1999) in (PIRAMID Consortium, 2003) empfehlen dafür die Aufnahme eines Kolkrohres (perforiertes Rohr mit großem Durchmesser entlang der Basis des Systems), das periodisch geöffnet werden kann, um ein plötzliches Spülen der im OLD zurückgehaltenen Metallhydroxid-Feststoffe zu ermöglichen.

Karbonatgerinne finden Verwendung als Einzelbehandlung oder in Kombination mit anderen passiven Einheiten. Meist ist ein nachgeschaltetes Absatzbecken erforderlich. Ziemkiewicz et

al. (1996) empfehlen bei größeren OLCs Absetzbecken oder Feuchtgebiete an Zwischenpunkten (Flachkanalsegmente). Bei OLDs ist generell die Nachschaltung eines zweiten passiven Systems notwendig, um die zu Hydroxiden oxidierten Metallionen zu sedimentieren (Younger, 2002). Eine Anwendung in Sachsen ist aufgrund der topografischen und geologischen Verhältnisse für AMD des Erzbergbaues (OLC) oder in Kombination mit anderen passiven Systemen als Überleitung von der Belüftungseinheit zum Feuchtgebiet oder Absetzbecken (OLD) gegeben.

Modifizierte Formen des OLC bzw. OLD stellen alkaline leach beds und manganese oxidation beds (MOB) dar.

Alkaline leach beds sind Teiche oder auch Zellen, die mit Kalkstein (limestone leaching bed LLB; Eigenschaften: Tabelle 3-6, Vor-/Nachteile: Tabelle 3-7) bzw. Schlacke (aus der Stahlindustrie; steel slag leach bed SLB; Eigenschaften: Tabelle 3-6, Vor-/Nachteile: Tabelle 3-7) gefüllt sind und vom AMD durchströmt werden. Sie werden hauptsächlich zum Säureabbau metallarmer bis metallfreier Wässer in stillgelegten Bergwerken eingesetzt (INAP, 2014).

Tabelle 3-6: Eigenschaften oxischer Systeme nach Cravotta (1998), Genty et al. (2016), Hedin et al. (2014), INAP (2014), PIRAMID Consortium (2003), Simmons et al. (2002), Wolkersdorfer (2017), Younger et al. (2002), Ziemkiewicz et al. (1996; 1997; 2003).

System	Substrat	Gefälle	Verweilzeit	Durchflussrate	Input	Output
OLC	Kalksteinbruchstücke 15 – 30 cm	>10...20 %	1 – 3h	0,3–42 l/s	sauer (pH: 2,5–6,5) sauerstoffhaltig höhere Metallionenkonz. Sufatkonz. unterhalb Gipsausfällung	Säurereduktion: 0,4 – 900 g/d/t ø: 22 g/d/t 4 – 69 % Metallreduktion Fe: ≈ 70 % Mn, Al: 20 %
OLD	Kalksteinbruchstücke 3 x 10 cm Untergeordnet Dolomitbruchstücke	>20%	2 – 3h	großer Bereich Bsp. Hachener Teich: 5–6 m ³ /h	¹ sauer (Azidität ≤90 mg/l) O ₂ >5 mg/l Fe ³⁺ /Al ³⁺ : 10–20mg/l	Alkalinität: 120 mg/l Metallreduktion Al: 70 – 99 % Fe ³⁺ : 99 % Mn: 50 % SO ₄ ²⁻ Red.: 57 %
LLB	Kalksteinbruchstücke	k.A.	1 – 3h ... >15h	0,2–37 l/s	sauer metallarm - metallfrei	Säurereduktion: 0,6 – 200 g/d/t ø: 28 g/d/t Alkalinität: 50 - 75 mg/l
SLB	Stahlschlacke bis 3 mm	k.A.	1 – 3h		sauer metallarm - metallfrei	Säurereduktion: 23 – 78 %; 76 t/a Alkalinität: 100 - 2.000 mg/l

Die Alkalinität in einem gut funktionierenden leach bed wird langsam erschöpft, kann aber leicht wieder aufgefüllt werden, indem dem Teich mehr alkalisches Substrat hinzugefügt wird. Die Verweildauer des Wassers ist eine entscheidende Überlegung, denn während die längere Wechselwirkung zwischen Wasser und Alkalinitätsquelle die Gesamtalkalinitätsproduktion erhöht, nimmt die Rate der Alkalinitätsproduktion im Laufe der Expositionszeit auf-

¹ Wolkersdorfer (2017) schränkt die behandelbare Zusammensetzung ein: $\sum \text{Al}^{3+}, \text{Fe}^{2+}, \text{Fe}^{3+}, \text{Mn}^{2+}$, Spurenelemente < 5 mg/l; Basenkapazität < 1,6 mmol/L; O₂ >1 mg/l.

grund des steigenden pH-Wertes und der Konzentration von Oxidationsprodukten in Lösung exponentiell ab (Zipper & Skousen, 2010). Die empfohlene Verweilzeit in alkaline leach beds liegt zwischen 1 und 3 Stunden (Black, Ziemkiewicz, & Skousen, 1999; Simmons, Ziemkiewicz, & Black, 2002). Die Gestaltung und Anwendbarkeit des Sickerbettes basiert auf Wasserqualität, Durchflussmengen, Korngröße des alkalischen Materials und Faktoren, die die Reaktivität des alkalischen Materials beeinflussen sowie Topographie und anderen standortspezifischen Merkmalen (Ziemkiewicz, Skousen, & Simmons, 2003; Zipper & Skousen, 2010; Goetz & Riefler, 2014). Hinsichtlich der Wasserqualität sind Metallkonzentrationen, Säurequelle, Alkalinitätskonzentration und Belastung durch atmosphärisches CO₂ die entscheidenden Faktoren.

Gelöstes Mangan beispielsweise oxidiert erst bei einem pH-Wert > 7 und wird daher voraussichtlich nicht zur Alkalinitätsproduktion in einem LLB beitragen (Zipper & Skousen, 2010). Ebenso wird Eisen(II) keine Protonen ohne die Anwesenheit von Sauerstoff beitragen (Zipper & Skousen, 2010). Erhöhte Ca²⁺-Konzentrationen unterdrücken die Alkalinitätsbildung durch lösungsschemische Mechanismen (Zipper & Skousen, 2010). Darüber hinaus kann die Alkalinität im Zuflussbereich Karbonatausfällungen in Gegenwart von gelöstem CO₂ erzeugen, die wie Fe³⁺ und Al³⁺-basierte Metallausfällungen zu sedimentationsbedingten Strömungs- und Reaktivitätseinschränkungen führen (Zipper & Skousen, 2010; Goetz & Riefler, 2014). Alkalinität im zufließenden Wasser kann zudem zu einer Netto-Säureproduktion aus SLBs führen (Goetz & Riefler, 2014).

Tabelle 3-7: Vor- und Nachteile von leach bed – Anwendungen (Goetz & Riefler (2014), Gusek (2008) in <https://mineclosure.gtk.fi/limestone-and-steel-slag-leach-beds/>)

System	Vorteile	Nachteile
Limestone leach bed als vorgeschaltete Quelle für Alkalinität	einfacher Aufbau; kostengünstig; geringer Wartungsaufwand; leicht nachfüllbare Alkalinitätsquelle; minimiert die Auswirkungen von Belägen und Clogging	benötigt saure, metallfreie Input-Wässer; beschränkte Generierung von Alkalinität; anfällig für Ausfällungen, die sich sowohl unter oxidischen als auch unter anoxischen Bedingungen bilden können; reduzierte Wirksamkeit in kalten Klimazonen
Steel slag leach bed als vorgeschaltete Quelle der Alkalinität	einfacher Aufbau; geringe Wartungskosten; leicht nachfüllbare Alkalinitätsquelle; hohe Alkalinitäts-erzeugung; alternative Nutzung für Industrieabfälle	Benötigt saure Input-Wässer; Abnahme der Alkalinitätsproduktion im Laufe der Zeit; Sedimentation reduziert die Leistung im Laufe der Zeit; potenziell toxische Alkalinitätsfreisetzung; potenzielle Schwermetall-Mobilisierung
Limestone leach bed als stromabwärts gelegener Teich für die Bildung von Mn-Ausfällungen	einfacher Aufbau; kostengünstig; geringer Wartungsaufwand	erfordert niedrige Fe-Konzentrationen im Input und muss daher als Teil eines Behandlungssystems implementiert werden

Ziemkiewicz et al. (2003) schätzten die maximale Lebensdauer von alkaline leach bed-Systemen auf ca. 20 Jahre, zu diesem Zeitpunkt ist entweder ein struktureller Erhalt oder eine Ergänzung der Alkalinität erforderlich. Unter idealen Bedingungen mit leicht saurem, metallfreiem Zulauf wird ein alkaline leach bed hypothetisch funktionieren, bis die Alkalinitätsquelle erschöpft ist (Skousen & Ziemkiewicz, 2005). In der Praxis wurde beobachtet, dass die Beläge auf dem Kalkstein und die Strömungsreduktion durch Verstopfung des Porenraums die Leistung im Laufe der Zeit verringern (Kruse, Brewster, & Riefler, 2010; Goetz & Riefler, 2014). Steel slag leach beds verursachen eine größere Sedimentation infolge in-

tensiver Alkalinitätsbildung und erfordern eine regelmäßige Wartung als limestone leaching beds. Nach Goetz & Riefler (2014) ist das Alter der in einem leach bed verwendeten Stahlschlacke umgekehrt proportional zu ihrer ursprünglichen Alkalinitätsproduktionskapazität. Bei steel slag leach bed-Systemen mit hohem Durchfluss kann eine Wartung alle ein bis zwei Jahre erforderlich sein, während Systeme mit niedrigerem Durchfluss bis zu 4 Jahre lang ohne Wartung den Leistungsanforderungen entsprechen (Goetz & Riefler, 2014). Die Wartung kann das Wiederauffüllen oder den Austausch des karbonatischen Materials bzw. die Spülung des Beckens beinhalten (Mack & Gutta, 2009 ; Goetz & Riefler, 2014). Der Wartungsaufwand lässt sich durch eine angemessene Planung und Bedienung des Sickerbettes reduzieren.

Der tägliche Behandlungsbetrieb erfordert keinen Energieaufwand (Schwerkraft), daher gelten die beschriebenen passiven Neutralisationssysteme als relativ umweltfreundliche und nachhaltige Behandlungsoption. Die primären Kosten funktionstüchtiger passiver Systeme fallen bei der Erstkonstruktion an (Kostenübersicht siehe Tabelle 3-8). Eine Ökobilanzstudie zu verschiedenen AMD-Wasserbehandlungsmethoden ergab, dass die größten Umweltauswirkungen für passive Wasserbehandlungstechnologien im Allgemeinen der Transport von alkalischem Material zur Sanierungsstätte waren (Hengen, et al., 2014). Sowohl Umwelt- als auch Baukosten können gesenkt werden, wenn alkalisches Gestein in der Nähe des Sanierungsortes bezogen werden kann (Hengen, et al., 2014). In technischer Hinsicht sind OLCs, OLDs, leach beds und MOBs (Kap. 3.1.5.2) identisch mit anoxischen Karbonatkanälen (ALDs), weshalb in der Frage der Auslegungsberechnung auf das nachfolgende Kap. 3.1.5.3 verwiesen wird.

Eine detaillierte Bewertung der Säure- und Alkalinitätsquellen in der Planungsphase (ggf. untersetzt durch Gefäßversuche) ermöglicht die Auslegung des Systems für mehr Leistung. Auch die Berücksichtigung von Säurequellen, die das karbonatische Gestein nicht auflösen, lässt genauere Vorhersagen über die Alkalinitätsbildung zu.

Lokales Wetter und Klima sind wichtige Faktoren bei der Sanierung, da Minustemperaturen die Leistung von oberirdischen passiven Behandlungssystemen beeinflussen. Die Leistung von LLBs werden bei Frost signifikant reduziert (Black, Ziemkiewicz, & Skousen, 1999). Nach Black et al. (1999) ist dies auf eine eisinduzierte Vorzugsströmung durch das Becken zurückzuführen, die einen verminderten Kontakt zwischen AMD und Zuschlagstoff verursacht, sowie auf eine verlangsamte Reaktions- und damit Lösungsgeschwindigkeit bei niedrigen Temperaturen.

Tabelle 3-8: Kostenübersicht für Bau und Betrieb der Systeme

System	Bau	Betrieb	Referenz
OLC	860 – 66.100 € (Beschaffung, Transport des Kalksteins)	∅ 125 €/t/a	(Ziemkiewicz, Skousen, & Simmons, 2003)
OLD	72.500 €	Inspektion: 900 €/Jahr Reinigung Kalkstein: 4.500 €/3-Jahr (4,5 €/t) Austausch Kalkstein: 2.250 €/3-Jahr	Bsp.: Pittsburgh Botanic Garden ² (Hedin, et al., 2014)
	60.000 €	Austausch Kalkstein: ca. 5.000 € (alle 2 – 4 Jahre)	Bsp.: Hachener Teich mit 60 m Länge, Durchflussraten von 5 –

² Kalkulation Betriebskosten für 20 Jahre: Generierung Alkalinität: 515 t CaCO₃, Stückkosten: 0,30 \$/1000-Gallonen CaCO₃

		regelmäßiges Freischneiden: ca. 30.000 €/a	6 m ³ /h (Heitfeld, et al., 2012)
Alkaline Leach Bed	LLB: 3.400 – 136.000 € ø: 62.500 €	LLB ø: 188 €/t _{Säure} /a SLB ø: 33 €/t _{Säure} /a	(Skousen & Ziemkiewicz, 2005; Ziemkiewicz, Skousen, & Simmons, 2003)

In Tabelle 3-9 sind die Kosten für die Behandlung der Modellwässer aus Tabelle 2-2 mittels einer Kombination aus Belüftung, Neutrisationsbecken und Absetzbecken bei einem Volumenstrom von 10 l/s abgeschätzt (deutlich geringeres Behandlungsvolumen als bei den aktiven Verfahren, vgl. Tabelle 3-3). Im ersten Schritt muss das anoxische Ausgangswasser belüftet werden (hier ist eine Kaskade aus 3 – 5 Stufen angenommen worden), um anschließend neutralisiert werden zu können. Durch die Belüftung sinken die Fe-Frachten, aber wegen der hohen Ausgangseisenkonzentrationen kommt für die Behandlung der Modellwässer MW_1 und MW_2 maximal ein OLC in Frage. Lediglich MW_3 kann nach der Kaskade über ein OLD geleitet werden. Clogging ist dabei idealerweise vernachlässigt worden, stellt jedoch in der Realität das Hauptproblem im Neutralisationsbecken dar (Verringerung der Calcitlöslichkeit). So werden nach Literaturangaben im OLC in der Realität nur bis zu 70 % des Eisens reduziert, im OLD zwischen 70 – 90 %. Auf Grundlage dieser 70 % bleiben die Auslaufwerte deutlich über 2 mg/l. Desweiteren wurde angenommen, dass sich die Ausfällungen nicht in der Kaskade bzw. im Neutralisationsbecken absetzen, sondern erst im nachgeschalteten Sedimentationsbecken (Dimensionierung über die Verweilzeit von 48 h). Bei den hohen Eisenkonzentrationen der Modellwässer würden die Ausfällungen tatsächlich den Porenraum des Neutralisationsbeckens pro Jahr um bis zu 10 % verblocken.

Tabelle 3-9: Abschätzung der Behandlungskosten für die passive Eisenabscheidung über Belüftung + OLC/OLD + Sedimentationsbecken

	Wasser 1	Wasser 2	Wasser 3	
Eisenkonzentration	336	224	112	mg/l
Volumenstrom	0,6	0,6	0,6	m ³ /min
eisengetragene Azidität	12,0	8,0	4,0	molAzi/m ³
zu behandelnder Aziditätsstrom	7,2	4,8	2,4	molAzi/min
entspricht	10400	6934	3469	molAzi/d
Investkosten	506.992	323.695	141.353	€
Invest_{OLC}	425.424	242.242	60.005	€
Abschreibung über	20	20	20	a
jährliche Abschreibung	25.350	16.185	7.068	€/a
Abschreibungskosten	0,08	0,05	0,02	€/m ³
Verbrauchsmittel- und Betriebskosten				
Wartung inkl. Schlammberäumung	0,009	0,006	0,003	€/m ³
Personal	1.440	1.440	1.440	€/a
entspr.	0,005	0,005	0,005	€/m ³
Summe Kosten	0,014	0,011	0,008	€/m³
entspricht	0,0011	0,0013	0,0019	€/molAzi
Schlammdeponierung	0,027	0,018	0,009	€/m ³ Wasser

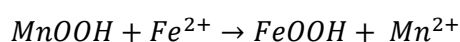
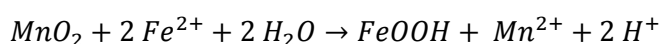
Summe Kosten inkl. Schlammdeponierung	0,04	0,03	0,02	€/m ³
--	-------------	-------------	-------------	------------------

Stahlschlacke, ein Neben- bzw. Abfallprodukt der Stahlherstellung, kann aufgrund ihrer Zusammensetzung (hohe Konzentrationen löslicher Alkalinität, vor allem als Ca(OH)₂ und Ca-(Fe)-Silikate) im behandelten Wasser deutlich höhere Alkalinitäten erzeugen (bis zu 2.000 mg/l als CaCO₃-Äquivalent), was den Flächenbedarf für die gleiche Säurereduktionsrate deutlich verringert. Andererseits weist ihr Einsatz umweltrelevante Risiken auf. Es kann zur Erzeugung toxischer Alkalinitätswerte kommen (pH > 9), zudem enthält sie potentiell mobilisierbare Schwermetalle, deren Freisetzung während der Alkalinitätsproduktion erfolgen kann. Um mögliche schädliche Auswirkungen der Verwendung von Schlacke zu minimieren, muss die Chemie sowohl des AMD als auch der als Alkalinitätsquelle vorgeschlagenen Schlacke gut charakterisiert sein. Die Säurebelastung und die natürliche Pufferung innerhalb eines Stromsystems entscheiden darüber, ob die Verwendung von Stahlschlacke gerechtfertigt ist und ohne toxische Alkalinität angewendet werden kann (Simmons, Ziemkiewicz, & Black, 2002). Nach Simmons et al. (2002) ist dabei auch ihre Langzeitreaktivität zu berücksichtigen.

3.1.5.2 MANGANESE OXIDATION BEDS (MOB)

Bei Manganese Oxidation Beds (MOB, oder auch Manganese Removal Beds = MRB) handelt es sich um kalksteingefüllte Becken (Bruchstücke 10 – 30 mm), die nicht vollständig mit Wasser geflutet werden (INAP, 2014). Die Oxidation von Mangan ist bei neutralem pH-Wert kinetisch gehemmt (Christenson, et al., 2016). Der Abbau in der Natur wird durch Mn-oxidierende Mikroorganismen (Bakterien + Pilzarten) verursacht, katalysiert durch Mineraloberflächen, insbesondere die der Manganoxide selbst. Die Manganoxidationsbetten unterstützen das Wachstum einer natürlich vorkommenden Mikroorganismen-Algen-Vergesellschaftung, die den Mangangehalt im behandelten Wasser um bis zu 100% reduzieren kann. Sobald die Mikroorganismen das Mangan oxidieren und die Fällung des Manganoxids induzieren, katalysiert die mineralische Oberfläche eine zusätzliche Manganoxidation (Autokatalyse). Hauptprodukte der mikrobiellen Mn(II)-Oxidation sind schlecht kristalline geschichtete Manganoxide mit großer Oberfläche und Mn(IV) als Schlüsselspezies (Christenson, et al., 2016). Beim autokatalytischen Prozess binden Oberflächenhydroxylgruppen auf den Mn-Oxid-Oberflächen Mn(II) in inneren Kugeloberflächenkomplexen ((> SO)₂Mn), die eine schnelle Oxidation fördern (Diem und Stumm, 1984 in (Christenson, et al., 2016)). Mit fortschreitender Reaktion nimmt die Oberfläche des Mn-Oxids zu, wodurch die heterogene Reaktionsgeschwindigkeit erhöht wird (Christenson, et al., 2016). Die Algen verwenden das MnO₂, um den Mikroorganismen im fließenden Wasser an den Gesteinsoberflächen Halt zu geben und verbessern zudem die Sauerstoffversorgung und erleichtern so die Entfernung von Mangan (INAP, 2014; Rose, Shah, & Means, 2003).

MOBs funktionieren nur als Polierschritt in einem passiven Behandlungssystem, da sie erst wirksam werden, wenn praktisch das gesamte Eisen entfernt wurde, da gelöstes Fe²⁺ Mangan chemisch reduziert und das bereits ausgefällte Manganoxid nach Gl. 3-4 wieder auflöst (INAP, 2014; Hedin, Narin, & Kleinmann, 1994).



Gl. 3-4

Nach Christenson et al. (2016) ist im MOB gleichzeitig auch die nahezu vollständige Entfernung von Aluminium möglich. In ihren Versuchen kam es sowohl im biotischen als auch im abiotischen System zu Ausfällungen aufgrund von pH-gesteuerten Löslichkeitsänderungen (weiße Flockenbildung: Al-Hydroxide, -Oxide und -Hydroxysulfate; lt. Löslichkeitsmodellierung mehrere Aluminiumphasen, einschließlich Gibbsit, Alunit und amorphes $\text{Al}(\text{OH})_3$ gesättigt (Christenson, et al., 2016)).

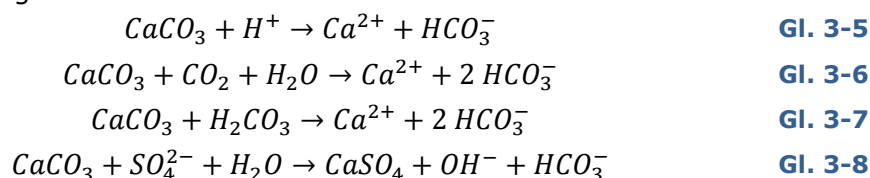
3.1.5.3 ANOXISCHER KARBONATKANAL (ALD)

Für die Behandlung saurer ($\text{pH} \leq 4,5$) Grubenwässer mit geringen Konzentrationen an gelösten Sauerstoff, Eisen und Aluminium ($\text{O}_2 < 1 \text{ mg/l}$, Redox $\leq 300 \text{ mV}$: $\text{Fe}(\text{III})$, $\text{Al}(\text{III}) \leq 2 \text{ mg/l}$; $\text{Fe}(\text{III})$ -Anteil $< 10 \%$: $\text{O}_2 \leq 1 \text{ mg/l}$) bieten sich anoxische Karbonatkanäle (anoxic limestone drain ALD) an (PIRAMID Consortium, 2003; Hedin, Narin, & Kleinmann, 1994; Younger, Banwart, & Hedin, 2002; Heitfeld, et al., 2012). Das PIRAMID Consortium (2003) definiert ALDs als einfache abgedeckte Gräben/Rinnen, die mit karbonatischen Gesteinsbruchstücken gefüllt sind, mit denen das hindurchströmende Wasser in Kontakt tritt. Die Funktion unter anoxischen Bedingungen wird durch eine vollständige Bedeckung mit einer undurchlässigen Ton- oder Bodenschicht erreicht, so dass gleichzeitig Sauerstoffzutritt und CO_2 -Freisetzung unterbunden werden. Durch die anoxischen Bedingungen im System verbleiben insbesondere alle gelösten Eisenionen in der Eisen(II)-form, anstatt in die Eisen(III)-form überzugehen. Damit werden die für die oxischen Systeme beschriebenen Prozesse der Hydrolyse, der Ausfällung von Hydroxiden und der Bildung von Hydroxidbelägen sowie des Cloggings weitestgehend verhindert. Das azidische Grubenwasser gewinnt Alkalinität (maximale Werte lt. Heitfeld et al. (2012): $150 - 300 \text{ mg/l}$ als CaCO_3 -Äquivalent), indem das Kalkgestein entsprechend gelöst wird, Säure wird gepuffert und die Säurekapazität (KS-Wert) des Grubenwassers erhöht (Wolkersdorfer, 2017). Die Kinetik der Calcit-Auflösung wird stark durch den Grad der Untersättigung des AMD beeinflusst (Berner & Morse, 1974 in Hedin & Watzlaf, 1993). Sie ist für stark untergesättigte Wässer ($\text{pH} < 4$) schnell, nimmt aber dramatisch ab, wenn sich das Wasser der Sättigung nähert (Hedin & Watzlaf, 1993). Das durch die Reaktion freigesetzte CO_2 kann das Ausmaß der Calcitauflösung und den Alkalinitätsgewinn zusätzlich erhöhen, was die weitere Calcitauflösung über Gl. 3-6 fördert (Watzlaf, Schroeder, & Kairies, 2000).

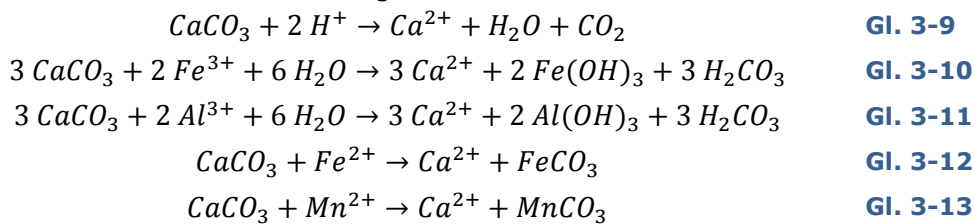
Hedin & Watzlaf (1993) beschreiben die im ALD ablaufenden Prozesse über die Reaktionsgleichungen Gl. 3-5 - Gl. 3-13. Alkalinität generierende und säuremindernde Reaktionen sind durch mehrere Reaktionen verbunden (Hedin & Watzlaf, 1993):

- Neutralisierung der Protonensäure, die mit freien H^+ - und Metallionen-Hydrolysereaktionen einhergeht, erzeugt Kohlendioxid, das durch die Bildung von Kohlensäure die Alkalinität erhöht,
- Hydrogencarbonat, das durch Calcit-Auflösung erzeugt wird, reagiert möglicherweise mit Fe^{2+} und Mn^{2+} zu Siderit (FeCO_3) und Rhodochrosit (MnCO_3).

Alkalinität generierende Reaktionen:



Reaktionen zur Säureminderung:



Alkalinität generierende und säuremindernde Reaktionen treten dabei in einer vorhersehbaren Reihenfolge auf, die mit den Lösungsprodukten der Feststoffe übereinstimmt (Hedin & Watzlaf, 1993):

- Wenn hochsaure, metallisch belastete Wässer mit Kalkstein in Kontakt kommen, ist die erste Reaktion die Neutralisierung der Protonensäure. Diese Reaktion erhöht den pH-Wert, was die Löslichkeit von Metallhydroxiden verringert.
- Zwischen pH 3 und 4 fällt Fe^{3+} als Eisenhydroxid aus.
- Zwischen pH 4 und 5 fällt als Aluminiumhydroxid aus.
- Wenn der pH-Wert über pH 4,5 steigt, beginnt sich Hydrogencarbonat in nennenswerten Mengen zu bilden.
- Mit zunehmender Hydrogencarbonatkonzentration kann die Löslichkeit von Metallcarbonaten überschritten werden, was zur Ausfällung von Siderit und dann von Rhodochrosit führt.
- Mit jeder dieser Reaktionen wird Calcium in die Lösung freigesetzt.
- Mit zunehmender Calciumkonzentration steigt das Potenzial für Gipsausfällungen ($CaSO_4$).

ALDs verbessern die Qualität des AMD soweit, dass Eisen oder auch Aluminium in nachfolgenden aeroben Einheiten (z. B. Absetzbecken, aerobe Feuchtgebiete) leicht einen Niederschlag bildet (PIRAMID Consortium, 2003). Sie selbst sind jedoch nicht in der Lage, Metallgehalte im Grubenwasser angemessen zu reduzieren. Daher erfolgt ihre Anwendung nur in Kombination mit anderen passiven Behandlungsverfahren. Die Kombination von ALD und reduzierendem Alkalinitätssystem stellen nach Ansicht von Barton & Karathanasis (1999) ein vielversprechendes Konzept für die Behandlung von AMD mit hoher Metallbelastung dar. Anlage 4 enthält einige Beispiele für erfolgreich arbeitende ALD-Systeme.

Nach Einschätzung des PIRAMID Consortium (2003) sind saure Wässer mit geringen Gehalten an Metallionen in Europa sehr selten (häufig Fe/Al-Konz. bis in zweistellige mg/l-Werte), weshalb es bis dahin keine langfristigen full-scale-Anwendungen gab. Die technische Planungshilfe des PIRAMID Consortium (2003) für ALD-Systeme (gilt auch für OLC, OLD usw.) basiert daher auf Erfahrungen aus den USA (Bsp. siehe Tabelle 3-10).

Hedin et al. (1994) gehen davon aus, dass die Generierung von Alkalinität ca. 8 - 14 Stunden Kontaktzeit mit dem Kalkstein bedarf. Younger et al. (2002) legen für die Auslegung der Anlage die Berechnung des erforderlichen Drainagevolumen (unter Berücksichtigung der Porosität des Kalksteins) nach Gl. 3-14 zu Grunde, um eine Verweilzeit von 14 Stunden zu erreichen:

$$V_v = Q_d \cdot \varphi$$

Gl. 3-14

V_v ist das Volumen, das benötigt wird, um 14 Stunden Wasser zu speichern, Q_d ist der Auslegungsdurchfluss, Faktor φ entspricht der gewünschten Verweilzeit und ist in diesem Fall gleich 14 (Younger, Banwart, & Hedin, 2002). Wolkersdorfer (2017) erachtet wenigstens 14 Stunden Aufenthaltsdauer im Kanal für eine ausreichende pH-/KS-Erhöhung als notwendig und empfehlen die Überdimensionierung der Kanäle für eine ausreichende Alkalinitätserhöhung und einen ausreichend großen Sicherheitsfaktor. Das PIRAMID Consortium (2003) geht ebenfalls von einer minimalen Verweildauer von 14 Stunden aus, die wenn möglich auf 20 - 40 Stunden maximiert werden sollte, da während der Aufenthaltszeit die Kalksteinauflösungsrate und damit die Wirksamkeit sinken.

Bei mehr als 23 h Aufenthaltszeit wird die Alkalinitätskonzentration dann jedoch in erster Linie durch chemische Faktoren wie gelöstes CO_2 , Metall- und Sulfatkonzentrationen beeinflusst, weshalb von Hedin & Watzlaf (1993) 15 h als optimal eingeschätzt werden.

Das Gesamtvolumen (V_t ; Summe aus Porenraum + Kalksteinvolumen) wird durch die Berücksichtigung der Porosität des Kalksteins (typischerweise 38 % - 50 %) nach Gl. 3-15 berechnet (Younger, Banwart, & Hedin, 2002), wobei n_e die effektive Porosität ist, ausgedrückt als Dezimalzahl.

$$V_t = \frac{V_v}{n_e} \quad \text{Gl. 3-15}$$

Die Berechnung der Kalksteinmasse W_I bzw. M kann in Abhängigkeit des Gesamtvolumens und einem Faktor f nach Gl. 3-16 (Younger, Banwart, & Hedin, 2002) erfolgen oder unter Verwendung von Gl. 3-17 (Hedin & Watzlaf, 1993) bestimmt werden, wo Durchflussrate Q , Schüttdichte der Kalksteinbruchstücke ρ , Retentionszeit t (\cong Faktor φ), Porenraumvolumen V_v , Alkalinitätskonzentration C im behandelten Wasser, Lebenszeit T des ALD sowie Carbonatgehalt x des eingesetzten Kalksteins Berücksichtigung finden. Die Schüttdichte der Kalksteinbruchstücke ρ_b entspricht dem bei Younger et al. (2002) verwendeten Faktor f und weist Werte zwischen 1,6...1,71 - 1,98 kg/m^3 auf. Mit $C = 300 \text{ mg/l}$, $x = 90 \%$ und $T = 10$ Jahre ergeben sich mit beiden Formeln nahezu identische Ergebnisse. Laut Hedin et al. (1994) sind überschlägig 3.000 kg Kalkstein pro 1 L/min Durchfluss notwendig, um die prognostizierte (gewünschte) Alkalinität zu generieren. Wenn die Erzeugung maximaler Alkalinität keine Priorität hat, kann die Menge an Kalkstein verringert und somit die Kontaktzeit verkürzt werden - dieser Ansatz ist nach Ansicht von Hedin & Hedin (2016) jedoch problematisch, wenn Durchflussvolumina zunehmen oder sich der Kalkstein auflöst, was die Retentionszeit unter ein kritisches Minimum senkt. Sie empfehlen eine Steuerung der Alkalinität durch CO_2 -Management (Hedin & Hedin, 2016).

$$W_I = f \cdot V_t \quad \text{Gl. 3-16}$$

$$M = \frac{Q \cdot \rho \cdot t}{V_v} + \frac{Q \cdot C \cdot T}{x} \quad \text{Gl. 3-17}$$

Mit der geplanten/standörtlich vorgegebenen Durchflussrate ist es möglich, die erforderliche Querschnittsfläche A durch Anwendung des Darcy'schen Gesetzes (Hötting, 1996) zu berechnen (Gl. 3-18). Die hydraulische Leitfähigkeit kf der Kalksteinschicht sollte experimentell mittels Durchflusstest mit konstantem Potentialgefälle (Constant Head Permeameter

Test) bestimmt werden. Der hydraulische Gradient i ergibt sich aus Ein- und Austrittspunkt des ALD am Standort (Bestimmung durch Vermessen).

$$Q = K \cdot A \cdot i$$

$$A = \frac{Q_d}{k_f \cdot i}$$

Gl. 3-18

Designmaximierung kann über folgende Faktoren erreicht werden (Younger, Banwart, & Hedin, 2002):

- hydraulische Leitfähigkeit,
- Querschnittsfläche, durch die die Strömung erfolgt,
- hydraulische Gradienten.

Die Querschnittsfläche der Strömung über dem ALD sollte möglichst maximiert werden, um den Aufbau von Gegendruck zu reduzieren und die Wahrscheinlichkeit einer vollständigen Verstopfung des Systems zu minimieren. Während früher Grabensysteme bevorzugt wurden, geht der Trend derzeit zu rechteckigen Systemen (Younger, Banwart, & Hedin, 2002). Der Aushub eines geeigneten Grabens oder Rechteckbeckens ist typischerweise ca. 2 – 3 m tief. Geneigte Seitenwände (z. B. aus Stabilitätsgründen) vergrößern die Gesamtfläche des ALD. Nur 5 – 10% der ALDs sind mit Hochleistungs-PVC oder ähnlichem ausgekleidet (Younger, Banwart, & Hedin, 2002), was in besonders durchlässigem Boden erforderlich sein kann. Sobald der Kalkstein an seinem Platz ist, muss er abgedeckt werden, um Reaktionen durch Sauerstoffeintrag bzw. CO₂-Austrag zu minimieren und das System hydraulisch zu begrenzen. Einlassrohre sind typischerweise so angeordnet, dass sie in den Boden des Grabens führen, Ableitungen treten im oberen Teil des hinteren Endes des Systems aus. Die Wahl des karbonatischen Gesteins hängt von der jeweiligen Topographie des Standortes ab (PIRAMID Consortium, 2003):

- für Standorte mit erheblichem hydraulischen Gefälle geringe Größe (z. B. 10 – 20 mm; weil effektiv reaktiver),
- an flacheren Standorten sind 50 – 75 mm besser.

In jedem Fall sollte ein einziges Karbonatgestein mit Bruchstücken in nur einer Größe ausgewählt werden, dass einen hohen Calciumcarbonatgehalt (> 80%) aufweist, weshalb Kalkstein besser geeignet ist als Dolomit (PIRAMID Consortium, 2003).

Wolkersdorfer (2017) bescheinigt ALD-Systemen Lebensspannen zwischen 20 - 80 Jahren, abhängig von Azidität des Wassers sowie Qualität und hydraulischer Durchlässigkeit des Kalksteins. Die Interstate Technology & Regulatory Council (ITRC) geht von einer Lebensspanne von ca. 25 - 30 Jahren aus (ITRC, 2010).

Im Vergleich zu aktiven Behandlungstechnologien können ALDs eine kostengünstige Möglichkeit sein, den sauren Grubenwässern Alkalinität hinzuzufügen (Übersicht siehe Tabelle 3-10). Investitionskosten bestehen laut Heitfeld et al. (2012) aus der Beschaffung von Kalkstein, dem Transport des Materials sowie dem Bau der Anlage und variieren je nach Standort und chemischer Zusammensetzung des zu behandelnden AMD. Zu den zu berücksichtigenden Kostenfaktoren gehören die Mobilisierung und der Einsatz von schwerem Gerät insbesondere an abgelegenen und steilen Standorten, die lokale Verfügbarkeit des Kalksteins und der Materialien, die zur Abdeckung und Abdichtung des Grabens erforderlich sind, der

potenzielle Bedarf an Isolierung für die Abschwächung der jahreszeitlichen Temperaturschwankungen und die mögliche Notwendigkeit einer Vorbehandlung zur Reduzierung des Sauerstoff-, Aluminium- oder Eisengehalts im zufließenden AMD (ITRC, 2010).

Tabelle 3-10: Beispiele für Bau- und Betriebskosten von ALDs

Bau	Betrieb	Referenz
2.260 – 170.000 € ø: 33.270 €	ø: 75 €/t/a	28 ALDs in 7 US-Bundesstaaten AL, IN, KY, MD, OH, TN, WV (Ziemkiewicz, Skousen, & Simmons, 2003)
0,06 €/m ³	0,03 €/m ³	aufgegebene Minenanlage in Alabama, US Tennessee Valley Authority (ITRC, 2010)
2.000 - 120.000 €		Waters et al. 2003 in Heitfeld, et al. (2012)

Die Modellwässer aus Tabelle 2-2 weisen für ein ALD-Behandlungssystem sehr hohe Eisen- und Aluminiumkonzentrationen auf, die eingangs beschriebenen Bedingungen werden jedoch eingehalten. Die Kosten in Tabelle 3-11 sind für einen Volumenstrom von 10 l/s abgeschätzt worden. Clogging wurde idealerweise ausgeschlossen und es wurde angenommen, dass sich Ausfällungen nicht im ALD absetzen, sondern erst im nachgeschalteten Sedimentationsbecken (Dimensionierung über die Verweilzeit von 48 h). In der Realität würde sich der Porenraum des ALD pro Jahr zu etwa 2 % verblocken (hauptsächlich Alumini-umausfällungen durch pH-Wert-Anstieg), dazu käme die Verringerung der Calcitlöslichkeit durch das Clogging. Nach den Berechnungen produziert der ALD genügend Alkalinität, so dass im Absetzbecken während der Eisenhydroxidfällung neutrale bis alkalische Bedingungen erhalten bleiben. Die Fe-Konzentrationen bleiben trotz erheblicher Rückhalteraten im Auslauf des Absetzbeckens über einer Auslaufkonzentration von 2 mg/l.

Tabelle 3-11: Abschätzung der Behandlungskosten für die passive Eisenabscheidung der Modellwässer über ALD + Sedimentationsbecken

	Wasser 1	Wasser 2	Wasser 3	
Eisenkonzentration	336	224	112	mg/l
Volumenstrom	0,6	0,6	0,6	m ³ /min
eisengetragene Azidität	12,0	8,0	4,0	molAzi/m ³
zu behandelnder Aziditätsstrom	7,2	4,8	2,4	molAzi/min
entspricht	10400	6934	3469	molAzi/d
Investkosten	447.150	434.727	421.347	€
Invest_{ALD}	366.063	353.640	340.260	€
Abschreibung über	20	20	20	a
jährliche Abschreibung	22.358	21.736	21.067	€/a
Abschreibungskosten	0,071	0,069	0,067	€/m ³
Verbrauchsmittel- und Betriebskosten				
Wartung inkl. Schlammberäumung	0,010	0,008	0,009	€/m ³
Personal	1.440	1.440	1.440	€/a
entspr.	0,005	0,005	0,005	€/m ³
Summe Kosten	0,015	0,012	0,013	€/m³
entspricht	0,001	0,002	0,003	€/molAzi
Schlammdeponierung	0,031	0,024	0,025	€/m ³ Wasser
Summe Kosten inkl. Schlammdeponierung	0,046	0,036	0,038	€/m³

3.2 FÄLLUNGSVERFAHREN

Fällung: Mit Fällung oder Präzipitation werden das Ausscheiden eines gelösten Stoffes aus einer Lösung und die Bildung eines Feststoffes bezeichnet. Dies geschieht durch Überschreiten seiner Löslichkeit aufgrund von Änderungen seiner Umgebungsbedingungen, z.B. durch Zusätze von geeigneten Substanzen (Fällungsmittel), Temperatur- und Druckänderung, Verdunstung des Lösungsmittels oder Änderung der Polarität des Lösungsmittels. Grundsätzlich findet dabei ein Phasenübergang der zuvor gelösten Substanz statt.

3.2.1 HINTERGRUND

Durch Zugabe entsprechender Ionen in Form von Feststoffen oder Gas, die sich dann im zu behandelnden Wasser lösen, kann die Übersättigung und damit die Fällung von Problemstoffen erreicht werden. Dabei kann

- der aus der Lösung abzuscheidende Stoff Bestandteil des neu gebildeten Feststoffes werden und so abgeschieden werden oder
- die neu gebildeten und abzuscheidenden Feststoffe dienen als Sorbent für den eigentlichen Schadstoff (Sorptiv) der dann nach Anlagerung ebenfalls mit aus der Lösung abgeschieden werden.

In diesem Sinne und gemäß Abbildung 2-2 stellt auch das o. g. Neutralisationsverfahren meistens ein Fällungsverfahren dar, da a) durch die Neutralisation Feststoffe entstehen, b) diese nachfolgend gefällt werden und c) diese auch als Sorbent für weitere Schadstoffe wirken können.

So beinhalten verschiedene Grubenwässer neben Eisen und Aluminium noch weitere Metalle, die, hauptsächlich aufgrund des nur begrenzt anhebbaren pH-Wertes mit den in Kap. 3.1.1 beschriebenen Behandlungsstufen, nicht für sich alleine fällbar sind.

Sind Eisen und Aluminium im zu reinigenden Grubenwasser nicht in großen Konzentrationen vorhanden, so können Eisen- oder Aluminiumsalze (FeCl_2 , FeCl_3 , AlSO_4 ...) als **Flockungsmittel** zur Fällung weiterer abzutrennender Wasserinhaltsstoffe zugegeben werden. Diese bilden im Zuge der Neutralisation die benötigten Eisenhydroxide, die wiederum die Schwermetalle sorbieren. Generell nimmt die Metallkationensorption mit zunehmendem pH-Wert stark zu, wobei der Übergang von einem Zustand ohne Sorption eines bestimmten Schwermetalls bis zur maximal möglichen Belegung der Austauscher meist innerhalb von 1 bis 2 pH-Einheiten stattfindet. Der pH-Bereich dieses Übergangs ist dabei stark vom Sorptiv und vom Sorbenten abhängig. Auch bei optimaler verfahrenstechnischer Belegung der vorhandenen Austauscher muss die zugegebene Molmenge des Sorbenten diejenige des Sorptiv deutlich überwiegen um eine weitgehende Entfernung des Sorptiv aus der aquatischen Phase zu erreichen. In der Praxis bedeutet das, dass Flockungsmittel meist stark überstöchiometrisch zugegeben werden muss und in jedem Fall mit einer entsprechenden pH-Einstellung kombiniert werden muss. Deshalb ist der alleinige Einsatz von Flockungsmitteln

durch die Kosten (auch für das Neutralisationsmittel, denn die meisten Flockungsmittel reagieren stark sauer) und die Schlammentsorgungskosten teuer.

Generell sind Schwermetallbelastungen (außer Eisen) eher für den erzgebirgischen Bergbau typisch. Ist die gleichzeitig transportierte Eisenfracht nicht ausreichend hoch, so kann hier der Einsatz von Flockungsmitteln zielführend sein. Dagegen weisen die durch den Braunkohlenbergbau geprägten Wässer abgesehen von Eisen, Mangan und Aluminium meist nur geringe Schwermetallbelastungen auf, so dass der Einsatz von Fällungsmitteln selten erforderlich ist. An einigen Standorten ist die Arsenbelastung bedeutsam, welche durch den Einsatz von FeCl_3 gemindert werden kann.

3.2.2 ABSETZBECKEN

Bereits ausgefällte, aber noch im Grubenwasser befindliche Metalloide (insbesondere Eisenverbindungen, aber auch andere Schwermetalle bspw. als Ko-Präzipitate) oder Trübstoffe können sedimentiert und somit aus dem Wasser entfernt werden (PIRAMID Consortium (2003): bis zu 70 %; Heitfeld et al. (2012): 5 – 30 mg/l Fe-Rückhalt). Dazu dient entsprechend Kap. 3.1.1.3 ein Absetzbecken bzw. Sedimentationsbecken (settlement lagoon).

Absetzbecken sind ein wichtiger Bestandteil von Wasserfiltrationsprozessen. Sie entfernen durch Sedimentation unerwünschte Feststoffe aus dem Wasser, reduzieren die Wassertrübung und damit mögliche Feststoffverunreinigungen aus dem Wasser.

Absetzbecken können als Einzelsystem verwendet werden, kommen aber i.d.R. als Vorstufe sowohl bei passiven als auch bei aktiven Grubenwasserreinigungsanlagen zum Einsatz. Absetzbeckenbehandlungssysteme werden oft aufgrund ihrer Einfachheit und niedrigen Kapitalkosten ausgewählt, wenn Landfläche zur Verfügung steht (Aubé & Zinck, 2003). Sie können zur Behandlung sehr großer Fließraten und sogar hoher Konzentrationen von Metallen eingesetzt werden, benötigen dabei aber eine sehr große Fläche (Aubé & Zinck, 2003). Nach Wolkersdorfer (2017) empfehlen sich daher bei größeren Anlagen zwei parallel laufende Absetzbecken. Ist genügend Fläche vorhanden kann ein Absetzbecken, insbesondere mit Blick auf die Investitionen, dem HDS- Prozess (verringertes Schlammentsorgungsvolumen) oder dem Geco-Prozess bzw. der gestaffelten Neutralisierung (verbesserte Kalkeffizienz) vorgezogen werden. Schon aus rein praktischer Sicht empfiehlt es sich die Installation eines Sedimentationsbeckens als ersten Schritt eines passiven Behandlungssystems, da es insbesondere für die Langzeitwartung des Systems wesentlich einfacher ist, Sedimente aus einem Absetzbecken routinemäßig zu entfernen als aus einem bewachsenen Feuchtgebiet (PIRAMID Consortium, 2003). Zudem wird laut Wieber & Streb (2010) dann unter bestimmten Voraussetzungen auch die passive Behandlung von Wässern mit hohen Eisenkonzentrationen (> 50 mg/l) möglich.

Absetzbecken sind immer dann angebracht, wenn die Hydrolyse des Eisens nach dem Grubenwasseraustritt schnell genug stattfindet oder wenn das Grubenwasser bereits alkalisch genug ist, um eine schnelle Hydrolyse des Eisens zu ermöglichen (Wolkersdorfer, 2017). Zum Teil kommt es auch noch im Absetzbecken zur Oxidation zweiwertiger Metallionen, die

dann zur Hydrolyse zur Verfügung stehen. Die Sedimentation ist nur bei nettoalkalischem Wasser wirksam (PIRAMID Consortium, 2003). Liegt netto-azidisches Grubenwasser vor, kann i.d.R. keine ausreichende Menge an Eisenhydroxyd gebildet werden (Wolkersdorfer, 2017). Im Absetzbecken erfolgt keine Reduktion von Sulfat (Heitfeld, et al., 2012). Die Vorschaltung eines Absetzbeckens vor die Grubenwasserreinigungsanlage bietet sich laut PIRAMID Consortium (2003) auch an, wenn das Grubenwasser eine erhöhte Feststoffkonzentration besitzt ($> 5 \text{ mg/l}$).

Die Aufenthaltsdauer sollte mindestens 48 h betragen, allein für Feststoffe (z. B. Sand, Schluff) gilt eine mittlere Aufenthaltszeit von 3...4 h (Wolkersdorfer, 2017).

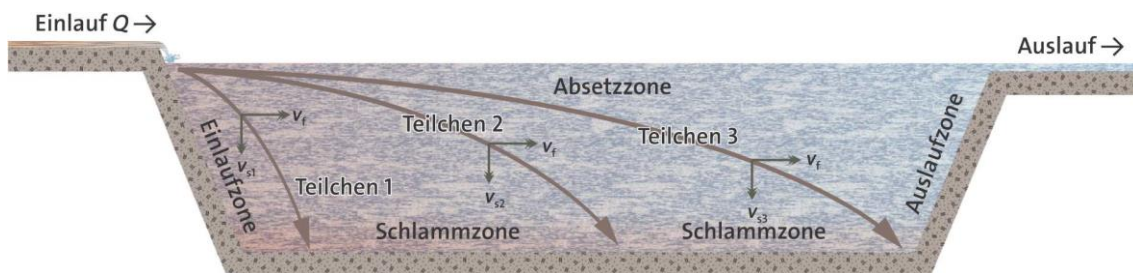


Abbildung 3-11: Schema des Absetzvorganges in einem einfachen Absetzbecken (verändert nach Crittenden et al., 2012)

Nach Wolkersdorfer (2017) bewegt sich jedes Teilchen in einem Absetzbecken auf einem Pfad, der eine Funktion der Vorwärtsgeschwindigkeit v_f und der Absetzgeschwindigkeit v_s ist. Wolkersdorfer (2017) schreibt: „Während v_f i.d.R. als konstant angesehen wird (was im Normalfall allerdings kaum zutrifft), ist v_s von der Dichte der Partikel abhängig. Ob sich eine lineare Bewegungsbahn der Partikel ergibt, oder eine gebogene wie in Abbildung 3-11 hängt von der Geometrie des Beckens und der zeitlich sich ändernden Koagulation der Partikel ab, aus der sich die Geschwindigkeitsverteilung im Becken ergeben wird.“

In jedem Fall werden sich im Bereich der Einlaufzone die größeren oder schwereren und längs der Schlammzone die immer leichteren oder kleineren Partikel absetzen. Wenn die Geschwindigkeit v_f gegenüber der notwendigen Absetzzeit zu groß ist, werden die Partikel sich nicht mehr innerhalb des Absetzbeckens absetzen, sondern über die Auslaufzone in den Auslauf übertreten.“ Um dies zuverlässig zu verhindern, darf die Geschwindigkeit im Absetzbecken nicht unter der für jedes Teilchen kritischen Geschwindigkeit v_c liegen, die sich nach Gl. 3-19 errechnet, wobei h_0 die Höhe des Wasserstandes im Absetzbecken und τ die Verweilzeit im Absetzbecken ist (Crittenden et al. 2012 in Wolkersdorfer (2017)):

$$v_c = \frac{h_0}{\tau}$$

Gl. 3-19

Der Schlüssel zur Gestaltung der Sedimentationsbecken besteht lt. PIRAMID Consortium (2003) daher darin, sicherzustellen, dass die Verweildauer innerhalb des Beckens ausreichend lang ist, damit sich Eisenausfällungen effektiv absetzen. Entsprechend der Navier-Stokes-Gleichung sind Eisenhydroxidpartikel zunächst sehr klein ($< 2,5 \mu\text{m}$) und die Geschwindigkeiten, mit denen sie ausflocken und die Dichte in einer offenen Wassersäule erhöhen, variieren stark je nach Turbulenz, Temperatur und Konzentration verschiedener Anionen in der Lösung (PIRAMID Consortium, 2003).

Die Dimensionierung eines Absetzbeckens kann entsprechend Anlage 3 auf drei Wegen erfolgen (PIRAMID Consortium, 2003):

1. Festlegung einer standardisierten, nominalen hydraulischen Verweilzeit von 48 Stunden
Für Einleitungen mit hohen Eisenkonzentrationen erzeugt diese flächenbereinigte Abflussmethode die größte Beckenfläche - die vorgeschlagenen Größen werden jedoch in den meisten Fällen undurchführbar groß sein, da die betrieblichen Gegebenheiten so sind, dass eine effektive Entschlammung eines so großen Beckens mit etablierten Mitteln praktisch unmöglich wäre. Umgekehrt ist die Verweilzeit in den auf dieser Basis konzipierten Sedimentationsbecken bei hohen Durchflussraten und niedrigen Konzentrationen gering (Bsp. Variante 3 in Anlage 3: 50 l/s; 10 mg/l Fe → 0,9 Tage Verweilzeit) und reicht möglicherweise nicht aus, um eine effektive Eisenentfernung zu ermöglichen.
2. Festlegung von 100 m² Beckenfläche pro l/s zu behandelndes Grubenwasser
Die Verwendung dieser Fließformel hat den Vorteil, dass sie eine konstant hohe Verweildauer gewährleistet. Für Einleitungen mit hohem Durchfluss und geringer Eisenkonzentration ist die berechnete Größe der Becken jedoch größer als bei alternativen Konstruktionsformeln.
3. Anwendung des aeroben Größenkriteriums für Feuchtgebiete (d. h. Annahme einer Enteisungsrate von 10 g/m²/d).

Vom PIRAMID Consortium (2003) wird die Dimensionierung basierend auf der nominalen hydraulischen Verweilzeit bevorzugt. Ihrer Ansicht nach ist das der robusteste Ansatz. Untersuchungen der britischen Kohlebehörde ergaben, dass eine relativ solide lineare Beziehung zwischen der prozentualen Reduzierung der Eisenkonzentration im Zulauf und der nominalen hydraulischen Verweildauer besteht und diese scheint weitgehend unabhängig sowohl von der Durchflussrate als auch vom Absolutwert der anfänglichen Eisenkonzentration zu sein (Parker, 2003 in PIRAMID Consortium (2003)).

In den Guidelines des PIRAMID Consortium (2003) werden weitere wichtige Aspekte bei der Gestaltung von Absetzbecken genannt:

- Das Verhältnis von Länge zu Breite sollte im Bereich von 2:1 bis 5:1 liegen (NCB, 1982), um Strömungen und Kurzschlüsse zu minimieren.
- Es ist eine ausreichende Tiefe des Beckens vorzusehen, um eine Resuspension der abgesetzten Partikel aufgrund der horizontalen Geschwindigkeit von Wasser und / oder Wind zu verhindern (typischer Wert: 3 m Wassertiefe).
- Dabei ist zu beachten, dass mit zunehmender Ansammlung von Feststoffen im Becken das effektive Volumen (und damit die Verweildauer) abnimmt. Daher sollten nach Möglichkeit Sicherheitsfaktoren eingeplant werden.
- Die aus hydraulischer Sicht effektivste Form sind geradlinige Becken – zunehmend besteht jedoch der Wunsch nach Minimierung visueller Auswirkungen, was eine Abkehr von hart gebauten Strukturen bedeutet.
- Es ist ratsam, mindestens zwei Absetzbecken zur Verfügung zu haben, so dass das eine weiterhin genutzt werden kann, während das andere zur Entschlammung außer Betrieb genommen wird. Im Normalbetrieb werden die beiden Becken typischerweise parallel betrieben und erhalten jeweils 50 % des Gesamtstroms. Die Nutzung von mindestens zwei Becken parallel und nicht nur einer einzigen Behandlungslinie hat jedoch Auswirkungen auf den gesamten Flächenbedarf, was von vornherein eingeplant werden muss.

Zur Optimierung können Leitfolien aus PVC oder Erdwälle eingebaut werden, die hydraulische Kurzschlüsse (Verringerung der Aufenthaltsdauer und damit Nichteinhaltung der Qualitätskriterien im Auslauf) im Absetzbecken verhindern (Wolkersdorfer, 2017). Chamberlain & Moorhouse (2016) testeten die Wirkungen von Lenkwanden/-vorhangen, sogenannte Baffles, in einem Absetzbecken für eisen- und aluminiumreiche AMD der Clough-Foot-Mine in Yorkshire (UK) mit dem Ziel die Beckenhydraulik zu verbessern und nachteilig auf die Behandlungseffizienz wirkende bevorzugte Fließwege (Kurzschlüsse) durch das Becken zu vermeiden. Die nachgerüsteten Kunststoffvorhange wurden so konzipiert, dass sie definierte Fließwege innerhalb des Beckens mithilfe eines horizontalen Fliepfads schaffen, bei dem das Minenwasser im Zickzack fließt (Chamberlain & Moorhouse, 2016). Alternativ wäre auch eine vertikale „duck and dive“ Anordnung möglich, die Mischen auf vertikaler Ebene fördert und potenzielle „tote“ Bereiche im Absetzbecken eliminiert (Chamberlain & Moorhouse, 2016). Der Einsatz der Baffles brachte lt. Chamberlain & Moorhouse (2016) gegenüber dem Kontrollabsetzbecken:

- eine durchschnittliche 41 % höhere Eisenentfernung,
- eine durchschnittliche 34 % höhere Aluminiumentfernung,
- eine unveränderte Effizienz der Manganentfernung und
- keine signifikanten Unterschiede in den beobachteten Zink- oder Nickelkonzentrationen.

Nach Chamberlain & Moorhouse (2016) empfiehlt sich eine Nachrüstung:

- wenn ein Becken zu klein bemessen ist oder Mühe hat, das Grubenwasser auf die erforderlichen Metallkonzentrationen zu behandeln.
- bei Gestaltung neuer Behandlungspläne, bei denen die Größe der Becken durch die Verfügbarkeit geeigneter Flächen eingeschränkt ist,
- in Becken mit geringem Kontaminationspotenzial – die Lenkeinrichtungen fördern die Bildung von wasserhaltigem Eisen(III)oxid (HFO), die die Entwicklung von leichter verkaufsfähigen Produkten ermöglichen.

Problembehaftet ist der im Absetzbecken abgelagerte Schlamm, dessen Entsorgung ein wesentlicher Kostenfaktor bei der langfristigen Instandhaltung des Systems darstellt. Daher empfiehlt das PIRAMID Consortium (2003):

- die Prüfung möglicher Verwendungen für wiedergewonnenes Eisenhydroxid,
- die Verwendung von Schlammrocknungsbetten.
 - Das sind typischerweise flache Becken mit Kiesgrund, die durch ein unterirdisches Rohrnetz entwässert werden.
 - In unmittelbarer Nähe der Absetzbecken erleichtern sie die Schlammbewirtschaftung erheblich.
 - Der Schlamm kann zur Einleitung in die Schlammrocknungsbetten gepumpt bzw. gekippt werden oder durch die Schwerkraft über eine installierte Rohrleitung erfolgen.
 - Der Schlamm trocknet über einen Zeitraum von mehreren Monaten allmählich aus, wobei sein Feststoffgehalt von nur 2 % zum Zeitpunkt der Einleitung auf 30 % oder mehr ansteigt, wenn er ausreichend trocken ist, um Trockenrisse zu zeigen.

Die Schlammwässerung bedeutet eine Volumenreduktion des für die Abfallentsorgung bestimmten Materials und verbessert zudem eine mögliche Verwertung (PIRAMID Consortium, 2003).

3.2.3 VERTIKALDURCHFLUSSREAKTOR

Ganz im Sinne der eingangs genannten Prozesse, die bei einer Fällung ablaufen, funktioniert das System des Vertikaldurchflussreaktors (vertical flow reactor VFR), der in erster Linie volumenbegrenzte Eisen- z. T. aber auch Sulfatbelastungen aus dem bergbaubeeinflussten Grubenwasser abreichern kann.

Ein Vertikaldurchflussreaktor wird dadurch charakterisiert, dass das zu behandelnde Wasser von oben in den Reaktor fließt, das Substrat im Reaktor vertikal nach unten durchströmt und dort (unten) abgeleitet wird. Es gibt verschiedene Varianten dieser passiven Methode der Grubenwasserreinigung, die Einteilung kann nach verwendetem Substrat und/oder den daraus resultierenden Prozessen erfolgen.

3.2.3.1 GROSSOBERFLÄCHENFILTER / SCOOFI-REAKTOR

Beim klassischen VFR, auch Grobooberflächenfilter genannt, fließt das kontaminierte Grubenwasser vertikal durch ein unreaktives Kiesbett, um die Metallabscheidung (insbesondere Eisenspezies) unter aeroben Bedingungen zu fördern. Ein VFR ähnelt im Konzept den langsamen Sandfiltern (Blanco, et al., 2018). Es ist eine hydraulische Potentialdifferenz erforderlich, die bei einer Behältervariante (z. B. bei Verwendung eines oder mehrerer IBC) mittels Schwanenhalsmechanismus umgesetzt wird. Das Kiesbett besteht aus zwei Schichten, einer Feinkieschicht (10 – 20 cm silikatischer Kies, \varnothing 5 – 10 mm) und darunter einer Mittel- bis Grobkieschicht (z. B. 10 – 20 cm silikatischer Kies, \varnothing 20 - 30 mm). Alternativ zum Kiesbett ist die Verwendung von Medien mit hoher spezifischer Oberfläche wie z. B. Hochofenschlacke, Ocker = Ferrihydrite/Goethit- Mixtur, Grüner Rost = Fe(II, III)-Hydroxid oder Kunststoff möglich.

Das Kiesbett wirkt einerseits als Filter für größere Partikel, aber auch als Aufwuchsmedium für Mikroorganismen, die zu den autokatalytischen Reaktionen beitragen, die im VFR stattfinden (Wolkersdorfer, 2017). Die anfangs beobachteten eisen- und auch manganreduzierenden Prozesse durch das auf dem Kiesbett bzw. in dessen Porenraum abgelagerte Eisenhydroxid führten in nachfolgenden Reaktoren zum Einbau einer Eisenhydroxidschicht und damit zur Prozessoptimierung. Nach Dey et al. (2003) in Blanco et al. (2018) erfolgt eine Entfernung von Eisen auch schon allein durch vertikale Strömung innerhalb der abgelagerten Eisenhydroxidschicht (= Ockerbett; ohne Substrat oder ein anderes Medium).

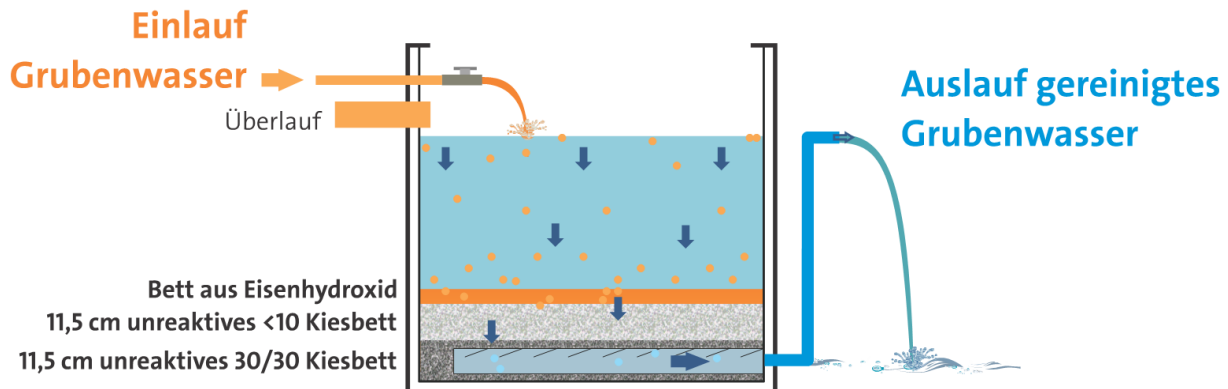


Abbildung 3-12: Prinzipbild eines Vertikaldurchflussreaktors (verändert nach Florence et al. (2016) aus Wolkersdorfer (2017)).

Die Prozesse im VFR unterscheiden sich je nach den vorherrschenden Milieubedingungen. Bei Einleitung circumneutralen – alkalischen Grubenwassers kommt es laut Blanco et al. (2018), Sapsford et al. (2015) und Trumm et al. (2017) durch die Selbstfiltration durch das Eisenhydroxidbett und die heterogene Eisenoxidation und Ausfällung von hydratisierten Eisenoxiden und –hydroxiden zur:

- homogenen und heterogenen Oxidation zweiwertigen Eisens ($\text{Fe}^{2+} \rightarrow \text{Fe}^{3+}$)
- Filtrationen ausgefällten Ferrihydrits ($\text{Fe}^{3+}_{10}\text{O}_{14}(\text{OH})_2$)
- oberflächenkatalysierte Oxidation der Eisen(II)-Ionen (Surface Catalysed Oxidation Of Ferrous Iron SCOOFI).

Der SCOOFI-Prozess ist nach Younger (2000) ein 2-stufiger Prozess innerhalb des abgelagerten Eisenhydroxidbettes, bei dem das Fe^{2+} aus dem Wasser an der Oberfläche des Eisenhydroxids adsorbiert und das gebundene Eisen anschließend in-situ durch gelöstes O_2 oxidiert wird. Das Fe^{3+} des Eisenhydroxids wirkt dabei als Katalysator, und eine weitere Schicht wird auf der Oberfläche des Eisenhydroxids angelagert (Younger, 2000). Die Oxidation von Fe^{2+} durch SCOOFI ist schneller als die Oxidation durch gelöstes O_2 allein (Younger, 2000).

Solche Reaktoren werden daher auch als SCOOFI-Reaktoren bezeichnet (Burke & Banwart, 2002; Younger, Banwart, & Hedin, 2002). SCOOFI-Reaktoren benötigen alkalisches Wasser, da die Bildung von Eisenhydroxiden (Hydrolyse) eine Freisetzung von Protonen bedingt und keine Möglichkeit besteht, dass das System selbst Alkalinität erzeugt (Stuhlberger et al. (2007) in Heitfeld et al. (2012)). Generell werden ungesättigte und gesättigte SCOOFI-Reaktoren unterschieden.

SCOOFI-Reaktoren mit gesättigtem Durchfluss (Younger, 2000; PIRAMID Consortium, 2003):

- bieten einen engeren Kontakt zwischen Wasser und Medien,
- können nur für bereits gut mit Sauerstoff versorgte Grubenwässer verwendet werden,
- sind für Wässer mit einer Eisenkonzentration von weniger als 50 mg/l geeignet,
- erreichen höhere Werte bei der Eisenentfernung (mehrere Hundert g $\text{Fe}/\text{m}^3\cdot\text{d}$; flächenangepasste Abreicherungsrate: 25 g/ m^2/d),
- können horizontal ausgerichtet werden = geringere Anforderungen an das hydraulische Potentialgefälle,
- sind für Durchflussraten bis ≈ 4000 g/ m^2/d anwendbar.

SCOOFI-Reaktoren mit ungesättigtem Durchfluss (Jarvis & Younger, 2001; Younger, Banwart, & Hedin, 2002; PIRAMID Consortium, 2003):

- bedürfen nicht unbedingt einer vorgeschalteten Belüftungsanlage, da sie sich von Natur aus Wasser mit Sauerstoff versorgen (Anwendung, wenn eine gleichzeitige Oxidation und Akkretion an einem Ort mit begrenzter Fläche erforderlich ist),
- müssen vertikal ausgerichtet sein,
- arbeiten bei kurzer Verweildauer (90 - 120 Sekunden),
- sind für Durchflussraten bis $\approx 36 \text{ g/m}^2/\text{d}$ anwendbar,
- weisen niedrigere Abscheidegeschwindigkeiten auf und sind damit deutlich weniger effektiv als gesättigte Reaktoren (max. $12 \text{ g Fe/m}^3 \cdot \text{d}$; flächenangepasste Abreicherungsrate: $0,05 \text{ g/m}^2/\text{d}$),
- können Eisenkonzentration von 5 mg/l auf weniger als $0,5 \text{ mg/l}$ senken,
- können etwa 50 % des Mangans entfernen (Testergebnisse Pilotmaßstab).

Im pH-Bereich von 3 – 4,5 dominiert die biotische Fe(II)-Oxidation gegenüber der abiotischen Fe(II)-Oxidation (Kirby und Brady (1998) in Blanco et al. (2018)). Sapsford et al. (2015) bestätigen, dass die Ausfällungen und/oder das Kiessubstrat Fe(II)oxidierende Mikroben beherbergen, was zu einer nachweisbaren Fe(II)-Oxidation führt. Nach Blanco et al. (2018) gibt es Hinweise, dass die eisenhydroxidhaltige Schlammschicht als unterstützendes Substrat für die Bakteriengemeinschaft fungiert. Mikrobielle Umsetzungen allein können die Abreicherungsraten jedoch nicht erklären (Blanco, et al., 2018). Als Hauptmechanismen geben Blanco et al. (2018) Sapsford et al. (2015) sowie Trumm et al. (2017):

- mikrobielle Fe(II)-Oxidation und die Ausfällung von Schwertmannit und
- kolloidale und nanopartikuläre Fe(III)-Aggregation an.

Unter sehr sauren Bedingungen ($\text{pH} < 3$) wurden in den Versuchen von Blanco et al. (2018) nur noch geringe Abreicherungsraten von max. 15 % erreicht, wobei die Prozesse unklar blieben. Wahrscheinlich erfolgt eine Abreicherung allein durch Filtration, da die Sättigungsindizes niedrig und keine Übersättigungen feststellbar waren (Blanco, et al., 2018).

Nach Sapsford et al. (2015) stellt die Verwendung von VFRs eine Möglichkeit dar, den Hauptteil des Eisens aus dem bergbaubeeinflussten Wasser mit niedrigem pH-Wert zu entfernen, ohne dass eine pH-Einstellung erforderlich ist. Sie gehen davon aus, dass selbst bei einem niedrigen pH-Wert von ca. pH 3, abhängig von der phasensteuernden Fe-Löslichkeit, ein bedeutender Anteil des Eisens in Partikelform (wenn auch nanopartikulär) und/oder übersättigt sein und in einem VFR entfernt werden kann, in dem (Selbst-)Filtration und Fällung stattfinden (Sapsford, et al., 2015).

Auch Blanco et al. (2018) bestätigen dem VFR eine effiziente Eisenentfernung unter mäßig sauren Bedingungen ($\text{pH} 3 - 4.5$) und erwarten ähnliche Eisenentfernungsraten bei sauren AMD, wenn der pH-Wert mit zusätzlichen Behandlungseinheiten vorher erhöht wird. Dies bedeutet, dass für viele saure Grubenwässer eine signifikante Entfernung der Hauptverunreinigungen durch ein einfaches filtrationsartiges System erreicht werden kann, was von besonderer Bedeutung für das kohlebergbaubeeinflusste AMD ist, wo Eisen die Hauptschadstoffbelastung darstellt (Sapsford, et al., 2015).

In vier von fünf Versuchen, die von Sapsford et al. (2015) durchgeführt wurden, konnte Eisen bis unter die Nachweisgrenze des Spektrophotometers entfernt werden. Dies zeigt, dass die VFR auch als letzte Behandlungsstufe dazu verwendet werden kann, die Fe-Gehalte auf sehr niedrige Werte zu senken, und in dieser Funktion Feuchtgebiete ersetzen kann

(Sapsford, et al., 2015). Nach Blanco et al. (2018) benötigt ein VFR weniger als die Hälfte der Fläche eines herkömmlichen aeroben Feuchtgebiets. Zudem ist die Mn-Abreicherungsrate durch die Kombination aus biotischen und abiotischen Entfernungsmechanismen und verstärkt durch den vertikalen Fluss durch die Eisenhydroxidschlammschicht höher als beim aeroben Feuchtgebiet (Blanco, et al., 2018). Ein weiterer Vorteil ist die Gewinnung eines dichten, pflanzendetritusfreien Eisenhydroxidschlammes, der als Ressource rückgewonnen werden kann (Sapsford, et al., 2015).

Mit dem Vorteil einfach in Design, Materialien und Konstruktion zu sein, stellt der VFR eine kostengünstige Behandlungsmethode zur Behandlung eisenhaltiger AMD dar. Allerdings erfordern sie regelmäßige Reinigung bzw. den Austausch der Filtermedien (betriebliche Parameter wie Entschlammungstechniken, Schlamm-Management, Entsorgung). Blanco et al. (2018) empfehlen eine Konfiguration, die zwei Kammern umfasst, so dass die Behandlung in der "aktiven" Kammer stattfinden kann, während die zweite zur Schlammbefreiung und Wiederinbetriebnahme, zur Aufnahme von Regenwasser oder bei Ausfall der ersten Kammer zur Verfügung steht.

Von Jarvis & Younger (2001), Sapsford et al. (2015), Cheong, et al. (2016), Wolkersdorfer (2017) oder auch Blanco et al. (2018) werden < 1 - 65 m³ große VFR-Systeme (z. T. noch im Pilotstadium) beschrieben, durch die das zu behandelnde Grubenwasser mit Durchflussraten zwischen < 1...30 l/min (...0,5 l/s) in einer Zeitspanne von 70 s...39 h hindurchströmt. Je nach Beschaffenheit des AMD konnten diese Systeme unter mäßig sauren Bedingungen (pH 3 – 4,5) und mittleren Fe-Konzentrationen (z. B. 14 g/d) bis zu 85% (ø 40%, ø 71% nach der Stabilisierung der Eisenabbaukapazität; bei höherer Eisenbelastung von ≈ 32 g/d: 43 – 49%) und bei neutralen Bedingungen (pH 6-8) bis > 90% (ø 46%) des zuströmenden Eisens sowie über 50 – 90 % des Mangans abreichern. Einige Beispiele für die Behandlung von bergbaubeeinflussten Wässern mit einem VFR-System sind in Anlage 5 zusammengefasst.

Nachfolgend (Tabelle 3-12) sind die Kosten eines Groboberflächenfilters mit einem Volumenstrom von 10 l/min (sehr geringes Behandlungsvolumen im Vergleich zu den aktiven und auch anderen passiven Verfahren – erst bei einer Durchflussrate von 0,1 l/min liegen die täglichen Fe-Raten im Bereich der o.g. Versuche) auf Grundlage der Modellwässer aus Tabelle 2-2 abgeschätzt. Die Ausfällungswirkung des Eisenhydroxidschlammes lässt sich modelltechnisch nicht so einfach nachbilden, daher sind für die Schlammmentstehung/das Schlammmanagement die Fe-Abscheideraten des Modells übernommen worden, obwohl nach den Literaturangaben im Mittel nur etwa 71 % des Eisens ausfällt. Auslaufwerte ≤ 2 mg/l Fe können bei den Ausgangskonzentrationen der Modellwässer mittels VFL nicht erreicht werden.

Tabelle 3-12: Abschätzung der Behandlungskosten für die passive Eisenabscheidung der Modellwässer 1 – 3 über einen Vertikaldurchflussfilter

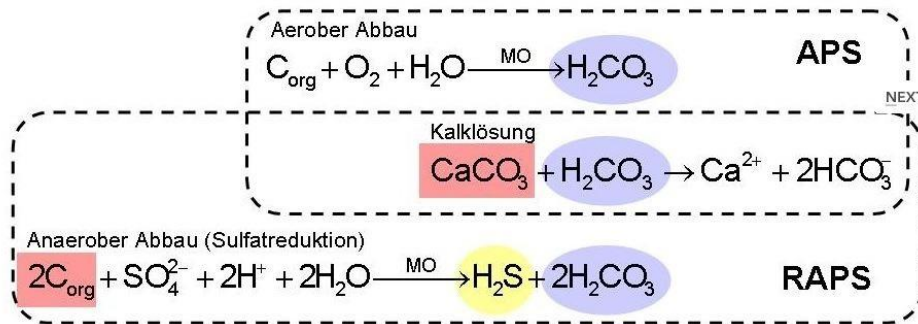
	Wasser 1	Wasser 2	Wasser 3	
Eisenkonzentration	336	224	112	mg/l
Volumenstrom	0,01	0,01	0,01	m ³ /min
eisengetragene Azidität	12,0	8,0	4,0	molAzi/m ³
zu behandelnder Aziditätsstrom	0,120	0,080	0,040	molAzi/min
entspricht	173	116	58	molAzi/d
Investkosten	20.746	16.741	12.737	€

Abschreibung über	20	20	20	a
jährliche Abschreibung	1.037	837	637	€/a
Abschreibungskosten	0,20	0,16	0,12	€/m ³
Verbrauchsmittel- und Betriebskosten				
Wartung inkl. Schlammberäumung	0,0016	0,0016	0,0016	€/m ³
Personal	1.440	1.440	1.440	€/a
entspr.	0,27	0,27	0,27	€/m ³
Summe Kosten	0,28	0,28	0,28	€/m³
entspricht	0,02	0,03	0,07	€/molAzi
Schlammdeponierung	0,005	0,005	0,004	€/m ³ Wasser
Summe Kosten inkl. Schlammdeponierung	0,28	0,28	0,28	€/m³

3.2.3.2 REDUZIERENDEN ALKALINITÄTSSYSTEME

Einige Autoren ordnen auch die Alkalinität produzierenden Systeme (APS) sowie die reduzierenden Alkalinitätssysteme RAPS bzw. SAPS als VFR ein (Bhattacharya, et al., 2008). Diese vertikal (oder auch horizontal) durchströmten Systeme kombinieren die neutralisierende Wirkung der Karbonatkanäle mit Sulfatreduktionsmechanismen (Kepler & McCleary, 1993). Wegen der zusätzlichen organikreichen Schicht beruht ihre Reinigungswirkung in ersten Linie auf (mikro-)biologischen Prozessen (Abbildung 3-13), die u. a. die Ausfällung von Eisensulfiden bewirken, weshalb sie zur Behandlung eisen- und sulfatreicher Wässer eingesetzt werden können.

Die Entfernung von Sulfat in passiven Behandlungssystemen ist schwieriger als bei allen anderen Schadstoffen. Das Ziel dabei ist stets die SO₄-Entfernung durch Reduktion auf HS⁻ und ggf. eine anschließende (begrenzte) Oxidation, um elementaren Schwefel (S⁰) als Feststoff zu entfernen. Der Hauptteil eines jeden Systems zur Sulfatentfernung ist ein organikreicher Reaktor, der stark reduzierende Bedingungen einhalten muss. Grundlage der Sulfatreduktion sind mikrobielle Umsetzungsreaktionen. Damit empfehlen sich neben reduzierenden Alkalinitätssystemen auch anaerobe Feuchtgebiete für die Behandlung oberflächlich gefasster AMD, bei denen es sich im weiteren Sinne auch um Fällungsverfahren handelt (mehr zu diesen (mikro-)biologischen Verfahren bei Weber & Bilek (2018, S. 55ff bzw. 59ff).



Chemischer Effekt der Entsäuerung:

$$-\Delta Aci = \Delta Alk = -2 \cdot \Delta[SO_4^{2-}] + 2 \cdot \Delta[Ca^{2+}]$$

Ziel der Wasserbehandlung:

$$-\Delta Aci = \Delta Alk > K_{B8,2(ox)}$$

APS – Alkalinität produzierende Systeme

RAPS – Reduzierende und Alkalinität produzierende Systeme

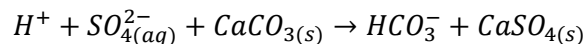
MO - Mikroorganismen

Abbildung 3-13: Biogene Alkalinitätsproduktion (IWB, 2019)

3.2.4 FÄLLUNG VON GIPS

Neben Fe und Al ist Sulfat in Grubenwässern häufig in hohen Konzentrationen anzutreffen. Die Möglichkeiten und Grenzen der reduktiven Sulfatentfernung wurden in LfULG (2015) eingehend dargestellt.

Eine bergbautypische Anwendung zur Sulfatabtrennung ist die Fällung von Gips durch Zugabe von Kalkmilch (Maree, et al., 2001; 2004) gemäß Gl. 3-20. Dieses kostengünstige Verfahren kombiniert die bei stark azidischen Wässern mit hohen Sulfatfrachten ohnehin notwendige Neutralisation (Kap. 3.1) mit einer Sulfatabreicherung. Allerdings kann die Sulfatabreicherung lediglich bis zur Gipssättigung erfolgen. Diese wird abhängig von der Ionenstärke der Wässer bei 2,6 bis 3,3 g_{Gips-gelöst}/L erreicht. Damit ist dieses Verfahren aufgrund des Gips-Löslichkeitsproduktes hinsichtlich Sulfat generell nur als Vorreinigungsstufe nutzbar.



Gl. 3-20

3.2.5 FÄLLUNG VON EISEN ALS HYDROXISULFAT (Z. B. SCHWERTMANNIT)

Die mikrobiell- und oberflächen-katalysierte **Eisenhydroxisulfat Fällung** bei niedrigen pH-Werten zur gleichzeitigen Sulfat- und Metallabscheidung aus Grubenwässern wurde im Pilotmaßstab u. a. von Janneck et al. (2008) getestet. Gegenwärtig sind große Aufenthaltszeiten bzw. geringe mikrobiell kontrollierte Fällungsraten sowie das eingeschränkte Verwertungspotenzial für den entstandenen Schwertmannit noch das Haupthindernis für eine weitere großtechnische Umsetzung.

3.2.6 FÄLLUNG MIT BARIUM

Die Sulfatabscheidung ist durch Fällung des schwerlöslichen Baryts (BaSO_4) durch Bariumcarbonat- (Hlabela, Maree, & Bruinsma, 2007) oder Bariumsulfid-Zugabe (Maree, et al., 2004) möglich. Der ursprünglich als Sulfat vorliegende Schwefel wird in diesem komplexen mehrstufigen Prozess letztendlich als Sulfid aus der Lösung abgetrennt und zu elementarem Schwefel aufbereitet. Entscheidend für diesen Prozess ist die Rückgewinnung des kostenintensiven Bariums durch Sedimentation und thermische Reduktion des BaSO_4 zu BaS. Möglichkeiten zur

- standortnahen thermischen BaSO_4 -Reduktion und
- standortnahen katalytischen Sulfid-Rückoxidation zu S^0

sind damit Voraussetzungen für die Etablierung dieser Prozessabfolge. Barium ist jedoch bereits in geringen Konzentrationen toxisch und auch Bariumcarbonat oder Bariumsulfid nicht unproblematisch.

Anlagenbeispiele im feldrelevanten Maßstab sind den Autoren nicht bekannt. Damit fehlt die Grundlage für eine Abschätzung der Kosten und der Machbarkeit im Feldmaßstab.

3.2.7 FÄLLUNG MIT CALCIUM UND ALUMINIUM: SAVMIN-VERFAHREN, CESR-PROZESS, WALHALLA-PROZESS

Ein potenziell bergbaurelevantes Verfahren ist die Sulfat entfernende **Ettringit-Fällung**, die u. a. in einer Pilotanlage in der südafrikanischen Stilfontein Gold Mine (Usinowicz, Monzyk, & Carlton, 2006) getestet wurde. Bei einem mit Kalkhydratzugabe eingestellten pH-Wert von 11 bis 12 erfolgt in Abhängigkeit der Wasserbeschaffenheit zunächst die Gips- ($\text{CaSO}_4 \times \text{H}_2\text{O}$) und Brucit- ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) Übersättigung. Durch Al-Hydroxid-Zugabe erfolgt die Ettringitbildung ($\text{Ca}_6\text{Al}_2[(\text{OH})_{12}(\text{SO}_4)_3] \cdot 26\text{H}_2\text{O}$). Die abschließende Rückführung des pH-Wertes in den Neutralbereich erfolgt mit CO_2 und durch Calcit-Fällung.

In der als **SAVMIN™-Prozess** bezeichneten Variante wird der Ettringit wieder mit Schwefelsäure aufgelöst, um Al-Hydroxid zurückzugewinnen (Abbildung 3-14). Die im Einzelnen komplexe weitere Verfahrenskette umfasst die Al-Hydroxid-Abtrennung, die Fällung von Gips aus der nun Gips-übersättigten Lösung an Kristallen und die Abtrennung von Gips (Banerjee, et al., 2016).

In der als **CESR-Prozess** oder **Walhalla-Verfahren** bekannten Variante wird Aluminium nicht zurückgewonnen. Vielmehr werden in der Bauindustrie eingesetzte Tonerdezemente als Al-Quelle und Reagenz zur pH-Wert-Einstellung eingesetzt (Janneck, et al., 2012). Diese bestehen im Wesentlichen aus Calciumaluminaten, also Mischungen aus CaO und Al_2O_3 in verschiedenen stöchiometrischen Verhältnissen. So dient chemisch gefälltes Tricalciumaluminat-Hydrat als Ausgangssubstanz zur Herstellung von synthetischem **Ettringit**.

Entsprechende Zuschlagstoffe werden (oder wurden) explizit für die Sulfateliminierung auf dem Markt angeboten (Kerneos).

Dieses Verfahren wurde bisher wiederholt im Bergbaufeld in Pilotanlagen getestet. Erkenntnisse liegen aus dem Betrieb von Pilotanlagen mit einem Durchsatz von ca. 1 m^3 pro Stunde vor (Janneck, et al., 2012). Die Firmen MINTEK (MINTEK, 2008; 2014) und Veolia (Banerjee, et al., 2016) bewerben das Verfahren auf ihren Homepages.

Sowohl über die Menge der benötigten Zuschlagstoffe als auch der Aufenthaltszeit im Reaktionsbecken und der Menge des anfallenden Schlammes existieren unterschiedliche Angaben.

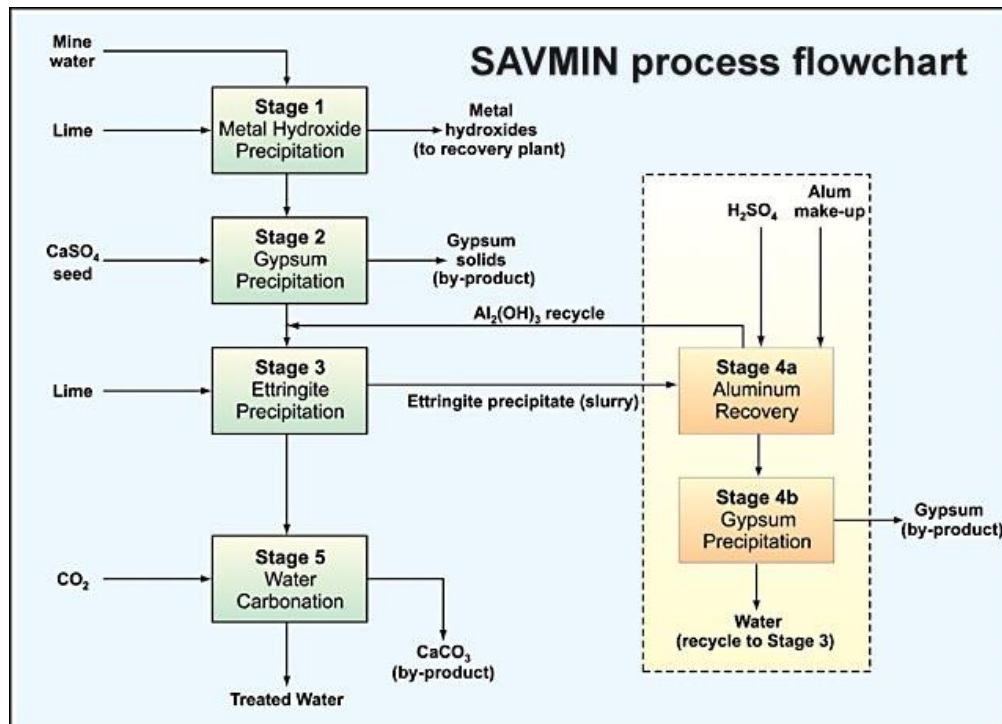


Abbildung 3-14: Flowchart SAVMIN-Prozess (MINTEK, 2008)

Vorteile dieses Verfahrens sind:

1. Sulfatkonzentrationen können sicher bis unterhalb 300 mg/l abgereichert werden.
2. Es entstehen keine Solen, die weiter behandelt werden müssen.
3. Schwermetalle werden effektiv in die entstehenden Feststoffe eingebaut.

Nachteile dieses Verfahrens sind:

1. Aufgrund des hohen Kristallwasseranteils im Ettringit entstehen durch die Fällung **große Schlammengen**. So muss nahezu der gesamte behandelte Volumenstrom über Dekanter geführt werden, um das Reinwasser abzutrennen.
2. Hohe Aufenthaltszeiten im Ettringit-Reaktor von ca. 2 h (es liegen auch Angaben von ≥ 10 h Reaktionszeit vor). Die hohen Aufenthaltszeiten im Reaktionsbecken erfordern ein großes Reaktionsbecken, dessen Inhalt in Turbulenz gehalten werden muss, was wiederum große Elektroenergiemengen erfordert.
3. Es sind bisher keine großtechnisch und längerfristig betriebenen Anlagen bekannt, die die Abschätzung von Betriebskosten verlässlich machen würden.

Kosten für Calciumaluminat belaufen sich bei Abnahme von Großmengen auf ca. 400 €/t.

Weitere Betriebsmittelkosten entfallen für den zusätzlich benötigten Branntkalk bzw. Calciumhydroxid, für CO₂ und ggf. für Schwefelsäure sowie für Flockungshilfsmittel. Weiterhin ist mit hohen Kosten für den Eintrag von Mischenergie zu rechnen (s.o.). In Banerjee (2013) werden die Kosten für die Ettringit-Fällung ohne Al-Rückgewinnung mit 2,91 €/m³ angegeben. Da die Kosten durch das Calciumaluminat bestimmt werden, ist die Rückgewin-

nung des Al im SAVMIN-Prozess zumindest kostentechnisch attraktiv.

3.2.8 PASSIVE METHODEN ZUR METALLENTFERNUNG

Die passive Behandlung bergbaubedingter Eisenbelastungen oberflächlich gefasster AMD erfolgt in Kombination mit den in Kap. 3.1.5 beschriebenen Neutralisationsverfahren oder auch als Einzelsystem in anaeroben Feuchtgebieten, in Vertikaldurchflussreaktoren bzw. reduzierenden Alkalinitätssystemen (Kap. 3.2.3). Die Eisengehalte oberflächlich gefasster, netto-alkalischer Grubenwässer können passiv über Belüftungssysteme (Kap. 3.1.2.4.1, 3.1.2.4.2), Absetzbecken (Kap. 3.1.1.3, 3.2.2), aerobe Feuchtgebiete oder SCOOFI-Reaktoren (Kap. 3.2.3) reduziert werden. Hohe Eisenkonzentrationen im Grundwasser können in-situ durch permeable reaktive Barrieren, Reaktionszonen bzw. in-situ Enteisenung behandelt werden.

Neben Eisen stellen noch einige andere Metalle ein potentielles Umweltrisiko der bergbaubeeinflussten Wässer dar. Eine Sonderrolle nimmt hierbei Aluminium ein. In erhöhten Konzentrationen tritt es lediglich bei $\text{pH} < 4$ auf, im Bereich von $\text{pH} 5 - 8$ ist gelöstes Aluminium in Konzentrationen $> 1 \text{ mg/l}$ nur selten vorhanden (PIRAMID Consortium, 2003). Aluminium ist ab $\text{pH} > 4,5$ schwer löslich und bildet Niederschlag, die Auslegung von Behandlungssystemen basiert daher auf der Entfernung von Eisen für netto-alkalische Wässer und dem Säuregehalt für netto-azidische Wässer (PIRAMID Consortium, 2003). Die häufigsten Reaktion (Gl. 3-21) für Entfernung in passiven Behandlungssystemen lautet nach Hedin et al. (1994):



Das PIRAMID Consortium (2003) fasst die Prozesse der passiven Al-Behandlung so zusammen:

- Aluminium ist in Lösung immer in seiner dreiwertigen Form (Al^{3+}) vorhanden, so dass im Gegensatz zur Hydrolyse von Eisen(III)-hydroxid kein Oxidationsschritt erforderlich ist, um seine Entfernung zu erleichtern.
- Aluminiumabscheidung als Hydroxid-Fällung kann daher entweder unter aeroben oder anaeroben Bedingungen erfolgen.
- Aluminium wird in passiven Systemen zur Behandlung von alkalischem oder saurem Wasser entfernt, solange die Systeme effizient bei der Entfernung der primären Zielkontamination, d. h. Säure oder Eisen, sind.
- Der gebildete Aluminiumhydroxidniederschlag hat zunächst eine geringe Dichte (amorphes Material, das durch Rühren leicht wieder suspendiert werden kann; Schaumbildung durch Turbulenzen). Im Laufe der Zeit kristallisiert das Hydroxid dann zu einem der verschiedenen $\text{Al}(\text{OH})_3$ -Mineralien, wie beispielsweise Gibbsit, die alle relativ stabil und ungiftig sind (Younger, Banwart, & Hedin, 2002).

Mangankonzentrationen sind in kohlebergbaubeeinflussten Wässern hingegen oft erhöht, was die Verschmutzungsprobleme durch Eisen, Aluminium, Sulfat und Säure verstärkt. Mangan ist nicht so ökotoxisch wie z. B. Fe, Al oder Zn, weist aber trotzdem negative umweltrelevante Eigenschaften auf. Die Mn-Entfernung mit aktiven oder passiven Behandlungssystemen ist schwieriger als die Reduktion von Säure, Eisen und Aluminium, da im Allgemeinen ein höherer pH-Wert erforderlich ist und die Kinetik der Manganoxidation viel langsamer als bei Eisen abläuft (Stumm und Morgan, 1996 in PIRAMID Consortium (2003)).

Als flächenbezogene Abreicherungsraten in aeroben Feuchtgebieten geben Hedin et al. (1994) 0,5 - 1,0 g/m²/d an, in ihnen wird jedoch kein Mangan entfernt, solange gelöstes Eisen in Konzentrationen >1 mg/l vorhanden ist. Erst suspendierte Eisenhydroxidflocken sind (im Gegensatz zu gelöstem Fe²⁺) in der Lage, gelöstes Mn durch Sorption effektiv aus der Wassersäule zu fangen (Hedin, Narin, & Kleinmann, 1994). Auch die von Nuttall (2003) präsentierten Feldergebnisse eines Behandlungssystems aus primärer Belüftungskaskade, Absetzbecken und Feuchtgebieten lieferten keine höheren Reduktionsraten, aber es gelang die Konzentrationen des gelöst vorliegenden Mangans bis unter 0,5 mg/l zu verringern:

- Rohwasser ≈ 40 mg/l Fe²⁺; 1...4 mg/l Mn²⁺
- durchschnittliche Verweildauer in den Absetzbecken ≈ 24 Stunden; Entfernung von fast 20% des im Rohwasser enthaltenen gelösten Mn (≈ 0,4 g/m²/d)
- weitere 15% Mn-Entfernung in den nachfolgenden Feuchtgebieten mit sehr langsamer Rate: 0,03 g/m²/d
- Gesamtabreicherung auf < 0,5 mg/l Mn

Auch die meisten anderen Schwermetalle werden bei den Verfahren zur Eisen- und Sulfatabreicherung gleichzeitig mit oxidiert und gefällt, an Tonen, Eisenhydroxidpartikeln und verschiedenen organischen Stoffen sorbiert (insbesondere, wenn der pH-Wert nahezu neutral ist) oder auch mikrobiell umgesetzt (Tabelle 3-13). Younger et al. (2002) nennen jedoch zwei wichtige Ausnahmen - Arsen und Chrom. Sie werden überwiegend als Sauerstoff-Anionen (AsO_n^{m-} / CrO_n^{m-}) transportiert, die bei nahezu neutralem pH-Wert mobiler sind als bei sehr niedrigem pH-Wert.

Zink entsteht durch oxidative Auflösung von Sphalerit (ZnS) hauptsächlich in Metallbergwerken, aber auch in einigen Kohlebergwerken. Die Entfernung von Zink ist schwierig, aber nach dem PIRAMID Consortium (2003) auch mit passiven Systemen zu erreichen. Obwohl Cadmium selten in sehr hohen Konzentrationen in Grubenwässern vorkommt, neigt sein geochemisches Verhalten dazu, das von Zink nachzuahmen. Die Behandlung mit Oxidationsteichen und Feuchtgebieten ist für die Entfernung von Arsen und Cadmium aus Grubenwässern möglich, die Ansammlung von As- und/oder Cd-reichen Feststoffen im Freien wird in Gebieten der öffentlichen Gesundheit und des Naturschutzes vom PIRAMID Consortium (2003) ausdrücklich nicht empfohlen. Im Gegensatz zur relativen Mobilität von Zn und Cd ist Kupfer in Form von sorbierten Phasen und/oder Ausfällungen recht gut immobilisiert und somit weitestgehend für die Behandlung mit einer Reihe von passiven Einheitsprozessen geeignet.

Um alle diese Verunreinigungen bis hinunter zu niedrigen Restkonzentrationen, die strengen regulatorischen Standards entsprechen, mit den in Kap. 2.4 bzw. Tabelle 3-13 genannten Methoden passiv zu entfernen, müssten übermäßig große Systeme gebaut werden. Daher erfolgte insbesondere für Schwermetalle die Entwicklung spezifischer passiver Technologien. Zink, Kupfer, Cadmium, Blei, Chrom und Arsen können mit Reaktoren auf Karbonatbasis reduziert werden:

- Zn-Entfernung mittels geschlossenem System nach Nuttall & Younger (2000)
- Cd-/As-Entfernung mittels Siderit-Calcit-Reaktor nach Wang & Reardon (2001)

Passive Spezialtechnologien zur Manganreduktion sind (PIRAMID Consortium, 2003):

- das Pyrolusitverfahren bzw. der Pyrolusit-Prozess[®],
- der „Gesteinsfilter“ von Phillips,
- die passive Manganbehandlung nach Johnson,

- die Manganentfernung mit kaustischer Magnesia (auch für Zn-Entfernung geeignet).

Die meisten dieser Verfahren können als letzten Schritt einer Reihe von Behandlungsmethoden nachgeschaltet werden, wenn vorher bereits neutrale – alkalische Verhältnisse eingestellt worden sind und Eisen entfernt wurde.

Tabelle 3-13: Schwermetallentfernung mit passiven Systemen (PIRAMID Consortium, 2003)

Schadstoff	Art des Systems Entfernungsprozesse im passiven System	Quellen	flächenbezogene Abreicherungsleistung
Arsen	As ⁵⁺ -Oxidation in Gegenwart von Eisen → Bildung von AsO ₄ ³⁻ , das an Fe-Oxiden sorbiert; kann auch als Eisen-III-Arsenat (Scorodit) ausfallen; Reduktion von As ⁵⁺ zu As ³⁺ in Feuchtgebiet-Systemen unter Bildung von Sulfiden wie AsS und As ₂ S ₃	McRae et al. (1999) Cohen (1996)	18 g/d/m ² bakteriell katalysiert unter sauren Bedingungen; Wert abgeleitet von PIRAMID Carnoulès Datensatz
Blei	Oxidation in alkalischer Lösung zur Bildung von Karbonatmineralen; Fällung als Sulfid in anaeroben Feuchtgebiet-Systemen	Thompson (1996) Cohen (1996)	
Cadmium	Fällung als Sulfid (Greenockit CdS) in anaeroben Feuchtgebiet-Systemen, Immobilisierung im anoxischen Substrat	Cohen (1996) Ettner (1999)	anaerobes Feuchtgebiet: 0,02 g/d/m ²
Chrom	Reduktion von Cr ⁶⁺ zu Cr ³⁺ in Feuchtgebiet-Systemen, mit Hydrolyse zur Bildung von Cr(OH) ₃	Cohen (1996)	
Cyanid	Photolyse (in tropischen Regionen) in offenen Teichen; Reduzierung auf CO ₂ und NH ₄ ⁺ in Feuchtgebiet-Systemen; bakterielle Oxidation zu Ammoniak- und Stickstoffgas	Young und Jordan (1996) Thompson (1996)	
Kupfer	Oxidation in alkalischer Lösung zur Bildung von Karbonatmineralen (Azurit, Malachit etc.); Reduzierung in Feuchtgebiet-Systemen zur Bildung von Sulfiden; Cu-Entfernung als Karbonatphase, gebildet durch Reaktion mit CO ₂ , das durch mikrobielle Atmung freigesetzt wird	Brown (1997) Cohen (1996) Thompson (1996) Brown et al. (1994)	aerob: 0,05 g/d/m ² Wert aus einem nicht technisierten aeroben Feuchtgebiet (wahrscheinl. überschätzt) anaerob: 10 g/d/m ²
Mangan	Aerobes Feuchtgebiet höhere Raten erreichbar in warmen Klimazonen mit Algenwachstum		0,5 g/d/m ²
Nickel	Fällung als Sulfide (Millerit NiS) in einem Feuchtgebiet-System, Immobilisierung im anoxischen Substrat	Ettner (1999) Eger et al. (1994)	aerob: 0,04 g/d/m ² vorläufige Ergebnisse anaerob: 2 g/d/m ²
Thallium	Reduzierung in Feuchtgebiet-Systemen zur Bildung von Sulfiden	Mueller (2001)	
Uran	Aerobes Feuchtgebiet	PIRAMID-Studie Feuchtgebiete in Boršt (Slowenien)	0,1 g/d/m ²
Zink	Fällung als Sulfide in einem Feuchtgebiet-System; Fällung als Karbonat in aeroben Teichen oder Kalksteinabflüssen; unterliegt starken saisonalen Schwankungen; im Winter gelegentlich aus Feuchtgebieten remobilisiert	Cohen (1996), Lamb et al. (1998), Kalin (1998), Nuttall & Younger (2000), Brown et al. (1994), Brown (1997)	aerob: 0,04 g/d/m ² aerobes Feuchtgebiet mit schwimmenden Algenmatten: 7 g/d/m ²

3.2.8.1 GESCHLOSSENER KARBONATLÖSUNGSREAKTOR

Anoxische Karbonatkanäle bieten eine Behandlungsoption für oberflächlich gefasste, zinkreiche, netto-azidische Grubenwässer, in dem sie Alkalinität erzeugen und den pH-Wert erhöhen, um die für die Metallabscheidung im Feuchtgebiet notwendigen bakteriellen Bedingungen zu optimieren. Schwierigkeiten gab es jedoch, netto-alkalische Grubenwässer mit erhöhten Zinkkonzentrationen (bis zu 40 mg/l) passiv zu behandeln (Younger, 2012). Versuche, Zink aus circumneutralem Grubenwasser mit einem anaeroben Feuchtgebiet zu entfernen, hatten sich als erfolglos erwiesen, da Zink in dieser Umgebung stark an Carbonat gebunden ist (Younger, 1997). Das von Hem (1972) entwickelte Eh-pH-Diagramm lieferte für Nuttall & Younger (2000) den Schlüssel zur Entwicklung einer Behandlungsstrategie.

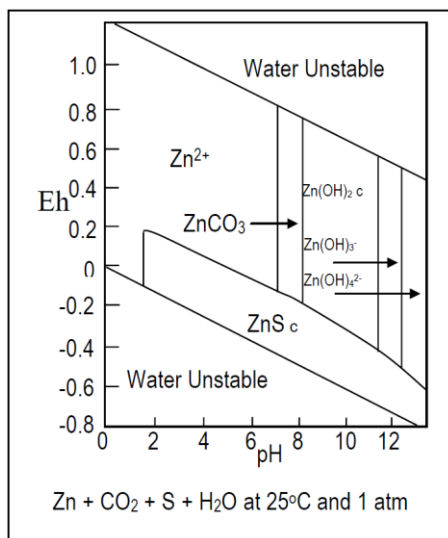


Abbildung 3-15: Eh – pH - Diagramm von Zink (Hem, 1972)

Das Diagramm (Abbildung 3-15) deutet darauf hin, dass es einen engen pH-Bereich (ca. pH 7,5 - 8,0) gibt, über den Zink aus natürlichen Gewässern als stabiles Karbonatmineral Smitsonit (ZnCO_3) entfernt werden kann. Die von Nuttall & Younger (2000) durchgeführte Modellierung zeigte, dass mit steigendem pH-Wert die Konzentrationen von hydroxyl- bzw. karbonatgebundenen Spezies (Zn(OH)_2 , ZnCO_3 , $\text{Zn(CO}_3)_2^{2-}$) zunehmen, was zu einer Abnahme der Konzentration des freien Zinkions (Zn^{2+}) und der sulfatgebundenen Spezies (ZnSO_4) führt. Erhöhte Konzentrationen von Karbonatspezies bei pH 8,2 führen zu einer optimalen Smithsonitsättigung dieses Grubenwassers. Amorphes Zinkoxid (ZnO) ist bei diesem pH ebenfalls gesättigt (Nuttall & Younger, 2000).

Bei zinkreichen, circumneutralen (pH 6,5 – 7,5) Wässern müsste demnach nur ein marginaler pH-Wertanstieg erreicht werden, um die Entfernung von Zink aus dem Wasser durch Smithsonit-Fällung zu fördern. Nuttall & Younger (2000) setzten dies in einem Behandlungsmechanismus um, der auf der Entfernung von Zink durch Fällung als Carbonat nach der Calcitlösung entsprechend Gl. 3-7 unter geschlossenen Systembedingungen in einem Kalksteinbett beruht. Sie gingen davon aus, dass unter geschlossenen Bedingungen, d. h. ohne Rückführung von Kohlendioxid aus der Atmosphäre, die Kohlensäurekonzentration mit fortschreitender Auflösung abnimmt. Der in diesem System erreichte Gleichgewichts-pH-Wert sollte entsprechend höher sein als der des offenen Systems (Freeze & Cherry (1979) in Nuttall & Younger (2000)).

In ihrer Grundform unterscheiden sich diese geschlossenen Karbonatlösungsreaktoren wenig von herkömmlichen anoxischen Karbonatkanälen. Geschlossene Zellen zur Zinkabscheidung müssen jedoch nach einigen Stunden Verweildauer in die Atmosphäre entlüftet werden, um den CO₂-Partialdruck auf relativ aggressive Werte zurückzuführen (Younger, 2012). Insofern unterscheidet sich ihre Konstruktion deutlich von der der Standard-ALDs, bei der die Belüftungsschritte einbezogen würden.

Nach Younger (2012) deuten die vorliegenden experimentellen Daten darauf hin, dass eine Verweildauer von etwa vier Stunden ausreichen kann, um 50% des Zinks aus einem Wasser mit einem Gehalt von 5-10 mg/l Zn zu entfernen. Das PIRAMID Consortium (2003) gibt 8 Stunden Verweilzeit als optimal für die Reduktion von 20 - 40% Zink an. Im Pilotversuch von Nuttall & Younger (2000) lagen die Zn-Entfernungsraten bei einer Verweilzeit von etwa 14 Stunden anfänglich bei etwa 36%, sanken dann aber auf durchschnittlich 16 % (ca. 2 g/d), was deutlich niedriger war als die vorher im Laborversuch erreichten Reduktionsraten von 50% (temperaturabhängiger Prozess; anhängig von Calcitlösungsrate).

Zur Optimierung empfahlen Nuttall & Younger (2000) Verbesserungen am Design, wie das Hinzufügen von Leitblechen zur Verhinderung von Kurzschlüssen im System, die Integration eines Entgasungsschrittes in das bestehende System oder auch die Verwendung von zwei Reaktoren anstelle von nur einem (Abbildung 3-16). Lt. PIRAMID Consortium (2003) lässt sich durch Reaktoren in Reihe mit einem Belüftungsschritt dazwischen eine höhere Behandlungseffizienz erreichen. Auch Younger (2012) empfiehlt hintereinander geschaltete Tanks in Reihe. Er erwartet zudem, das Problem des Rückgangs der Reaktivität der Kalksteinoberflächen nach mehreren Monaten Betrieb durch den Einsatz einer Wirbelschichtkonfiguration lösen zu können (Younger, 2012).

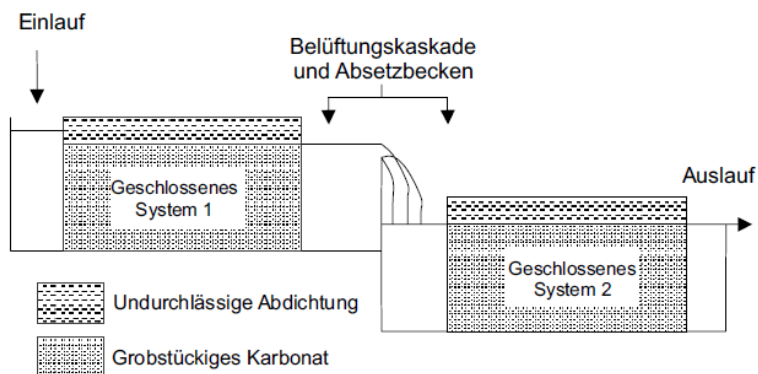


Abbildung 3-16: Schema eines geschlossenen Karbonatlösungssystems für alkalische, zinkreiche Grubenwässer (Wolkersdorfer & Younger (2002) nach Younger (2000))

3.2.8.2 SIDERIT-CALCIT-REAKTOR

In der Vergangenheit sind in einer Vielzahl von Versuchen karbonatische Materialien (z. B. zerkleinerter Kalkstein, Korallenkalk) zur Entfernung von Arsen in Wasseraufbereitungsanlagen getestet worden. Davis et al. (1987) untersuchten die As-Adsorptionswirkung von künstlich hergestelltem Kalksteingranulat (1 – 2 mm), Kalksteinmehl sowie gemahlene Kalksteinsplittern (1 – 2 mm). Die untersuchten Materialien unterschieden sich in ihrer Arsenadsorptionskapazität bei einer Ausgangskonzentration von 100 ppb Arsen nur wenig (4,2 – 5,9 µg/g), im Säulenversuch zeigte das Granulat auf Kalksteinbasis jedoch eine viermal größere Adsorptionskapazität als die zerkleinerten Kalksteinsplittler gleichen Durchmessers

(22 µg/g; bei Einsatz von Grundwasser: 9,8 µg/g). Die Adsorption von Arsen durch Kalkstein folgt nach Davis et al. (1987) dem Langmuir-Isothermenmodell und zeigt keine pH-Abhängigkeit im pH-Bereich zwischen 4 bis 10.

Wang & Reardon (2001) verwendeten das in der Natur vorkommende Mineral Siderit (Eisencarbonat FeCO_3) in einer Säule, um den niedrigen Anfangs-pH-Wert einer einströmenden Arsenlösung zu erhöhen und gleichzeitig das Sideritmaterial aufzulösen. Eisenarsenverbindungen, die aus der Lösung auf die Oberfläche des Siderits ausgefällt werden, entfernen das Arsen aus der Lösung (Davis, Dixon, & Sorensen, 2006). Der Prozess der Sideritauflösung, der Oxidation des gelösten Eisens und der Fällung von Eisen(III)-oxihydroxid ($\text{FeO}(\text{OH})$ bzw. $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$) ist dabei entsprechend Abbildung 3-17 zeitlich und räumlich gekoppelt (Renard, et al., 2017). Das Arsen adsorbiert vorzugsweise an den Eisen(III)-oxihydroxid-Ausfällungen, die aus dem grenzflächengekoppelten Lösungs- und Fällungsprozess unter sauren wässrigen Bedingungen entstehen, der typischerweise in sauren Bergbauabflussumgebungen stattfindet (Renard, et al., 2017). Ihr Vorhandensein ändert die Lösungs- und Ausfällungsraten des gesamten Prozesses nach Renard et al. (2017) dabei nicht wesentlich.

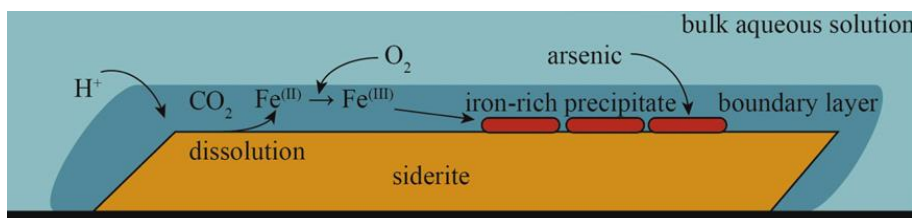


Abbildung 3-17: Skizze des gekoppelten Lösungs- und Fällungsprozesses zur Entfernung von Arsen mittels Siderit (Renard, et al., 2017)

In den von Davis et al. (1987) durchgeführten Batch-Experimenten zeigten die Granulate auf Kalksteinbasis zudem eine sehr hohe Adsorptionsfähigkeit sowohl für Cadmium als auch für Blei (99 % Cd-Abreicherung bei Zulaufkonz. von 5 - 50 ppm; Pb-Reduktion unter Nachweisgrenze bei Zulaufkonz. bis 3 ppm). Auch Wang & Reardon (2001) konnten nachweisen, dass gelöstes Cadmium mit zerkleinertem Kalkstein effektiv entfernt werden kann, im Gegensatz zum Siderit, der keinen Einfluss auf die Cadmiumkonzentrationen hatte. Die Bindung des Cadmiums erfolgt dabei in zwei Schritten (Davis, Fuller, & Cook, 1987; Martin-Garin, Van Cappellen, & Charlet, 2003):

1. schnelle (innerhalb von 24 h) Adsorption von gelöstem Cadmium an die Calcitoberfläche, gefolgt von der Diffusion von Cd^{2+} in eine Oberflächenschicht aus hydratisiertem CaCO_3 , die über dem kristallinen Calcit liegt,
2. langsamere (> 144 h), irreversible Festphaseneinbindung (Bildung einer festen Lösung in neuem kristallinen Material, das aus der ungeordneten Mischung von Cd- und Ca-Carbonat in der hydratisierten Oberflächenschicht wächst).

Die Rate der Festphaseneinlagerung erwies sich als unabhängig von der Menge an adsorbiertem Cadmium (Davis, Fuller, & Cook, 1987). Martin-Garin et al. (2003) fanden jedoch heraus, dass die Adsorption von Cadmiumionen die Auflösung von Calcit hemmt. Bei maximaler Cd^{2+} -Oberflächenabdeckung ($\approx 10^{-5} \text{ mol/m}^2$) war die Calcitlösungsrate 75% langsamer als unter cadmiumfreien Bedingungen (Martin-Garin, Van Cappellen, & Charlet, 2003). Nach Davis et al. (1987) sinken sowohl die Rekristallisationsrate von Calcit als auch die Rate der langsamen Cd^{2+} -Sorption mit steigendem pH-Wert oder mit steigendem Mg^{2+} -Ionenkonzentrationen.

Van der Weijden et al. (1997) untersuchten neben Phosphat auch den Einfluss von Sulfationen auf die Cadmiumadsorption mit dem Ergebnis, dass die schnelle Anfangssorption von Cadmium mit zunehmender Phosphat- und Sulfatkonzentration abnahm, am deutlichsten im pH-Bereich 7,4 - 8,3, und dass auch die langfristige Sorptionsumkehrbarkeit von Cadmium im pH-Bereich 7,4 - 8,3 und mit zunehmender Phosphat- oder Sulfatkonzentration steigt.

Wang & Reardon (2001) koppelten beide Prozesse im Siderit-Calcit-Reaktor. Diese noch wenig erprobte Technologie eignet sich laut PIRAMID Consortium (2003) zur Entfernung von Arsen und Cadmium aus Wässern, die bereits wenig gelöstes Eisen enthalten, entweder natürlich oder nach einem anderen Behandlungsverfahren. Die Nachschaltung eines Siderit-Calcit-Reaktors empfehlen Heitfeld et al. (2012) z. B. wenn nach dem geschlossenen Karbonatlösungssystem zur Zn-Entfernung noch zu hohe As- oder Cd-Werte vorliegen.

Wang & Reardon entwickelten einen Zwei-Säulen/Kammer-Füllbettreaktor, wo (Wang & Reardon, 2001; PIRAMID Consortium, 2003):

1. das Zulaufwasser mit CO_2 ausbalanciert und im CO_2 -gesättigten Strom durch eine Säule aus zerkleinertem Siderit (Sättigungsreaktor) geleitet wird. Es kommt zur Sideritauflösung und Konzentrationserhöhung des gelösten Fe^{2+} (Fe-Anteil $\leq 15,2$ mg/l). Durch Oxidation von Fe(II) durch Cr(VI) und andere im Ausgangswasser vorhandene Oxidantien können bereits Fe(III)-Oxihydroxide ausfallen, die As adsorbieren.
2. Das Wasser wird dann in die Oberseite einer zweiten, belüfteten Säule aus gemahltem Kalkstein bzw. Calcitbruchstücken geleitet, wo es im ungesättigten Strom fließt. Die Belüftung führt zur CO_2 -Entgasung und Lösung von O_2 , so dass Cadmium als Carbonat CdCO_3 (Otavit) ausgefällt wird. Gleichzeitig oxidiert Fe^{2+} zu Fe^{3+} und fällt als Fe(III)-Oxihydroxid ($\text{FeO}(\text{OH}) = \text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$) aus, das ein wirksames Sorptionsmittel von AsO_4^{3-} ist.

Zusammen reduzieren die beiden Prozesse im Reaktor nach Wang & Reardon (2001) die As und Cd Konzentrationen von 1 bzw. 3 mg/l auf unterhalb der Nachweisgrenze ($<0,005$ bzw. $<0,01$ mg/l), wenn die Verweilzeit im Reaktor 2 Stunden beträgt. Arsen wird unter der Oberfläche eingeschlossen, wo es nicht mit der Makrofauna in Berührung kommen kann (PIRAMID Consortium, 2003). Zeitlich begrenzt kam es zudem zur Reduzierung der Cr-Konzentration (Wang & Reardon, 2001).

Obwohl Arsen in den Reaktorsäulen durch einen Sorptionsmechanismus entfernt wird, wird das verantwortliche Sorptionsmittel Fe(III)-Oxihydroxid während des Betriebs des Reaktors kontinuierlich produziert, weshalb es im Gegensatz zur Dämpfung in einem System mit einer festen Menge an Sorptionsmittel hier niemals ein Durchbruch der As-Verunreinigung erfolgen sollte (Wang & Reardon, 2001).

3.2.8.3 SPEZIELLE VERFAHREN ZUR MANGANREDUKTION

Pyrolusit (Mangandioxid = Mangan(IV)-Oxid) ist ein in der Natur häufig vorkommendes Mineral. Es kristallisiert als tetragonales Kristallsystem mit der chemischen Zusammensetzung MnO_2 . Pyrolusit bildet sich unter stark oxidierenden, hydrothermalen Bedingungen in Manganerzen, als Verwitterungsprodukt von Manganit ($\text{MnO}(\text{OH})$), aber auch mikrobiell katalysiert in Sümpfen und flachen Seen. Letzterer Prozess wird in den in Kap. 3.1.5.2 beschriebenen Manganese Oxidation Beds (MOBs) bereits zur Behandlung manganhaltiger AMD genutzt. Die nachfolgend beschriebenen Verfahren sind letztlich zur Effektivitätssteigerung entwickelte Modifikationen der MOBs.

3.2.8.3.1 Pyrolusitverfahren / Pyrolusit-Prozess-Reaktor

Eine Möglichkeit, die Bildung des Pyrolusit zu unterstützen, ist die Zugabe spezieller Mn-oxidierender Bakterien. Dieses sogenannte Pyrolusitverfahren (PIRAMID Consortium, 2003):

- ist eine Methode zur passiven Entfernung von Mangan,
- bei der ein von manganhaltigem Wasser durchströmtes Kalksteinbett mit Mn-oxidierenden Bakterien geimpft wird.
- Im Biofilm bilden sich Ablagerungen von MnO_2 , die sich mit der Zeit in sein kristallines Äquivalent (Pyrolusit) verwandeln.
- Der Prozess ist eine natürlich vorkommende Reaktion.

Der Pyrolusit-Prozess® (PIRAMID Consortium, 2003):

- ist ein patentiertes Pyrolusitverfahren, wo die Inokulation der Reaktoren mit im Labor kultivierten (standortspezifischen), aeroben Bakterien erfolgt.

Der von Vail & Riley (1995) patentierte Pyrolusit-Reaktor (US005441641A) umfasst:

- das Leiten des Mn-belasteten Wassers / der wässrigen Lösung durch eine Behandlungszone, die eine poröse Matrix enthält, auf der Populationen von mindestens einem manganoxidierenden Bakterium, wie beispielsweise Mitgliedern der Gattung Metallogenium, existieren,
- das Durchleiten der wässrigen Lösung durch die Behandlungszone mit vorbestimmten Strömungsgeschwindigkeiten,
- den Kontakt zwischen der Lösung und den Bakterien unter aeroben Bedingungen und bei vorbestimmten pH- und Temperaturwerten.

Das Verfahren sieht die Umwandlung von wasserlöslichen ionischen Manganspezies in wasserunlösliche Manganoxide vor, die auf der porösen Matrix zurückgehalten und daraus gewonnen werden können (Vail & Riley, 1995).

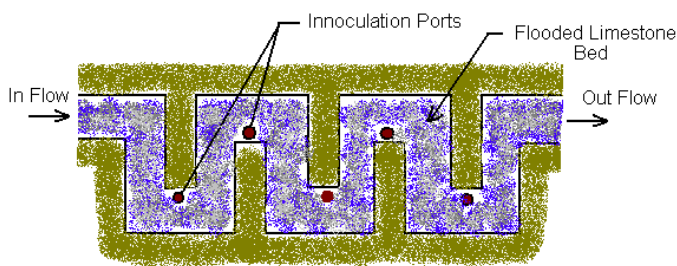


Abbildung 3-18: Draufsicht auf ein Pyrolusitbett (Lehigh Environmental Initiative, 2000-2011)

Heitfeld et al. (2012) empfehlen das Pyrolusitverfahren für die Behandlung eisenfreier, sauerstoffreicher und neutraler Grubenwässer. Nach der Lehigh Environmental Initiative (2000-2011) eignet es sich jedoch auch zur Entfernung von Eisen, Mangan und Aluminium aus AMD. An mehreren Standorten im westlichen Pennsylvania ist der Pyrolusit-Prozess® mit vielversprechenden Ergebnisse eingesetzt worden (Lehigh Environmental Initiative, 2000-2011). Nachdem Laboruntersuchungen die richtigen Kombinationen von Mikroorganismen ermittelt haben, werden sie über Impfföffnungen im gesamten Kalksteinbett eingebracht (Abbildung 3-18). Die Mikroorganismen wachsen auf der Oberfläche der Kalksteinbruchstücke und oxidieren die Metallverunreinigungen beim Lösen des Kalksteins, was wiederum die Alkalinität und den pH-Wert des Wassers erhöht.

Neun Standorte wurden von Rose et al. (2003) untersucht: „...Eine effektive Entfernung von Mangan erfordert die Oxidation von gut belüftetem Wasser sowie die vorherige Entfernung von im Wesentlichen allem gelösten Eisen und Aluminium und einen pH-Wert über etwa 6,5. Die meisten der Pyrolusit-Systeme entfernten Mangan aus Einströmwerten von 6 – 30 mg/l auf Ablaufwerte zwischen 0,5 - 1,5 mg/l für einen Zeitraum von 2 Jahren oder mehr. Basierend auf der Tiefenverteilung des gelösten O₂ und der Mn-Oxid-Ausfällungen erfolgt die meiste Mn-Entfernung in den oberen 30 cm des Bettes, direkt unterhalb der Wasseroberfläche. Die tieferen Teile der Betten scheinen keinen wesentlichen Beitrag zu leisten. Die meisten Mn-Entfernungsraten liegen zwischen 1,5 - 5 g/m²/d, die niedrigeren Werte liegen bei Betten mit Zuflüssen, die noch nennenswerte Fe- und Al-Konzentrationen aufweisen.“ Liegen Mangan und Eisen nebeneinander vor, ist die Entfernung des Mangans generell schwieriger, da höhere pH-Werte zur Ausfällung benötigt werden und die Kinetik der Mangan-Oxidation langsamer verläuft (Wieber & Streb, 2010).

Nach Younger et al. (2002) finden die Reaktoren zunehmend Anwendung in den Kohlefeldern im Osten der USA. Das Pyrolusitverfahren scheint nach Rose et al. (2003) im Vergleich zu anderen passiven Systemen, die zur Entfernung von Eisen, Aluminium und Säure aus AMD beschrieben werden, sehr effektiv zu sein, obwohl einige der Systeme ausgefallen sind, weil der Einlassbereich mit Schlamm, Blättern, Fe- und/oder Al-Ausfällungen, Gras und anderen Materialien verstopft wurde. Auch Wieber & Streb (2010) sehen das Pyrolusitverfahren als Alternative bei eisen- und manganhaltigen Wässern und bei geringen Platzverhältnissen.

Mehrere Feldversuche und Experimente deuten darauf hin, dass eine spezielle Bakterienimpfung nicht erforderlich ist (Rose, Shah, & Means, 2003). Auch das von Rose et al. (2003) erwähnte flache Bett (oder Kanal), das mit Kalkstein ausgekleidet ist und Algen zur Verbesserung der O₂-Versorgung enthält, scheint die Grenze zwischen Manganese Oxidation Bed (MOB) und Pyrolusitverfahren zu verwischen.

3.2.8.3.2 „Gesteinsfilter“ von Phillips et al. (1995)

Der von Phillips et al. (1995) beschriebene Gesteinsfilter, verbessert die Ausnutzung der positiven Eigenschaften von Algen und Mikroorganismen, indem er den Start der biologischen Prozesse durch den Einbau von Algen/Mikroorganismen-Matten optimiert. Phillips et al. (1995) testeten einen Kalksteinsubstrat-Teich mit integrierten Matten aus Grünalgen und Mikroorganismen (Algenmattensystem) für die Behandlung saurer kohlebergbaubeeinflusster Wässer. Das Algenmattensystem entfernte Mangan effektiver (2,6 g/m²/d) als die Kontrollteiche ohne diese Matten. Die Manganausfällungen sind vor allem am Teichboden abgelagert worden. Die Entfernungsraten unterschieden sich nach Phillips et al. (1995) kaum zwischen Tag und Nacht bzw. Winter und Sommer. Sie geben jedoch auch an, dass Wintertemperaturen die Matten ganz abtöten können, weshalb das System am ehesten in tropischen Regionen mit ganzjährig warmen Lufttemperaturen erfolgreich sein wird (Phillips et al. (1995) in PIRAMID Consortium (2003)).

Die von den Algen- und/oder Bakteriengemeinschaften gebildeten "Matten", erzeugen kleinräumig Milieubedingungen (insbesondere einen hohen pH-Wert), die die Entmanganung durch Oxidation und Fällung charakteristischer tiefschwarzer MnO₂-Ablagerungen (meist röntgenamorphe Homologe des Minerals Pyrolusit) fördern (PIRAMID Consortium, 2003).

Sie erfordern (PIRAMID Consortium, 2003):

- gut belüftetes Wasser (oxidierende Bedingungen), d. h. das Behandlungssystem

- muss flach sein, was einen großen Flächenbedarf erfordert,
- die vorherige Entfernung von im Wesentlichen allen gelösten Fe und Al,
- einen pH-Wert $\geq 6,5$.

Damit die Algen in den o. g. Systemen effektiv Photosynthese betreiben können, sind neben einer ausreichenden P- und N-Versorgung, ungehindertes Tageslicht und geringe einströmende Trübungen notwendig. Sie unterliegen daher starken saisonalen (und sogar täglichen) Schwankungen in der Leistungseffizienz (Johnson, 2003) und sind daher anfällig für Leistungseinbußen in trüben Gewässern (PIRAMID Consortium, 2003). Bei optimalen Bedingungen und Verweilzeiten von mindestens 8 Stunden sind jedoch Entfernungsraten von ca. 1,5...5 g/m²/d erreichbar (PIRAMID Consortium, 2003).

3.2.8.3.3 Passive Manganbehandlung nach Johnson

Einen ganz anderen Ansatz wählte Johnson (2003), die eine Optimierung der Manganentfernungssysteme unabhängig von den biologischen Prozessen versuchte. Dafür untersuchte sie die Manganentfernung bei Raumtemperatur bzw. 4 °C und unter natürlichen Lichtverhältnissen in einem von neutralem Grubenwasser/synthetischen Wasser (15 – 30 mg/l Mn, 5 – 10 mg/l Zn) durchströmten Reaktor, der mit einer Kombination aus Dolomitbruchstücken (Durchmesser 20 mm; ca. 50% Porosität; \approx 8 h Verweilzeit) und Pyrolusitpulver (dünne Schicht auf der Oberfläche des hydratisierten Bentonit) befüllt wurde (Abbildung 3-19). In der Kontrolle wurde Quarz anstelle des Dolomits verwendet. Bentonit diente lediglich zur Simulation einer nach unten abdichtenden Tonschicht bei Feldanwendungen, die dafür sorgen soll, dass das Mangandioxidpulver in-situ bleibt. Die Experimente erfolgten mit und ohne Belüftung.

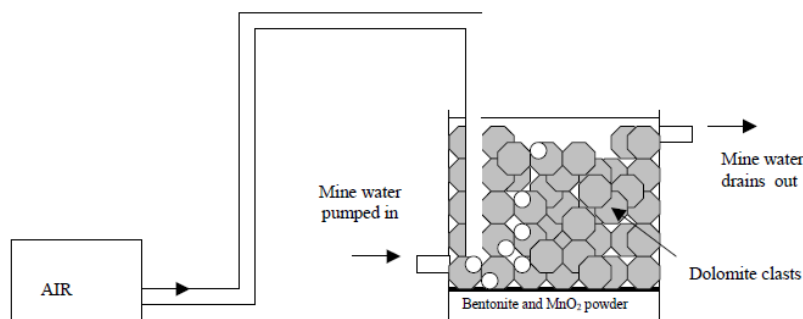


Abbildung 3-19: Schematische Darstellung des kleinmaßstäblichen kontinuierlichen Versuchsaufbaus von Johnson (2003)

In den Versuchen von Johnson (2003) zeigte sich Dolomit als gut geeignetes Substrat für Entmanganungssysteme. Sie führte dies auf seine katalytische Kapazität und eine Oberflächenstruktur für eine maximale Haftung von Manganoxidhydroxiden zurück. Dolomit erzeugt zudem einen nicht so hohen pH-Wert wie Calcit (PIRAMID Consortium, 2003).

Eine weitere entscheidende Erkenntnis aus den Experimenten von Johnson (2003) betrifft die Belüftung des Systems. Grundsätzlich erreicht ein zur Atmosphäre hin offenes System eine ausreichende Sauerstoffsättigung, um bis zu 60 mg/l gelösten Mn²⁺ im Zulaufwasser zu oxidieren (0,15 - 0,30 mg/l O₂ gelöst werden benötigt, um 1 mg/l Mn²⁺ zu oxidieren, entweder teilweise zu Mn³⁺ oder vollständig zu Mn⁴⁺ (Sikora et al. (2000) in Johnson (2003)). Ein zusätzlicher Belüftungsprozess fördert das Mischen und erhöht den Stofftransport von Sauerstoff auf die reaktiven Oberflächen durch die Bildung von Blasen (Johnson, 2003). Wichtiger scheint jedoch die Annahme von Johnson (2003), dass der Belüftungsprozess bei kälteren Temperaturen (starker Rückgang der Metallreduktion in unbelüfteten Versuchen bei 4 °C)

eine hochenergetische Umgebung schafft und damit die Aktivierungsenergie bereitstellt, die zur Überwindung der kinetischen Beschränkungen (die bei niedrigeren Temperaturen größer sind) im Zusammenhang mit der Manganoxidation erforderlich ist.

Die Belüftung wirkte sich zudem begünstigend auf die gleichzeitige Reduktion von Eisen aus (99% Entfernung der zugesetzten 5 mg/l Fe), da die Eisenoxyhydroxide genauso effektive Katalysatoren für die Metalloxidation waren wie die Manganoxide und so die Fähigkeit zur Metallabscheidung im Gegensatz zum Betrieb ohne Belüftung auf konstantem Niveau blieb (Johnson, 2003). Damit wird bestätigt, dass eine gleichzeitige Eisen- und Manganabscheidung in diesem System möglich ist, aber das PIRAMID Consortium (2003) weist darauf hin, dass:

- Eisenoxihydroxide viel voluminöser (d. h. weniger dicht) sind als die entsprechenden Manganoxid-/Oxihydroxid-Ablagerungen und
- die hydraulische Leitfähigkeit des Systems daher bei Anwesenheit von Eisen schneller sinkt.

Zusammenfassend kann festgestellt werden, dass die guten Oxidationsbedingungen, die durch eine passive Belüftungstechnik in der Tiefe des Systems erreicht werden, sicherstellen, dass das Behandlungssystem robust genug ist (PIRAMID Consortium, 2003):

- bei niedrigen Temperaturen,
- bei völliger Dunkelheit und
- auch in Gegenwart von Eisen.

Die katalytische Wirkung der Substrate Dolomit und Mangandioxidpulver in Kombination mit der Belüftung schafft die Voraussetzungen, um die meist langsame Kinetik der Manganoxidation auch in Gegenwart von gelöstem Eisen zu überwinden (Johnson, 2003). Johnson (2003) konnte mit ihrem System mehr als 95% des Mangans aus einem Rohwasserzustrom von ≈ 20 mg/l Mn^{2+} erfolgreich entfernen. Lt. PIRAMID Consortium (2003) schlägt sich die Systemoptimierung nieder in:

- Mn-Entfernungsraten durchschnittlich 0,5 - 3,0 g/m²/d; Spitzenabscheideraten von bis zu 60 g/m²/d,
- kürzeren Verweilzeiten; experimentelle Verkürzungen der Verweilzeit auf weniger als 8 Stunden ohne Reduktion der Entmanganungseffizienz,
- einer kontinuierlichen Erzeugung frischen Mangandioxids (sehr starkes Sorptionsmittel für die meisten Schadstoffmetalle, was einen positiven Nebeneffekt im Abscheidungsprozess für andere mobile Metalle wie Zink hat).

Die von Johnson (2003) eingesetzten Modifikationen haben positive Auswirkungen für den Einsatz dieser Technologie hinsichtlich:

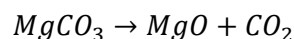
- kälterer Klimazonen (in denen Methoden auf der Grundlage Photosynthese betreibender Algen oft fehlschlagen)
- Standorten mit begrenzter Fläche
- effizienter Manganentfernung in Anwesenheit von Eisen
- ohne aufwändige mikrobielle Impfungen.

3.2.8.4 EINSATZ KAUSTISCHER MAGNESIA

Zur Behandlung von Schwermetallen ist der Einsatz kaustischer Magnesia (Reaktoren mit kaustischer Magnesia) getestet worden.

Die sogenannte „kaustisch gebrannte Magnesia“ entsteht beim Kalzinieren (Erhitzen/Brennen von calcium- und magnesiumcarbonathaltigen Mineralien mit dem Ziel, diese zu entwässern oder zu zersetzen) von natürlich vorkommendem Magnesiumcarbonat (Magnesit $MgCO_3$) bei etwa 800 - 1.500 °C entsprechend Gl. 3-22. Bei niedrigeren Temperaturen bis etwa 800 °C, bleibt ein Teil als Carbonat erhalten, das heißt, es wird nicht die stöchiometrisch mögliche Menge an Kohlenstoffdioxid (CO_2) abgegeben (Okrusch & Matthes, 2005). Die so entstandenen Magnesiumoxidkörner (PIRAMID Consortium, 2003):

- haben die äußere Form des Magnesiumcarbonats,
- sind abhängig von der jeweiligen Brenntemperatur porös,
- sind durch ihre große innere Oberfläche reaktionsfähig.

**Gl. 3-22**

Kaustisches Magnesia ist in einer Reihe von Korngrößen erhältlich, wodurch das Packen durchlässiger Betten möglich ist (PIRAMID Consortium, 2003).

Mit Wasser entsteht durch Hydratation Magnesiumhydroxid $Mg(OH)_2$, das ein geringeres Auflösungsvermögen aufweist als Kalk ($1,5 \times 10^{-4}$ mol/l; $K_{sp} = 1,2 \times 10^{-11}$ (18 °C)). In alkalischen Lösungen ist Magnesiumhydroxid nur schwer löslich. Der pH-Wert, der sich aus der Magnesiumoxidauflösung mit sauren Lösungen ergibt (8 bis 10), liegt nach PIRAMID Consortium (2003) näher an den natürlichen Werten und ist bei der Ausfällung der meisten Metalle wirksamer als der pH-Wert, der aus der Kalkauflösung resultiert. Theoretisch liegt der pH-Wert einer gesättigten Lösungsaufschlammung bei etwa pH 10,5, in der Realität werden jedoch durch das Vorliegen anderer Ionen Pufferlösungen mit einem pH-Wert von 9 bis 9,5 gebildet (Zampetakakis & Karatzovalis, 2006).

Es liefen verschiedene Untersuchungen zur Wirkung von kaustischer Magnesia in sauren Wässern (PIRAMID Consortium, 2003):

- Eine 7-cm-Säule mit einer Mischung aus kaustischer Magnesia (> 40 Gew.-%) und Quarz entfernte mindestens 10 Monate lang den gesamten Gehalt an Metallschadstoffen aus einem AMD (Durchflussrate: 0,06 ml/s, Verweilzeit: 30 Minuten).
- Upscaling-Berechnungen deuten darauf hin, dass ein passives System mit einer 2 m mächtigen Schicht aus kaustischer Magnesia in Fließrichtung abströmende Minenwässer über mehr als zwei Jahrzehnte behandeln kann (Cortina et al., 2003).
- Die Behandlung mit kaustischer Magnesia stellte sich als weitaus effizienter als die Neutralisierung mittels bakterieller Sulfatreduktion heraus. Das bedeutet, dass viel kleinere Systeme nötig sind, als dies für die Behandlung der gleichen Menge in einem sulfatreduzierenden Bioreaktor erforderlich wäre (Younger et al., 2002).

Das PIRAMID Consortium (2003) beschreibt in diesem Zusammenhang Säulenversuche mit kaustischer Magnesia zur Zink- bzw. Manganentfernung:

„Zur Zinkentfernung sind Reaktoren mit einer Mischung aus mindestens 50% kaustischer Magnesia und Quarz verwendet worden, die eine effektive Porosität zwischen 0,45 - 0,58 aufwiesen, was eine Verminderung der Verstopfungsprobleme bedeutet. In den Versuchsreihen konnte eine hocheffiziente Zn-Entfernung aus den mäßig sauren, zink- und sulfatreichen Rohwässern (pH 5,5; Zn 75 mg/l; SO_4 1000 mg/l) beobachtet werden, ohne Hinweise auf eine pH-Senkung durch Rücklösung (konstanter pH-Wert bei etwa 9 im behandelten Wasser). ...Auch die Säulenversuche zur Manganentfernung mit kaustischer Magnesia er-

reichten während der gesamten 10-monatigen Laufzeit des Experiments eine effektive Mn-Entfernung. Wichtig ist, dass dem Einsatz einer Schwermetallbehandlung mit kaustischer Magnesia (Magnesia-Reaktor) die Verwendung eines Kompost-/Calcit-Behandlungssystems (z. B. RAPS, anaerobes Feuchtgebiet) vorausgehen muss, um Fe und Al zu entfernen. Zudem kann der Einsatz von kaustischer Magnesia wirtschaftlicher sein, wenn der pH-Wert zunächst mit kostengünstigeren Medien erhöht wird.“

3.3 MEMBRANVERFAHREN

3.3.1 MIKROFILTRATION

Die Mikrofiltration ist ein Filtrationsverfahren aus dem Bereich der Membrantechnik. In der Membrantechnik wird dabei zwischen Mikro-, Ultra- und Nanofiltration unterschieden. Der erforderliche Abtrennungsgrad bestimmt dabei das zu verwendete Membranverfahren.

Der wesentliche Unterschied dieser drei Verfahren liegt in den verschiedenen Porengrößen der unterschiedlichen Membranstruktur sowie den jeweiligen Filtermaterialien. Die Filtration mit Porengrößen $\geq 0,1 \mu\text{m}$ wird dabei als Mikrofiltration bezeichnet. Das Verfahren trennt nach dem Prinzip des Größenausschlusses, sodass alle Partikel im zu reinigenden Fluid, die größer als die Membranporen sind, von der Membran zurückgehalten werden. Der Vorteil dieses Systems ist die relativ offene Struktur der Membran, die reinigungsaktive Substanzen und nicht die Säure/Lauge zurückhalten. Dadurch ist es möglich, gezielt Verunreinigungen zu entfernen, jedoch die eigentliche Reinigungssubstanz in geklärter Form wieder einzusetzen, was eine Kosteneinsparung hinsichtlich des Ressourceneinsatzes von Wasser und Chemikalien zur Folge hat.

Die Triebkraft des Verfahrens ist der Differenzdruck zwischen Zu- und Ablauf an der Membranoberfläche, der in der Regel zwischen 0,1 und 10 bar liegt (Grombach, 1993).

3.3.2 NANOFILTRATION

Die Nanofiltration ist ein Membrantrennverfahren, welches sich zwischen den Trenngrenzen der Umkehrosmose und der Ultrafiltration einfügt. Bei der **Nanofiltration** wird eine Lösung bei Drücken zwischen 3 bis 40 bar durch eine **semipermeable Membran** aus **Polyamid**, **PTFE** oder sulfonierten **Copolymeren** gepresst.

Die Nanofiltration eignet sich auch zur Abscheidung von zweiwertigen Ionen wie Sulfat, lässt einwertige Ionen wie das Chlorid jedoch durch die Membran. Somit erhält man eine Auftrennung der ursprünglichen Lösung in einen an einwertigen Ionen armen Fluidstrom (Konzentrat) und einen an einwertigen Ionen reichen Strom (Permeat). Das Permeat kann abgeschlagen werden, während sich im Konzentrat die rückgehaltenen Ionen anreichern.

Im Falle bergbaubeeinflusster Wässer sind dies oft Sulfat und Calcium, wobei es in diesem Fall zu einer Gips-Übersättigung kommen kann, die auch dadurch befördert wird, dass der Lösung einwertige Kationen entzogen werden. Die entstandene Gipsübersättigung kann in sogenannten Kristallern abgebaut werden, wodurch der Lösung Calcium und Sulfat entzogen werden. Dabei wird Gips im Kontakt mit bereits vorhandenen Gipskristallen ausgefällt („external seeding“). Die im Abstrom des Kristallers wieder gipsgesättigte Lösung kann an den Anlagenzulauf rückgeführt werden (Abbildung 3-20). Hierdurch erhöht sich jedoch der durch die Anlage zu trennende Volumenstrom.

Bei diesem Prozess reichert sich jedoch auch das zweiwertige Magnesium im Kreislaufstrom an. Um den Prozess effektiv kontinuierlich betreiben zu können, muss Magnesium kontinuierlich oder diskontinuierlich aus dem Kreislaufprozess ausgeschleust werden (Preuß, et al., 2012). Die Mg-Abscheidung kann dann durch Brucit-Fällung ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) oder durch Eindampfen (Kap. 3.2.7) erfolgen.

Beim Prozess des Scaling / Fouling bilden sich während der Membranfiltrationsprozesse aufgrund lokaler Übersättigungen vorwiegend Feststoffe auf den Membranen, die diese dann zunehmend blockieren. Um diesen Prozess hinauszuzögern, werden den zu behandelnden Wässern Anti-Scaling-Chemikalien zugesetzt, die jedoch den nachfolgend möglichen Gipsfällungsprozess in der Sole behindern können.

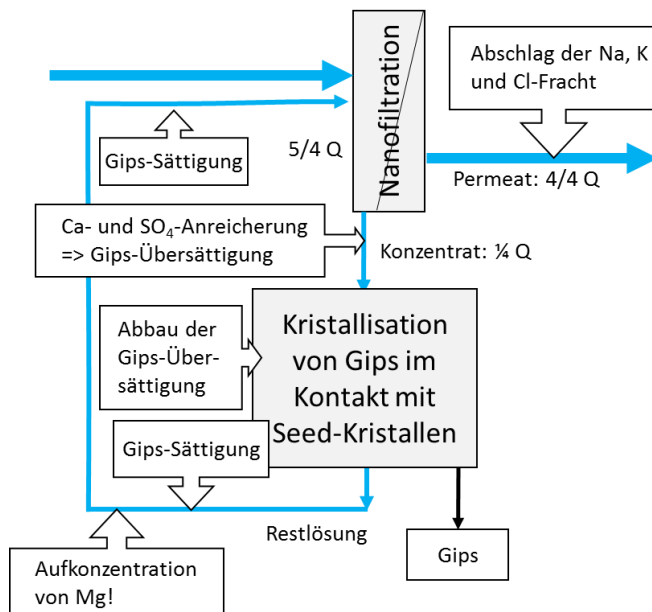


Abbildung 3-20: Sulfatabscheidung mittels Nanofiltration und einer zusätzlichen Kristallisation von Gips

In Lipp & Baldauf (2008) sind Kosten für die Wasseraufbereitung mittels Nanofiltration genannt. Zu beachten ist dabei:

1. Die in Lipp & Baldauf (2008) dargestellten Zahlen wurden für die Trinkwasseraufbereitung ermittelt, also für vermutlich deutlich weniger aufgesalzene Rohwässer.
2. Der Bericht stammt aus dem Jahr 2008. Es ist zu erwarten, dass sich in den letzten 11 Jahren hinsichtlich der Membranfiltration einige Kostenansätze verändert haben.
3. Die Kosten beinhalten nicht die zusätzlichen Kosten für die Kreislaufführung des Konzentrates über den Kristaller, die damit verbundenen zusätzlichen Energiekosten und die zusätzlich erforderlichen Flächen der Membranen.
4. Die für die Kostenermittlung herangezogenen Volumenströme liegen im unteren Bereich der Volumenströme, die für die Bergbauwasseraufbereitung in Sachsen typisch sind.

3.3.3 UMKEHROSMOSE (REVERSE OSMOSIS, RO)

Für die Umkehrosmose gelten die in Kap. 3.3.2 gemachten Ausführungen, wobei jedoch an den Membranen auch Natrium und Chlorid zurückgehalten werden. Die Anlagen werden ge-

genüber der Nanofiltration mit höheren Drücken von 50 bis 200 bar betrieben. Je nach Salzkonzentration muss aufgrund des hohen Drucks auch in optimalen Anlagen mit einem Energieaufwand zwischen 4 - 9 kWh/m³ Trinkwasser gerechnet werden.

Zur Kostensenkung kann auch die Umkehrosmose mit einer nachgeschalteten (ggf. auch sequentiellen) Eindampfung gekoppelt werden, so dass nur ein Teil des Volumenstromes durch die teure Eindampfung behandelt werden muss.

Im Sparro-(Slurry Precipitation And Recycle Reverse Osmosis-) Prozess wird der Teilprozess der Schlammrückführung (siehe Kap. 3.1.2.7) mit dem Prozess der Umkehrosmose gekoppelt. Um die Übersättigung und damit das Dauerproblem „Fouling“ an den Membranen zu mindern, werden zusammen mit der Zulauflösung bereits auskristallisierte Partikel des sich übersättigenden Feststoffes mit der Zulauflösung in die Membrankammer geführt. Ziel ist es, dass die dort erzeugte Übersättigung nicht an den Membranen, sondern an diesen weiter wachsenden Feststoffen abgebaut wird und die Membranen so geschützt werden. Die Feststoffe verbleiben im Permeat und müssen, um rückgeführt zu werden, durch eine Zentrifuge aus diesem abgetrennt werden.

3.4 MEMBRANELEKTROLYSEVERFAHREN

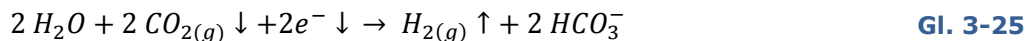
Im Jahr 2006 wurde in der Lausitz das RODOSAN-Verfahren im Pilotmaßstab getestet (Friedrich, et al., 2007). Das Membranelektrolyseverfahren beruht auf der elektrochemischen Wasserspaltung in einem Kathoden- und einem Anodenraum, die durch eine anionenpermeable Membran getrennt sind. Im von Rohwasser durchflossenen Kathodenraum werden Wasserstoff und Hydroxylionen freisetzt (Gl. 3-23), während im Anodenraum Sauerstoff und Protonen generiert werden (Gl. 3-24).



Im Kathodenraum führt dies zu einer pH-Anhebung, einer dadurch möglichen Metall-Hydroxidbildung und -fällung und einem negativen Ladungsüberschuss entsprechend einem Anionen-Überschuss. Dies bewirkt die Abwanderung von Anionen (Sulfat) durch die Membran in den Anodenraum. Pro zwei gefällten Mol Fe werden maximal 6 negative Ladungseinheiten durch die Membran transferiert ($2\text{Fe}^{3+} + 6\text{OH}^- \rightarrow 2\text{Fe}(\text{OH})_3$). Dies entspräche maximal 3 Mol SO_4^{2-} -Ionen, wenn die Membran so selektiv wäre, dass sie keine anderen Anionen passieren ließe. Freigesetzte OH^- -Ionen werden zunächst hauptsächlich durch die Fällung von Hydroxiden verbraucht, solange hydroxidisch fällbare Kationen in Lösung vorliegen. Ein Fortführen der Elektrolyse nach abgeschlossener Hydroxid-Fällung (Erschöpfen des Eisenpuffers) erzeugt freie OH^- -Ionen und der pH-Wert steigt an. Die durch die Elektrolyse ausgelöste Reaktion im Kathodenraum ist summarisch mit dem Abzug von Säure gleichzusetzen, die im Anodenraum anfällt: Die Zugabe von 6 mol OH^- entspricht einer Entnahme von 6 mol H^+ . Zusammen mit dem Abzug von 3 mol SO_4^{2-} entspricht dies formal einem Abzug von 3 H_2SO_4 aus dem Kathodenraum. Dieses Produkt fällt daher auch im Anodenraum an.

Durch das zusätzliche Einleiten von CO_2 (= Erhöhung des CO_2 -Partialdruckes im Kathodenraum) kann der pH-Wert dort noch abgesenkt und die Hydrogencarbonatkonzentration erhöht werden. Die fortgesetzte Elektrolyse wirkt dabei der Protonenfreisetzung durch die CO_2 -Einlösung durch OH^- -Ionen-Produktion entgegen. Dabei steigt die Alkalinität des Was-

sers an (Summengleichung Gl. 3-25 ohne Hydroxid-Fällung):



Voraussetzung hierfür ist, dass die HCO_3^- -Konzentration im Wasser durch Gl. 3-25 zunimmt, obwohl ein zunehmender „Transferdruck“ auf die Membran für alle Anionen besteht, vom Kathodenraum in den Anodenraum zu wandern.

Erfolgt der oben beschriebene Prozess bei atmosphärischen CO_2 -Partialdrücken, ist dem Wasser nur eine sehr geringe Alkalinität aufprägbar ($< 0,4$ mmol/l), bevor die Carbonat-Fällung einsetzt. Entscheidet man sich für eine Prozessführung mit erhöhten CO_2 -Partialdrücken, bedeutet das, dass eine erhöhte Menge Sulfat aus dem Wasser entfernt werden kann, da dem Wasser eine höhere Menge an Elektronen zugeführt wird, ohne dass der pH-Wert bis zur Calcit-Sättigung ansteigt. Für den dazu notwendigen Ladungsausgleich wandert eine erhöhte Menge von Anionen vom Kathodenraum in den Anodenraum.

Schwierigkeiten bei diesem Verfahren sind:

1. die nicht mögliche vollständige Abtrennung von Sulfat (Abtrennungsleistung 20-40 %),
2. die beobachtete Verblockung der Membranen bei Wässern nahe der Gips-Sättigung,
3. der noch nicht erfolgte Nachweis, dass das entstehende Koppelprodukt Ammoniumsulfat kommerziell weiter verwertet werden kann,
4. der bisher fehlende Nachweis eines Einsatzes mit den erforderlichen Volumenströmen.

3.5 SORPTION / IONENAUSTAUSCH

Adsorption ist die Anlagerung von Stoffen aus einer Phase (meist Gase oder Flüssigkeiten) an die Oberfläche (Grenzfläche) einer anderen Phase (meist Oberfläche eines Festkörpers; Oberflächenprozess; Sorptionskapazität proportional einer Fläche; (Chorover & Brusseau, 2008)).

Von Absorption spricht man, wenn der Stoff einer Phase zumindest teilweise auch in das Volumen der anderen Phase eingelagert wird (meist reversible Belegung der „inneren Oberflächen“ eines Feststoffes; räumlicher Prozess; Sorptionskapazität korreliert mit der „Eindringtiefe“; (Chorover & Brusseau, 2008)).

Der Begriff Sorption wird verwendet, wenn man sich auf den Anlagerungsprozess im obigen Sinne nicht festlegen will. Dabei ist zwischen einer beabsichtigten permanenten Sorption und einer reversiblen Sorption an sogenannten Ionenaustauschern zu unterscheiden, bei der die zwischenzeitlich sorbierten Stoffe im Austausch gegen einen anderen Stoff/Sorptiv

*Begriffe: Die sorbierende Festphase bzw. Grenzfläche, an der die An- bzw. Einlagerung stattfindet, wird als **Sorbentz**, **Sorbent** oder **Sorptionsmittel** bezeichnet. Der aufzunehmende, noch nicht sorbierte Stoff wird als **Sorptiv**, der an- bzw. eingelagerte (sorbierte) Stoff als **Sorbat** bezeichnet. (www.chemie.de/lexikon/Sorption)*

wieder in eine Spüllösung gedrängt werden. Letztere muss dann entsorgt oder aufbereitet werden.

Zum Rückhalt von bergbaubürtigen Stoffen kann deren Sorption an dafür geeignete Sorbenten genutzt werden.

3.5.1 IONENAUSTAUSCHERHARZE

Ionenaustauscherharze oder -materialien bestehen aus einer chemisch inerten Polymermatrix mit anionischen oder kationischen funktionellen Gruppen an denen die Sorption stattfindet. Ein Beispiel für Ionenaustausch ist die Enthärtung von „hartem“ Wasser für den Hausgebrauch. Das harte Wasser (verursacht durch Ca^{2+} - und Mg^{2+} -Ionen) wird durch ein Bett aus Ionenaustauschermaterial geleitet, welches mit einwertigen Kationen, üblicherweise Natrium, beladen ist. Die zweiwertigen Kationen werden gegen Natriumionen ausgetauscht.

3.5.2 SORBENTEN AUS DEM BERGBAUMFELD

Viele der Experimente zum Rückhalt bergbaubürtiger Stoffe finden im Labormaßstab statt (z. B. Guimaraes & Leao (2011)). Anwendungen im Full-Scale sind jedoch vor allem dort zu finden, wo die sorbierten/desorbierbaren Ionen von wirtschaftlichem Wert sind. So wurde die Uransorption zur Abreinigung des Grubenwassers am Standort des ehemaligen Uranbergwerkes Königstein durch einen Sorptions-/Desorptionsprozess realisiert (Märten et al., 2002).

Im Bergbaufeld fallen häufig Stoffe in großen Mengen an, die als Sorbenten für aquatisch vorliegende Schadstoffe geeignet sind bzw. als Rohmaterial für diese dienen können. In diesem Fall können Dämme, Sickerstrecken oder Aufhaldungen aus diesen Materialien zum Rückhalt aquatischer Schadstoffe genutzt werden bis deren Sorptionskapazität erschöpft ist. Viele der Untersuchungen bewegen sich im Labormaßstab. So untersuchten Kassaahun et al. (2016) die Sorption von Uranyl und Arsenat an verschiedene Eisenhydroxid-Verbindungen. Tolonen et al. (2016) untersuchten die Sorption von Arsenat an Ettringit, der im Zuge der Sulfatabtrennung entstand, im Rahmen von Batchversuchen.

Von Jannek et al. (2011) und Burkhardt et al. (2016) wurde die Entfernung von Arsen mit Schwertmannit in einer Pilotanlage in der Lausitz getestet. Klug et al. (2016) testeten die Sorption von Vanadat und Chromat an Schwertmannit. Tesser et al. (2011) testete die Arsenadsorption an in Laborversuchen gefällten Eisenhydroxiden. Weitere Beispiele für sorptiv wirkende Substanzen, die im Bergbau zur Bindung von Schwermetallen eingesetzt werden können, sind im Review von Babel & Kurniawan (2003) zusammengestellt.

Das PIRAMID Consortium (2003) weist auf die Verwendung von Zeolithen für die Behandlung von bergbaubeeinflussten Wässern hin. Zeolithe sind Mineralien aus hydratisierten Aluminiumsilikaten, die in zahlreichen Modifikationen in der Natur vorkommen, aber auch synthetisch (z. B. aus Flugasche) hergestellt werden können (PIRAMID Consortium, 2003).

Zeolithe bestehen aus einer mikroporösen Gerüststruktur aus AlO_4^- - und SiO_4 -Tetraedern mit einer anionischen Gerüstladung und innerhalb des Gitters bewegliche Kationen (Moore & Smart, 2012). Zeolithe können Wasser und andere niedermolekulare Stoffe aufnehmen und beim Erhitzen wieder abgeben, ohne dass ihre Kristallstruktur dabei zerstört wird (Moore & Smart, 2012). In wasserhaltigem Zeolith liegen die Kationen dann häufig in gelöster Form in

den Kanalsystemen vor und sind dort relativ leicht zugänglich und damit austauschbar (hohe Ionenaustauschkapazitäten). Übliche Kationen sind Na^+ , K^+ , Ca^{2+} und Mg^{2+} (Moore & Smart, 2012), aber auch Ba^{2+} (PIRAMID Consortium, 2003).

Zeolithe weisen zudem eine regelmäßige Anordnung von Hohlräumen und Kanälen auf (je nach Porengröße: Mikro- oder Mesoporen). Solche Materialien besitzen eine außerordentlich große innere Oberfläche, von zum Teil weit über 1.000 Quadratmetern pro Gramm. Je nach Strukturtyp ergibt sich eine Struktur aus gleichförmigen Poren und/oder Kanälen, in denen Stoffe adsorbiert werden können. Da nur Moleküle in den Poren adsorbieren, welche einen kleineren kinetischen Durchmesser besitzen als die Porenöffnungen der Zeolithstruktur, werden Zeolithe der Gruppe der Molekularsiebe zugeordnet.

Aufgrund der genannten Eigenschaften eignen sich Zeolithe für vielfältige technische Anwendungen, so auch für die Behandlung von AMD. Nach den Ausführungen des PIRAMID Consortiums (2003) gelang unter Verwendung von synthetisierten Zeolithen die Sorption von Metallen aus Grubenwässern

- in Laborreaktoren der Rückhalt signifikanter Anteile an Zink und Kupfer,
- in Tests mit Bohrlochwasser die Abreicherung von Zn ($174 \rightarrow 0,2 \text{ mg/l}$), Mn ($74 \rightarrow 6,0 \text{ mg/l}$), Cd ($400 \rightarrow 0,1 \text{ µg/l}$) und die Entfernung weiterer Metalle.

In den durchgeführten Experimenten war ein pH-Wert-Anstieg zwischen Zu- und Ablauf zu verzeichnen, weshalb es laut PIRAMID Consortium (2003) schwierig ist, die relativen Beiträge von Ionenaustausch und Metallausfällung (als Hydroxide) in den Reaktoren zu beurteilen (vorherrschender Entfernungsmechanismus für Eisen und Aluminium: Ausfällung von amorphen Oxihydroxiden). Bei erhöhten Konzentrationen von Fe^{3+} und Al^{3+} im Rohwasser, die bevorzugt ausgetauscht werden, ist die Anzahl der verfügbaren Austauschstandorte eingeschränkt. Deshalb ist die Vorschaltung einer Behandlungseinheit zur Fe-/Al-Entfernung unbedingt erforderlich, wenn die Zeolith-Technologie in vollem Umfang eingesetzt werden soll (PIRAMID Consortium, 2003). Zudem kann es je nach Zusammensetzung der Zeolithe zur Freisetzung hoher Natriumkonzentrationen sowie geringer Chrom-, Vanadium-, Molybdän- und Arsen-Freisetzungen kommen (PIRAMID Consortium, 2003).

Das PIRAMID Consortium (2003) erachtet zudem Langzeitversuche als erforderlich, um den Zeitraum für die Erschöpfung der Austauschstandorte zu quantifizieren und damit die effektive Lebensdauer solcher Systeme zu bestimmen. Da die Zeolith-Methode ein Abfallvolumen etwa dem Vierfachen der herkömmlichen Kalkbehandlung hinterlässt, scheint ihr größter Nutzen in der Nachklärbehandlung, insbesondere zur Entfernung von Metallen wie Kupfer, Zink und Cadmium zu liegen (PIRAMID Consortium, 2003).

3.6 THERMISCHE ENTSALZUNG

Die thermische Entsalzung beruht auf der (vorübergehenden) Verdampfung des Wassers. Die hierfür benötigte Energie (ca. 600 kWh/m^3) kann deutlich gemindert werden, wenn die bei der Kondensation des Wassers wieder freiwerdende Wärmeenergie dem zu erwärmenden Zulaufwasser wieder zugeführt wird. Mit diesem Prinzip kann der Energieverbrauch pro m^3 auf $< 10\%$ gesenkt werden. Die benötigte Energie kann dem Prozess durch **Wärme** (mit Heißdampf betriebene Gleichstrom-Eindampfanlage) oder **Elektroenergie** (für die Brüdenverdichtung per Kompressor) zugeführt werden.

Im Falle der Entspannungsverdampfung wird das zunächst ionenreiche Wasser z. B. mit Abwärme eines Kraftwerks, auf eine Temperatur von 115 °C erwärmt. Das salzhaltige Wasser verdampft in nachgeschalteten Entspannungsstufen unter Vakuum, der Wasserdampf schlägt sich als Kondensat innerhalb dieser Stufen an mit Kühlflüssigkeit gefüllten Rohrleitungen nieder und wird als salzfreies Wasser abgezogen. Das durch den Verdampfungsprozess immer stärker mit Ionen angereicherte Wasser wird in einem nachgeschalteten Wärmeüberträger auf die Kondensationstemperatur (≈ 40 °C) des Dampfes des zugeführten Frischwassers abgekühlt. Es dient dann anschließend in den Rohrleitungen als Kühlflüssigkeit (Buros, 2000).

Die Kosten für diesen Prozess steigen mit dem Salzgehalt des Wassers und hängen entscheidend davon ab, ob eine Wärmequelle (z. B. ein Kraftwerk) bereitsteht, dessen **Abwärme** zu geringen Kosten genutzt werden kann **oder** ob kostengünstige **Elektroenergie** (Atomkraftwerk, Windenergie zu Zeiten hohen Anfalles) zur Verfügung steht.

In Buros (2000) werden für die thermische Aufbereitung von Brackwasser in der Größenordnung von 4.000 bis 40.000 m³/d Preise von 0,20 bis 0,55 €/m³ genannt. Für Meerwasser zwischen 4.000 und 100.000 m³/d werden Preise von 0,65 bis 2,75 €/m³ genannt. Diese Preise können im Einzelnen nicht nachvollzogen werden und beruhen vermutlich auf sehr geringen Energiekosten.

Die Aufbereitung hoher Volumenströme und die Nutzung mehrerer Verdampferstufen ist energetisch sinnvoller (Abbildung 3-21).

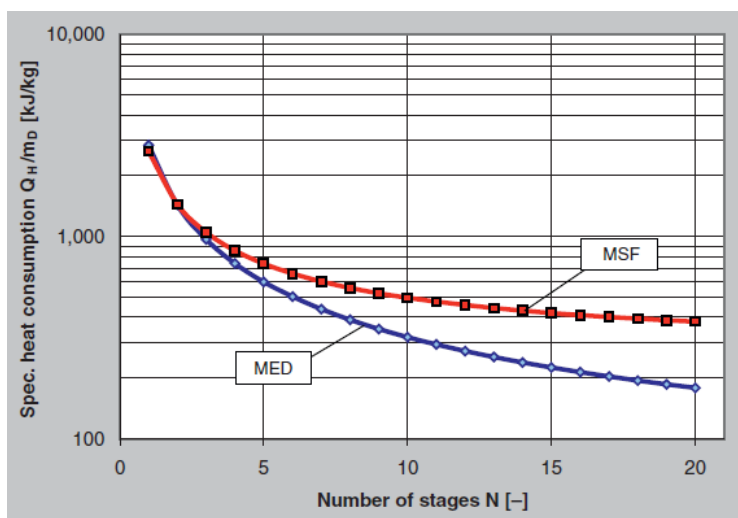


Abbildung 3-21: Vergleich des spezifischen Wärmebedarfs einer Multi-Stage-Flash- und einer Multi-Effect-Distillation-Anlage als Funktion der Anzahl der Stufen (Kucera, 2014)

Thermische Entsalzungsverfahren finden derzeit hauptsächlich im Bereich der Meerwasserentsalzung ihre Anwendung. Meerwasserentsalzung bezeichnet die Gewinnung von Trink- oder Brauchwasser aus Meerwasser durch Verringerung des Salzgehaltes. Durch die Folgen des Bergbaus gewinnt die Entsalzung von hoch mineralisierten Grundwässern immer mehr an Bedeutung, wobei die Methoden ähnlich sind wie bei der direkten Meerwasserentsalzung. Aufgrund ihrer hohen Investitions- und Energiekosten kommen Entsalzungsanlagen immer nur dann zum Einsatz, wenn keine geeignete Alternative zur Verfügung steht.

3.7 IN-SITU VERFAHREN

Folgende Verfahren können den in-situ Verfahren zugeordnet werden:

- In-Lake Verfahren
 - In-Lake-Kalkung
 - „Enclosures“ (Umfassungen)
 - Elektrochemische und elektrobiologische Behandlung
- Chemische Behandlung von sauren Seen
 - Eintrag von Neutralisationsmitteln mittels stationärer Anlagen
 - Eintrag von Neutralisationsmitteln mittels Gewässerbehandlungsschiffen
 - Pufferung durch CO₂-Eintrag
 - Rückspülung von Schlämmen, Reststoffen oder Kalkmilch
- Sanierung verunreinigter Fließgewässer
- Mischung pyrithaltiger Substrate mit alkalischem Material
- Untergrundverfahren zur bakteriellen Sulfatreduktion (Stimulation der heterotrophen Sulfatreduktion)
 - In-situ reaktive Barrieren / permeable reaktive Wände für Grund- bzw. Grubenwasser
 - Funnel & gate Technologien
 - Diffuse Untergrundreaktoren / in-situ Reaktionszonen für Grundwasser
- In-situ Enteisung

Die Mischung pyrithaltiger Substrate mit alkalischem Material und die Haldenabdeckung ist eine gute vorbeugende Maßnahme für den aktiven Bergbau bzw. bei Schließung, um der Entstehung saurer Grubenwässer zu vermindern oder sogar ganz zu verhindern.

Sowohl die in-situ Verfahren zur bakteriellen Sulfatreduktion, umgesetzt als Reaktionszonen oder permeable reaktive Wände, als auch die in-situ Enteisung werden den (mikro-)biologischen Verfahren zur Wasserbehandlung zugeordnet und sind daher bereits bei Weber & Bilek (2018, S. 61 - 75) beschrieben. Detaillierte Ausführungen zur chemischen Behandlung von sauren Seen können Kap. 3.1.4 entnommen werden. An dieser Stelle soll daher noch auf die In-Lake Verfahren und die in-situ Behandlung von Fließgewässern eingegangen werden.

3.7.1 IN-LAKE VERFAHREN

3.7.1.1 IN-LAKE-KALKUNG

Die klassische chemische Behandlung saurer Tagebauseen durch Eintrag von Neutralisationsmitteln und/oder Kohlendioxid in den Seekörper ist derzeit Stand der Technik im Lausitzer und mitteldeutschen Braunkohlerevier. Dabei erfolgt die Stoffzugabe i. d. R. von außen, weshalb das Verfahren nach Wolkersdorfer (2017) kein In-Lake-Verfahren ist und daher bei ihm dem Punkt *Chemische Behandlung von sauren Seen* zugeordnet wird. Diese Neutralisationsmaßnahmen zur Behandlung von Bergbaufolgeseen wurden in Kap. 3.1.4 bereits detailliert abgehandelt. Als In-Lake-Kalkung im engeren Sinne versteht Wolkersdorfer (2017) die Aufnahme alkalischer Seesedimente (calciumhaltiger Schlamm, idealerweise CaO) im See selbst und dessen Versprühen innerhalb des Seekörpers. Das alkalische Seesediment stammt aus:

- im See abgelagerte Schlämme von Grubenwasserreinigungsanlagen oder

- im See abgelagerten Flugaschen.

Das Verfahren wurde in der Vergangenheit im Lausitzer Revier angewendet im (Luckner, et al., 2017):

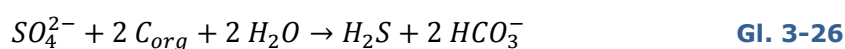
- Bernsteinsee (RL Burghammer; Koch 2010; Koch et al. 2008; Schipek et al. 2011),
- Geierswalder See (RL Koschen; Benthaus & Uhlmann 2006),
- Großbräschener See.

Im Bernsteinsee wurde lt. Luckner, et al. (2017) in den Jahren 2002 - 2003 eine Asche-Resuspension erprobt. Das Seesediment des Bernsteinsees bestand im Wesentlichen aus 4...8 m mächtigen, CaO-reichen Flugaschen eines Kohlenkraftwerks, aber auch Kohletrübe und Eisenhydroxiden. Diese wurden mittels Saugspülbagger aufgenommen, suspendiert und über eine Druckleitung wieder verteilt. 2007 lief zudem ein Pilotversuch mit CO₂-Eintrag in die Aschesuspension, wobei die Rückverspülung über eine 150 m lange Schlauchleitung erfolgte. Es konnten HCO₃⁻-Konzentrationen in der Suspension von bis zu 7,5 mmol/L erreicht werden. Die Behandlung konnte jedoch aus Sicht der LMBV nicht als wirtschaftlich effizient angesehen werden, da erhebliche Mengen der Flugasche im See umgearbeitet hätten werden müssen, um den pH-Wert des Sees auf Dauer in den circumneutralen Bereich anzuheben. Die weitere Neutralisierung erfolgte durch Kalkzugabe über Schiffe (kein erneuter Einsatz).

Im Geierswalder See ist in der Vergangenheit alkalischer Schlamm aus 85% Calcit und Portlandit, der ursprünglich aus der Grubenwasserreinigung stammte (Kalk aus CaSO₄-Vergrießung), eingespült worden. 2004 - 2005 erfolgte Kalk-Resuspension durch die Aufnahme dieses Schlammes mittels Saugbagger, Suspendierung in einer 2,4 km langen Rohrleitung und Verteilung über 10 Starkregner (Luckner, et al., 2017). Insgesamt sind 520.000 m³ Schlamm umgearbeitet worden, die einen Neutralisationseffekt im Seewasserkörper bewirkten (pH-Wert-Anhebung 3,0 → 3,5). Da laut LMBV diese Art von Kalkablagerungen in keinem weiteren Bergbaufolgesee vorzufinden sind, kann das Verfahren nicht als Standardtechnologie eingesetzt werden, aber die Erkenntnisse über wind- und dichtegetriebene Konvektion im Seewasserkörper für die weitergehende Auflösung der Kalkpartikel sowie für die Vermischung und Verteilung der Reaktionsprodukte bildeten die Grundlage für alle weiteren stationären In-Lake-Neutralisationsanlagen.

3.7.1.2 ENCLOSURES

„Enclosures“ oder Umfassungen wurden in unterschiedlichen Größen (Mikrokosmen oder Makrokosmen) in Oberflächengewässer eingebracht (z. B. in den Restsee der Kohlenzeche Will Scarlet in Illinois, USA oder in den Lausitzer Restsee 111). Sie enthielten reaktives Material verschiedenartiger Zusammensetzung, so dass unter anoxischen Bedingungen mikrobakteriell katalysierte Sulfatreduzierung entsprechend Gl. 3-26 mit Ausfällen von Metallsulfiden (Gl. 3-27) und Fixierung im Seesediment erwartet wurde. Die Bindung von Protonen bei der Oxidation des organischen Substrats sollte zudem den pH-Wert erhöhen.



Bereits King et al. (1974 in Wolkersdorfer (2017)) untersuchte die ablaufenden Prozesse in Mikrokosmen und konnte nachweisen, dass sulfatreduzierende Bakterien die natürlichen

Reinigungsprozesse hervorrufen. „In den untersuchten Mikrokosmen liefen die gleichen Prozesse ab, wie in den untersuchten Tagebaurestseen: Erhöhung des pH-Werts bei gleichzeitiger Erniedrigung der Sulfat- und Eisenkonzentrationen sowie der Basenkapazität. Weiterhin konnte in den Studien gezeigt werden, dass ein Teil der Erniedrigung der Basenkapazität auf das Ausgasen von Schwefelwasserstoff zurückzuführen ist. Von den untersuchten organischen Materialien erwiesen sich lediglich frische, grüne Blätter als wenig geeignet, da sich Bedingungen wie in einem Sumpf einstellten: braunes Wasser und pH-Werte von ca. 5. Am besten eignen sich Substrate mit niedrigen Stickstoff- und Phosphorkonzentrationen. Die Autoren kommen zu dem Schluss, dass der natürlich ablaufende Prozess in einem See durch den Einbau von Mikromilieus (Umfassungen) und die Zugabe von organischem Material unterstützt werden kann. Außerdem ließe sich der Prozess durch die Zugabe von Kalk weiter unterstützen – ein Vorgehen, das üblicherweise mit „enhanced natural attenuation“ bezeichnet würde.“ (Wolkersdorfer, 2017)

Im Auftrag der LMBV liefen in Zusammenarbeit mit dem Umweltforschungszentrum UFZ, Bereich Magdeburg über mehrere Jahre hinweg systematische Forschungs- und Entwicklungsarbeiten zur biologischen Alkalinisierung am Lausitzer Restsee 111 (Luckner, et al., 2017).

Nach Wolkersdorfer (2017) war bei keinem der Tests eine nachhaltige Entsauerung des Seewasserkörpers nachweisbar. So kam es auch am Restsee 111 zur Reoxidation des Eisensulfids unter Säurebildung durch Sauerstoffzufuhr mit den konvektiven Seewasserströmungen (Luckner, et al., 2017). „...Grundsätzlich gelang es nicht, die gebildete Alkalinität aus dem anoxischen Reaktorbereich an der Sohle des Sees in den Seewasserkörper auszutragen ohne den Zutritt von Sauerstoff in den Reaktorbereich zuzulassen. Auch fehlte es im Seewasser des RL 111 an gelöstem Eisen, weil dieses schon viel früher durch Eisenhydroxidbildung und Sedimentation aus dem Seewasser ausgetragen worden war...“ (Luckner, et al., 2017).

Laut Luckner et al. (2017) könnte die Technologie in den meromiktischen Tiefenwasserbereichen der Tagebaurandschläuche, die nicht an der thermisch bewirkten Seewasserzirkulation teilnehmen und wo es oft zum Zustrom eisen- und sulfatreichen Grundwassers kommt, funktionieren. Als Behandlungsmethode für eine langfristige Sanierung von Tagebaurestseen kommt sie lt. Wolkersdorfer (2017) nicht in Betracht.

3.7.1.3 ELEKTROCHEMISCHE UND ELEKTROBIOCHEMISCHE BEHANDLUNG

Wolkersdorfer (2017) weist noch auf eine elektrochemische bzw. elektrobiologische Behandlung durch Zugabe von Elektronen in ein System mithilfe von Elektrizität (Einsatz weniger Volt und 1 - 2 Ampere Spannung) hin, bei denen die Anordnung der Kathoden und Anoden als Elektronendonator bzw. -akzeptor fungieren und die Mikroorganismen im Seewasser als Elektronentransporter arbeiten. Der Elektronentransfer und die Energiegewinnung in Bakterien spielen dabei eine Rolle (Desulfobakterien sind in der Lage Elektronen zu transportieren), aber die Prozesse sind lt. Wolkersdorfer (2017) noch nicht vollständig verstanden.

Insbesondere in den USA sind einige Pilotversuche gelaufen (Labor-Experimente von Sisler et al., 1977; Kleinmaßstäbliche Anlage an der Zeche Buck Lilly) und auch Anlagen entwickelt worden (Anlage von Adams & Peoples, 2010 bzw. Adams et al., 2012 nach dem Prinzip von Sisler et al.; Pilotanlage an einer aufgelassenen Goldmine; Landusky Mine, Montana 2010; Pilotanlage an einer Kohlenzeche, Pilotanlage an einer porphyrischen Kupferlagerstät-

te; Beispielanlage siehe Abbildung 3-22), die bei Wolkersdorfer (2017) erwähnt werden. In Europa sind aktuell aber noch keine Anlagen bekannt, die nach dieser Technologie Grubenwasser erfolgreich aufbereiten.

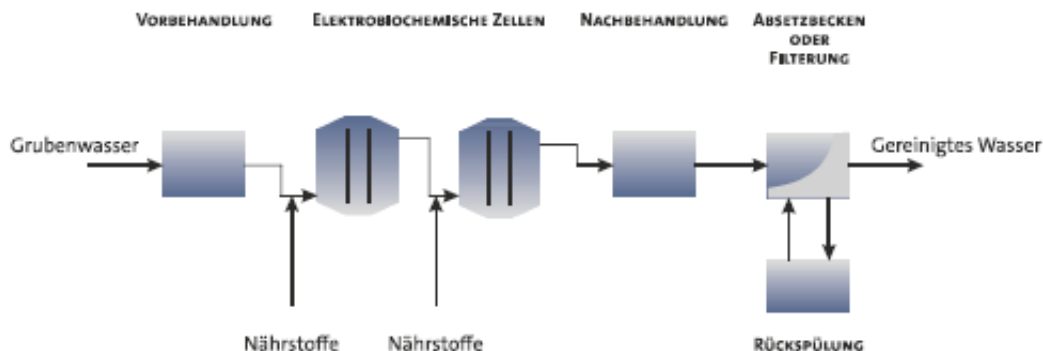


Abbildung 3-22: Prinzip der elektrobiochemischen Wasserbehandlung (Wolkersdorfer (2017) verändert nach Firmenprospekt Inotec Inc., Salt Lake City, USA)

3.7.2 IN-SITU-SANIERUNG BELASTETER FLIESSGEWÄSSER

Die meisten bergbaubedingten Belastungen im Fließgewässer werden von Zutritten oberirdisch gefasster Halden- und Sumpfungswässerabflüssen oder aus Ableitungen von Reinigungsanlagen verursacht. Bei dieser Art von Kontaminationen muss es stets darum gehen, die Qualität der Zutritte selbst zu verbessern (vor dem Einleiten der Halden oder Sumpfungswässer in die Vorflut Vorschaltung eines Reinigungssystems entsprechend Kap. 3.1 - 3.6; Optimierung bzw. Erweiterung der Aufbereitungsstufen der bestehenden Reinigungsanlage).

Seltener treten diffuse Zutritte aus dem Grundwasser auf, aber insbesondere im Bereich der Lausitzer Spree stellen gerade diese Zutritte ein großes Problem für die Biologie des Fließgewässers dar. Der diffuse Zustrom mit dem Grundwasser ist schwierig zu behandeln, Möglichkeiten der Hotspotbehandlung sind:

- die Unterstützung der heterotrophen Sulfatreduktion im Grundwasserleiter durch Infiltration alkalischer Medien bzw. organischer Substanzen,
- die Herstellung reaktiver Wände mit karbonatischen oder organischen Substraten
- oder auch die in-situ Enteisung.

Daher erfolgt bei den meisten diffus über den Grundwasserpfad eingebrachten Stofffrachten die Behandlung erst nach Zutritt ins Oberflächengewässer (Seekörper vgl. Kap. 3.1.4). Für die belasteten Fließgewässer gelten je nach Beschaffenheit und zu behandelnder Wassermenge entsprechend der Ausführungen in Kap. 2.4 prinzipiell alle für Grubenwässer beschriebenen Verfahren, sofern das Oberflächenwasser gefasst und dann behandelt wird. Dabei werden überwiegend die Technologien aus Kap. 3.1 und 3.2 zum Einsatz kommen, nur im Ausnahmefall die Verfahren der Kap. 3.3 - 3.6. Die Fließgewässer sind zumeist sauerstoffhaltig bis -gesättigt, besitzen noch natürliche Pufferkapazität und die pH-Werte schwanken um gering sauer bis neutral. Entsprechend Abbildung 2-6 müssen:

- Belüftungstechniken eingesetzt werden, wenn noch nicht genügend Sauerstoff im Wasser gelöst ist (Kap. 3.1.2.4),

- Neutralisationsmaßnahmen erfolgen, wenn azidisches Wasser vorliegt (aktiv entsprechend Kap. 3.1.2.2, passive entsprechend Kap. 3.1.5).

Die Sanierung belasteter Fließgewässer erfolgt nach Möglichkeit aber auch in-situ beispielsweise die Neutralisation durch Zugabe von Kalkprodukten in den Fluss-/Bachlauf sowie die Behandlung in einer Flusskläranlage.

3.7.2.1 FLIESSGEWÄSSERNEUTRALISATION DURCH KALKZUGABE

Fließgewässer können durch direkte Neutralisationsmittelzugabe neutralisiert werden, um

- a) den pH-Wert soweit anzuheben, dass im Fließgewässer die für die Ausbildung einer artenreichen Biozönose notwendigen Bedingungen herrschen,
- b) die Oxidationsgeschwindigkeit von Fe(II) zu steigern, um alles Eisen in einer definierten Zeit in Fe(III) und damit in Hydroxidische Feststoffe zu überführen,
- c) bereits vorhandene oder frisch gebildete Eisen- und Schwermetallhydroxide direkt im Flussbett zur Fällung zu bringen, wobei die Koagulation und damit die Sedimentation der Eisenhydroxid-Partikel durch erhöhte pH-Werte begünstigt wird und
- d) Einleitgrenzwerte zu erreichen, sofern das Fließgewässer in einen abstromigen Vorfluter eingeleitet werden soll.

Technologisch erfolgt dies meist durch pH-Wert-gesteuerte Dosiereinrichtungen direkt in die fließende Welle, wobei eine entsprechende Strecke des Flusses als Misch- und Reaktionsstrecke benötigt wird. Die direkte Fließgewässerneutralisation führt zur Eisen- bzw. Metallhydroxidbildung, welches im Gerinne selbst abgesetzt wird. Damit ist dieses Verfahren limitiert durch die Metallfracht des Fließgewässers bzw. die Sedimentationskapazität des Abstromes der Anlage. Durch Anlage von Stillwasserbereichen, durchströmten Wetlands oder durchströmten Standgewässern bzw. Talsperren kann der Ort der Sedimentation definiert werden. Diese Bereiche können dann auch gezielt periodisch von der gebildeten und abgesetzten Schwebstofffracht beräumt werden.

Einfache Anlagen für geringe Durchsätze nutzen Natronlauge als Neutralisationsmittel. In sächsischen Anlagen werden wegen der großen benötigten Frachten meist kalkbasierte Neutralisationsmittel genutzt, deren Herstellung aufwändiger ist. Ein lokales Praxisbeispiel ist die Bekalkungsanlage in Bülow (siehe Kap. 3.7.2.2 - Flusskläranlagen).

Die Neutralisation (um bis zu 70%) eines sauren Fließgewässers (pH 3 – 6,5) kann nach Skousen et al. (2017) auch mit sogenannten Diversion Wells (Umleitungsschächten) erfolgen. Dabei handelt es sich um zylindrische Beton- oder Metalltanks, die mit sandkorngroßen Kalksteinbruchstücken gefüllt sind und neben einem Bach errichtet bzw. in den Untergrund neben dem Bach versenkt werden (Skousen, et al., 2017). Ein Metallrohr transportiert das AMD zum Boden des Tanks (mind. 2,5 m Potentialgefälle), von wo aus es wieder aufsteigt und dabei das Kalksteinsteinbett vertikal durchströmt (Skousen, et al., 2017). Durch Rühren wird die Bildung von Belägen (Coating) vermindert und die Kalkauflösung verbessert (Skousen, et al., 2017). Die sich durch Hydrolyse- und Neutralisationsreaktionen bildenden Metallflocken bleiben in Suspension und werden mit dem Wasserstrom aus dem Brunnen ausgespült (Skousen, et al., 2017).

Ist die Energie eines Fließgewässers hoch, können sandkorngroße Kalksteinbruchstücke (Kalksteinbrechsand) direkt in das strömende Wasser gegeben werden (LS sand treatment; Skousen, et al. (2017)). Die Kalksteinbrechsandkörner verteilen sich stromabwärts und lösen sich dabei auf (Skousen, et al., 2017). Durch das Scheuern der Partikel gegeneinander

bzw. am Gewässerboden werden bereits ausgefällte Fe-Hydroxid-Ablagerungen wieder von den Kalksteinkörnern entfernt, somit sind stets neue reaktive Oberflächen verfügbar (Skousen, et al., 2017).

Bei geringen Durchflussmengen und moderaten Belastungen bietet sich zudem eine passive Behandlung mit Karbonatkanal/-gerinne, Feuchtgebiet, reduzierendem Alkalinitätssystem bzw. Vertikaldurchflussreaktor an. Diese Systeme könnten als in-situ Variante direkt im Flusslauf installiert werden. Strenggenommen stellt das in Kap. 3.1.5.1 beschriebene Offene Karbonatgerinne (OLC) generell ein in-situ Verfahren zur Neutralisation dar.

Für eisenreiche AMD wurden von Burgos et al. 2008; Hilton 2005 in Skousen et al. (2017) niedrig-pH Oxidationskanäle (Low-pH Fe oxidation channels) beschrieben. Das sind flache Kanäle, die mit Kalkstein- bzw. Sandsteinaggregaten gefüllt sind, um ähnlich wie in einem VFR die Fe-Oxidation zu verstärken und die Adsorption und Ko-Präzipitation an Gesteinen in Verbindung mit Fe-oxidierenden Bakterien zu fördern (Skousen, et al., 2017). Kanalneigungen und breite Strömungswege ermöglichen einen ausreichenden Luftkontakt, Fe^{2+} wird zu Fe^{3+} oxidiert, von denen einige ausfallen und dadurch die Konzentration der gelösten Metalle verringern (Skousen, et al., 2017). In Abwesenheit von Kalkstein sinkt der pH-Wert durch das freigesetzte H^+ und der Säuregehalt bleibt sehr niedrig, aber die anschließende Behandlung der Säure ist laut Skousen et al. (2017) einfacher.

3.7.2.2 FLUSSKLÄRANLAGE

Bei begrenzten Möglichkeiten zum Absetzen der auszufällenden Inhaltstoffe kann die Behandlung in einer Flusskläranlage erfolgen, wobei der Fluss gleichzeitig Reaktions- und Sedimentationsbecken darstellt, wo je nach Wasserbeschaffenheit die in Kap. 3.1.2 beschriebenen Prozesse ggf. technisch unterstützt ablaufen. Beispiele hierfür sind Flusskläranlage Ruhr (Ausschlaggebend für die Verbesserung des Wassers der durch die Aufstauung nur noch langsam fließenden Ruhr sind biologische Selbstreinigungs- und Sedimentationsprozesse) oder die Flusskläranlage an der Talsperre Spremberg, mit der die Eisenfracht der Spree seit 2014 gemindert wird (sorgt aktuell dafür, dass die Eisenfrachten aus dem sächsischen Raum nicht in Richtung Spreewald weiterfließen). Diese zur Flusskläranlage umfunktionierten Stauseen verschlammten jedoch und müssen in Abständen von mehreren Jahrzehnten ausgebaggert werden. Es gibt Probleme insbesondere bei extremen Hoch- oder Niedrigwasser sowie negative Auswirkungen hinsichtlich des natürlichen Lebensraumes vieler Pflanzen und Tiere (Chemikalieneinträge, Trübungen, Verschlammung, etc.). Daher wird oft die Sedimentation in einem Absetzbecken/Ockerteich ggf. nach einer Belüftung und/oder Zulaufbekalkung präferiert.

In der Lausitz treten am häufigsten eisen- und sulfatbelastete Fließgewässer auf, höhere Schwermetallkonzentrationen liegen bei sauren pH-Bedingungen vor, z. B. durch starken Grundwasserzstrom in kleine Bäche (wenig Verdünnung) bzw. in Erzbergbau beeinflussten Gewässern. Der Hauptschwerpunkt bei der Behandlung der Fließgewässer lag in den letzten Jahren in der Entfernung des Eisens. So werden in der Bekalkungsanlage in Bülow oberhalb der Talsperre Spremberg sowohl Kalkmilch als auch, 30 Fließminuten später, Flockungshilfsmittel direkt in den Fluss zudosiert, um die Bildung von gut sedimentierbaren Eisenhydroxidflocken zu ermöglichen. Dazu wird der pH-Wert des Flusswassers mit im Mittel 6 t/Tag Weißfeinkalk (bezogen auf einen Durchfluss von 8 m^3/s) auf einen pH-Wert um 8 angehoben. Mit dieser Anlage können bis zu 15 m^3/s behandelt werden. Die Vorsperre der Talsperre Spremberg bei Spremberg-Wilhelmsthal dient der Sedimentation der gebildeten und bis dahin suspendierten Eisenhydroxide. Sie wird periodisch beräumt. Die Konditionierungsan-

lage an der Talsperre Spremberg hat nach LMBV-Angaben im Jahr 2018 circa 46 % der Eisenfracht der Spree in der Vorsperre zurückgehalten (Eisenrückhalt gesamt (Vor- und Hauptsperre) ca. 87 %).

In den Fließgewässern sind, im Gegensatz zu den klassischen Kläranlagen, die Möglichkeiten, den Flockungs- und Sedimentationsprozess mit technischen Mitteln zu beeinflussen, begrenzt (Bilek, Moritz, & Albinus, 2016):

- Neutrale pH-Werte und reichlich Sauerstoff führen zumindest im Sommer zu einer schnellen Eisen-Oxidationskinetik. Die Hydroxidbildung ist innerhalb weniger Stunden mehr oder weniger abgeschlossen.
- Die Flocken bleiben aufgrund der pH-Werte unter 7,5, der geringen Dichte an Feststoffen und der vorhandenen künstlichen Flockungsmittel klein und ihre Sedimentierungsrate ist eher langsam. Feldbeobachtungen zeigen, dass die Sedimentation auch im stillen Wasser mehrere Tage bis zu zwei Wochen dauern kann.
- Die Bedingungen für die Sedimentation sind aufgrund der Traktionskraft der Flüsse und aufgrund der sich ständig verändernden Strömungsgeschwindigkeiten und Strömungen im Laufe des Jahres schlecht.
- Eisenhydroxide bleiben viele Kilometer in der Schwebelage und verschmutzen große Teile der Flüsse.
- Die Bekalkung der Flüsse und sogar das Hinzufügen von Flockungsmitteln können die Sedimentation der Eisenhydroxide erhöhen - aus ökologischen Gründen sollten jedoch lokale große pH-Zuwächse und die Zugabe von Flockungsmitteln in natürlichen Umgebungen vermieden werden.
- Die Anwendung von Flockungshilfsmitteln führen zu Schlamm mit eher hohem Wassergehalt, die die Flussbetten schnell verstopfen und für die weitere Schlammverarbeitung nicht geeignet sind.

Künstliche Becken neben den Flüssen könnten als Sedimentationsteiche für den gesamten Fluss genutzt werden, aufgrund der großen Retentionszeiten von mehreren Tagen wären jedoch große Becken oder Stillwasserflächen erforderlich, um eine dauerhafte Eisenhydroxid-Sedimentation zu gewährleisten (Bilek, Moritz, & Albinus, 2016).

Daher erprobten Bilek et al. (2016) neue Technologien, die den Sedimentationsprozess beschleunigen, die Größe der zusätzlichen Sedimentationsteichvolumina minimieren und dabei ohne große Mengen an Chemikalien auskommen.

Zwei Ansätze wurden verfolgt (Bilek, Moritz, & Albinus, 2016):

1. vorübergehende Verstärkung der Turbulenzen des Wassers durch die Anwendung von Energie, um die Flockung zu fördern (Wahrscheinlichkeit einer Koagulation wird erhöht; die Turbulenzen dürfen allerdings nicht zu groß sein, da sonst bereits vorhandene Flocken wieder zerfallen)
2. high density sludge technique (Kap. 3.1.3) zur Intensivierung der Sedimentation und zur Erhöhung der Schlammichte (der bereits abgesetzte Eisenhydroxidschlamm wird zurück in die Reaktionszone gepumpt, um als Reaktionsfläche für die Oxidations- und Gerinnungsreaktionen zu dienen; das Vorhandensein von Hydroxid-Feststoffen in turbulentem Wasser in Kombination mit zusätzlicher Kalkung wird verwendet, um die Eisen-II-Oxidation und Koagulation bereits vorhandener kleiner Flocken zu beschleunigen; die Sedimentation der größeren Flocken ist jetzt schneller und es kann ein viel dichter Schlamm entstehen).

Mit ihren Optimierungen gelang Bilek et al. (2016) in Pilotreaktoren die Senkung der Eisenkonzentration bis minimal 1,0 - 0,5 mg/l. Die Behinderung des fortwährenden Wachstums von Flocken durch ihre Oberflächenladung, die andere Partikel abwehrt, konnte durch die Änderung des pH-Wertes minimiert werden. Die pH-Werterhöhung führte zu einer Änderung der Oberflächenaufladung der Hydroxide und ermöglicht somit eine weitere Koagulation und war hilfreich, sowohl die Eisen-II-Oxidation zu beschleunigen als auch bereits vorhandene Eisenhydroxid-Flocken zu koagulieren (Bilek, Moritz, & Albinus, 2016).

Ihre Ergebnisse deuteten zudem darauf hin, dass verschiedene Turbulenzonen (z. B. durch schnelle oder kaskadenartige Strukturen) in den Flussbetten genutzt werden könnten, um das Flusswasser zu bewegen und die Flockung zu erhöhen. Die Sedimentation dieser Flocken könnte in Stillwasserbereichen konzentriert und somit beschränkte Zonen mit Eisenhydroxidschlamm Bildung im sonst eisenfreien Flussbett geschaffen werden (Bilek, Moritz, & Albinus, 2016).

Der Rückhalt insbesondere von Schwermetallen aus dem Fließgewässer stellt eine Herausforderung dar. Im Bericht des Vita-Min-Teilprojektes 1.9 „Recherche und Wirtschaftlichkeit (mikro-)biologischer Verfahren zur Reinigung von Bergbauwässern“ (Weber & Bilek, 2018, S. 100 ff) wurde eine Behandlungsstrategie am Beispiel der Mulde entworfen.

3.8 NATÜRLICHE SELBSTREINIGUNG - NATURAL ATTENUATION

„Bei der natürlichen Selbstreinigung (natural attenuation) handelt es sich um keine Reinigungsmethode per se, sondern um natürliche Prozesse, die bereits seit Anbeginn der Menschheit für anthropogene Verunreinigungen „verwendet“ werden. Bei dem Prozess laufen ausgehend von der Schadstoffquelle entlang des Transportweges physikalische, chemische und biologische Prozesse ab, die in der Regel eine Verminderung der Schadstofffracht

*Die **natürliche Selbstreinigung** (natural attenuation) beruht auf natürlichen Prozessen zur Reinigung oder Verminderung der Verschmutzung von Boden und (Grund-)Wasser.*

oder der Konzentration nach sich ziehen..." (Wolkersdorfer, 2017).

Wolkersdorfer (2017) führt dazu weiter aus: „Dies führt zur Verringerung der (Halb)-Metalle und anderer potentieller Schadstoffe in der mobilen Phase, z. B. dem Wasser, und oftmals zu einer Anreicherung oder Umlagerung in der immobilen Phase wie dem Boden, Sediment oder dem Gestein. Wenn die Anreicherung an (Halb)-Metallen in nicht anthropogen beeinflussten metallreichen Wässern groß ist und die verfügbare Zeit lange genug, führt dies zur Bildung von Erzvorkommen. ...Durch Metabolismus können jedoch organische oder anorganische Schadstoffe auch in Stoffe umgewandelt werden, die problematischer sind als die Ausgangsstoffe (z. B. Methylierung von Quecksilber; Blowes et al., 2014; Stumm and Morgan, 1996; Wiedemeier et al., 1999). Außerdem werden die (Halb)-Metalle aus dem Grubenwasser nicht „entfernt“, sondern in anderer Form z. B. als Kopräzipitat fixiert oder verdünnt. Dies ist zu berücksichtigen, wenn die Reinigung von Grubenwasser vollständig der Natur überlassen werden soll.“

Er gibt aber auch zu bedenken, die aktive Behandlung aufgrund begrenzter finanzieller Mittel insbesondere auf Grubenwasseraustritte mit großen Frachten zu konzentrieren, sofern die Vorgehensweise eine ökologisch akzeptable Lösung darstellt, die Umwelt vor vermeidbaren negativen Auswirkungen ausreichend geschützt ist und sich dies im gesetzlichen Rahmen bewegt (Wolkersdorfer, 2017).

Kontrollierte natürliche Selbstreinigung (monitored natural attenuation) bedeutet, dass die natürlich ablaufenden Prozesse durch ein Monitoringprogramm insbesondere hinsichtlich der Auswirkungen potentieller Schadstoffe auf die Vorflut überwacht werden, um die Entwicklung dokumentieren und analysieren und die auftretenden Veränderungen letztlich auch quantifizieren zu können. „Sie geht einen Schritt weiter als die natürliche Selbstreinigung und stellt damit tatsächlich eine Reinigungsmethode für Grubenwasser dar,

„Bei der **kontrollierten natürlichen Selbstreinigung** (monitored natural attenuation) werden natürliche Prozesse als ausreichend erachtet, um mit einer Kontamination umzugehen und eine Überwachung wird durchgeführt, um sicherzustellen, dass diese Schlussfolgerung gültig ist (und bleibt).“ (ERMITE Consortium, 2004)

wenn die Frachten potentieller Schadstoffe relativ gering sind...“ (Wolkersdorfer, 2017).

Die Guidelines des Environmental Regulation of Mine waters In The European Union (ERMITE) Consortium (2004) empfehlen ein iteratives Vorgehen entsprechend Abbildung 3-23 für die Entscheidungsfindung, insbesondere um eingreifen zu können, falls sich die Wasserqualität nicht von allein verbessert oder sich sogar verschlechtert und somit eine Behandlung erforderlich wird.

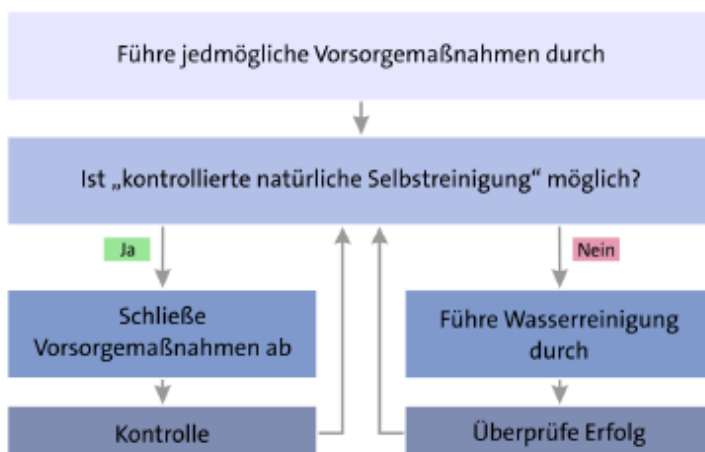


Abbildung 3-23: Entscheidungsbaum für kontrollierte natürliche Selbstreinigung (nach (ERMITE Consortium, 2004) verändert von (Wolkersdorfer, 2017))

Die überwachte natürliche Selbstreinigung wird laut ERMITE Consortium (2004) oft die "nachhaltigste" Sanierungsoption insgesamt sein, insbesondere auf lange Sicht und bei

weniger stark belasteten Grubenwasserabflüssen. Nach ERMITE Consortium (2004, S. 53) erfordert dies über einen längeren Zeitraum eine standortspezifische Bewertung:

- der relativen Häufigkeiten von Sulfiden, Carbonaten und Silikatmineralien in den bergbaubeeinflussten Systemen und deren Einzugsgebieten,
- der Schadstofffreisetzungsraten,
- der Raten von Mischprozessen,
- der Raten der geochemischen Reaktionen zum Rückhalt potentieller Schadstoffe.

Für die kontrollierte Selbstreinigung sind daher u. U. recht umfangreiche hydrogeologische und hydrogeochemische Untersuchungen, ggf. auch numerische Modellierungen notwendig, um zuverlässige Aussagen zum Selbstreinigungspotential der Vorflut oder des Bodens geben zu können. Wolkersdorfer (2017, S. 175) fasst dies in einer Art Checkliste zusammen:

- Entwicklung eines konzeptionellen Modells der Grubenwasserzuflüsse und ablaufender Mechanismen
- Hydrogeochemische Bestandsaufnahme des Zuflusses
- Hydrogeochemische Bestandsaufnahme oberstromig und nach vollständiger Durchmischung abstromig des Zuflusses
- Durchflussmessungen, um die Frachten errechnen zu können
- Geologische Beschreibung des Umfeldes
- Lagerstättenkundliche Daten
- Historie des Bergwerks
- Hydrogeologische Verhältnisse
- Beschreibung der Biozönose ober- und abstromig (Ökologie)
- Bewertung auf der Basis einer allgemein akzeptierten Klassifikation

Nach Geissbühler (2007) sind aquatische Lebensgemeinschaften bis zu einem gewissen Grad in der Lage, Wasserinhaltsstoffe abzubauen resp. zu eliminieren. Letztlich sind die Mechanismen eines passiven Systems das, was die Natur an Reinigungsleistung aufbringen kann. Anders ausgedrückt bedeutet dies für die Selbstreinigung eines Systems, dass nur dort wo günstige Bedingungen herrschen, die aquatischen Naturräume die Wasserqualität ohne Zutun des Menschen verbessern können. Je günstiger die jeweiligen Umweltbedingungen ausfallen, umso effektiver sind die Biotope hinsichtlich der Reduktion stofflicher Belastungen.

Enthalten (See-)Sedimente karbonatische Bestandteile, wird zuströmendes AMD beim Eintritt ins Oberflächengewässer neutralisiert, fließen saure (Grund-)Wässer durch oder über anstehende Kalksteine kommt es auch hier zu Neutralisationsreaktionen. Vorwiegend in Stillwasserbereichen kommt es zur Sedimentation von Fest-/Trübstoffen oder Metallausfällungen. Durchströmte Lockersedimente wirken als Filter, an Tonen oder organischen Bestandteilen kommt es zur Adsorption insbesondere von Schwermetallen.

Nach Macías et al. (2012) beherbergen Fe(II)-reiche AMD ein breites Spektrum von Fe-oxidierenden Bakterien, die wesentlich zur schnellen biogeochemischen Oxidation von Fe(II) zu Fe(III) beitragen und daher eine Schlüsselrolle bei der natürlichen Dämpfung von AMD spielen. Neben der Fe-oxidierenden Bakterienaktivität beruht der natürliche Rückhalt zudem auf Prozessen wie die katalytische Oxidation von Fe(II) auf der Oberfläche von Fe-Ausfällungen, die Wasserübersättigung in Bezug auf Schwertmannit und abiotische Fe-Oxidation (Macías, et al., 2012). Auch Arsen wird durch Sorption an Schwertmannit sowie durch den Einbau in Goethit und Jarosit aus AMD abgereichert (Asta, et al., 2010).

Wechselwirkungen zwischen Mikroorganismen und Pflanzen werden vor allem im pflanzenbewachsenen Ufer- bzw. Flachwasserbereich wirksam. Der pH-Wert dort ist hauptsächlich von der biologischen Aktivität bzw. vom CO_2 -Gehalt abhängig. Das Kohlendioxid stammt aus Atmungsprozessen der Flachwasserbereiche sowie aus der Boden- und Wurzelatmung der Uferpflanzen. „Das gelöste CO_2 im Wasser wird zu Kohlensäure (H_2CO_3) umgewandelt, die zu HCO_3^- und H^+ dissoziiert... Findet eine Anreicherung von CO_2 und damit auch von HCO_3^- statt, sinken O_2 -Gehalt und pH-Wert...“ (Geissbühler, 2007). Sind Gewässer dicht mit Pflanzen bewachsen oder bestehen vorwiegend aus einem vom Wasser durchströmten Bodensubstrat mit Pflanzenbewuchs (Riedgebiete, überflutete Uferbereiche), kommen die Prozesse der Oxidation, Hydrolyse und Fällung von Metallen (primär: Fe und Mn, sekundär: Al und Zn) genauso wie in einem konstruierten Feuchtgebiet zum Tragen. Solche Standorte sind dann in der Lage:

- gelöste Metallkomplexe zu sedimentieren (Ablagerung von ausgefällten Feststoffen aus der wässrigen Lösung),
- Metallpartikel oder Kolloide durch Pflanzenstängel zu filtrieren (physikalisch),
- Adsorption an Pflanzenteilen zu bewirken (auch Sorption und in-situ Oxidation),
- Hydroxide auf Pflanzenstängeln auszufällen (Bildung von Hydroxidbelägen),
- Metallionen durch Pflanzenwurzeln direkt aufzunehmen.

Pflanzen können (Wolkersdorfer, 2017):

- Aufwuchsflächen für Mikroorganismen (Periphyton) bereitstellen,
- die Fließgeschwindigkeit des Wassers erniedrigen,
- die hydraulische Leitfähigkeit im Substrat erhöhen, damit biologisch katalysierte Reaktionen stattfinden können,
- dazu beitragen, dass im Wasser gelöstes CO_2 ausgast und sich dadurch der pH-Wert erhöht.

Die Verminderung der Sulfatgehalte wird weitgehend durch eine Umwandlung in Sulfid und Schwefelwasserstoff verursacht. Unter Sauerstoffzehrung z. B. in tieferen Wasserniveaus und v.a. im stehenden Bereich, wird Sulfat zu Sulfid reduziert (Geissbühler, 2007). Bei hohen Sulfatkonzentrationen kann der dabei freigesetzte Schwefelwasserstoff faulig-übelriechende Gerüche verursachen (Geissbühler, 2007). Ist reduziertes Eisen vorhanden, kommt es lt. Geissbühler (2007) durch eine Eisensulfidausfällung zu der charakteristischen Schwarzfärbung anaerober Sedimente. King et al. (1974 in Wolkersdorfer (2017)) wies nach, dass sulfatreduzierende Bakterien natürliche Reinigungsprozesse hervorrufen (heterotrophe Sulfatreduktion): „...Erhöhung des pH-Werts bei gleichzeitiger Erniedrigung der Sulfat- und Eisenkonzentrationen sowie der Basenkapazität. Weiterhin konnte in den Studien gezeigt werden, dass ein Teil der Erniedrigung der Basenkapazität auf das Ausgasen von Schwefelwasserstoff zurückzuführen ist.“ Dass auf geringem Level die natürliche Sulfatreduktion im Grundwasserleiter nach diesen Mechanismen erfolgt, ist von Walko et al. (2018) nachgewiesen worden.

Säureeintrag in die Tagebauseen findet hauptsächlich mit dem Grundwasser bzw. aus den Uferböschungen statt (Abbildung 3-24). Nur bei den miteinander verbundenen Tagebaurestseen ist auch der Eintrag mit dem Oberflächenwasser relevant. Eine natürliche Selbstreinigung eines Tagebaurestsees ist von den dort stattfindenden biologischen Prozessen abhängig, wobei laut LUA (2001) für die chemische Neutralisation des Seewasserkörpers Primärproduktion und Respiration als die wesentlichen Nahtstellen zwischen unbelebter (anorganischer) und belebter (organischer) Natur zu betrachten sind.

Die biologische Besiedlung saurer Tagebauseen ist aufgrund des Mangels an den Nährstoffen Kohlenstoff und Phosphor sowie erhöhter Aluminiumgehalte und hoher H^+ -Konzentrationen sehr artenarm und durch niedrige Biomassen gekennzeichnet. Sowohl Photosynthese als auch Respiration laufen daher nur auf niedrigem Level ab. Hinzu kommt,

*„Die **Primärproduktion (Photosynthese)** umfasst den Aufbau von Biomasse aus anorganischen Stoffen unter biochemischer Speicherung von Strahlungsenergie. Die Primärproduktion in Gewässern wird überwiegend durch photoautotrophe Mikroorganismen (Algen, bestimmte Bakterienarten wie z.B. Cyanobakterien) und auch chemoautotrophen Mikroorganismen (Bakterien) ausgeführt. An der Primärproduktion sind des Weiteren Pflanzen im Litoralbereich der Seen (Makrophyten) beteiligt. Autotrophe Organismen ernähren sich ausschließlich von anorganischen Stoffen. ...*

*Unter **Respiration (Atmung)** wird der Abbau der organischen Substanz in anorganische Stoffe unter Energiegewinn verstanden. Die Respiration wird durch heterotrophe Organismen realisiert. Heterotrophe Organismen decken ihren Kohlenstoffbedarf aus organischer Substanz.“ (LUA, 2001)*

dass der Biomassezuwachs eines Sees generell gering ist, da nur ein Teil der durch Primärproduktion entstandenen Kohlenstoffverbindungen in Biomasse umgewandelt wird, während der Rest in das Sediment überführt (humifiziert) oder vollständig mineralisiert wird (LUA, 2001).

Auch unter aeroben Verhältnissen sind die Milieubedingungen für die Nitrifikation in den sauren Tagebauseen so ungünstig, dass Stickstoff nicht als Nitrat vorliegt. Die Primärproduzenten müssen ihren Stickstoffbedarf daher durch Ammonium decken. Und obwohl die Ammoniumfreisetzung der Respiration unter oxidischen Bedingungen einen Alkalisierungseffekt darstellt, schließt der Alkalinitätsverbrauch der Photosynthese den biogenen Kreislauf ohne einen Effekt für die Versauerung bzw. Alkalisierung des Sees (LUA, 2001). „Ein Effekt für die Alkalisierung saurer Tagebauseen kann folglich nur durch Entkopplung des Kreislaufes erreicht werden.“ (LUA, 2001)

Bei der Respiration organischer Substanz unter anaeroben Bedingungen fungieren anstelle des molekularen Sauerstoffs Eisen(III), Mangan(IV), Nitratstickstoff $N(+5)$ oder Sulfatschwefel $S(+6)$ als Elektronenakzeptoren (Oxidationsmittel) (LUA, 2001). Bei der Eisenreduktion steigt der pH-Wert, weil die Wasserstoffionen formal durch Eisen(II)ionen ersetzt werden. Dieser Zustand ist jedoch nur unter anaeroben Bedingungen stabil, sobald es zur Durchmischung des Sees kommt, sind die neutralisierenden Effekte der Eisenreduktion reversibel (Abbildung 3-24). Die Denitrifikation spielt unabhängig von den Milieubedingungen als Entsäuerungsprozess keine Rolle, da die sauren Tagebauseen typischerweise kaum Nitrat enthalten (LUA, 2001). Sulfat ist die maßgebende Säure in den sauren Tagebauseen, ihre Verringerung wird deshalb von einem äquivalenten Alkalisierungseffekt und einer beschränkten Minderung der Sulfatgehalte begleitet (LUA, 2001).

Nach Aussage des LUA (2001) wäre eine Neutralisation saurer Tagebauseen unter Nutzung biologischer Prozesse demnach auf zwei Wegen möglich (LUA, 2001):

- durch Respiration im vermischungsfreien anoxischen Raum (Monimolimnion oder Hypolimnion) oder
- durch Sulfatreduktion mit Entfernung bzw. sicherer Fixierung der Reaktionsprodukte

„...eine irreversible biologische Entsäuerung von Tagebauseen kann nur durch die Sulfatreduktion erfolgen. Bevor die Sulfatreduktion zur Wirkung kommt, sind jedoch andere Elektronenakzeptoren (Redoxpuffer) wie Sauerstoff und Eisen(III) zu reduzieren.“ (LUA, 2001)

Der Sauerstoff- und Eisen(III)vorrat im Hypolimnion ist laut LUA (2001) neben den hydrochemischen Ausgangsbedingungen auch von der Seemorphologie abhängig. Morphologische Voraussetzung für die natürliche Desulfurikation sind zumindest dimiktische Seen mit einem stabilen sommerlichen Hypolimnion (LUA, 2001). In einem von der Vollzirkulation abgeschlossenen Monimolimnion bestehen hierfür die besten Bedingungen (LUA, 2001). Zudem spielt die von der Konzentration der Reaktionspartner und dem günstigen Zusammentreffen zahlreicher Milieufaktoren beeinflusste Reaktionsgeschwindigkeit eine bedeutende Rolle (LUA, 2001). Nach Wolkersdorfer (2017) spielen im Tagebaurestsee zwei wesentliche Prozesse eine Rolle: die Zeit und die Zufuhr an organischem Material, beispielsweise in Form von Blättern. Auch das LUA (2001) gibt an, dass durch die äußere Zufuhr von organischer Substanz die neutralisierenden Wirkungen der Respiration unter anoxischen Bedingungen gefördert werden.

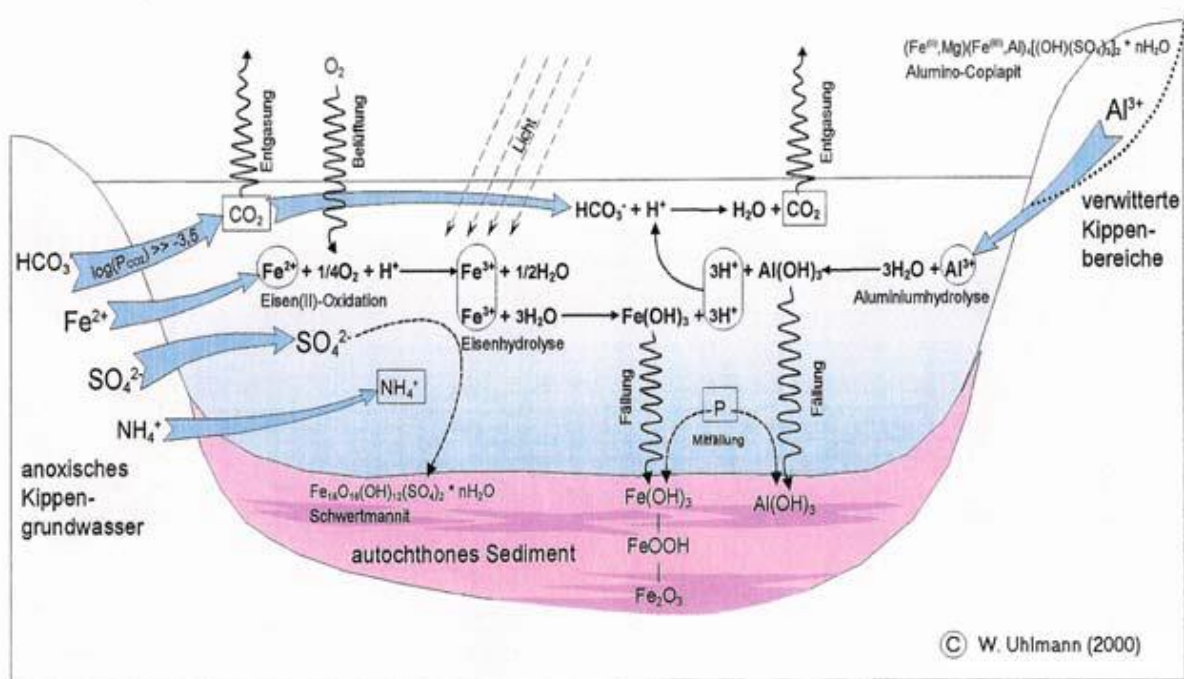


Abbildung 3-24: Stoffquellen und hydrogeochemische Prozesse in sauren Tagebauseen (LUA, 2001)

4 FAZIT: ANWENDUNG UND WIRTSCHAFTLICHKEIT DER VERFAHREN

4.1 ZUSAMMENFASSENDE VERGLEICH DER REINIGUNGSVERFAHREN

Auf den nachfolgenden Seiten (Tabelle 4-1, Tabelle 4-2) sind die in Kap. 3.1 - 3.7 beschriebenen Verfahren hinsichtlich ihres Anwendungsspektrums, der Voraussetzungen bzw. des Aufwandes sowie der Effizienz von Neutralisation und Stoffabreicherung zusammengefasst.

Tabelle 4-1: Anwendungsspektrum, Voraussetzung/Aufwand, Neutralisationseffizienz und Abreicherungsvermögen der Verfahren zur Behandlung azidischer Wässer

Verfahren	Anwendungsspektrum	Voraussetzungen / Aufwand	Effizienz Neutralisation, Abreicherung
<i>Azidisch</i>			
In-Lake-Behandlung von Bergbaufol-gesehen	in-situ Verfahren für azidische Seewasserkörper → Neutralisation	Verfahrensanwendung einzeln oder in Kombination je nach Ausgangssituation/Zielstellung Initialneutralisation + bei Nachversauerung ggf. wiederholte Behandlung	BK: Neutralisationsäquivalent 30 - 35 mol/kg, Pufferaufbau bis $K_{S4,3}$ 0,25 mmol/l KH: Neutralisationsäquivalent 25 - 29 mol/kg KSM: Neutralisationsäquivalent 20 mol/kg; HCO_3^- -Puffer bis $K_{S4,3} \approx 0,5$ mmol/l
Fällung von Gips	sulfatreich → Neutralisation kombiniert mit der Entfernung von Sulfat als Vorreinigungsstufe	typischerweise Zugabe von Kalkmilch	Sulfatabreicherung bis zur Gipssättigung (2,6 bis 3,3 g Gips-gelöst/l)
Fällung mit Barium	sulfatreich → Metallabscheidung bei gleichzeitiger Entfernung von Sulfat Behandlungsvolumen: 42 - 792 m ³ /h	Vorbehandlung mit Kalk Zugabe von Bariumkarbonat bzw. Bariumsulfid komplexer mehrstufiger Prozess zur Schwefelaufbereitung über Sulfidabtrennung + Fe(II)-Rück-Ox.	Sulfatabreicherung 2.800 mg/l → 200 mg/l SO ₄
Fällung mit Calcium und Aluminium SAVMIN-Verfahren, CESR-Prozess, Walhalla-Prozess	sulfatreich → Abtrennung von Sulfat, Schwermetallen und Magnesium Behandlungsvolumen: bisher nur Pilotstadium bis 2 m ³ /h	pH-Einstellung (pH 11 - 12) Zugabe von Al-Hydroxid zu Ettringitbildung Aufenthaltszeiten im Ettringit-Reaktor von 2...≥10 h abschließende pH-Rückführung mit CO ₂ (Calcitfällung) ggf. Zugabe von Schwefelsäure und/oder Flockungsmitteln Anfall großer Schlamm-mengen bei Rückgewinnung von Aluminium sehr komplex (SAVMIN)	Sulfatabreicherung bis <300 mg/l Einbau der Schwermetalle in entstehende Feststoffe hohe Na-Konzentrationen stören die Ettringit-Bildung
Fällung von Eisen als Hydroxisulfat (z. B. Schwertmannit)	eisen- + sulfathaltig → Metallabscheidung bei gleichzeitiger partieller Entfernung von Sulfat Behandlungsvolumen: ≈ 40 m ³ /h	mikrobiell- + oberflächenkatalysiert 1 - 2 h Verweilzeit Belüftung, ggf. CO ₂ -Zufuhr Trägermaterial + Schlammräumersystem erforderlich	keine vollständige Fe-Abtrennung, aber Umwandlung von 200 - 700 mg/l Fe(II) → 100 - 300 mg/l Fe(III) Sulfat: 2000 → <2000 mg/l (10 - 20 %)

Verfahren	Anwendungsspektrum	Voraussetzungen / Aufwand	Effizienz Neutralisation, Abreicherung
<i>azidisch</i>			
Dünn- schlammver- fahren (LDS) / Dick- schlammver- fahren (HDS)	eisenhaltig → Neutralisation + weitgehende Abtren- nung von Fe, Al mit nachgeschalteter Filtration: eisen- + schwermetallhaltig → weitgehende Ab- trennung von Schwermetallen und Metalloiden Behandlungsvolumen: 360 – 7.200 m ³ /h	Stufen: Entsäuerung, Neut- ralisation, Belüftung, Fäl- lung/Sedimentation hoher Energiebedarf ggf. Flächen für die Schlam- meindickung und -trocknung Schlamm Entsorgung mit nachgeschalteter Filtrati- on: ggf. Nachreinigungsstufen (z. B. Ionenaustausch) ggf. hoher Chemikalienbedarf	nicht geeignet für sehr sedi- mentfrachtreiche Wässer Aziditätsminderung: 0-30 mmol/l Fe-Abtrennung: 10...1000 g/m ³ keine Immobilisierung von Sulfat und Chlorid mit nachgeschalteter Filtrati- on: - Abreicherung nahezu aller Metalle und Metalloide - Fe-abtrennung bis <1,5 mg/l
Membran- verfahren	sulfat- u. schwerme- tallhaltig → Abtrennung gut löslicher Ionen wie Sulfat, Schwerme- talle (NF: Abtrennung zweiwertiger Ionen, z.B. Sulfat) Behandlungsvolumen: NF: 42 - 3.000 m ³ /h RO: 42 m ³ /h auch für circumneutra- le – alkalische Wässer geeignet	Vorbehandlung erforderlich Membran notwendig es entsteht ein Konzentrat, mit dem weiter umgegangen werden muss NF: Abbau der Gipsübersätti- gung über sogen. Kristaller möglich RO: Kopplung der Teilprozes- se Schlammrückführung und Umkehrosiose (Sparro- Prozess), um die Übersätti- gung und damit das Dauer- problem „Fouling“ an den Membranen zu mindern	gezielte Entfernung von Verun- reinigungen; Aufbereitung auf Trinkwasserqualität möglich stark rückgängige Effizienz bei höheren Stoffkonzentrationen bzw. bei Wässern nahe des Sättigungszustandes NF-Rückhalt: - 92...98 % Gesamtmineralisa- tion - 90-95 % Uranspezies - 87...99 % Sulfat (2500 → <100 mg/l) - 92...100 % Eisen schnelle Gipsübersättigung bei Ca-/SO ₄ -reichen AMD RO-Rückhalt: <input type="checkbox"/> Gesamtmineralisation >90% <input type="checkbox"/> Sulfat 4.920 → 113 mg/l <input type="checkbox"/> NO ₃ ⁻ , NH ₄ ⁺ 92...98 % Scaling/Fouling durch lokale Übersättigungen, die die Membranen zunehmend blo- ckieren
Membran- Elektrolyse- verfahren	sauerstoffhaltig, Fe- reich → Neutralisation mit Abtrennung von Fe und weiteren Schwermetallen + anteilige Abtrennung von Sulfat 5,8 m ³ /h bei Bergbau- wasserbehandlung Rodosanverfahren: Durchsatz bis 7 m ³ /h (im Pilotmaßstab)	anionen-permeable Membran erforderlich bei Prozessführung mit er- höhten CO ₂ -Partialdrücken Einleitung von CO ₂ erforder- lich Wasserrückgewinnung bis 84 %	Aufbereitung auf Trinkwasser- qualität möglich Red. Gesamtsalzgehalt: 3,2 → 0,64 g/l Restsulfatgehalt: 5 mg/l Standzeiten der Elektrodialy- sezellen durch Gipsfällung gefährdet Rodosanverfahren: - Anhebung pH ins Neutrale - Abtrennung von Fe und Al - Abtrennung Sulfat 20–40 % - Red. Salinität um bis zu 23%
Thermische Entsalzung	vornehmlich hochauf- gesalzene Na, Mg, Cl und SO₄-reiche Bergbauwässer → Rückhalt aller Wasserinhaltsstoffe Behandlungsvolumen: 167 – 4.167 m ³ /h	im Normalfall keine Chemika- lien sehr hoher Energiebedarf	Reinigung bis auf Trinkwasser- qualität möglich Reinigungsleistung abhängig von der zur Verfügung stehen- den Energiemenge (50 bis 100...kWh/m ³)

Verfahren	Anwendungsspektrum	Voraussetzungen / Aufwand	Effizienz Neutralisation, Abreicherung
<i>azidisch</i>			
Vertikal-durchflussreaktor (VFR)	sauerstoffhaltig Fe-Konz. bis 50 mg/l → Entfernung von Eisen <u>saures Milieu</u> : Kombination mit Alkalinität erzeugenden Behandlungssystem für vollst. Fe-Red. <u>neutrales Milieu</u> (SCOOFI-Reaktor): Fe-Abscheidung vor anderen passiven Systemen Behandlungsvolumen: bis $\approx 36 \text{ m}^3/\text{h}$	Einsatz bei Platzmangel: um die Hälfte reduzierter Fußabdruck im Vergleich zum klassischen aeroben Feuchtgebiet Medium muss in angemessenen Zeiträumen vom Eisenhydroxid-Belag befreit oder ersetzt werden Verweilzeit 70 s...39 h	Gesamteisen: 40 – 85 % (pH: mäßig sauer) ...98 % (pH: neutral) 0,05 g/m ² /d (ungesättigter SCOOFI-Reaktor) 25 g/m ² /d (gesättigter SCOOFI-Reaktor) bis 50 % Mn-Ko-Präzipitation
Offenes Karbonatgerinne (OLC)	sauerstoffhaltig mit höheren Metallionen-Konzentrationen → Säureminderung / Generierung Alkalinität, Metallreduktion zumeist als Schönung Behandlungsvolumen: bis $\approx 36 \text{ m}^3/\text{h}$	mind. 12 % Gefälle Festgesteinsuntergrund Nachschaltung von Absetzbecken; bei größeren OLCs Absetzbecken oder Feuchtgebiete an Zwischenpunkten (Flachkanalsegmente)	Verminderung Azidität: 0,4 – 900 g/d/t; durchschnittlich 22 g/d/t; bis 69 %; 10 – 60 % Fe-Reduktion: um 70 % (Mn, Al: 20 %) Fe-Hydroxid-Ablagerungen vermindern Neutralisationswirkung um 2 – 45 % auch bei Verockerung im Idealfall noch AMD-Pufferung
Oxischer Karbonatkanal (OLD)	sauerstoffhaltig mit moderaten Metallionenkonzentrationen (Fe/Al 10 - 20 mg/l) → Säureminderung / Generierung Alkalinität, Metallreduktion Behandlungsvolumen: bis $\approx 36 \text{ m}^3/\text{h}$	Hangneigung > 20 % Fließgeschwindigkeiten über $\geq 0,1 \text{ m/min}$ Nachschaltung eines Sedimentationsbeckens oder aerobes Feuchtgebietes Verockerungsgefahr hoch - alle 2 – 10 Jahre Säuberung bzw. Austausch des Kalkst.	Alkalinitätsproduktion: 120 mg/l CaCO ₃ -Äquivalent pH-Anstieg von <3 → 5 - 6 Fe-Reduktion: um 70 % (in den Sommermonaten)...99 %
Anoxischer Karbonatkanal (ALD)	anoxisch, Fe als Fe²⁺ vorliegend, Al < 2 mg/l → Säureminderung / Generierung von Alkalinität Vorbehandlung relativ geringer Volumenströme (bis $\approx 36 \text{ m}^3/\text{h}$)	Flächenbedarf das unbelüftete Grubenwasser muss in Kontakt mit dem überdeckten Kalkstein kommen: Verweilzeit: 14 – 23 h Nachschaltung eines Sedimentationsbeckens oder aeroben Feuchtgebietes	Verminderung Azidität: 5 – 165 g/d/t, 16 – 639 mg/l CaCO ₃ -Äquivalent Alkalinitätsproduktion: 150 – 300 mg/l CaCO ₃ -Äquiv. Fe-Reduktion: 10 – 20 g/m ² /d
Manganese Oxidation Beds (MOB)	weitestgehend Fe-frei → Entfernung von Mn Behandlungsvolumen: bis $\approx 36 \text{ m}^3/\text{h}$	Flächenbedarf bei eisenbelasteten AMD Vorbehandlung zur Eisenreduktion notwendig	bis zu 100 % Mn-Abreicherung gleichzeitige Al-Reduktion möglich
Einsatz kaustischer Magnesia	Fe-/Al-arm, zink- und sulfatreich → Neutralisation, Zn-, Mn-Abscheidung Durchflussrate Säulenversuch: 0,000216 m ³ /h	Zugabe z.B. in Kombination mit Quarz vorher Fe- /Al-Entfernung notwendig Verweilzeit: 30 Minuten	in Versuchen mit mäßig sauren, zink- und sulfatreichen Rohwässern: - hocheffiziente Zn-Entfernung - effektive Mn-Entfernung

Verfahren	Anwendungsspektrum	Voraussetzungen / Aufwand	Effizienz Neutralisation, Abreicherung
<i>azidisch</i>			
Ionenaustausch / Sorption	Fe-/Al-arm → Abscheidung Schwermetalle z.B. Zn, Mn, Cd aber auch Cu, U, Ni, Co, Pb, Th, Ra, Hg und As größter Nutzen als Nachklärbehandlung zur Entfernung von Cu, Zn, Cd; Beh.vol.: 42–5.667 m ³ /h	Vorschaltung einer Behandlungseinheit zur Entfernung von Fe + Al notwendig entsprechende Sorptions- bzw. Austauschmedien notwendig Austauscher werden im Laufe der Zeit „verbraucht“; Entsorgung der Zeolithe u.a. Schlammproduktion	Aufbereitung auf Trinkwasserqualität möglich Sulfatabreicherung: 4.472 → <240 mg/l bei hochmineralisierten Wässern muss der Ionenaustauscher in verhältnismäßig kurzen Intervallen regeneriert werden Problem: große Wassermengen

Tabelle 4-2: Anwendungsspektrum, Voraussetzung/Aufwand, Neutralisationseffizienz und Abreicherungsvermögen der Verfahren zur Behandlung ausschließlich neutraler bis alkalischer Wässer

Verfahren	Anwendungsspektrum	Voraussetzungen / Aufwand	Effizienz Neutralisation, Abreicherung
<i>circumneutral - alkalisch</i>			
Absetzbecken	hohe Metallkonzentrationen z.B. Fe >50 mg/l → Entfernung ausgefallter Metalloiden und Trübstoffe bei großen Fließraten	wenn genügend Landfläche zur Verfügung steht Schlammentfernung + -entsorgung (Verwertung?)	Entfernung bis zu 70 % der Ausfällungen und Trübstoffe 5–30 mg/l Fe-Rückhalt keine Reduktion von Sulfat
Geschlossener Karbonatlösungsreaktor	Fe-arm → Zn-Abreicherung	Flächenbedarf, ggf. Gefälle Entlüftung der Reaktoren nach einigen Stunden Verweildauer, um pCO ₂ auf aggressive Werte zurückzuführen temperaturabhängiger Prozess	Zn-Reduktion: um ø 22 % ≈2 g/d (Feldversuch) - 50 % (Laborversuch: Wasser mit 5 - 10 mg/l Zn) gleichzeitige Cd-/As-Reduktion möglich mit fortlaufendem Betrieb Verringerung der reaktiven Kalksteinoberflächen durch Smithsonitbeläge
Siderit-Calcit-Reaktor	Fe-arm- Fe-frei → Entfernung Cd, As Polierschritt bei zu hohen Cd- und/oder As-Konz. im Ablauf von Behandlungsanlagen	CO ₂ -Sättigung im Sideritreaktor Belüftung im Calcitreaktor Retentionszeiten ≈2 h	As-/Cd-Reduktion unter Nachweisgrenze (<0,005 bzw. <0,01 mg/l) 99 % Cd-Abreicherung bei Zulaufkonz. von 5 - 50 ppm Pb-Red. unter Nachweisgrenze bei Zulaufkonz. bis 3 ppm
Spezielle Verfahren zur Mn-Reduktion Pyrolusitverfahren/ Pyrolusit-Prozess-Reaktor; „Gesteinsfilter“ von Phillips; Passive Manganbehandlung nach Johnson	Fe-/Al-arm → Mn-Abscheidung	Flächenbedarf + gute Belüftung: flache wassergefüllte Becken Verweilzeiten mindestens 8 h Optimierung durch: - Zugabe von manganoxidierenden Mikroorganismen - Einbau von Algen/Mikroorganismen-Matten - Belüftung (dann auch bei Anwesenheit von Fe Behandlung möglich)	Mn-Entfernung: 6...30 mg/l → 0,5...1,5 mg/l Mn-Entfernungsraten: 1,5 - 5 g/m ² /d (Spitzenabscheideraten von bis zu 60 g/m ² /d) starke saisonale (und sogar tägliche) Schwankungen der Leistungseffizienz anfällig für Leistungseinbußen in trüben Gewässern

4.2 WIRTSCHAFTLICHKEITSBEWERTUNG

Es ist versucht worden, die in Kap. 4.1 aufgelisteten Verfahren wirtschaftlich zu bewerten (Tabelle 4-3, Tabelle 4-4). Auf Grund fehlender Daten für eigene Rechnungen musste oft auf Literaturwerte zurückgegriffen werden, bspw. auf Angaben bei Glombitza et al. (2014), Hedin et al. (2014), Heitfeld et al. (2012), ITRC (2013), Waters et al. (2003), Ziemkiewicz et al. (1997; 2003) u.a.

Tabelle 4-3: Einschätzung der Wirtschaftlichkeit von Verfahren zur Behandlung azidischer Wässer

Verfahren	Investitionskosten	Wartungs-/ Unterhaltskosten	Kosten-Leistungsverhältnis
<i>azidisch</i>			
In-Lake-Behandlung von Bergbaufol-gesehen	Initialneutralisation mit BK bis pH < 5 - 0,6 ct/mol mit stationären Anlagen - 0,7 ct/mol mit großen Gewässerbehandlungsschiffen (GWBS) - 0,8 ct/mol mit kleinen GWBS	Nachsorgeneutralisation mit KSM bis pH > 5 - 1,0 ct/mol mit stationären Anlagen - 1,2 ct/mol mit großen Gewässerbehandlungsschiffen - 1,35 ct/mol mit kleinen Gewässerbehandlungsschiffen	Wahl des Neutralisationsmittels beeinflusst Kosten der Wasserbehandlung maßgeblich (≈60 %)
Fällung von Gips	Bau: k. A. Betrieb: k. A.		kostengünstig
Fällung mit Barium	BaSO ₄ : 435.000 € (1.000 m ³ /d) BaCO ₃ : 6.470.000 € (19.000 m ³ /d)	1,92 €/m ³ pro 2 g/l Sulfatred. BaSO ₄ (1.000 m ³ /d): gering 0,33 €/m ³ + 0,16 €/kgSO ₄ BaCO ₃ (19.000 m ³ /d): hoch (CO ₂ /S ²⁻ -Rückgewinnung.) 0,16 €/m ³ + 0,08 €/kg SO ₄	Rückgewinnung des kostenintensiven Bariums prozentscheidend Barium bereits in geringen Konz. toxisch; Bariumcarbonat oder Bariumsulfid nicht unproblematisch
Fällung mit Calcium und Aluminium	keine verlässlichen Daten, da bisher nur im Pilotmaßstab getestet SAVMIN-Verfahren, CESR-Prozess, Walhalla-Prozess SAVMIN: 281.000 € (1.000 m ³ /d) CESR/Walhalla: k.A. Ettringit/Walhalla: Invest: 5,8 Mio € (40 m ³ /h inkl. Schlammbehandlg.)	SAVMIN: 0,15 €/m ³ + 0,26 €/kg SO ₄ Verbrauchsmaterial Walhalla-Verfahren: 3 €/m ³ CESR/Walhalla: 0,72 €/m ³ (Abtrennung 1.500 mg/l SO ₄) + 0,48 €/kg SO ₄ Ettringit/Walhalla: 28 €/m ³ ohne Schlammbehandlg. + 1,6 €/kg SO ₄ Ettringit-Fällung ohne Al-Rückgewinnung: 2,88 €/m ³	hohe Aufenthaltszeiten im Reaktionsbecken erfordern ein großes Reaktionsbecken mit Turbulenz = große Energiemengen erforderlich CESR-Prozess/Walhalla-Verfahren: Einsatz von Tonerdezementen der Bauindustrie als Al-Quelle und Reagenz zur pH-Wert-Einstellung; keine Aluminiumzurückgewinnung SAVMIN: da Kosten durch das Calciumaluminat bestimmt werden → Rückgewinnung. des Al kostentechnisch attraktiv
Fällung von Eisen als Hydroxisulfat (Schwertmannit)	800.000 € (1.000 m ³ /h)	0,03 €/m ³	Problem: bislang eingeschränktes Verwertungspotenzial für den entstandenen Schwertmannit
Dünnschlammverfahren (LDS) / Dickschlammverfahren (HDS)	1 – 20 Mio. €	0,3 bis 0,6 €/m ³ mit nachgeschalteter Filtration: stark verfahrensabhängig	kostenintensiv durch Personalaufwand, Verbrauchsmittel und Instandhaltung HDS-Verfahren erzeugt wasserärmere, dichtere (20% TM) Schlämme, benötigt auch mehrere hintereinandergeschaltete Reaktionsbecken

Verfahren	Investitionskosten	Wartungs-/ Unterhaltskosten	Kosten-Leistungsverhältnis
<i>azidisch</i>			
Membranverfahren	Energieaufwand: 4 - 9 kWh/m ³ bei Aufbereitung zu Trinkwasser Umkehrosmose (1.000 m ³ /d): 400.000 - 480.000 € Nanofiltration (3.000 m ³ /h ... 1.000 - 72.000 m ³ /d): 170.000 - 330.000 € ... 2 - 24 Mio. € 500 - 1.000 €/m ²	zusätzliche Kosten für die Kreislaufführung des Konzentrates über den Kristaller, die damit verbundenen zusätzlichen Energiekosten und die zusätzlich erforderlichen Flächen der Membranen Umkehrosmose: 0,80 €/m ³ + 0,16 €/kg SO ₄ Nanofiltration: 19 - 20 Mio. €/a 0,6 - 0,8 €/m ³ + 0,24 - 0,32 €/kg SO ₄	Möglichkeit die Reinigungssubstanz in geklärter Form wieder einzusetzen = Kosteneinsparung hinsichtlich des Ressourceneinsatzes von Wasser und Chemikalien Kostensenkung durch Kopplung mit einer nachgeschalteten (ggf. auch sequentiellen) Eindampfung, so dass nur ein Teil des Volumenstromes durch die teure Eindampfung behandelt werden muss
Membran-Elektrolyseverfahren	Bau: unbekannt Rodosan: 4.700.000 € Elektrodialyse: 590.000 - 610.000 €	Betrieb: keine Erfahrungen im full-scale Maßstab; Technikum: 0,65 kWh/m ³ x 0,11 kgSO ₄ /m ³ = 5,7 kWh/kg SO ₄ Rodosan: 0,12 - 0,16 €/m ³ + 0,77 €/kg SO ₄ (1.200 m ³ /d) Elektrodialyse: 0,44 €/m ³ + 0,10 €/kg SO ₄ (1.000 m ³ /d)	bezüglich der Metallabtrennung zu teuer im Vergleich zur hydroxidischen Fällung
Thermische Entsalzung	abh. vom Volumenstrom hoch	sehr hoher spezifischer Energiebedarf, daher kostenintensiv (bei 100 kWh/m ³ und 10 ct/kWh: 10 €/m ³ reine Energiekosten) Brackwasser (4.000 bis 40.000 m ³ /d): 0,23 - 0,54 €/m ³ Meerwasser (4.000 und 100.000 m ³ /d): 0,68 - 2,72 €/m ³	Aufgrund hoher Investitions- und Energiekosten kommen Entsalzungsanlagen immer nur dann zum Einsatz, wenn keine geeignete Alternative zur Verfügung steht Aufbereitung hoher Volumenströme und die Nutzung mehrerer Verdampferstufen ist energetisch sinnvoller
Vertikaldurchflussreaktor (VFR)	20.000 - 100.000 €	0,3 €/m ³ inkl. Schlammdeponierung (14 m ³ /d)	dichter Eisenhydroxidschlamm kann als Ressource relativ frei von Pflanzendetritus rückgewonnen werden
Offenes Karbonatgerinne (OLC)	850 - 66.000 €	bei korrekter Installation wartungsfrei, ø 124 €/t/a 0,02 - 0,04 €/m ³ inkl. Schlammdeponierung (864 m ³ /d)	
Oxischer Karbonatkanal (OLD)	15.000 - 100.000 €	Inspektion: 900 €/a Reinigung/Austausch Kalkstein: 2.250 €/a 0,02 - 0,04 €/m ³ inkl. Schlammdeponierung (864 m ³ /d)	Betriebskosten stark abhängig von Azidität des AMD und dessen Fe-Fracht (Reaktionsfähigkeit Kalkstein, Schlammproduktion)
Anoxischer Karbonatkanal (ALD)	1.800 - 170.000 €	ø 75 €/t/a 0,04 €/m ³ inkl. Schlammdeponierung (864 m ³ /d) - 0,20 €/m ³	
Manganese Oxidation Beds (MOB)	k. A.	k. A.	

Verfahren	Investitionskosten	Wartungs- /Unterhaltskosten	Kosten-Leistungsverhältnis
<i>azidisch</i>			
Einsatz kaustischer Magnesia	keine verlässlichen Daten, da bisher nur im Säulenversuch getestet	keine verlässlichen Daten, da bisher nur im Säulenversuch getestet	effizienter als die Neutralisierung mittels bakterieller Sulfatreduktion (viel kleinere Systeme nötig) Einsatz kaustischer Magnesia wirtschaftlicher, wenn der pH-Wert zunächst mit kostengünstigeren Medien erhöht wird
Ionenaustausch / Sorption	Ionenaustausch: 300.000 -335.000 € Sorption (136.000 m ³ /d): 23,5 - 26,3 Mio. € 0,09 - 0,11 € (750 - 250 mg/l SO ₄)	Ionenaustausch: 0,54 €/m ³ + 0,13 €/kg SO ₄ (1.000 m ³ /d) Sorption: 0,12 - 0,24 €/m ³ + ca. <0,14 €/kg SO ₄	Schwefebestbettverfahren ermöglichen eine Regeneration der Harze im Gegenstrombetrieb Zeolith-Methode erzeugt ein Abfallvolumen von etwa dem Vierfachen der herkömmlichen Kalkbehandlung

Tabelle 4-4: Einschätzung der Wirtschaftlichkeit von Verfahren zur Behandlung circumneutral bis alkalischer Wässer

Verfahren	Investitionskosten	Wartungs- /Unterhaltskosten	Kosten-Leistungsverhältnis
<i>circumneutral - alkalisch</i>			
Absetzbecken	9.000 - 72.000 €	generell geringe Wartung, jedoch Kosten für Schlammfernung aus dem Becken	
Geschlossener Karbonatlösungsreaktor	k. A. bisher keine full-scale-Anlage vorhanden	k. A. bisher keine full-scale-Anlage vorhanden	kostengünstige Alternative zur Behandlung der Entwässerung stillgelegter Minen, insbesondere wenn eine konventionelle (aktive) Behandlung aus wirtschaftlichen oder praktischen Gründen nicht möglich ist
Siderit-Calcit-Reaktor	k. A. bisher keine full-scale-Anlage vorhanden	k. A. bisher keine full-scale-Anlage vorhanden	
Spezielle Verfahren zur Mn-Reduktion	k. A. bisher keine full-scale-Anlage vorhanden	k. A. bisher keine full-scale-Anlage vorhanden	

4.3 ANWENDUNG IN SACHSEN

In Sachsen werden derzeit 10 größere Anlagen im Dünn- bzw. Dickschlammverfahren zur Behandlung bergbaubeeinflusster Wässer angewendet (siehe Tabelle 4-5). Anlagen mit nachgeschalteter Filtration stehen z. B. an den Standorten AAF Königstein, WBA Pöhl. Diese Verfahren sind Stand der Technik und in der Lage die anfallenden großen Volumina erfolgreich zu behandeln. Anlagenelemente dieser klassischen Grubenwasseraufbereitung finden im benachbarten Brandenburg Einsatz an der Talsperre Spremberg (Zugabe von Neutralisations- und Flockungshilfsmittel), um die Eisenfracht in der Spree wirksam zu senken.

Viel eingesetzt werden Ockerteiche bzw. Absetzbecken, ggf. mit Kalkzugabe für eine pH-Wert-Anhebung. Sie sind als Einzelsystem insbesondere zur Verringerung der Eisenfrachten kleinerer Fließgewässer eine einfache und kostengünstige Behandlungsmethode, werden jedoch auch zum Absetzen der innerhalb einer Flusskläranlage ausgefallenen Stoffe neben den eigentlichen Flusslauf installiert. Darüber hinaus empfehlen sie sich als ersten Schritt eines passiven Behandlungssystems (z. B. vor einem Feuchtgebiet). Absetzbecken sind Bestandteil der aktiven Grubenwasseraufbereitung. Sie finden Anwendung als Vorbehandlung zur Optimierung des Dickschlammverfahrens oder der gestaffelten Neutralisation und stehen am Ende der Behandlungskette zur Abscheidung der im Reaktionsbecken entstandenen Feststoffe zur Verfügung.

Die Seesanieung erfolgt durch den Eintrag von Neutralisationsmitteln und/oder CO_2 mit jeweils standortangepassten Eintragstechnologien (siehe Tabelle 4-5). Auch hier sind wissenschaftliche Erkenntnisse in die technologische Umsetzung gekommen. Stationäre Anlagen und Schiffskonzepte wurden und werden auch weiterhin angepasst und weiterentwickelt. Pro und Kontra Seeneutralisation, Auslaufbehandlung oder natürliche Selbstreinigung von Tagebaurestseen werden im nachfolgenden Kapitel 5 diskutiert.

Ionenaustausch/Sorption, Thermische Entsalzung und Membranverfahren haben aus Kostengründen wenig Potential in der Behandlung sächsischer eisen- und sulfatreicher Grubenwässer, insbesondere deshalb, weil eine Aufbereitung auf Trinkwasserqualität nicht erforderlich ist. In Königstein ist eine Anlage zur Uranabscheidung mittels Sorption in Betrieb. Ein Einsatz wäre auch bei zu hohen Schwermetall- oder Arsenkonzentrationen gegeben, falls dies erforderlich ist. Die Minderung der Sulfatfracht mittels Membranverfahren könnte im Wasserwerk relevant werden, wenn ein zu starker Zustrom in Trinkwassereinzugsbereiche erfolgt (Bsp. Bärwalde). Sie empfiehlt sich für Behandlung der großen Grubenwasservolumina (im m^3/h -Bereich) aber nicht.

Passive Systeme sind für die Behandlung großer Volumenströme ($> 10 \text{ l/s}$) ebenfalls nicht geeignet und daher aktuell in Sachsen nicht in Betrieb. Zeitweise waren jedoch Pilotanlagen im Einsatz, in denen verschiedene Methoden getestet wurden. In Freiberg (Reiche Zeche) erfolgte ein Versuch zum Einsatz von Zeolithen zur Zinkanreicherung, in Pöhla lief von 2004 - 2014 der Probetrieb einer zweistraßigen, passiv-biologischen Anlage für einen Flutungswasserdurchsatz von 15 - 20 m^3/h . Auf Grund höherer AMD-Volumina, musste jedoch die klassische Reinigungsanlage am Standort reaktiviert/ausgebaut und ab 2014 wieder in Betrieb genommen werden. Eine weitere Pilotanlage, diesmal als Feuchtgebiet konstruiert, arbeitete an der Halde 371/I.

Aufgrund der geologischen Untergrundverhältnisse (meist Lockergestein) finden OLC-Systeme allenfalls Verwendung zur Belüftung in der Überleitung zu einem Feuchtgebiet oder Absetzbecken. ALDs könnten durchaus als Vorbehandlung (Alkalinisierung) bei geringen Volumenströmen netto-azidischer Wässer, in denen Eisen in der zweiwertigen Form vorliegt, eingesetzt werden.

Für die passiven Methoden zur Metallentfernung stellen die hohen Eisenfrachten der bergbaubeeinflussten Wässer Sachsens das häufigste Ausschlusskriterium dar. Passive Verfahren weisen jedoch besonders bei geringen Volumenströmen für die Behandlung schwermetall- oder arsenhaltiger Wässer besonders im Erzgebirge Einsatzpotential auf.

4.4 VERORTUNG DER ANWENDUNGSFÄLLE IN EINER KARTE

In Abbildung 4-1 sind die Behandlungsanlagen für bergbaubeeinflusste Wässer im Lausitzer und Mitteldeutschen Braunkohlenrevier sowie im Bereich des Erz- und Steinkohlenbergbaus dargestellt. Die nachfolgenden Abbildungen enthalten jeweils größere Ausschnitte der beiden Braunkohlenreviere (Abbildung 4-2). Die Reife der eingezeichneten Anlagen ist verschieden, sie reicht von Pilotanlagen, die z. T. nur wenige Monate betrieben wurden, bis hin zu erfolgreich etablierten Sanierungsanlagen (Details siehe Tabelle 4-5).

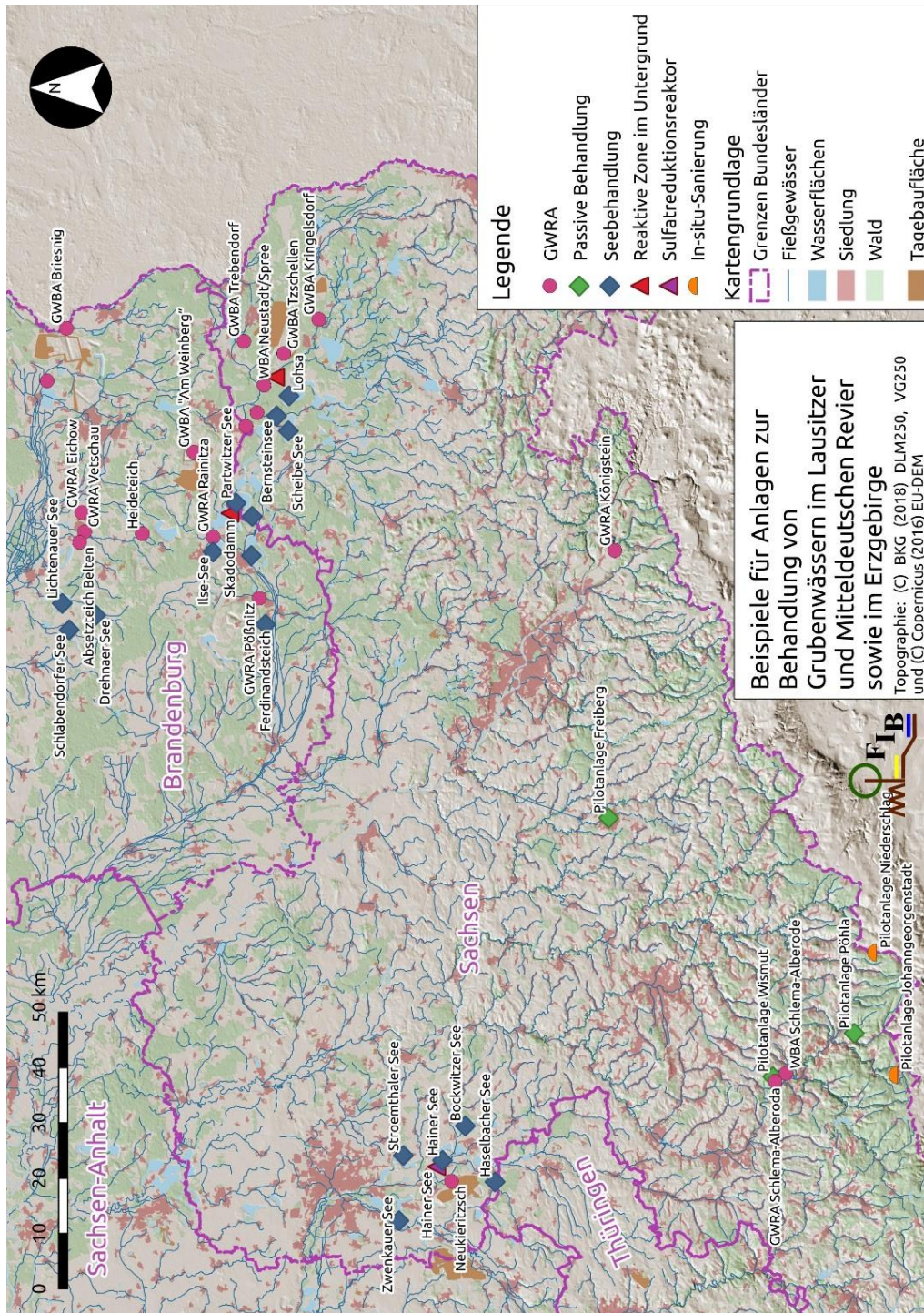


Abbildung 4-1: Karte der Behandlungsanlagen des Lausitzer und Mitteldeutschen Braunkohlenreviers sowie des Erz- und Steinkohlenbergbaus

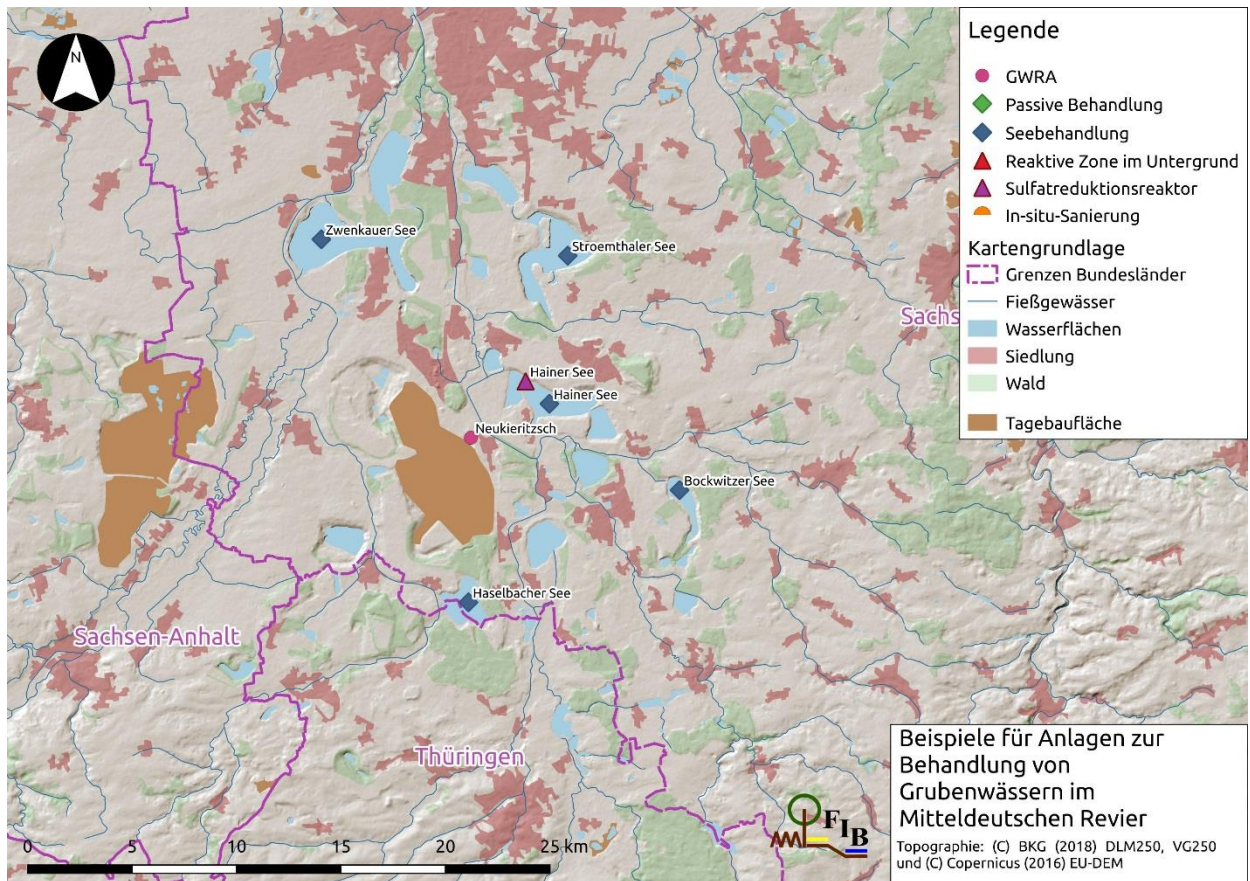
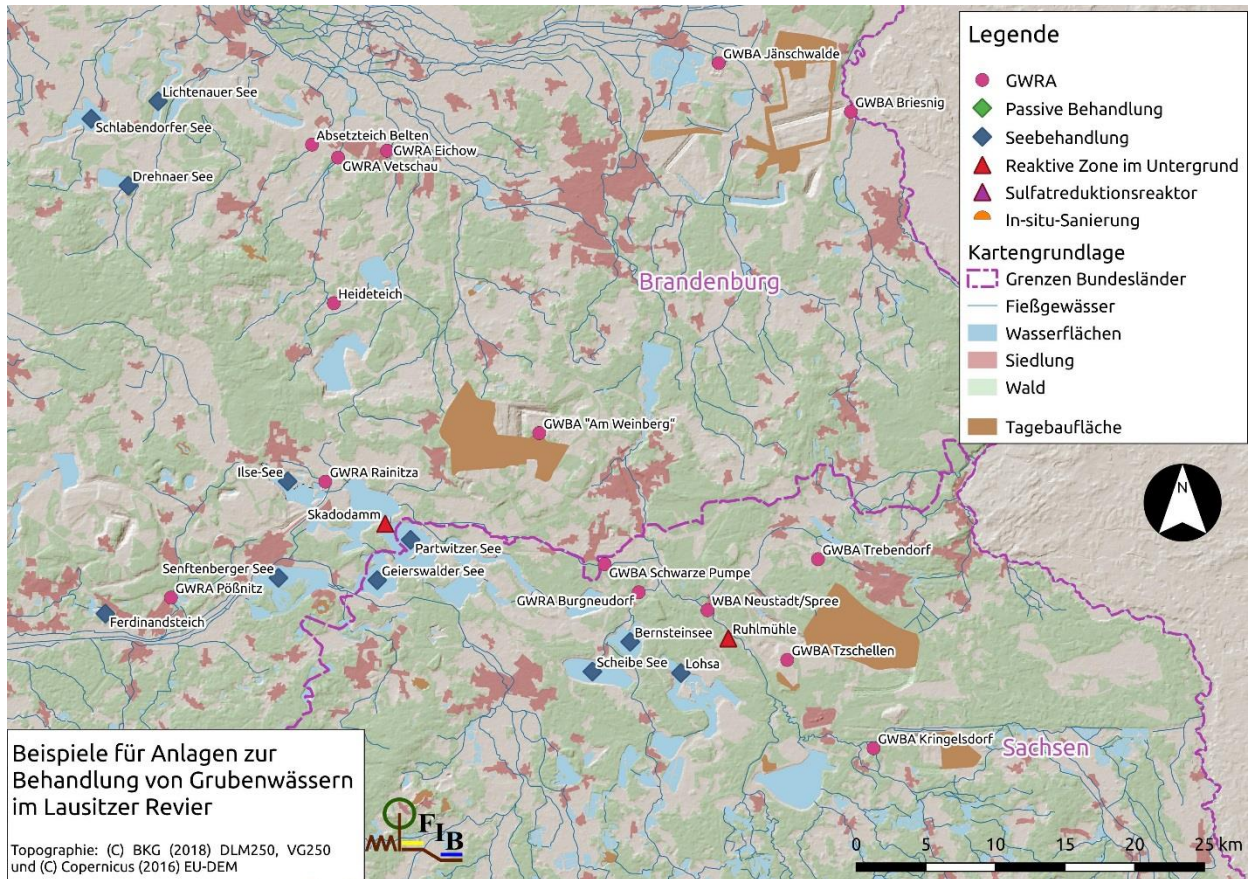


Abbildung 4-2: Detailkarte der Behandlungsanlagen des Lausitzer Braunkohlenreviers (oben) und des Mitteldeutschen Braunkohlenreviers (unten)

Tabelle 4-5: Übersicht der Behandlungsstandorte bergbaubeeinflusster Wässer des Lausitzer Braunkohlenreviers (Stand 02/2019)

Standort	Art der Behandlung
Absetzteich Belten	GWRA
GWBA "Am Weinberg"	GWRA seit 2014 in Betrieb, mechanische Entsäuerung zur Senkung des Kalkeinsatzes vorgeschaltet
Briesnig	GWRA
Burgneudorf	GWRA Behandlung von Teilmengen der Kleinen Spree in einem Altbecken; MWBA seit 2018 in Betrieb - derzeit im Anpassungsumbau
Jänschwalde	GWRA
Kringelsdorf	GWRA
Neustadt/Spree	MWBA Behandlung von Grund- bzw. Sickerwasser seit 2019 in Betrieb
Plessa	WBA Behandlung der Ausleitungen aus der Kleinen Restlochkette, im Bau
Pößnitz	GWRA
Rainitza	GWRA
Reddern (Heideteich)	GWRA
Ruhlmühle	MWBA Behandlung von Oberflächenwasser (Altarm Spree), im Bau
Schwarze Pumpe	GWRA
Trebendorf	GWRA
Tzschelln	GWRA
Vetschau	WBA Behandlung von Grund- bzw. Sickerwasser, 2013 für Eisenretention wieder reaktiviert
Kraftwerk Vetschau (Eichow)	WBA Behandlung von Grund- bzw. Sickerwasser, seit 2014 drei Becken zum Eisenrückhalt
Ruhlmühle	Reaktive Zone im Untergrund – heterotrophe Sulfatreduktion WBA im Bau
Skadodamm	Reaktive Zone im Untergrund – heterotrophe Sulfatreduktion
Bernsteinsee SB Burghammer	Seebehandlung 2002 - 2003 Asche-Resuspension, danach GWBS „Brahe I“, „Brahe II“ (2009 - 2013: Nachkonditionierung durch KH(Weißfeinkalk)-Eintrag, 2015 - 2017 Nachsorgebehandlung mit KH/KSM-Eintrag); 2018 Inbetriebnahme der 2017 errichteten stationären Konditionierungs-GSD-Anlage zum Kalk-Eintrag
Bischdorfer See RL 23	Seebehandlung 2015 Konditionierung durch KSM-Eintrag mittels GWBS; 2017 Nachsorgeneutralisation mit KSM-Eintrag über GWBS
Drehnaer See RL 12	Seebehandlung 2013-2014 Initialneutralisation mit BK über schwimmende Austragsleitung; 2014 - 2016 Pilot- und Demo-Versuch mit stationärem High-Density-Hydrogencarbonat (HDHc)-Reaktor in 3 Phasen (1. BK und CO ₂ , 2. KSM und CO ₂ , 3. BK, KSM und CO ₂); 2018 KSM+CO ₂ -Eintrag über optimierte Kalkstation
Dreiweiberner See	Ufersanierung 2018 Pilotprojekt zur Sanierung des eisenbelasteten Uferbereiches durch Einbau eines reaktiven Kalkteppiches (einschließl. Abdichtung mit Bentonitmatte + strömungsbrechende Drainageschicht)
Ferdinandsteich	Seebehandlung GWBS „Brahe II“, „Brahe III“, „Puma“, „Barbara“, seit 2016 Ersatz der zyklischen Schiffsbekalkungen durch ähnlich der GSD-Anlage funktionierende, jedoch kleiner dimensionierte, stationäre Anlage zur Nachsorgeneutralisation mit KSM oder KH bei Bedarf stetig bzw. in geringeren Abständen
Geierswalder See RL Koschen	Seebehandlung 2004-2005 Kalk-Resuspension; 2014 Nachkonditionierung mit GWBS „Brahe II“

Großbräschener See (ehem. Ilse-See)	Seebehandlung Kalk-Resuspension; 2017 Initialneutralisation durch Weißfeinkalk-Eintrag über GWBS; 2018 Nachsorgeneutralisation durch KSM-Eintrag mittels GWBS „Brahe III“
Standort	Art der Behandlung
Lichtenauer See RL F	Seebehandlung 2012 Initialneutralisation durch KSM/KH/BK/Soda-Eintrag über GWBS; 2012 – 2013 Pilotvorhaben zum Aufbau eines Hydrogencarbonatpuffers; Eintrag von CO ₂ (Begasung) + KH (GWBS „Barbara“); 2015 Nachsorgeneutralisation mit KSM-Eintrag über GWBS
SB Lohsa II	Seebehandlung 2015 Initial-Neutralisation mit BK (Weißfeinkalk) über 2 GWBS
Partwitzer See RL Skado	Seebehandlung 2016 - 2018 Initialbehandlung (Probetrieb mit KSM, BK, KH; Leistungsbetrieb mit BK/KSM-Eintrag über GWBS „Klara“)
RL 28	Seebehandlung 2015 Neutralisation durch KSM-Eintrag über GWBS
Scheibe See	Seebehandlung 2011 - 2012 Initialneutralisation mit Branntkalk (= Kalkhydrat)/Weißfeinkalk über stationäre Neutralisationsanlage (GSD); ab Juni 2015 Eintrag von KSM + CO ₂ über stationäre GSD-Anlage
Schlabendorfer See RL 14/15	Seebehandlung 2013 – 2014 Initialneutralisation durch KSM/BK(Weißfeinkalk)-Eintrag mittels GWBS „Barbara“; 2015 - 2018 Nachsorgeneutralisation mit BK(Weißfeinkalk)/KSM mittels GWBS
Senftenberger See	Seebehandlung Kalk/Natronlauge-Einbringung durch Klappschuten
Talsperre Spremberg	Konditionierungsanlage im Zulauf der Spree mit 2 Teilanlagen (TA I – Bekalkungsanlage im Bereich Spremberg-Wilhelmsthal, TA II - Flockungshilfsmittelzugabe an der Vorsperre Bühlow) seit 2015 in Betrieb

Tabelle 4-6: Übersicht der Behandlungsstandorte bergbaubeeinflusster Wässer des Mitteldeutschen Braunkohlenreviers (Stand 02/2019)

Standort	Art der Behandlung
Neukieritzsch	GWRA
Bockwitzer See	Seebehandlung Soda-Eintrag 2004 Initialneutralisation + 2007 - 2011 Nachsorgeneutralisation; Eintrag anfangs direkt vom Silofahrzeug unter Wasser ufernah in den See, später uferferner pneumatisch als Feststoff-Luft-Gemisch; derzeit intensive Überwachung
Hainer See	Sulfatreduktionsreaktor Seebehandlung 2008 – 2010 Initialneutralisation durch Branntkalk-Eintrag mittels stationärer Anlage am Südufer, Verteilung durch konvektive Seewasserströmungen bis in Teilwasserkörper RL Haubitz; Nachsorgeneutralisation ab 2010 mit hydrogencarbonatgepufferten Sumpfungswässern aus dem Tagebau Profen (MIBRAG); ab 2019 KSM-Eintrag über GWBS „Brahe III“
Haselbacher See	Seebehandlung GWBS „Brahe I“, derzeit Stützung mit alkalischem Sumpfungswasser aus dem GWL6 an der Südmarkscheide des Tgb. Vereinigtes Schleenhain (MIBRAG)
Strömthaler See	Seebehandlung 2003 - 2016 Neutralisation während der Flutung mittels MIBRAG-Sumpfungswasser (CO ₂ -entgast, belüftet, enteisent); ab 2019 KSM-Eintrag über GWBS „Brahe III“

Zwenkauer See

Seebehandlung 2011 – 2015 Initialneutralisation durch Weiternutzung des landgestützten Teils der Anlage vom Hainer See ohne spezielles Eintragungssystem, da die Kalksuspension dem Flutungswasser zugegeben wurde; Zuleitung zum See diente als Rohrreaktor, in dem die Kalksuspension wirksam mit dem Flutungswasser aus dem aktiven Tagebau Profen verdünnt und vermischt wurde; weitere Verteilung im See durch wind- und dichtegetriebenen Strömungen; Alkalinitätseintrag durch stationären Neutralisationsanlage, Hydrogencarbonatanteil des Profener Sumpfungswassers und in der Endphase zusätzlich mit dem GWBS „Brahe I“ (Apr/Mai 2015); danach Stützung durch Einleitung von Wasser der Weißen Elster; ab 2019 KSM-Eintrag über GWBS

Tabelle 4-7: Übersicht der Behandlungsstandorte bergbaubeeinflusster Wässer des sächsischen Erz- u. Steinkohlenreviers (Stand 02/2019)

Standort	Art der Behandlung
Königstein	AAF seit 2000, Hebung des Flutungswassers aus der Grube über Förderbohrlöcher - 1. Stufe U-Entfernung durch Sorptionsprozesse (anschließende Verwertung) - 2. Stufe Entfernung von Ra + weiterer Schadstoffe durch Kalk-Fällungsverfahren - Absetzen im Eindicker - Klarwasserschönungsbecken - Einleitung in die Elbe, Durchsatz ca. 650 m ³ /h
Schlema-Alberoda	WBA seit 1999 bzw. 2001 Dauerbetrieb einer Anlage aus zwei etwa baugleichen Straßen, Gesamtkapazität ca. 1.150 m ³ /h, Einbau der Rückstände (krümeliges Produkt) auf die Halde 371/I
Freiberg (Reiche Zeche)	Versuch zum Einsatz von Zeolithen zur Zinkanreicherung
Pöhla	WBA bis Oktober 2004 selektive Fällverfahren zur Abtrennung von Uran, Radium, Arsen, Eisen und Mangan; Einlagerung der Behandlungsrückstände in der Grube Pöhla/Teilfeld Hämmerlein Passive Behandlung ab 2004 Probebetrieb einer zweistraßigen, passiv-biologischen Anlage für einen Flutungswasserdurchsatz von 15 - 20 m ³ /h WBA ab 2014 weitgehend automatischer Betrieb der ertüchtigten, konventionellen WBA für Volumenströme 10 - 60 m ³ /h
Halde 371/I	Passive Behandlung Pilotanlagen zur Behandlung U-/As-haltigen Sickerwassers, Pflanzen-Mikroorganismen-System: Zugabe von Melasse - surface flow Constructed Wetland (1. Stufe) - subsurface flow Wetland (2. Stufe) – Schönungsteich
Johanngeorgenstadt	Pilotreaktor zur in-situ Sanierung uranhaltigen Grubenwassers mittels Fe/Mn-Substrat und Fe ⁰
Niederschlag	Pilotreaktor zur in-situ Sanierung uranhaltigen Grubenwassers mittels Fe/Mn-Substrat und Fe ⁰

5 ANWENDUNG AUF TAGEBAUSEEN – VERGLEICH ZWEIER ANWENDUNGSSZENARIEN

Eine Reihe von Tagebauseen (TBS) weisen sehr niedrige bzw. erniedrigte pH-Werte auf, die ursächlich durch den Zustrom von Sauerwasser aus den angrenzenden Kippen oder dem belüfteten unverritzten Gebirge stammen. Mit dem Zustrom gelangt entweder bereits saures Grundwasser oder Grundwasser mit hohen Eisen(II)-Frachten in den Restsee, das dann bei der Oxidation des Eisen(II) Säure freisetzt. Die Dauer dieses Zustroms von Säure bzw. versauernd wirkendem Eisen(II) hängt von den Vorräten im Untergrund ab und kann sich über viele Jahrzehnte hinziehen. Die Menge an Wasser und (potentieller) Säure hängt zudem von dem unterirdischen Einzugsgebiet des Tagebausees ab.

Es gibt jedoch auch Tagebauseen, in denen der Säurezustrom nur gering oder circumneutral ist, etwa weil durch Geschiebemergel im Untergrund eine hinreichende Pufferung erfolgt. Neben dem Zustrom von saurem bzw. versauernd wirkendem Grundwasser kann auch unbelastetes Grundwasser zuströmen und durch die Verdünnung den pH-Wert im See günstig beeinflussen. Neben einem Grundwasserzustrom ist auch der Zustrom von Oberflächenwasser möglich, das seinerseits Einfluss auf die Qualität des TBS hat, sowohl verdünnend als auch weitere Säure eintragend. Die meisten, aber nicht alle, TBS besitzen einen Abfluss, über den Überschusswasser abfließen kann. Darüber kann für die Bilanz des Sees sowohl Säure abgegeben werden als auch Alkalinität und damit der Versauerung Vorschub geleistet werden, etwa wenn in einem zuvor fremdgefluteten See saures Wasser nachströmt.

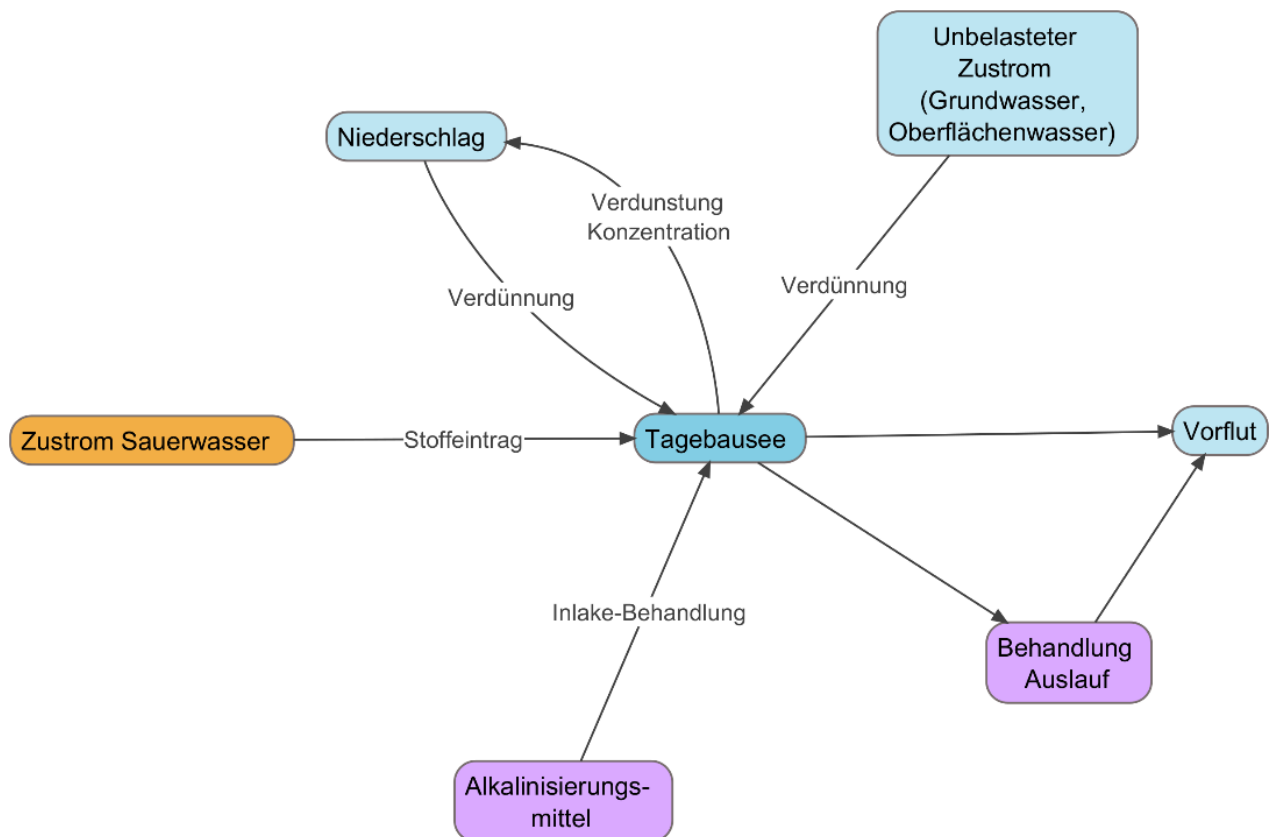


Abbildung 5-1: Zu- und Abstrom bestimmen die Qualität des Wassers im Tagebausee und zeigen mögliche Ansatzpunkte für eine Behandlung auf

Aus dem Zusammenspiel der genannten Faktoren ergibt sich in der Summe der pH-Wert bzw. die Alkalinität des Seewassers sowie dessen Dynamik (Abbildung 5-1).

Bei der Entwicklung eines TBS mit einem Säurezustrom kann auf grundsätzlich unterschiedliche Weise mit der Wasserqualität umgegangen werden:

- Der TBS versauert entsprechend dem Zustrom aus dem ober- und unterirdischen Wassereinzugsgebiet oder
- es findet eine Behandlung des TBS statt, mit der festgelegte Qualitätskriterien eingehalten werden.

Für beide Vorgehensweisen fallen unterschiedliche Aufwendungen und Kosten an, die im Einzelfall zu kalkulieren sind. Ein Verzicht auf jegliche Behandlung ist vordergründig die preiswerteste, wird aber nicht den weitergehenden Anforderungen an das Gewässer bzw. dessen Ablauf gerecht. Die Frage, welches Vorgehen das jeweils adäquate ist, und welche Optionen überhaupt genehmigungsfähig sind, kann jedoch nicht generell, sondern nur am Einzelfall entschieden werden. Die wesentlichsten Kriterien hierfür sind in Abbildung 5-2 dargestellt.

In einem ersten Schritt sind die Anforderungen an die spätere Nutzung des vorhandenen bzw. entstehenden TBS zu klären, wie sie etwa rechtlich verbindlich durch die Braunkohlenpläne bzw. den Abschlussbetriebsplan (ABP) festgelegt werden. Sind hier weitergehende Forderungen an die Wasserqualität des TBS genannt, wie etwa eine spätere fischereiliche Nutzung, so stellt sich bei einem sauren oder versauernden See die Frage, ob eine Behandlung erfolgen soll, nicht mehr. Hier ist lediglich zu prüfen, welche Behandlung den besten Erfolg verspricht bzw. die kostengünstigste Lösung darstellt.

Bestehen derartige Anforderungen nicht, so ist zu klären, ob eine Ausleitung des Wassers aus dem TBS überhaupt erforderlich ist. Es gibt TBS, deren Wasserstand durch das Gleichgewicht von Zustrom auf der einen und Verdunstung sowie Abstrom mit dem Grundwasser auf der anderen Seite innerhalb überschaubarer Grenzen bleibt. In diesem Fall ist tatsächlich eine Behandlung nicht zwingend erforderlich; der See kann als Landschaftssee sauer bleiben. Auch diese Gewässer sind biologisch nicht tot, sondern weisen z. T. ein sehr spezielles Artenspektrum auf. Langfristig sind diese (wenigen) TBS ein wertvolles Freilandlabor für die sich über Jahrzehnte hinziehende Veränderung des Wasserchemismus, etwa durch die biogene Alkalinisierung.

Oftmals fließt dem See jedoch mehr Wasser zu, als verdunstet oder mit dem Grundwasser wieder abströmt. Dann muss Wasser aus dem TBS ausgeleitet werden, auch um den geotechnisch vorgegebenen Schwankungsbereich des Sees nicht zu überschreiten. In diesem Fall wird das ausgeleitete Wasser die Wasserqualität der Vorflut nachteilig verändern, bei entsprechenden Bedingungen in den Fließgewässern sogar zu einer erheblichen Belastung mit Eisenhydroxidschlamm führen. Bei einer Ausleitung ist zunächst zu prüfen, ob hier bestimmte Qualitätskriterien einzuhalten sind.

Ist die Wassermenge und die Säurefracht des auszuleitenden Wassers gering im Vergleich zur Wassermenge bzw. Alkalinität der Vorflut, so kann dieses ausgeleitet werden, ohne dass es zu einer nachteiligen Veränderung im aufnehmenden Gewässer kommt. In diesem Fall kann auf eine Behandlung verzichtet werden, so dass keine weiteren Kosten anfallen. Ist jedoch eine nachteilige Veränderung der Qualität der Vorflut zu besorgen und führte diese zu einer Verschlechterung der nach WHG (WRRL) festgelegten Qualitätskriterien (guter ökologischer Zustands), so sind für die Ausleitung bestimmte Qualitätskriterien festzulegen.

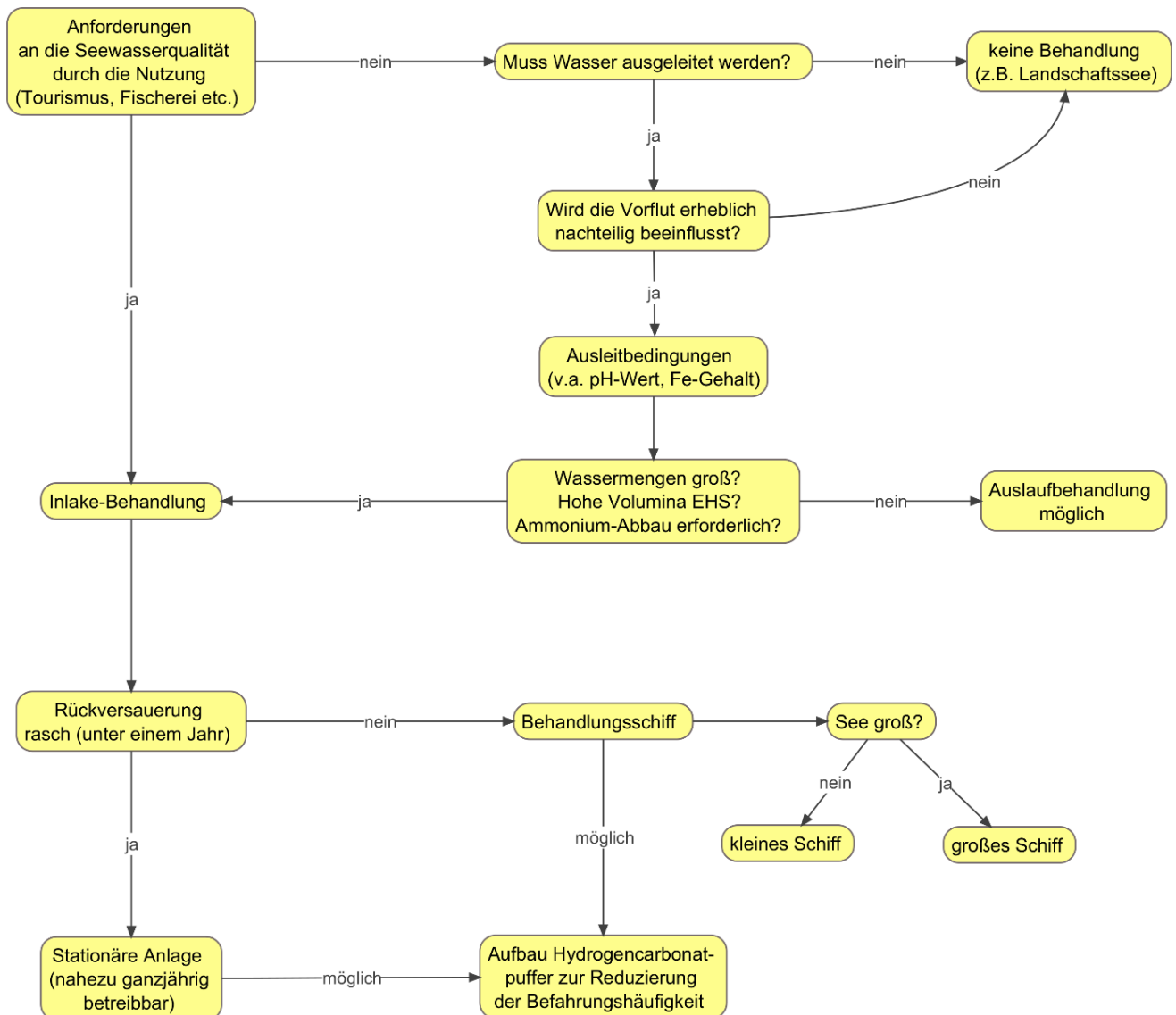


Abbildung 5-2: Entscheidungsbaum für die Notwendigkeit einer Behandlung saurer Seen

Die seeinterne Behandlung (In-Lake-Behandlung) kann sowohl notwendig sein, um die Ausleitkriterien einzuhalten als auch, um den Qualitätskriterien an das Seewasser für bestimmte Nutzungen Rechnung zu tragen. Hierbei ist zu betrachten, wie schnell es zur Rückversauerung des TBS kommt. Bei sehr hohem Zustrom an Sauerwasser reicht die bei einer einmaligen Behandlung eingebrachte Alkalinität nicht aus, um den pH-Wert des Seewassers über einen bestimmten Grenzwert (z. B. pH 6) über ein Jahr hinweg zu halten, zumal bei der Behandlung des Sees sehr hohe pH-Werte ebenso wie sehr niedrige vermieden werden müssen. In diesen Fällen ist eine stationäre Anlage das Mittel der Wahl, um über eine im Jahresverlauf mehrmalige Behandlung sicherzustellen, dass die Qualitätskriterien eingehalten werden.

Erfolgt die Rückversauerung langsamer und ist keine stationäre Anlage erforderlich, so ist der Eintrag von Alkalinität vor allem mit Hilfe verschiedener Kalkpräparate über Behandlungsschiffe üblich (Kap. 3.1.4). Die Größe der Schiffe richtet sich sowohl nach der Praktikabilität (z. B. Erreichbarkeit des Sees, vorhandene Einsatzstellen) als auch nach der Seegröße (Kap. 3.1.4.2).

Ergänzend zur Alkalinisierung kann über den Eintrag von CO₂ ein Hydrogencarbonatpuffer aufgebaut werden, so dass der nächste Behandlungszyklus hinausgezögert werden kann. Dies entscheidet auch über die Kosten, da hier CO₂ (mit einem zusätzlichen Eintragungssystem) Kalkpräparate ersetzt.

Darüber hinaus besteht die Möglichkeit, nur das abgeleitete Seewasser über eine Grubenwasserreinigungsanlage zu behandeln.

Ob der gesamte Seewasserkörper behandelt wird oder nur der in die Vorflut ausgeleitete Anteil, ist auch von den erforderlichen finanziellen Aufwendungen abhängig. Daher sind anhand ausgewählter Bergbaufolgeseen des Lausitzer Reviers die Behandlungskosten der Seenneutralisation mit den Betriebskosten einer Auslaufneutralisation verglichen worden. In Tabelle 5-1 wurden die Betriebskosten (NM-Kosten + 40 % Kosten für Personal, Technikwartung usw. entsprechend Luckner et al., 2017) der Seebekalkung von Bernsteinsee, Schlabendorfer See, Drehnaer See und Partwitzer See beispielhaft anhand im Jahr 2016 tatsächlich eingebrachter Tonnagen (Scholz & Lucke, 2017) abgeschätzt und den Betriebskosten einer aktiven Behandlung (analog zu den Berechnungen aus Tabelle 3-3 in Kap. 3.1.2.7) der Ableitungswässer für den gleichen Zeitraum gegenübergestellt. Entwicklungs- und Investitionskosten wurden nicht berücksichtigt.

Hierbei ist zu beachten, dass in RL Burghammer (GWBS „Brahe II“: KSM, KH), RL 14/15 (GWBS „Barbara“: BK, KSM; wegen Grundwasserzufluss maßgeblich aus der Innenkippe des Tagebaus Schlabendorf-Süd auf lange Zeit versauerungsexponiert) und RL 12 (HDHc-Verfahren: BK, KSM, CO₂) Nachsorgebehandlung stattfand, im RL Skado hingegen Initialbehandlung erfolgte (GWBS „Klara“: BK, KSM, KH).

Tabelle 5-1: Vergleich der Betriebskosten (Abschätzung für 2016) von In-Lake-Neutralisation und aktiver Grubenwasseraufbereitung mittels Oxidations- und Neutralisationsverfahren

See	Seevol. [Mio m ³]	Ableitungsvol. [Mio m ³]	Anteil v. Seevol. [%]	Fe _{aes.} -Konz. [mg/l]	Aziditätsfracht [mol/d]	Betriebskosten In-Lake-Beh.	Betriebskosten Auslaufbeh.
RL Burghammer Bernsteinsee	33,3	31,1	93	0,62	1892	538.833 € 0,016 €/m ³	3.279.148 € 0,105 €/m ³
RL 14/15 Schlabendorfer See	42,2	4,8	11	0,86	405	1.097.454 € 0,026 €/m ³	395.701 € 0,082 €/m ³
RL 12 Drehnaer See	12,2	1,1	9	0,89	96	256.333 € 0,021 €/m ³	90.702 € 0,082 €/m ³
RL Skado Partwitzer See	123,6	37,5 ³	30	31,6	116271	1.305.367 € 0,011 €/m ³	3.812.291 € 0,102 €/m ³

Die Zusammenstellung in Tabelle 5-1 zeigt, dass sich die Kosten mit zunehmendem Anteil des zu behandelnden Auslaufvolumens gemessen am Gesamtseewasservolumen schnell positiv in Richtung In-Lake-Behandlung verschieben.

Zu berücksichtigen ist jedoch, dass die Seewasserchemie, die Art des eingesetzten Neutralisationsmittels und Ausleitungsvolumina sich direkt auf die Betriebskosten auswirken. Zudem ist hier lediglich ein Jahr betrachtet. Alle für die Tabelle 5-1 verwendeten Eingangsparamete-

³ Ableitungswert Meuro; für Überleiter 6 (Bluno-Skado), 8 (Skado-Sedlitz), 9 (Koschen-Skado) keine Daten vorliegend

ter unterliegen Schwankungen (z. B. Erhöhung/Verringerung der Schadstoffbelastung, der zu- bzw. abströmenden Grundwasservolumina, der obertägigen Zu- bzw. Ausleitvolumina oder auch Schwankungen bei den Beschaffungs- bzw. Entsorgungskosten). Die nicht in Tabelle 5-1 berücksichtigten Investitionskosten hängen darüber hinaus von der Art des NMEintrags bzw. dem Aufbau der Behandlungsstufen einer GWRA, von den geografischen Standortbedingungen oder auch den festgelegten Ausleitwerten ab (vgl. Kap. 3.1 + 3.2). Die Nutzungszeit der Investitionen wiederum bestimmt die jährlichen Kosten, und auch dieser Zeitraum kann nicht allgemein definiert werden.

Eine Aussage welches Verfahren bevorzugt eingesetzt werden sollte, kann in Anbetracht der Vielzahl von Einflussfaktoren (siehe auch Abbildung 5-1 + Abbildung 5-2) nicht generell getroffen werden, sondern bedarf der Betrachtung jedes einzelnen Seestandortes.

Bei der positiven Bewertung der In-Lake-Neutralisation stehen daher auch nicht die Kosten im Mittelpunkt der Argumentation. Der Bergbausanierer LMBV fasste zum Thema „In-Lake-versus Auslaufneutralisation“ Folgendes zusammen (Luckner, et al., 2017): „...Bei der In-Lake-Neutralisation wird anders als bei der Auslaufneutralisation der Oberflächenwasserkörper im Tagebaurestloch durch Neutralisationsmitteleintrag und -vermischung behandelt. Dabei wird in der Regel deutlich mehr Neutralisationsmittel als bei der Auslaufneutralisation benötigt, da zusätzlich das Seesediment, das Erosionsmaterial und das Wasser, welches in den Grundwasserleiter abströmt, mitneutralisiert werden muss. Trotzdem gilt die In-Lake-Neutralisation oft als Vorzugslösung gegenüber der Auslaufneutralisation. Die Hauptvorteile sind dabei zumeist:

- die Möglichkeit, die Kapazität der Neutralisationstechnik am Durchschnittsbedarf und nicht am Spitzenbedarf auszurichten,
- der mikrobielle Ammoniumabbau im Freiwasser und an der Sediment-Wasser-Grenzfläche. Im sauren Wasser findet dieser Abbau nicht statt und muss bei der Auslaufbehandlung ggf. durch einen gesonderten Reinigungsschritt erreicht werden,
- die Möglichkeit, auf eine Entsorgung der bei der Neutralisation entstehenden Eisenschlämme zu verzichten, da diese auf den Seegrund sedimentieren,
- die Einträge von neutralem Seewasser auch in das abstromig angrenzende Grundwasser, sowie
- die größeren Nutzungsmöglichkeiten eines neutralen Bergbaufolgesees.

Die Auslaufneutralisation bleibt dessen ungeachtet in den Bergbaufolgebereichen mit einer Vielzahl kleinerer, oft auch vom Altbergbau geprägten Wasseransammlungen und kleinen Bergbaufolgeseen relevant.“

6 LABORVERSUCHE ZUR BESTIMMUNG DER EISENOXIDATIONSKINETIK

6.1 VERANLASSUNG

Die Eisenoxidationskinetik spielt in aktiven Behandlungsanlagen meist eine geringe Rolle, da sie bei den dort eingestellten pH-Werten um 8,5 sehr schnell im Vergleich zum oft limitierenden Eintrag von O_2 ist. Dagegen bedarf die vollständige Eisenoxidation auch in gut belüfteten Systemen bei niedrigeren pH-Werten mehrerer Stunden bis Wochen.

Da gerade in natürlichen oder bisher durch Behandlung unbeeinflussten Systemen häufiger auch pH-Werte zwischen 2,5 und 5 auftreten, ist hier mit geringen Eisenoxidationsraten zu rechnen. Die Eisenoxidation wird unter diesen Bedingungen zum limitierenden Faktor für die Wasserbehandlung. Die u. a. pH-gesteuerte Eisenoxidationskinetik bestimmt die Geschwindigkeit der Feststoffbildung und die Größe der gebildeten Eisenhydroxid-Flocken. Der pH-Wert steuert damit in entscheidendem Maße die Sedimentationsgeschwindigkeit und damit den Ort der Feststoff-Ablagerung im Gewässer bzw. in einem Feuchtgebiet. Sauerstoffkonzentration und pH-Wert sind gerade für passive Verfahren im Naturraum von großer Bedeutung und entscheiden über die notwendige Größe von Sedimentationsbereichen und notwendige Aufenthaltszeiten.

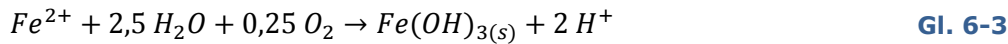
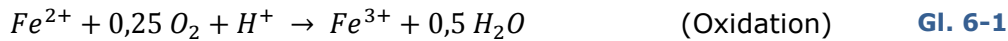
Auch einige der Bergbaufolgeseen im mitteldeutschen oder Lausitzer Revier werden im versauerten Zustand verbleiben (z.B. die Seen der kleinen Restlochekette), da eine Behandlung aus technischen Gründen langfristig nicht durchführbar bzw. wasserwirtschaftlich nicht sinnvoll ist oder die Seen als „Extremstandorte“ für besonders angepasste Lebensformen von anerkanntem ökologischem Wert sind. Auch hier findet Eisenoxidation statt, jedoch wiederum mit geringen Raten.

Zwar existieren in der Literatur umfangreiche Daten zur Eisenoxidationskinetik. Jedoch liegen nur wenige Untersuchungen zur Eisenoxidationsgeschwindigkeit im sauren Milieu vor. Entsprechende Untersuchungen erfolgten fast ausschließlich unter kontrollierten Laborbedingungen unter wenig realistischen Randbedingungen. Wie Untersuchungen zur Kalklösekinetik unter den realen Bedingungen einer großtechnischen Seewasserneutralisation im Vergleich zu den in der Literatur dokumentierten Raten mit chemisch reinen Substanzen unter Laborbedingungen zeigten, können zwischen Theorie und Praxis größere planungsrelevante Abweichungen auftreten. Dies ist auch für die Eisenoxidation im sauren Milieu zu vermuten. So zeigt beispielsweise Gl. 6-10 auch für saure Milieus eine starke Abhängigkeit der Rate vom pH-Wert der im Feld so nicht beobachtet wird (siehe auch nachfolgende Versuchsergebnisse). Deshalb wurden hierzu Laborversuche durchgeführt, deren Hintergrund, Methodik und Ergebnisse im Folgenden dargestellt werden.

6.2 BESCHREIBUNG DER EISEN-OXIDATIONSKINETIK

Unter oxischen Bedingungen fällt $Fe(III)$ über pH 3,0 bis 3,5 als Hydroxid aus (Gl. 6-3). $Fe(II)$ wird unter diesen Bedingungen zu $Fe(III)$ oxidiert (Gl. 6-1), hydratisiert, hydrolisiert (Gl. 6-2) und koaguliert. Die ungeladenen Hydratkomplexe sind in Lösung ab pH 3,0 sehr

instabil und begrenzen die Eisenkonzentrationen im oxischen und schwach sauren bis neutralen Milieu durch Fällung.



Die Eisenoxidationskinetik wird praktisch immer durch die Anwesenheit von Feststoffen beschleunigt bzw. katalysiert (Hem, 1963; Morgan, 1964, 1967). Die rein homogene Oxidation ohne Katalyse ist nur als Grenzfall zu betrachten, da diese sofort katalysierend wirkende Feststoffe produziert und die Reaktion daher praktisch sofort in den katalytischen Zustand übergeht. Die katalysierende Wirkung der suspendierten Feststoffe nimmt mit deren reaktiver Oberfläche, also mit deren Konzentration in Lösung aber auch mit dem pH-Wert zu.

Die homogene Eisen-Oxidationskinetik als Grenzfall wird als abhängig von der Fe(II)-Konzentration in der Lösung, der O₂-Konzentration und dem pH-Wert beschrieben (Davison & Seed, 1983; Sung & Morgan, 1980; Tufekci & Sarikaya, 1996) zusammenfassende Darstellung in Stumm & Morgan (1996)). Die von Stumm und Lee (1961) und Tamura, Goto & Nagayama (1976) abgeleitete empirische Ratengleichung der Oxidationsreaktion (Gl. 6-1) beschreibt die mit dem pH-Wert zunehmende Fe-Oxidationsrate für pH-Werte > 4 (Abbildung 6-1).

$$\frac{-d[Fe(II)]}{dt} = k[Fe(II)][OH^-]^2 p_{O_2} \quad \text{Gl. 6-4}$$

mit $k = 8 \pm 2,5 \cdot 10^{13} \text{ L}^2 / (\text{mol}^2 \text{ atm min})$ bei 20°C und $p(O_2) = 0,21 \text{ atm}$

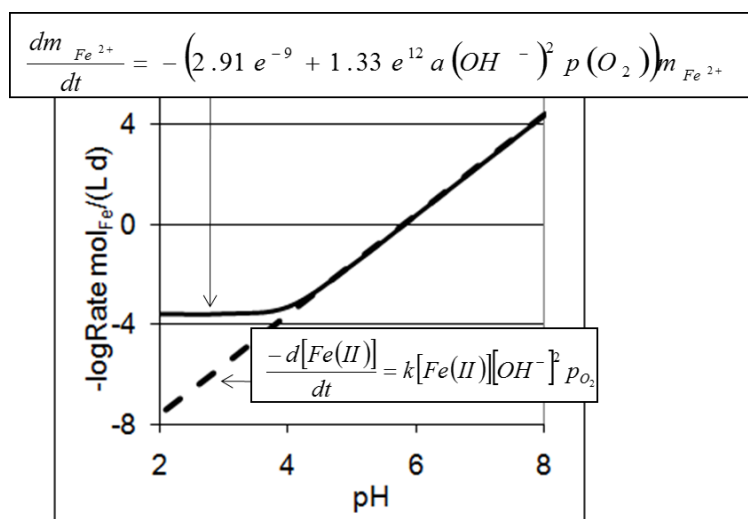


Abbildung 6-1: pH-Wert-abhängige Eisenoxidationsrate

Unterhalb von pH 4 weicht die experimentell bestimmte Kurve jedoch von dieser Funktion ab und wird pH-unabhängig (Abbildung 6-1). Dieses Verhalten kann mit der empirischen Ratengleichung gem. Gl. 6-5 (Singer & Stumm, 1970) beschrieben werden.

$$\frac{dm_{\text{Fe}^{2+}}}{dt} = -\left(2,91e^{-9} + 1,33e^{12} a(\text{OH}^-)^2 p(\text{O}_2)\right) m_{\text{Fe}^{2+}} \quad \text{Gl. 6-5}$$

Die starke pH-Abhängigkeit der homogenen Oxidationskinetik ist zum einen auf die starke Protonenfreisetzung dieser Reaktion zurückzuführen und andererseits durch die geringe Löslichkeit des Produktes $\text{Fe}(\text{OH})_{3(s)}$ bedingt, welches im Neutralbereich die dominierende Spezies darstellt und das Reaktionsprodukt der aquatischen Phase durch Fällung permanent entzieht.

6.2.1 CHEMISCH KATALYSIERTE OXIDATION

In natürlichen Systemen sind immer Feststoffe anwesend, die die Eisenoxidation katalytisch beschleunigen. Dies geschieht, indem das reduzierte Fe(II) an die entsprechende Oberfläche anlagert (sorbiert), was die Aktivierungsenergie für den Oxidationsprozess stark herabsetzt (Schoonen & Strongin, 2005). Dabei stellt weiterhin die Oxidation des sorbierten Fe^{2+} und nicht die Sorption den ratenlimitierenden Schritt dar. Die jeweilige katalytische Wirkung einer Oberfläche ist einerseits abhängig von deren Struktur (physikalische Inhomogenitäten wie Rauigkeit, Bruchkanten usw. sowie mineralogische Inhomogenitäten wie eingelagerte Fremdionen usw.), der Oberfläche (Ähnlichkeit der Gitterabstände mit den Gittern der neu entstehenden Mineralstrukturen; Junta & Hochella (1994)) und andererseits von der jeweiligen sich bildenden Mineralphase. Kristalle, die durch den Oxidationsprozess selbst erst gebildet werden, bilden nach ihrer Entstehung daher oft die reaktivsten „Sites“ für die fortgesetzte Oxidation im Vergleich zu den reaktiven Sites anderer vorhandener Feststoffe. Die heterogene Oxidation kann formal in drei Teilschritte zerlegt werden (Abbildung 6-2):

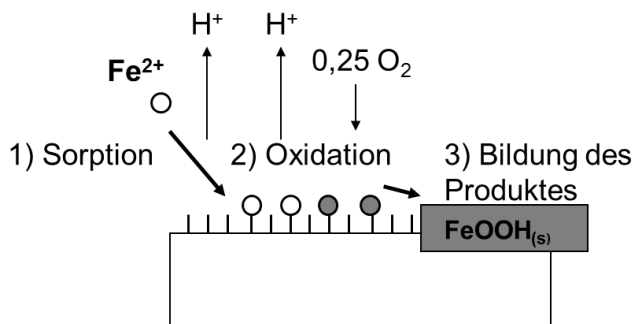
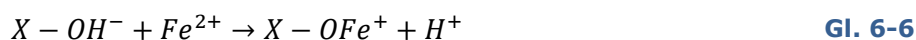
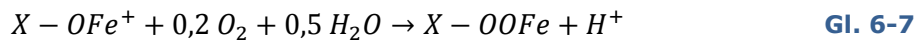


Abbildung 6-2: Schema der oberflächen-katalysierten Eisenoxidation

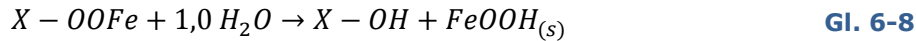
1. Sorption des reduzierten Eisens an einer Hydroxid-Oberfläche und Bildung eines Oberflächenkomplexes beispielsweise nach Gl. 6-6.



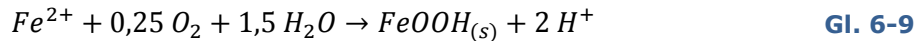
2. Heterogen katalysierte Oxidation unter Verbrauch eines Oxidationsmittels aus dem Feststoff oder der flüssigen Phase nach Gl. 6-7.



3. Bildung des oxidierten Produktes auf der Mineraloberfläche nach Gl. 6-8.



Summengleichung aus Gl. 6-6 bis Gl. 6-8 ist Gl. 6-9.



Die Gesamtrate der autokatalytischen Eisenoxidation setzt sich gem. Gl. 6-10 additiv aus einem homogenen und einem heterogenen Term zusammen (Tamura, Goto, & Nagayama, 1976; Sung & Morgan, 1980). Bei Oxidation aus der reinen Lösung ist zunächst nur der erste Term bedeutsam. Sobald Feststoffe gebildet werden und ihrerseits Austauschplätze zur Verfügung stellen, wird auch der zweite Teil der Ratengleichung zunehmend relevant und wird bald dominant.

$$-d[Fe(II)]/dt = k[Fe(II)] + k' Fe(III)[Fe(II)] \quad \text{Gl. 6-10}$$

mit

k:	Ratenkonstante für die homogene Reaktion;	
	$k = k_0[O_2][OH^-]^2$; [1/s];	$k_0 = 2,3 \cdot 10^{14} L^3 / (mol^3 s)$
k':	Ratenkonstante für die heterogene Reaktion	
	$k' = k_{so}[O_2]K/[H^+]$ [L/mol s]	$k_{so} = 73 L / (mol s)$
K:	Adsorptionskonstante für Fe(II) an Fe(III)-Hydroxide	
	$K = 10^{-4,85}$; [-]	

Abgesehen von der rein chemischen Metalloxidation wird die Eisenoxidation im Naturraum praktisch immer auch mikrobiell katalysiert und stark beschleunigt. Sie ist damit weniger durch die thermodynamischen Bedingungen, sondern durch die für Mikroorganismen relevanten Bedingungen kontrolliert und findet auch bei pH- und Eh-Werten statt, unter denen abiotisch nur sehr geringe Raten erwartbar wären.

6.2.2 EISENOXIDATION BEI NIEDRIGEN PH-WERTEN

Auch bei niedrigen pH-Werten findet gemäß Abbildung 6-1 eine Eisenoxidation nach Gl. 6-1 statt. Da diese Reaktion zunächst Protonen verbraucht, wird bei kontinuierlicher Eisenoxidation eine anteilige Weiterreaktion zu einem Feststoff gem. Gl. 6-2 möglich, wie diese auch bei niedrigen pH-Werten in entsprechenden Fließ- und Standgewässern zu beobachten ist.

Da sich bei fortgesetzter Eisenoxidation jedoch auch vermehrt aquatische Fe(III)-Hydroxid-Spezies bilden, überwiegt insgesamt die Protonenfreisetzung, die durch Oxidation bewirkte Protonenbindung und der pH-Wert sinkt (Gl. 6-3). Bei sehr großen Eisenkonzentrationen kann dieser (wie im Feld an einigen Seen zu beobachten) Werte um 2,7 bis 2,3 erreichen.

In diesem pH-Bereich kommt die Hydroxid-Fällung fast vollständig zum Erliegen und ein zunehmender Teil der Eisen(III)ionen verbleibt in Lösung.

Ferrihydrit ist in sauren Grubenwässern aufgrund der niedrigen pH-Werte, der damit geringeren $\text{Fe}(\text{OH})_{3(\text{aq})}$ -Konzentrationen und der damit langsameren Fe(III)-Hydroxid-Koagulation und Fällung unter Umständen nicht die dominant gebildete Festphase. So können auch Hydroxosulfate wie z. B. Jarosit ($\text{KFe}_3(\text{SO}_4)_2(\text{OH})_6$) oder Schwertmannit (Bigam, et al., 1996; Lenk & Wisotzky, 2007; Wiegand, Lazik, & Glaesser, 2000; Wiegand, 2002; Blowes & Jambor, 1990) gebildet werden. Bei diesen für oxische Grubenwässer typischen Festphasen wird das Hydroxyl-Anion teilweise durch Sulfat ersetzt.

6.3 UNTERSUCHUNGSMETHODIK

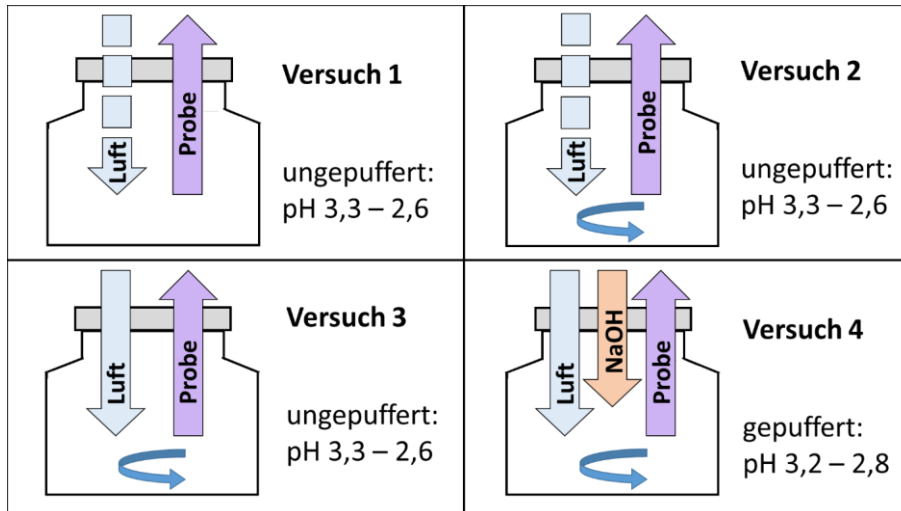
Zur Untersuchung der Eisenoxidationskinetik unter sauren Bedingungen wurden vier Batch-Versuche ohne Replikate (außer Versuch 4) durchgeführt, die jeweils typische Situationen des Oxidationsprozesses im Naturraum darstellen (Tabelle 6-1). Versuch 4 mit konstant gehaltenem pH-Wert repräsentiert dabei einen See, dessen Wasserbeschaffenheit durch Grund- und Oberflächenwasserzuflüsse im Fließgleichgewicht konstant gehalten wird.

Tabelle 6-1: Spezifika der Versuche 1 bis 4

	O ₂ -Gehalt	Pufferung	pH-Wert	Rührer	Schwebstoff-Anteile
Versuch 1	Periodische O ₂ -Zufuhr	nein	Zu Beginn 3,0; im Verlauf der Oxidation abnehmend	nein	Gering; Reaktionsprodukte sedimentieren
Versuch 2	Periodische O ₂ -Zufuhr	nein	Zu Beginn 3,0; im Verlauf der Oxidation abnehmend	Ja	Zunehmend; Entstehende Reaktionsprodukte bleiben in Suspension
Versuch 3	Konstant bei 8 bis 9 mg/L	nein	Zu Beginn 3,0; im Verlauf der Oxidation abnehmend	ja	zunehmend; Entstehende Reaktionsprodukte bleiben in Suspension
Versuch 4	Konstant bei 8 bis 9 mg/L	ja	Konstant zwischen pH 3,1 und 2,8	ja	zunehmend; Entstehende Reaktionsprodukte bleiben in Suspension

6.4 VERSUCHSDURCHFÜHRUNG

Die Batch-Versuche wurden mit 2.000 ml oxidiertem eisenreichem saurem Grubenwasser (Start-pH-Wert 3,3) aus dem Feld durchgeführt (Beschaffenheit siehe Tabelle 6-2). In verschlossenen 2L-Glasflaschen wurden versuchsabhängig kontinuierlich Luft-Sauerstoff über einen Perlstein und bei Versuch 4 Lauge (NaOH) zur Beibehaltung eines bestimmten pH-Wertes zudosiert (Abbildung 6-3).


Abbildung 6-3: Schema der Batch-Versuche

Über einen Probenahme-Schlauch konnten Proben aus der Mitte des Batch-Gefäßes entnommen werden. Die Probenahme erfolgte dem Versuchsverlauf angepasst einmal täglich bis einmal wöchentlich. Das entnommene Volumen von 20 ml wurde jeweils durch Zugabe von Rohwasser ersetzt. Die geringfügige Änderung der Eisenkonzentration durch Wiederauffüllung des Batches mit einer geringen Menge Rohwasser wird rechnerisch berücksichtigt. Durch wiederholte Beprobung der Batchgefäße konnten abhängig von der Fe(II)-Konzentrationsentwicklung Zeitreihen von bis zu 1100 h Dauer zur Entwicklung der Stoffkonzentrationen, insbesondere des Fe(II) und des Fe(III) ermittelt werden.

Tabelle 6-2: Beschaffenheit des Rohwassers

	Wert	Standardabweichung
pH-Wert	3.3	0.2
Stoffkonzentration	mg/l	mg/l
Al	35.5	8.5
Ca	389	54
Cl	14.6	4.9
Fe(II)	788	134
Fe(III)	97.7	93.7
Fe-gel	835	121
Fe-ges	869	132
K	9.8	2.1
Mg	56.8	8.1
Mn	10.7	1.4
Na	40.6	8.1
Sauerstoff	2.6	1.7
Sulfat	2970	340
TIC	34.0	21.0
TOC	6.1	1.4

Tabelle 6-2 zeigt die Beschaffenheit des für die Versuche verwendeten sehr eisenreichen Rohwassers. Auf eine Filtration des Rohwassers wurde bewusst verzichtet, um bei der Bestimmung der Kinetik auch die Effekte mikrobieller Aktivität und weiterer anwesender Schwebstoffe mit zu erfassen. Das Eisen liegt zu Beginn der Versuche vornehmlich in Form von Fe(II) vor. Das Wasser weist aufgrund der hohen Eisengehalte eine sehr hohe Azidität mit ca. 36 mmol/L auf.

Die entnommenen Proben werden auf folgende Parameter analysiert:

- Vorort-Parameter: pH-Wert, O₂-Konzentration
- Eisen: Fe(II)-, Fe_{ges}-Konzentration
- Sulfat

Für die Bestimmung der Fe(II)-Konzentration wurde die Probe jeweils über einen 0,4µm-Filter gefiltert. Die Fe(II)-Bestimmung erfolgte mit einem Photometer, die Sulfat- und die Fe_{ges}-Bestimmung erfolgte mittels optischer Emissionsspektrometrie (ICP-OES).

6.5 VERSUCHSERGEBNISSE

Abbildung 6-4 zeigt die Versuchsergebnisse hinsichtlich der zeitlichen Entwicklung der Eisen(II)-Konzentrationen in den vier Batches. Die Fe(II)-Konzentration nimmt in den einzelnen Batches in Abhängigkeit der Versuchsbedingungen (Tabelle 6-1) im Laufe von 300 bis >1000 h (= 10 bis > 40 Tage) kontinuierlich ab.

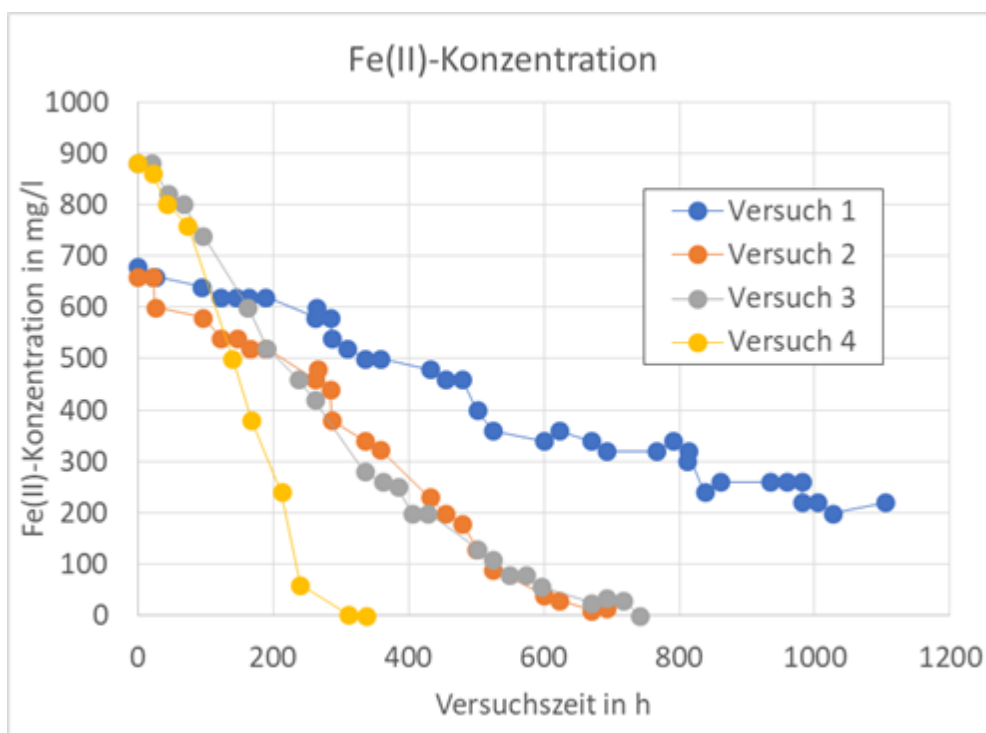


Abbildung 6-4: Abnahme der Fe(II)-Konzentration (in mg/l) mit der Zeit durch fortschreitende Oxidation

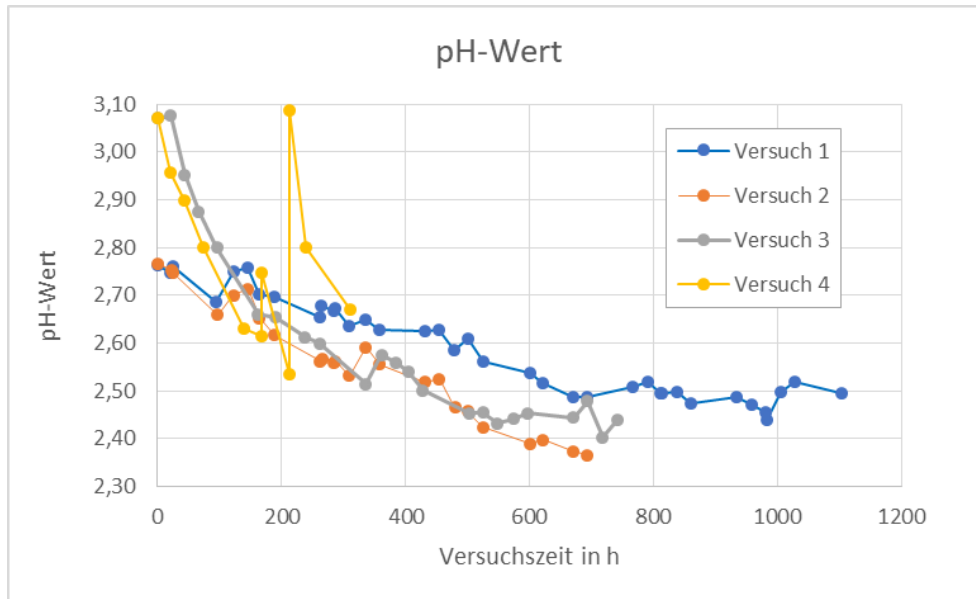


Abbildung 6-5: Abnahme des pH-Wertes mit der Zeit durch fortschreitende Oxidation

Versuch 1 wurde nur diskontinuierlich und insgesamt viermal für ca. 15 Minuten belüftet, wobei die Sauerstoffoxidation jeweils von 2 - 3 mg/l auf ca. 8 mg/l anstieg (Abbildung 6-6). Zwischen den Belüftungen erfolgte kein Eintrag von Mischenergie. Die Eisenoxidationsrate stieg jeweils unmittelbar nach einer Belüftung auf ca. 2,9 mg/(l h) an. Diese Rate ist in Abbildung 6-6 durch dünne schwarze Linien angedeutet. Die temporäre Erhöhung der Rate kann an der temporär erhöhten Sauerstoff-Verfügbarkeit, aber auch an der vorübergehenden mit der Belüftung einhergehenden Suspendierung von Schwebstoffen liegen, die die Oxidation ebenfalls beschleunigen. Die Eisenoxidationsrate fiel nach erneuter Abnahme des Sauerstoffes auf 2 -3 mg/l auf 0,19 bis 0,29 mg/(l h) ab (siehe dünne schwarze Linien in Abbildung 6-6). Auch im Mittel zeigt Versuch 1 im Vergleich zu den anderen Versuchen die geringste Eisenoxidationsrate von 0,46 mg/(l h). Der pH-Wert fällt während des gesamten Versuchsverlaufes kontinuierlich ab, wobei die Abnahme mit fortschreitender Oxidation immer langsamer wird (Abbildung 6-5).

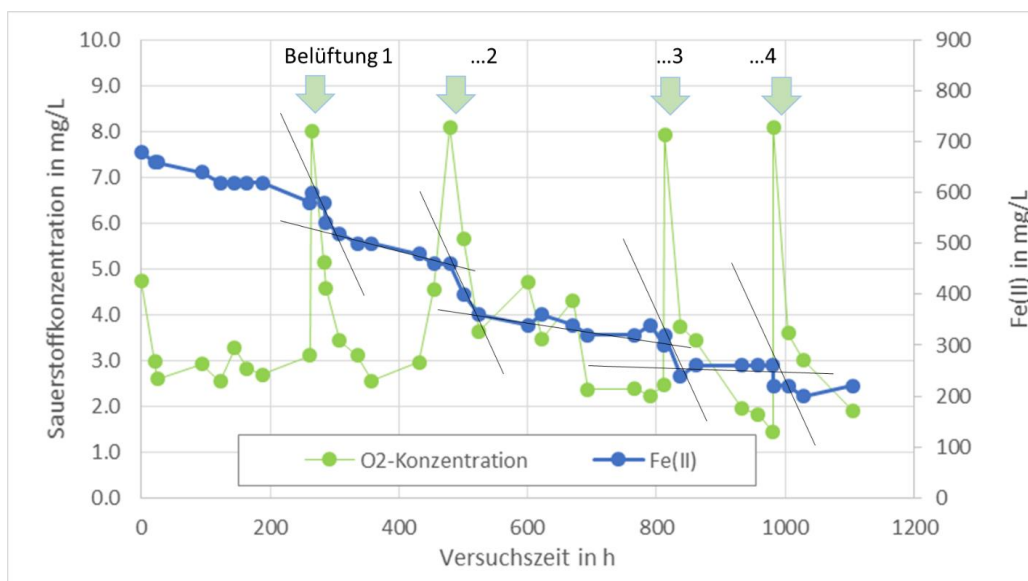


Abbildung 6-6: Versuch 1 (periodische O₂-Zufuhr, ohne Rührer) Periodische Anhebung der Sauerstoffkonzentration führt zu vorübergehender Zunahme der Eisenoxidationsrate

Versuch 2 (nur gelegentliche Belüftung wie in Versuch 1, jedoch kontinuierliche Suspendierung der Schwebstoffe) zeigt eine etwas höhere mittlere Eisenoxidationsrate von 1,0 mg/(l h) als Versuch 1. Versuch 2 wurde zweimal belüftet. Auch hier ist im Nachgang der Belüftung eine Zunahme der Eisenoxidation auf 2,3 bis 2,5 mg/(l h) zu beobachten (Abbildung 6-7). Der Anstieg der Sauerstoffkonzentration nach 600 h ist ungeklärt. In den Phasen mit geringem Sauerstoff-Angebot (3 – 4 mg/l) nahm die Rate auf etwa 0,6 mg/(l h) ab. In den Phasen mit geringem Sauerstoff-Angebot (3 – 4 mg/l) nahm die Rate auf etwa 0,6 mg/(l h) ab. Der pH-Wert fällt auch hier während des gesamten Versuchsverlaufes kontinuierlich ab (Abbildung 6-5).

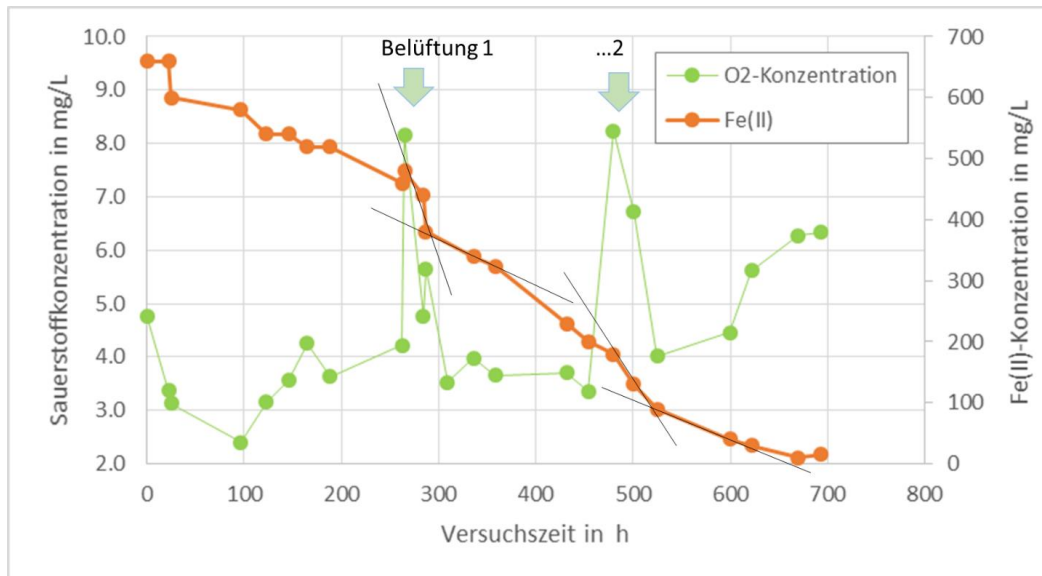


Abbildung 6-7: Versuch 2 (periodische O₂-Zufuhr, mit Rührer): Periodische Anhebung der Sauerstoffkonzentration und nachfolgend vorübergehende Zunahme der Eisenoxidationsrate.

Versuch 3 wurde konstant belüftet, wodurch die Sauerstoffkonzentration den gesamten Versuchsverlauf über bei 8,0 bis 8,5 mg/l lag. Versuch 3 zeigt zunächst eine Eisenoxidationsrate von etwa 1,8 mg/(l h), die dann ab einer Rest-Fe(II)-Konzentration von ca. 250 mg/l geringer wird und noch etwa 0,6 mg/(l h) beträgt. Auch bei Versuch 3 fällt der pH-Wert kontinuierlich ab (Abbildung 6-5).

Auch **Versuch 4** wurde konstant belüftet, wobei der pH-Wert durch diskontinuierliche NaOH-Zugaben in einem Bereich zwischen 2,6 und 3,1 gehalten wurde (daher Verzicht auf eine Darstellung in Abbildung 6-5). Versuch 4 zeigt zunächst eine Eisenoxidationsrate von etwa 3,0 mg/(l h), die dann vergleichbar dem Versuch 3 ab einer Rest-Fe(II)-Konzentration von ca. 60 mg/l geringer wird (Abbildung 6-4). Dieser Versuch zeigte die höchste Oxidationsrate.

Versuch 4 wurde bei gleichen Versuchsbedingungen wiederholt, wobei diesmal jedoch eine deutlich geringere mittlere Rate von 0,58 mmol/(l h) bestimmt wurde. Während die anderen Versuche ein in sich konsistentes Bild ergeben, ist der Wiederholungsversuch schlecht in das Gesamtsystem einzuordnen. Die Ursachen für die gemessenen Abweichungen konnten im Rahmen des Versuches nicht geklärt werden, weshalb auf eine weitergehende Datenauswertung des Wiederholungsversuches 4-2 verzichtet worden ist.

In allen Versuchen wirken jeweils sich überlagernde potenziell ratenbeeinflussende Faktoren. Dies sind

- die mehr oder weniger ausgeprägte Anwesenheit von kolloidalen Stoffen (Oberflächen) in der Wasserphase bzw. an der Gefäßwand, die sorptiv auf Fe(II) und gemäß Kap. 6.2.1 ratensteigernd auf die Fe-Oxidation wirken sollte,
- der in den Versuchen 1 bis 3 abnehmende pH-Wert (eine ratenmindernde Wirkung sinkender pH-Werte ist zunächst nur oberhalb von pH 4 sicher nachgewiesen; Abbildung 6-1),
- die sinkende Fe(II)-Konzentration, die ratenmindernd wirken sollte
- die variable O₂-Konzentration, deren Zunahme ratensteigernd wirken sollte und
- die Durchmischung.

Die Verläufe der Fe(II)-Konzentrationsabnahme entsprechen jeweils nicht den typischen Kurvenverläufen, die für eine Eisenoxidationskinetik z. B. gemäß Gl. 6-10 zu erwarten ist (Abbildung 6-8). Diese sind gemäß Abbildung 6-8 gekennzeichnet durch

- eine anfängliche Zunahme der Raten infolge der fortschreitenden Bildung von katalysierend wirkenden Eisenhydroxid-reichen Feststoffen und
- eine Abnahme der Oxidationsrate im weiteren Verlauf durch die Abnahme der Fe(II)-Konzentration.

Nur ansatzweise ist bei den Versuchen 2 bis 4 eine Anfangsphase mit geringeren Raten und eine Endphase mit ebenfalls geringerer Oxidationskinetik zu erkennen (Abbildung 6-4). Die Ganglinien aller Versuche zeigen in weiten Bereichen in erster Näherung vielmehr ein lineares Verhalten.

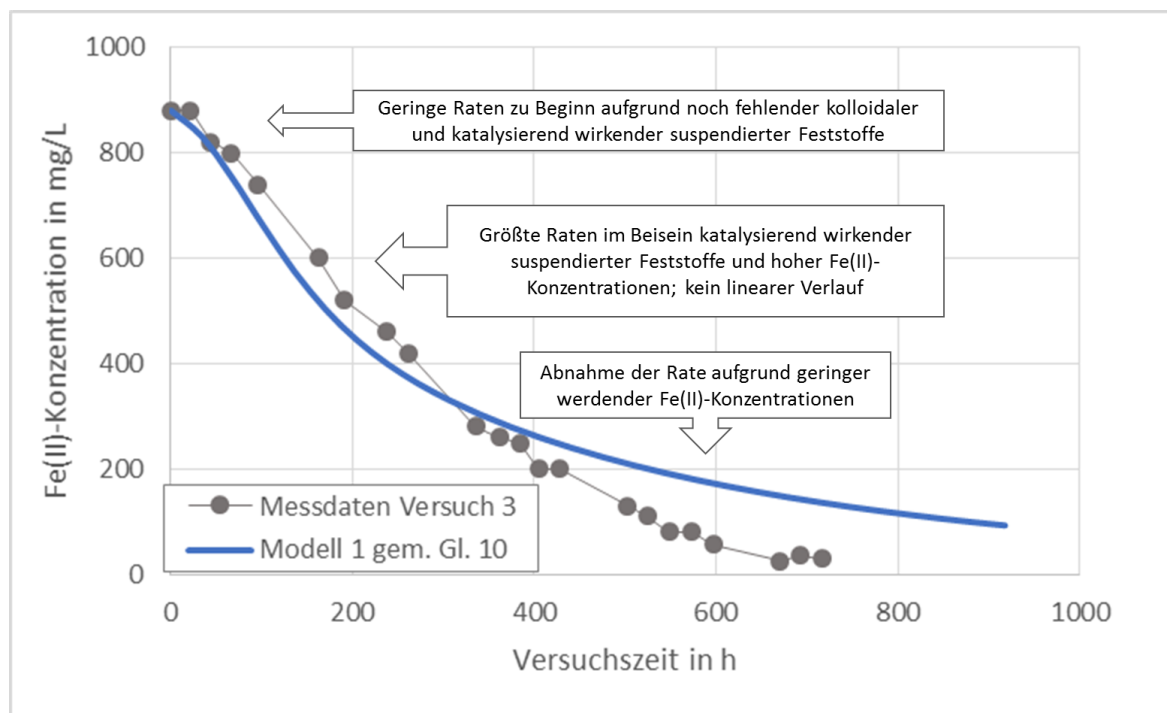


Abbildung 6-8: Gemessene Abnahme der Fe(II)-Konzentration in Versuch 3 mit der Zeit und Vergleich mit einer Konzentrationsabnahme gemäß der mit Gl. 10 beschriebenen Kinetik

Für die Versuche 2 bis 4 kann der gemessene Fe(II)-Konzentrationsverlauf daher vielmehr mit einer Rate 0ter Ordnung bis zum Erreichen einer Konzentration von ca. 250 mg/l Fe(II) beschrieben werden. Danach kann der Kurvenverlauf näherungsweise mit einer Rate erster Ordnung abgebildet werden (Abbildung 6-9). Im Falle des Versuches 4 war dies aufgrund der geringen Anzahl von Messwerten in diesem Bereich nicht möglich.

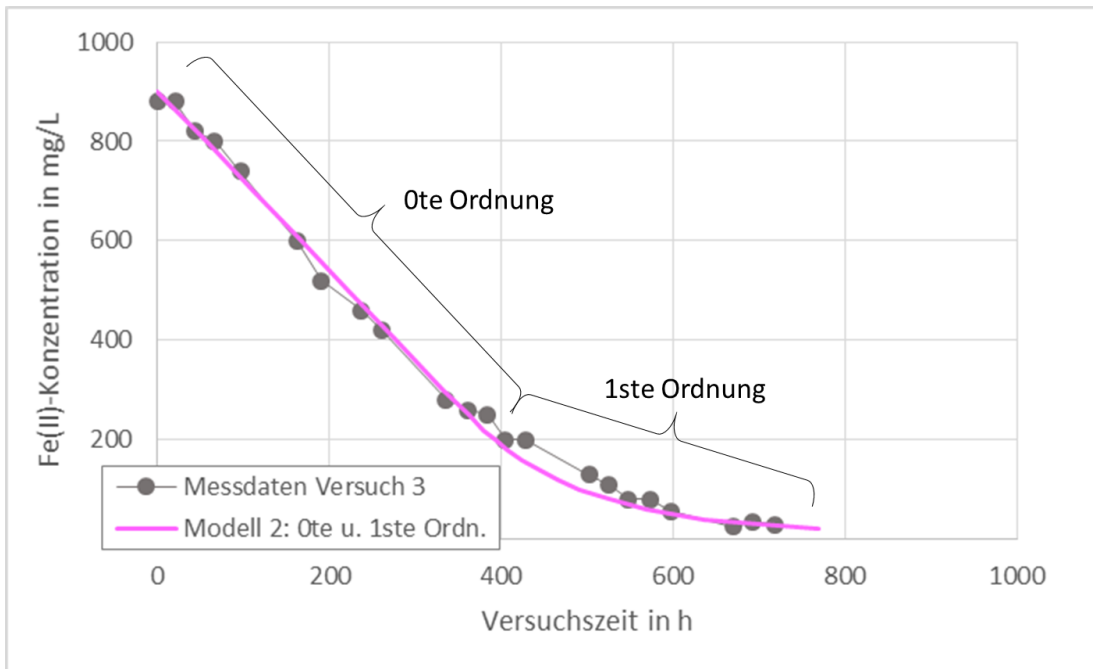


Abbildung 6-9: Beschreibung der Oxidationskinetik als Reaktion 0ter Ordnung mit Übergang zu einer Reaktion 1ster Ordnung am Beispiel des Versuches 3

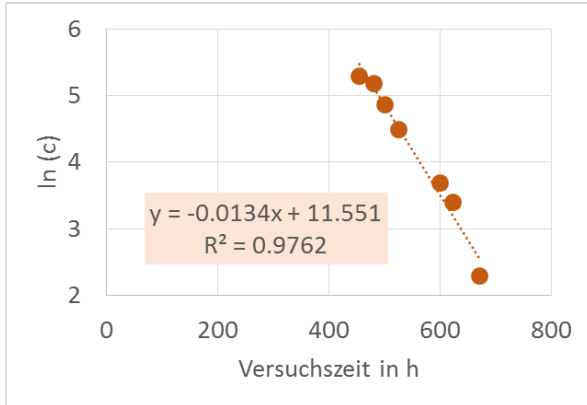
Die Raten 0ter Ordnung wurden graphisch aus Ausgleichsgeraden ermittelt und sind in Tabelle 6-3 zusammenfassend dargestellt. Die Ratenkonstanten k für die Abbildung der Reaktion erster Ordnung sind ebenfalls in Tabelle 6-3 dargestellt. Sie wurden durch Linearisierung der Messdaten unter 250 mg_{Fe}/L ermittelt (Abbildung 6-10). Das Geschwindigkeitsgesetz (Gl. 6-11) für eine Reaktion erster Ordnung eines Reaktanten A mit der Konzentration $c(A)$ und der Ratenkonstante k lautet (sofern keine weiteren Abhängigkeiten bestehen):

$$-dc(A)/dt = k c(A) \quad \text{Gl. 6-11}$$

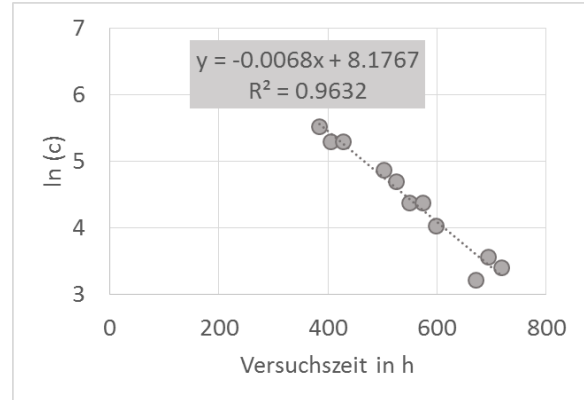
Durch Integration ergibt sich:

$$\ln c(A) = -k t + \ln c_0(A) \quad \text{Gl. 6-12}$$

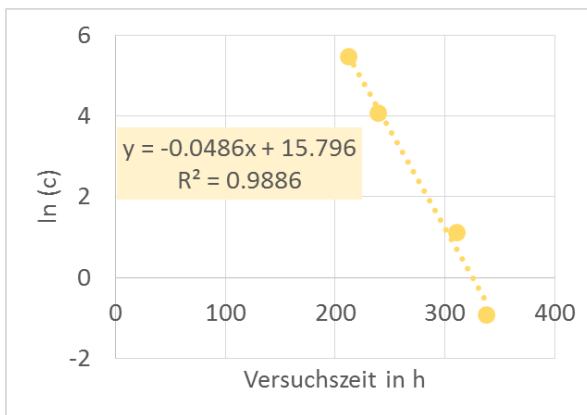
Damit kann $\ln c(A)$ gegen die Zeit aufgetragen und k als Geradensteigung abgelesen werden (Abbildung 6-10). Für Versuch 1 ist ein Ratengesetz erster Ordnung für keinen Kurvenabschnitt begründbar.



Versuch 2



Versuch 3



Versuch 4

Abbildung 6-10: Ableitung der Ratenkonstanten k für den durch eine Rate erster Ordnung beschreibbaren Abschnitt der Konzentrationsabnahme von $c_{\text{Fe(II)}}$
Tabelle 6-3: Raten K und Ratenkonstanten k der Eisenoxidation, die aus den Versuchen abgeleitet wurden.

	O ₂ -Gehalt	Pufferung	Rührer	Eisenoxidation	
				Rate 0ter Ordnung	Rate 1ter Ordnung
				K [mg/(L h)]	k [1/h]
Versuch 1	Periodisch	nein	nein	0.46 R = 0.97	n.b.
	ca. 8 mg/L			2,90	n.b.
	ca. 3 mg/L			0.19 - 0.29	n.b.
Versuch 2	Periodisch	nein	Ja	1.0 R = 0.98	0.013 R = 0.98
	ca. 8 mg/L			2.3 - 2.5	n.b.
	ca. 3 mg/L			0,59	n.b.
Versuch 3	Konstant	nein	ja	1.8 R = 0.94	0.0068 R = 0.96
Versuch 4	Konstant	bei pH 3	ja	3.0 R = 0.97	

Abbildung 6-11 (aus Younger et al. (2002) zeigt Raten der Konzentrationsabnahme von Fe in passiven Systemen, wobei für pH-Werte unter 3 kaum Daten vorliegen. Jedoch sind Raten unter $3 \text{ g/m}^2 \text{ d}$ abzuschätzen. Nimmt man für das Feuchtgebiet eine empfohlene Wassertiefe von $0,2 \text{ m}$ (Younger, Banwart, & Hedin, 2002, S. 358) so entsprechen die angegebenen Werte einer Rate von $0,6 \text{ mg/(l h)}$ was der in den hier durchgeführten Versuchen bestimmten Eisenkonzentrationsabnahme von $0,5$ bis 3 g entspricht.

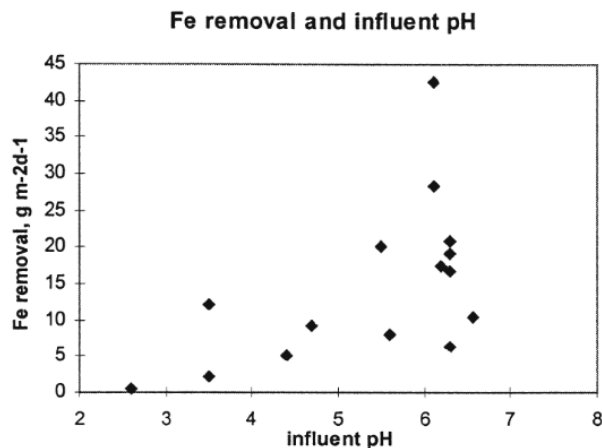


Abbildung 6-11: Younger et al 2002: Konzentrationsabnahme von Fe in passiven Systemen

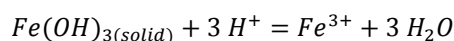
Für eine weitergehende Interpretation und Auswertung der Daten hinsichtlich der Bedeutung der Sauerstoffkonzentration und der Wirkung von Fe-Hydroxid-Oberflächen im Kontakt mit der Fe(II)-reichen Lösung liegen zu wenige Versuchsreihen vor. Die Bedeutung dieser Parameter kann deshalb zunächst nur qualitativ beschrieben werden:

1. Wie der Vergleich der Versuche untereinander, aber auch die Reaktionsverläufe infolge der periodischen Zusp eisung von Sauerstoff zeigen, steigt die Eisenoxidationsrate bei erhöhten Sauerstoffkonzentrationen. Diese reagiert unmittelbar auf die Erhöhung der Sauerstoffkonzentration. Bei Erhöhung der Sauerstoffkonzentration von $2,0$ bis $3,0 \text{ mg/l}$ auf $8,0$ bis $8,5 \text{ mg/l}$ nahm die Eisenoxidationsrate in den Versuchen um den Faktor 4 bis 15 zu.
2. Die Auswirkungen der Abnahme des **pH-Wertes** bleiben zunächst unsicher. Der in den Versuchen 1 bis 3 **abnehmende pH-Wert** wirkt sich nicht erkennbar auf die Rate aus. Allerdings kann dieser Effekt auch durch andere Prozesse, z. B. die Zunahme der suspendierten Feststoffe, überlagert bzw. kompensiert werden. In Singer & Stumm (1970) wird von einer pH-unabhängigen Fe-Oxidationsrate unterhalb von pH $4,0$ ausgegangen.
3. Die **Fe(II)-Konzentration** hat bei Konzentrationen unter ca. 250 mg/l Auswirkungen auf die Rate. Wie die Versuche 2 bis 4 zeigen sinkt die Eisenoxidationsrate bei abnehmenden Fe(II)-Konzentrationen (Abbildung 6-4).
4. Die Versuche 2 bis 4 lassen den Einfluss von gebildeten Eisenhydroxiden auf die Rate vermuten, worauf die leichte **Lag-Phase jeweils zu Beginn** der Versuche hinweist. Ein sicherer Nachweis ist jedoch auf Basis der bisher vorliegenden Daten nicht möglich.
5. Über den Umfang und die Bedeutung **mikrobieller Aktivitäten** für die Eisenoxidation lassen die Versuchsergebnisse keine Aussagen zu.

Abbildung 6-12 zeigt die Abnahme des pH-Wertes infolge der Eisenoxidation in Abhängigkeit der verbleibenden Eisenkonzentration. Diese Abbildung zeigt, dass **unabhängig vom zeitlichen Verlauf** der Eisenoxidation ein deutlicher Zusammenhang zwischen der oxidierten Eisenmenge und dem pH-Wert besteht. Es ist kein Unterschied zwischen Versuch 1 (freie Sedimentation der Hydroxide) und Versuch 2 bzw. 3 (Eintrag von Mischenergie um die Eisenhydroxide in Schwebelage zu halten) erkennbar. Es ist auch keine Abhängigkeit von der Sauerstoff-Verfügbarkeit erkennbar.

Die weitere Abnahme des bereits niedrigen pH-Wertes erfolgt durch Bildung von Hydroxidreichen Festphasen. Die Versuchsdaten wurden mittels des geochemischen Gleichgewichtsprogrammes PHREEQC-Vers. 2.0 nachgerechnet. Der Verlauf der Abnahme des pH-Wertes kann damit gut beschrieben werden. Allerdings hängt es von den verwendeten Massenwirkungskonstanten für sich bildende aquatische Spezies und Feststoffe ab, wie gut die Messdaten abgebildet werden können. Abbildung 6-12 zeigt die berechnete pH-Wert-Abnahme, die mit zwei verschiedenen Datenbasen (Modell A: PHREEQC-Datenbasis; Modell B: MINTEQ.v4-Datenbasis) berechnet wurden.

Für das Gleichgewicht des oxidierten Eisens mit einer Hydroxid-Festphase gem. Gl. 6-13



Gl. 6-13

wird in der MINTEQ-Datenbank eine Massenwirkungskonstante von $\log K = 3.191$ angegeben. Der in Gl. 6-13 wirksam werdende Fe^{3+} -Anteil an den gelösten Fe(III)-Spezies (andere aquatische Fe(III)-Spezies sind bspw. FeSO_4^+ , $\text{Fe}(\text{SO}_4)_2^-$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$ und FeOH^{2+}) ergibt sich zu ca. 8%. In der PHREEQC-Datenbank wird für die gleiche Reaktion $\log K = 4.891$ genutzt.

Der Fe^{3+} -Anteil beträgt hier etwa aufgrund anderer Massenwirkungskonstanten für die homogenen Reaktionen etwa 5%. Damit ist der Feststoff bei Nutzung der MINTEQ-Datenbank (Modell B) stabiler und weniger Fe(III) verbleibt in der Lösung. Damit werden dem aquatischen System mehr OH^- -Ionen entzogen und der pH-Wert sinkt im Vergleich zu Modell A stärker ab (siehe Abbildung 6-12).

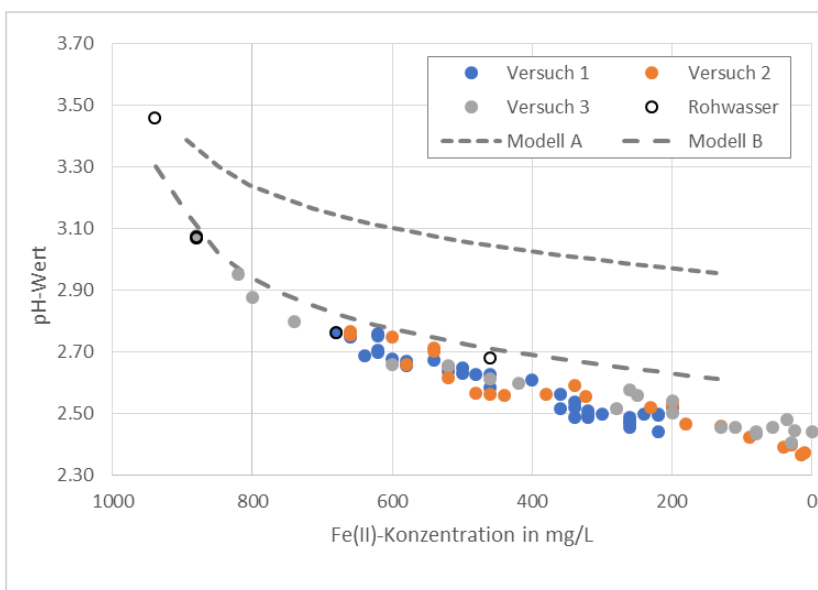


Abbildung 6-12: Abnahme des pH-Wertes in Abhängigkeit der verbleibenden Fe(II)-Konzentration

Die Messdaten zeigen für die Versuche 1 und 2 die Abnahme von Sulfat während der Versuche (Abbildung 6-13). Dies lässt die Bildung von Eisenhydroxisulfatphasen wie z. B. Jarosit vermuten, wie sie bei den Versuchs-pH-Werten auch zu erwarten sind.

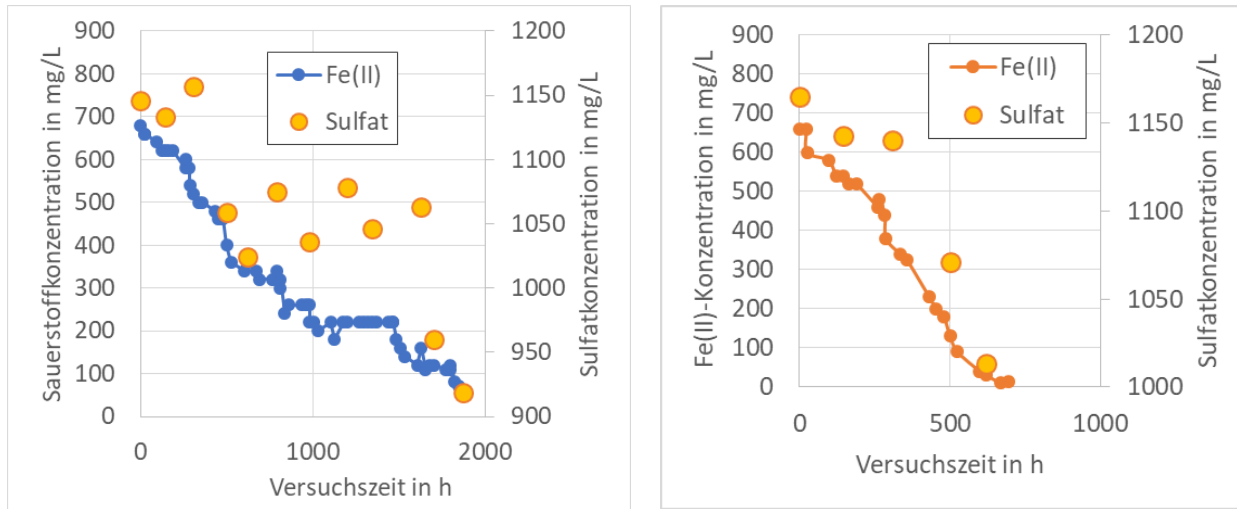
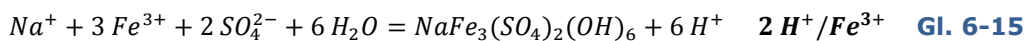


Abbildung 6-13: Abnahme der Sulfatkonzentration im Laufe von Versuch 1 und 2

Die Abnahme der Sulfatkonzentration um 100 bis 150 mg/l bzw. 1 bis 1,5 mmol/L entspricht der Bildung von 0,5 bis 0,75 mmol/L Jarosit mit der Strukturformel $(K, Na, H)Fe_3(SO_4)_2(OH)_6$. Damit ist die Jarositbildung (oder die eines ähnlich strukturierten Minerals) nur anteilig für die Bindung und Fällung von Fe(III) verantwortlich.

Proportional zu Eisen werden durch die Jarositbildung (Gl. 6-15) weniger Protonen freigesetzt als durch die Ferrihydrit-Bildung (Gl. 6-14).



In Summe bewirkt die Jarositbindung unter der gegebenen Wasserbeschaffenheit der Versuche jedoch eine stärkere pH-Wert-Senkung als die Ferrihydrit-Fällung, da im Falle der Ferrihydritbildung mehr Fe(III) in Lösung verbleibt und dort in Form von aquatischen Eisensulfatkomplexen vorliegt, deren Bildung keine Protonen freisetzt (Abbildung 6-14).

Die zusätzliche Einbeziehung der Jarositfällung in die hydrochemische Berechnung kann die in den Versuchen beobachtete weitere pH-Wert-Erniedrigung gegenüber den Modellergebnissen erklären (Abbildung 6-12).

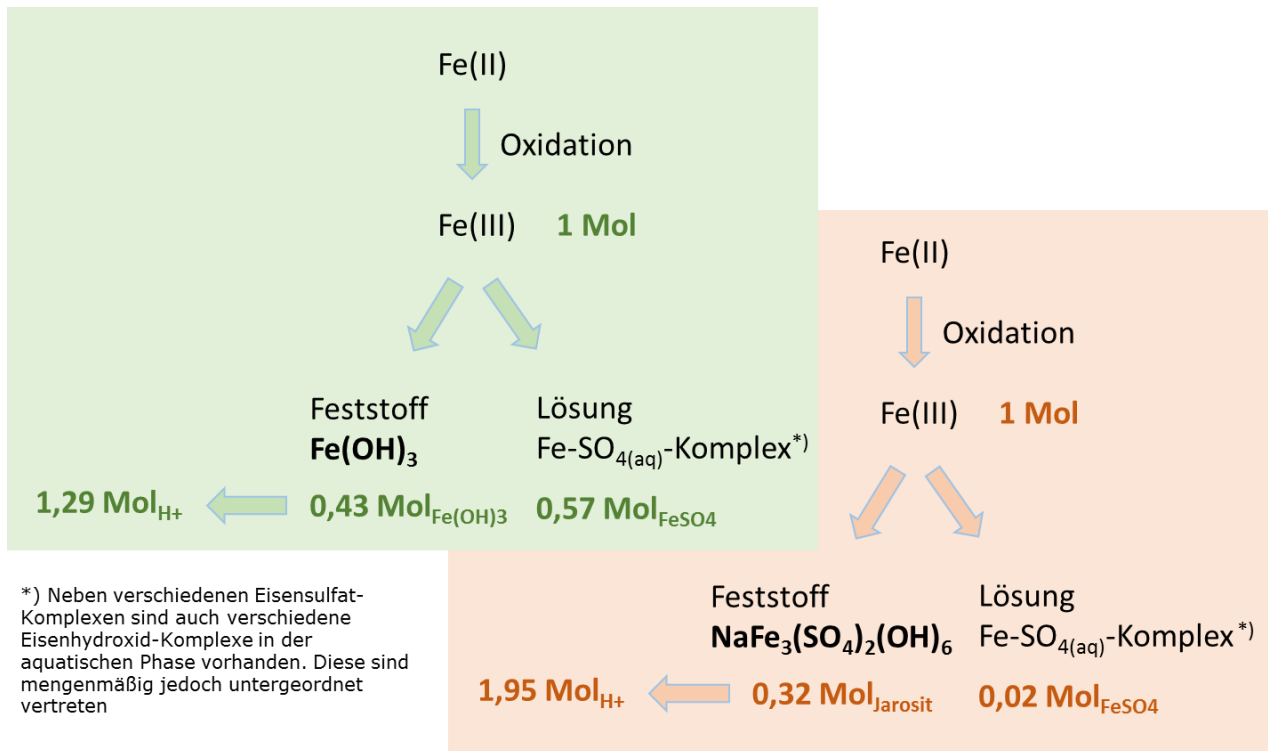


Abbildung 6-14: Beispielhafte Reaktionen des dreiwertigen Eisens und damit verbundene Protonen-Freisetzung im Vergleich für typische Versuchsbedingungen (pH 2,85 bzw. 2,58)

6.6 SCHLUSSFOLGERUNGEN

Die bisherigen Versuche liefern eine Datengrundlage für die überschlägige Bestimmung der Eisenoxidationsraten in natürlichen sauerstoffgesättigten und teilgesättigten sauren Gewässern auf Basis der Eisenoxidationsraten von Tabelle 6-3. Mit den angesetzten Versuchsbedingungen sind sie repräsentativ für viele natürlicherweise versauerte Oberflächengewässer der Lausitz. Auch die sehr niedrigen pH-Werte am Ende der Versuche werden in stark versauerten Gewässern beispielsweise im Raum Lauchhammer angetroffen.

Die abgeleiteten Raten können damit als Planungsgrundlage für technische Abschätzungen dienen. Aussagen zur prinzipiellen Wirkung der wesentlichen Faktoren *pH-Wert*, *Sauerstoff-Konzentration* und *Feststoffoberfläche* konnten abgeleitet werden. Die größten Unsicherheiten werden durch die schwierige Kontrolle und Steuerung der Sauerstoffkonzentration und die schwierige Abschätzung der tatsächlich mit der aquatischen Phase in Kontakt stehenden Eisenhydroxid-Oberfläche (die als katalytisch wirksam angesehen wird) hervorgerufen.

Es ist davon auszugehen, dass verschiedene Standorte hinsichtlich ratenrelevanter Faktoren wie *Mikroorganismenpopulation*, *Schwebstoffkonzentration* und *weitere reaktive Oberflächen* (wie z.B. Makrophytenbewuchs) unterschiedliche Rahmenbedingungen, und damit variierende Raten aufweisen. Es wird deshalb empfohlen, im Vorfeld einer objektkonkreten Planung dem hier dargestellten Vorgehen vergleichbare Versuche zur Eisenoxidationskinetik durchzuführen. Nur so kann der Einfluss von standortspezifischen Faktoren wie Sauerstoffkonzentration und Schwebstoff-Konzentration richtig eingeschätzt werden.

Für die genauere Integration all dieser Faktoren in die Ratengleichung müssen weitere Versuche, insbes. auch als Wiederholungsversuche, durchgeführt werden. Diese müssen auch an vereinfachten Systemen (z. B. hinsichtlich der Wasserbeschaffenheit) durchgeführt wer-

den. Die Kontrolle der Sauerstoff-Konzentration und des pH-Wertes in den Batch-Gefäßen müsste dazu verbessert werden. Dies würde den Einsatz extrem dichter Batch-Gefäße und den Einsatz von Titrationstechnik bei gleichzeitiger kontinuierlicher Aufzeichnung der Hauptparameter erfordern.

Die für neutrale pH-Werte gültigen, der Literatur entnehmbaren Ratengleichungen sind aus heutiger Sicht auf die Bedingungen bei sauren pH-Werten nicht einfach übertragbar. Sie berücksichtigen nicht die in der freien Natur immer wirkenden Faktoren:

- *Weitere anwesende sorbierend und katalysierend wirkende Feststoffoberflächen*
- *Mikrobielle Tätigkeit.*

7 UMSETZUNGSKONZEPT ZUR WEBANWENDUNG „ATRIUM“

7.1 EINFÜHRUNG UND ZIELE

Im Rahmen des Projektes sollte ein Konzept für die Neugestaltung und Weiterentwicklung der **Altlasten-Technologie Recherche im Umweltmanagement** kurz **ATRIUM**-Anwendung erstellt werden. Die ATRIUM-Anwendung stellt eine fachliche Arbeitshilfe für Gutachter und Behörden vor allem innerhalb der Altlasten-Bearbeitungsphasen „Sanierungsuntersuchung“ und „Sanierung“ dar. ATRIUM ermöglicht insbesondere Mitarbeitern von Behörden aber auch planenden und ausführenden Firmen und Ingenieurbüros eine Auswahl und Erstbewertung von Sanierungsverfahren zur Umsetzung der Vorschriften des Bundes-Bodenschutz- und Altlastengesetzes (BBodSchG).

Die ATRIUM-Anwendung wurde im Jahr 2004 erstellt und bedarf nach 15 Jahren einer Modernisierung. Die „Altanwendung“ ist derzeit (24.04.2019) unter der Adresse

<http://www.umwelt.sachsen.de/umwelt/infosysteme/irsa/jsp/anonym/atrium/index.jsp>

erreichbar. In den letzten Jahren haben sich die Anforderungen an eine zeitgemäße Webanwendung in Bezug auf Design und Funktionalität deutlich verändert. Von Seiten des LfULG wird es als notwendig erachtet, die Anwendung in die LfULG Seite zu integrieren. Damit geht zwingend eine Neugestaltung der Anwendung nach den aktuellen Stilvorgaben des LfULG und eine Überarbeitung in Bezug auf Funktionalität und Nutzbarkeit, die den heutigen Nutzererfahrungen gerecht wird, einher.

Es soll möglich sein, die modernisierte Anwendung um weitere bergbauspezifische Reinigungsverfahren aus anderen Vita-Min-Teilprojekten und LfULG-Studien erweitern zu können. Die Datenbank soll beliebig durch den AG erweiterbar/aktualisierbar sein und eine schnelle, komfortable Suche von Verfahren getrennt nach dem Anwendungsbereich (Altlasten/Bergbau) ermöglichen. In dem hier dargestellten Konzept werden die drei Arbeitsschritte Neukonzeptionierung der Datenbank, Einpflegen neuer Verfahren sowie Aktualisieren der bereits eingepflegten Verfahren berücksichtigt. Das Konzept enthält eine Schätzung des Realisierungsaufwands für die Umsetzungsphase, gegliedert nach Arbeitspaketen.

Mit Blick auf den Projektumfang wird ein angemessenes Kosten-Nutzen Verhältnis bei der Konzepterstellung angestrebt. Somit wird auf eine umfangreiche Konzeptphase mit aufeinander aufbauenden Teilkonzepten (Fachkonzept fein, Fachkonzept grob, Datenverarbeitungskonzept grob, Datenverarbeitungskonzept fein) verzichtet. Das hier vorliegende Konzept geht damit in einigen Punkten über ein reines Fachkonzept hinaus und führt relevante Entwurfsentscheidungen in Bezug auf die Datenhaltung und die Gestaltung des Frontends auf. Detaillierte Spezifikationen zur Umsetzung innerhalb der Infrastruktur des LfULG werden im Konzept außen vor gelassen. Dennoch sollten im Zuge einer zukünftigen Realisierung des Projekts Abstimmungen v.a. zu technischen Umsetzungsaspekten mit dem Auftraggeber vorgenommen werden.

7.2 RANDBEDINGUNGEN

7.2.1 TECHNISCHE RANDBEDINGUNGEN

Die Rahmenbedingungen für die Umsetzung der Webanwendung wurden vom LfULG (Betriebliche_und_technische_Rahmenbedingungen_LfULG_2018.pdf; Stand 28.02.2018) spezifiziert.

7.2.2 ORGANISATORISCHE RANDBEDINGUNGEN

Die Erstellung des Softwarekonzepts erfolgte bis Ende Mai 2019. Für die Umsetzung des Konzepts sind noch keine (Zeit-)Angaben verfügbar. Bei der Umsetzung des Konzepts sind folgende organisatorische Rahmenbedingungen des LfULG zu berücksichtigen:

Für Nutzer außerhalb des LfULG, jedoch innerhalb des SVN ist zu beachten, dass lediglich die Webserver und die Oracle-Datenbankserver am Standort Dresden direkt erreichbar sind. Es besteht keine Möglichkeit einen administrativen Zugriff auf die Infrastruktur des LfULG (z. B. für Entwicklungs- und Testarbeiten) zu erhalten. Vergebene Leistungen sind beim AN zu entwickeln und sind lediglich im Rahmen der für die künftigen Nutzer eingerichteten Rechte im LfULG bereitzustellen.

Anwendungen, bei denen externe Nutzer Zugriff zu einer zentralen Anwendung oder Datenhaltung benötigen, sind generell als Web-Anwendung zu realisieren. Der Zugriff von außerhalb des Infohighways Sachsen ist auf den Webserver beschränkt. Dabei ist zu beachten, dass nur http- (Port 80) und HTTPS- (Port 443) Anfragen an den Webserver des LfULG weitergeleitet werden, die an die URL <http://www.umwelt.sachsen.de/umwelt/index.html> gerichtet sind.

7.3 IST-STAND DER ATRIUM-ANWENDUNG

Im Folgenden wird ein kurzer Überblick über den derzeitigen Stand der ATRIUM-Anwendung gegeben. Im Jahr 2004 wurde die Anwendung zur Nutzung freigeschaltet. Das Design der Seite entspricht den damaligen Vorstellungen. Aus funktionaler Sicht ist es beachtlich, dass die Anwendung nach 15 Jahren immer noch fehlerfrei lauffähig ist. Allerdings haben sich insbesondere die Anforderungen an das Webdesign deutlich geändert. Vom LfULG wurden zwei Dokumentationen bereitgestellt. Zum Einen eine Entwicklerdokumentation und zum Anderen ein Anwenderhandbuch (siehe Tabelle 7-3).

Ein Auszug aus dem Anwenderhandbuch beschreibt die zugrundeliegende Architektur der Anwendung:

"Die Architektur der Web-Anwendung basiert auf dem Model-View-Controller-Prinzip Typ 2 (MVC2) Dafür wurde das Framework Struts Version 1.1 von der Apache Software Foundation verwendet und die Anwendung J2EE-konform (Java-2-Plattform Enterprise Edition) entwickelt. Als Programmiersprachen kamen JAVA und Java Server Pages (JSP) zum Einsatz. Die Web-Anwendung ist entsprechend der 4-Tier-Architektur in eine Datenhaltungsebene, eine Ebene der Geschäftslogik, eine Ebene der Präsentation und in eine Nutzerebene strukturiert. Die Datenhaltungsebene wird durch die Datenbank MS SQL Server 2000 auf einem separaten Datenbank-Server realisiert. ...

...Die Geschäftslogik wird durch einen Applikations-Server und die Präsentation in Form von HTML-Seiten durch einen Web-Server umgesetzt. Für beide Server wird Tomcat V.5.0.16 von der Apache Software Foundation verwendet, die physikalisch auf einer Hardware laufen."

Laut Anwenderhandbuch existierte auch eine Backendanwendung zur Pflege des Datenbestands. Inwiefern diese funktionstüchtig ist, ist nicht bekannt. Im Detail liegen dem Autor keine Informationen zur Qualität der Programmierung vor, so dass im Weiteren v.a. Layoutaspekte angesprochen werden.

Die Seite wird, wie damals üblich, komplett serverseitig aufgebaut. Die Mehrzahl der Klicks bzw. Aktionen führen zu einem Neuaufbau der Seite. Heutzutage ist das dynamische Nachladen von Seiteninhalten Stand der Technik. Dabei wird sehr viel mehr Programmcode browserseitig (JavaScript) ausgeführt, was zu einer angenehmeren Nutzererfahrung führt.

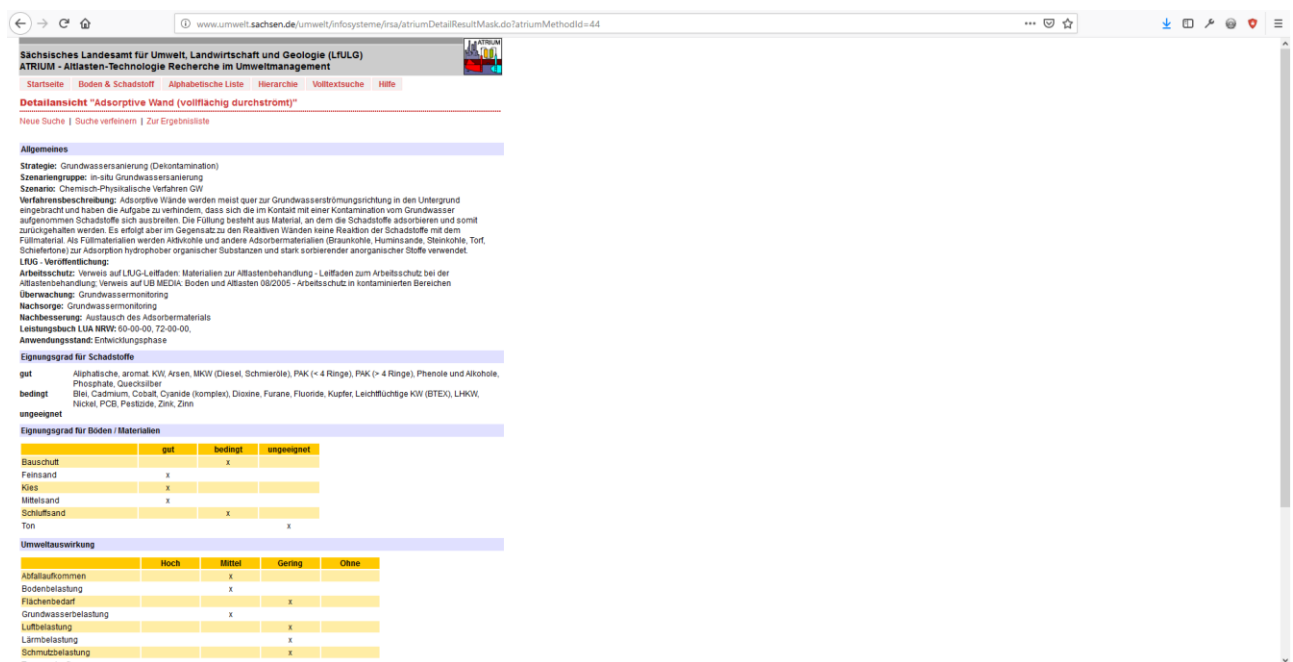


Abbildung 7-1: Frontend IST-Stand

Das Layout ist linksbündig auf 741px begrenzt und passt sich nicht den Auflösungen der Endgeräte an. Im HTML-Code werden zur Seitenstrukturierung v.a. Tabellen eingesetzt, was heute nicht mehr üblich ist. In modernen Webbrowsern kann mit CSS3-Eigenschaften zur Seitenstrukturierung gearbeitet werden („Flexbox“). Dies erleichtert auch die Umsetzung von Responsive web design.

CSS Eigenschaften werden in der Altanwendung häufig als Style-Attribut eines HTML-Elements definiert. Heutzutage wirkt man eher auf eine Trennung von CSS, HTML und JavaScript hin. In modernen CSS-Frameworks wie Bootstrap, jQuery-UI, Bulma werden Formelemente (Inputtext, Button, Checkbox, Selektbox, ...) in ein eigenes modernes und browserübergreifendes Layout gesetzt. Dagegen sind in der Altanwendung die Elemente in ihrer browserspezifischen Standardform dargestellt.

Wenn ein Nutzer ein neues Verfahren beim LfULG anmelden möchte, muss er bisher eine Worddatei herunterladen, ausfüllen und per Email an eine Kontaktadresse des LfULG senden. Für die Nutzerfreundlichkeit ist dies gegenüber einer Formulareingabe sicherlich nach-

teilig. Jedoch ist der Umsetzungsaufwand geringer (z. B. kein automatisierter Mailversand) und die Sicherheits- und Spamprobleme entfallen.

Die Funktionalitäten der Volltextsuche (ohne Autosuggest) und Erweiterten Suche („Boden und Schadstoff“) sind immer noch zeitgemäß. Die Hierarchiesuche über Radioboxen in Kombination mit „Weiter“ und „Zurück“-Button werden heute durch Navigationselemente bzw. Auswahlbäume ersetzt.

Die ATRIUM-Datenhaltung erfolgt in einer Microsoft SQL Server Datenbank. Die Tabellen sind relational strukturiert und mit Primär- und Fremdschlüsseln versehen. Der Datenbankaufbau ist zeitgemäß und wurde damals sehr gut ausgeführt.

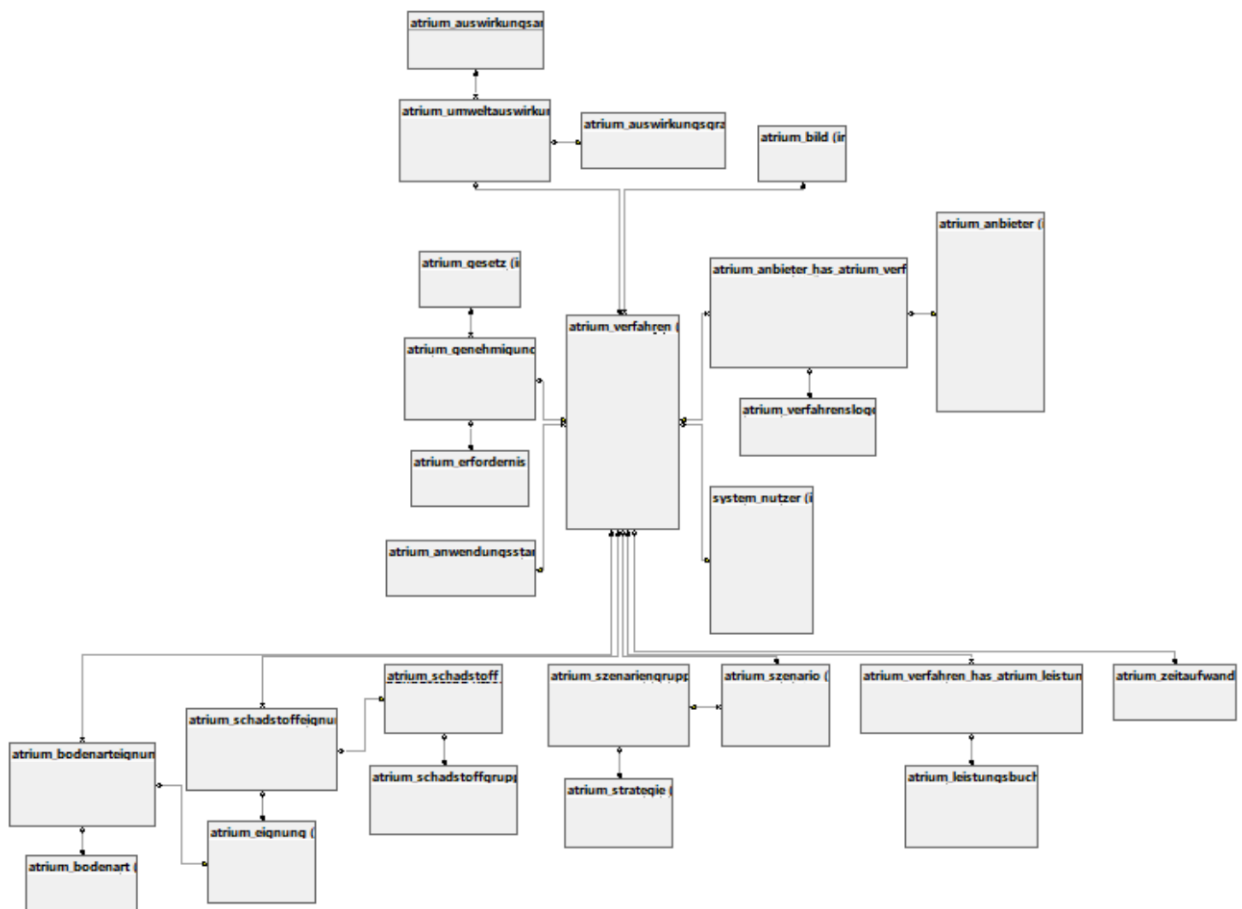


Abbildung 7-2: Datenbankstruktur (MS SQL Server) IST-Stand

7.4 ANFORDERUNGEN

Die hier aufgeführten Anforderungen wurden im Rahmen von zwei Abstimmungsrunden und zusätzlichen Gesprächen mit Mitarbeitern des LfULG erhoben. Weitere Anforderungen, die sich zukünftig ergeben, sollten in diesem Dokument nachgeführt werden.

7.4.1 FUNKTIONALE ANFORDERUNGEN

- Sprache deutsch
- Schnittstellen zu anderen Systemen sind vorerst nicht angestrebt
- Die neugestaltete ATRIUM-Anwendung soll in modernen Webbrowsern lauffähig sein.
- Responsive design - zwei bis drei Darstellungsstufen in Abhängigkeit von der Auflösung des Endgerätes
- Erläuterungen zu Funktionalitäten in der Webanwendung über Mouseover Funktionalitäten bzw. Infobuttons
- Verwendung des aktuellen Style guides des LfULG (<https://www.styleguide.sachsen.de>)
- Integration in die Seite des LfULG
- kurzer Infotext auf der Startseite der Anwendung
- Zusätzlich zu geplanten Suchstrategien wie Volltextsuche und Hierarchiesuche soll auch in der neuen Anwendung eine "erweiterte Suche" implementiert werden. Neben der (Mehrfach)-Auswahl von Schadstoffen soll dabei auch eine Suchauswahl über die Verfahrensstrategie (Grundwasser, Bodensanierung, Sicherungsmaßnahmen) möglich sein.
- Dynamischer Export von Steckbriefen zu den Reinigungsverfahren (pdf)
- Implementierung des im LfULG verwendeten Formularservers zur Wartung und Pflege der Datenhaltung zu den Reinigungsverfahren
- Datenmigration von Altdatenbank in eine neue Datenbank
- Einpflegen von Daten aus dem Projekt "Reinigungsverfahren sowie wirtschaftliche Bewertung und Selektion der Best-Praxis-Verfahren gegen Acid-Mine-Drainage" sowie aus anderen Vita-Min-Projekten
- Änderungsdatum zu Verfahren in Datenbank aufnehmen
- Die Anforderungen des LfULG im Bezug zur Barrierefreiheit von Webanwendungen sind zu berücksichtigen. Hinweise zur barrierefreien Gestaltung von Webanwendungen finden sich in der „Verordnung zur Schaffung barrierefreier Informationstechnik nach dem Behindertengleichstellungsgesetz (Barrierefreie-Informationstechnik-Verordnung - BITV 2.0)" (https://www.gesetze-im-internet.de/bitv_2_0/BJNR184300011.html). Weitere Hinweise gibt der Style Guide von Sachsen unter (<https://www.styleguide.sachsen.de/barrierefreiheit-4411.html>)
- Darstellung von Anwendungsfällen in einer Karte sind im Vorfeld einer Projektrealisierung zu prüfen. Hier können rechtliche Bedenken im Bezug zur Datenschutzgrundverordnung eine verortete Darstellung verhindern.
- Die Integrationsfähigkeit der angebotenen Lösungen in die vorhandene IT-Infrastruktur ist zu gewährleisten, da sie für das LfULG aufgrund des Betriebs- und Wartungsaufwandes von großer Bedeutung und ein Maß für die Qualität der angebotenen Lösung ist. Daher ist jegliche Zielplattform grundsätzlich individuell mit dem LfULG/Ref.15 abzustimmen.
- Bei der Softwareerstellung ist der AN verpflichtet, die Anwendung so zu konzipieren, dass diese zur Laufzeit ein aussagekräftiges Logfile mitschreiben kann. Bei komplexen Anwendungen sollten Log-Level festgelegt werden können. Das Benutzen von Frameworks zum Loggen von Anwendungsmeldungen ist zu bevorzugen. Wenn durch den AN nur Programmteile oder Module entwickelt werden, die nicht als eigenständiges Programm laufen, kann in Absprache mit dem AG auf das Logging verzichtet werden.

7.4.2 QUALITÄTSZIELE

- modernes Webdesign und Usability
- kurze Ladezeiten
- einfache und intuitive Bedienbarkeit
- übersichtlich und gut strukturierte Navigation
- Plattformunabhängigkeit (lauffähig in allen modernen Browsern)
- Einhaltung etablierter Standards (Verlinken des Logos mit der Startseite, Schriftarten und -größen, Linkkennzeichnung usw.)
- besonderes Augenmerk auf Suchfunktionalität
- Aktualisierbarkeit der Datengrundlage

7.5 KONTEXTABGRENZUNG

cmp Fachlicher Kontext



Abbildung 7-3: Kontextabgrenzung

7.5.1 NUTZERROLLEN

Im Bereich der ATRIUM-Anwendung existieren zwei zu unterscheidende Nutzerrollen. Der Fachadministrator ist berechtigt, die Wartung und Pflege des Datenbestands vorzunehmen. Der Endnutzer hat über den Browser Zugriff auf die ATRIUM-Anwendung und kann diese ohne Login-Beschränkung nutzen.

7.5.2 DATENBASIS

Die fachliche Datenbasis besteht aus den bereits in der Altanwendung hinterlegten Daten zu Sanierungsverfahren (ca. 100), aus neu erstellten Steckbriefen zu Acid Mine Drainage (AMD) Reinigungsverfahren (ca. 20 - 30) sowie aus weiteren Reinigungsverfahren aus anderen Vita-Min Teilprojekten und LfULG Studien (Anzahl und Format unbekannt).

Die Daten der Altanwendung befinden sich in einer relationalen Datenbank. Die vom FIB und dem GFI bereitgestellten Steckbriefe zu AMD-Reinigungsverfahren liegen im Excel-Dateiformat vor.

7.5.3 DATENMIGRATION

Bereits vorhandene Daten müssen in die neue Datenbank überführt werden. In Anbetracht der überschaubaren Datenmenge kann ein automatisierter aber auch manueller Migrationsprozess vorgenommen werden. In einem automatisierten Prozess können die Daten über zu erstellende SQL-Skripte migriert werden. Sinnvoll kann hierbei die Nutzung von ETL-Tools wie Talend oder FME sein um die Daten in die neue Form zu bringen. Nach derzeitigem Kenntnisstand sollte v. a. aus Gründen der Fehlerminimierung ein automatisierter Prozess bevorzugt werden.

Da es keine Remote-Zugriffsmöglichkeiten auf die Server des LfULG gibt, muss die Datenhaltung (Datenbank) parallel beim AN vorgehalten werden. Vor Ort wird dann ein „Dump“ der AN-Datenbank in einer LfULG-Datenbank wiederhergestellt.

7.5.4 WARTUNG UND PFLEGE DES DATENBESTANDS

Die Wartung und Pflege des Datenbestands muss die Möglichkeiten des Hinzufügens neuer Verfahren, des Veränderns von vorhandenen Verfahren sowie das Löschen von Verfahren beinhalten. Es gibt hierfür drei mögliche Umsetzungsvarianten (Tabelle 7-1).

Tabelle 7-1: Mögliche Umsetzungsvarianten für die Wartung und Pflege des Datenbestands

Variante	Beschreibung	Vorteil	Nachteil
Direkte Datenbankeinträge	Der Fachadministrator kann direkt Veränderungen am Datenbestand in der Datenbank vornehmen. Dies kann über SQL-Skripte oder Einträge im Frontend der Datenbank erfolgen.	flexibel geringer Kosten- aufwand	fehleranfällig Fachadministrator muss sicheren Umgang mit Datenbanken beherrschen problematisch bei Personalwechsel
Wartungsvertrag mit externer Firma	Firma nimmt Eintragung in die Datenbank vor. Sinnvoll bei seltenen Änderungen am Datenbestand	Umsetzung liegt in Verantwortung der auszuführenden Firma	u. U. weniger flexibel (v.a. zeitlicher Aspekt)
Erstellung einer Adminoberfläche	Diverse Varianten sind denkbar: Browser- oder Desktopanwendung mit Zugriff über Web oder Intranet Nutzung Formularserver, o.ä. Komponente des LfULG/Amt24	im Idealfall geschlossener fehlerfreier Workflow einfache Bedienung durch Fachadmin	

Im Laufe der Konzeptphase wurden telefonische Informationen vom Staatsbetrieb Sächsische Informatik zum Formularservice eingeholt. Nach derzeitigem Kenntnisstand wird von der Nutzung des Formularservice für das Modernisierungsvorhaben der ATRIUM-Anwendung abgeraten. Zwei gewichtige Gründe bestehen: Der Formularservice wird 2022 abgeschaltet.

Es wird allerdings ähnliche Lösungen über das Amt24 geben. Nach Rücksprache mit einer Mitarbeiterin des Staatsbetriebs Sächsische Informatik gibt es keine „einfache Lösung“ um mithilfe des Formularenservice eine Datenbank des LfULG direkt zu verwalten.

Für die Wartung und Pflege werden dem AG zwei Varianten vorgeschlagen. Zum einen einer Firma einen Wartungsvertrag zu erteilen. Dies beinhaltet geringe Anfangskosten und eine spätere Realisierung einer Admin-Oberfläche ist problemlos möglich. Zum anderen kann direkt eine Admin-Oberfläche für die Datenhaltung erstellt werden, was allerdings mit höheren Anfangskosten einhergeht. Ob diese als Intranet oder Internet Lösung bzw. als Desktopanwendung oder als Webanwendung konzipiert wird, ist vom Auftraggeber zu entscheiden. Im weiteren Verlauf des Konzepts wird eine webbasierte Lösung beschrieben (ATRIUM-Admin-Anwendung). Inhaltlich wird es dabei keine Unterschiede zu einer Desktoplösung geben. Der Vorteil einer Weblösung liegt v.a. in der weiteren Anwendbarkeit (Browserzugriff) sowie im geringerem Versionierungsaufwand (Linux, Mac, Windows, 7,8,10 ...).

In der zukünftigen Realisierungsphase des Projektes ist auf den Punkt „Wartung und Pflege des Datenbestands“ ein besonders großes Augenmerk v.a. in der Abstimmung mit dem Auftraggeber zu richten.

7.5.5 ATRIUM-ANWENDUNG

Die ATRIUM-Anwendung bietet dem „Endnutzer“ die Möglichkeit, über den Browser nach Reinigungsverfahren zu recherchieren. Deren Architektur basiert auf einer Client-Server-Struktur und wird als Webanwendung umgesetzt. Damit teilt sich der Programmcode in einen server- und clientseitigen Teil auf. Die Kommunikation von Server und Client erfolgt über Http-Requests mit dem Austauschformat JSON oder XML.

Die Daten zu den Verfahren werden in einer relationalen Datenbank hinterlegt. Je nach favorisierter Umsetzungstechnologie kann die Webanwendung auch eine zusätzliche Datenbank, bzw. weitere Datenbankschemen benötigen. Dies kann insbesondere bei der Verwendung von Frameworks zur Webentwicklung der Fall sein.

7.5.6 ATRIUM-ADMINANWENDUNG

Im Sinne einer in sich geschlossenen Anwendung bedarf es einer Oberfläche, um die Wartung und Pflege des Datenbestands vorzunehmen. Zugriff hat hier lediglich der Fachadministrator. Die Anwendung erlaubt die Eintragung neuer Verfahren, die Änderung bestehender Verfahren sowie das Löschen von Verfahren.

Die Admin-Anwendung wird dabei bis auf die Datenschicht (relationale Datenbank) vollständig von der ATRIUM-Anwendung entkoppelt. Dies erlaubt später Aktualisierungen an beiden Anwendungen vorzunehmen ohne die jeweils andere zu beeinträchtigen.

7.5.7 EXTERNE SCHNITTSTELLEN

Schnittstellen zu anderen Systemen sind nicht vorgesehen.

7.6 LÖSUNGSSTRATEGIE

Für die Realisierung der ATRIUM-Anwendung (Admin- und Webanwendung) wird eine Drei-Schichten-Architektur vorgeschlagen. Diese besteht aus einer Datenschicht welche die Datenhaltung in einer relationalen Datenbank beinhaltet. Die zweite Schicht ist die Logikschicht und wird über serverseitige Programmiersprachen (PHP, JAVA, Python, ...) gestaltet. Ggf. kann auch auf ein serverseitiges Framework zurückgegriffen werden. Hier ist im Vorfeld der Umsetzung die gewünschte Realisierung mit dem LfULG abzustimmen. Die Präsentationsschicht wird über die clientseitige Webprogrammierung realisiert. Hier kommen die Sprachen JavaScript, Html, CSS ggf. unter Verwendung diverser Frameworks oder Softwarebibliotheken zum Einsatz.

Die ATRIUM-Anwendung zeichnet sich dadurch aus, dass eine Suche ausgeführt, eine Ergebnisliste angezeigt und aus der Ergebnisliste ein Verfahren ausgewählt wird, welches dann „steckbriefartig“ visualisiert wird. Dieses Prinzip findet sich in zahlreichen weitverbreiteten Webanwendungen. Zu nennen sind hier bspw. die Firmenwebseiten von Google, Amazon, Immobilienscout oder auch Webkataloge von Bibliotheken, wie der SLUB in Dresden.

In modernen Suchabläufen steht die Volltextsuche im Vordergrund. Die erhaltene Suchliste kann nachfolgend über weitere Filter eingeschränkt werden. Schließlich wird das Ergebnis auf einer Seite präsentiert, die alle relevanten Texte, Karten, Diagramme, etc. enthält.

In der aktualisierten ATRIUM-Webanwendung soll das oben benannte Suchprinzip in einer ansprechenden modernen Form und leicht zu erfassenden Bedienung umgesetzt werden. Im Zusammenhang mit einer intuitiven Bedienung sollte das etwas provokante Prinzip der Nutzbarkeit „Don't make me think!“, so weit fachlich zu vertreten, hier angewandt werden.

In Anlehnung an die Website amazon.com soll die Volltextsuche immer präsent sein, was z. T. die Navigation ersetzt. Aufwändigere Nutzerinteraktionen, wie die Verwendung bestimmter Filter, die Suche in bestimmten Kategorien oder eine erweiterte Suche sollten strukturell etwas in den Hintergrund treten.

Die Anwendung sollte im „Responsive web design“ realisiert werden, d. h. die Darstellung der Inhalte passt sich den Auflösungen der Endgeräte an (siehe Style Guide LfULG).

7.7 DATENHALTUNG

Die Datenhaltung der ATRIUM-Anwendung erfolgt in einer relationalen Datenbank. Welches Datenbanksystem (Oracle, Microsoft SQL Server, o.a.) verwendet werden soll, ist vor der Realisierung mit dem LfULG abzustimmen. Bei der Umsetzung ist darauf zu achten, dass der UTF-8 Zeichensatz verwendet wird. Dies ermöglicht die problemlose Datenverwendung (v.a. Darstellung von Umlauten) in Webanwendungen.

7.7.1 HARMONISIERUNG

Für etwa 200 Reinigungsverfahren ist die entstehende Datenmenge als gering zu bewerten. Eine erste inhaltliche Harmonisierung von zwei verschiedenen Datenquellen (Altdaten und AMD-Daten) und -strukturen kann in nachfolgendem Schema veranschaulicht werden.

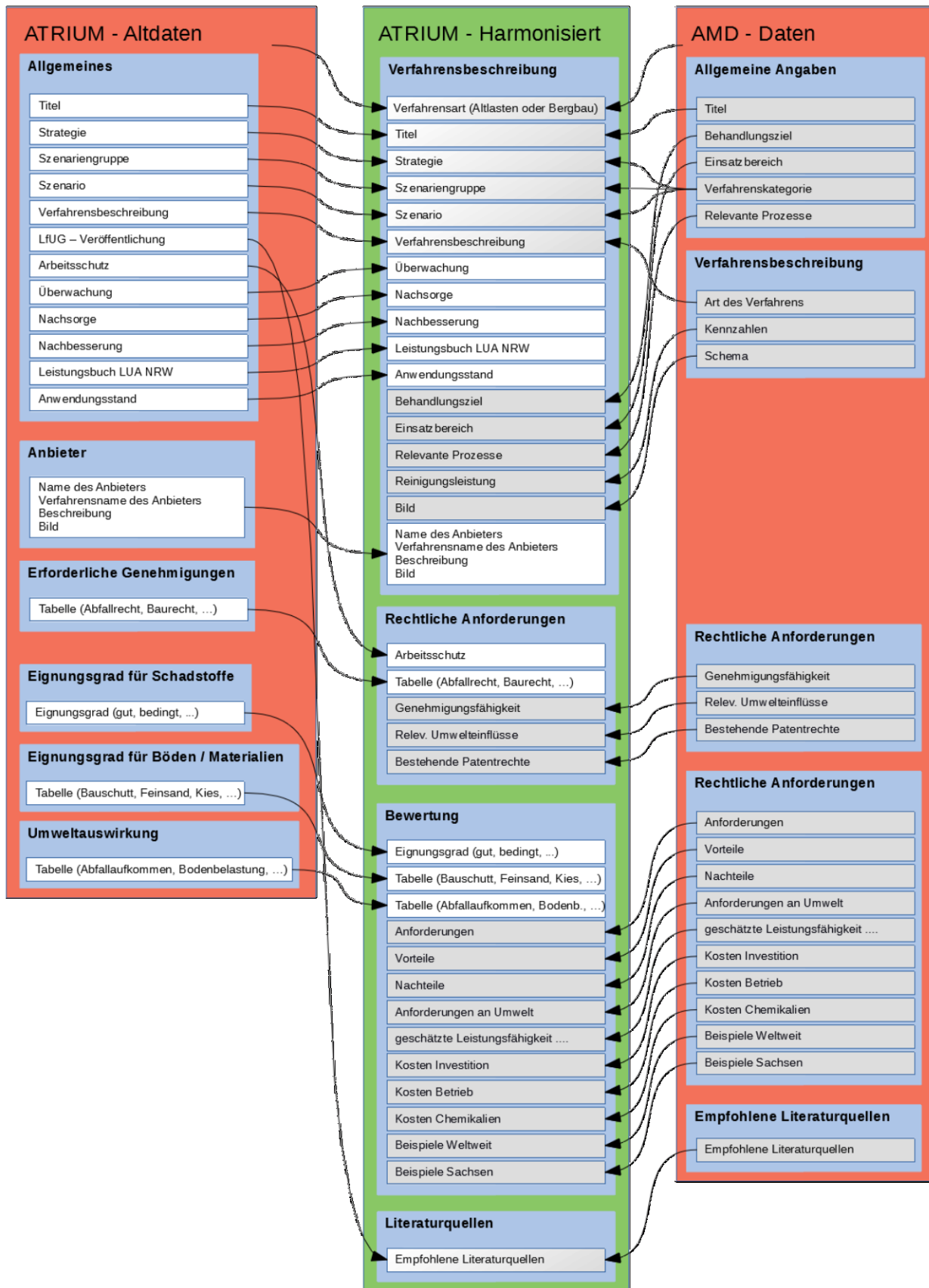


Abbildung 7-4: Datenharmonisierung

Das Ziel ist es, die Datenquellen bzw. die Darstellung der Daten einander anzunähern, so dass die "Brüche" in der Webanwendung nicht zu groß werden. Zudem sollte kein Verlust an Daten auftreten und die fachliche Überarbeitung gering gehalten werden. Letztlich vereinfacht sich mit zunehmender Harmonisierung der Datenbestände die Wartung und Pflege der Daten über die Admin-Anwendung.

Die blauen Kästchen in Abbildung 7-4 repräsentieren übergeordnete Kategorien, die wiederum Datenfelder enthalten. Die Kategorien müssen nicht in der Datenhaltung hinterlegt sein. In der Logikschicht (serverseitige Programmierung) kann die Zuordnung von Datenfeldern zu Kategorien erfolgen und an den Client übergeben werden.

Zusätzlich zu den Datenquellen wurde die Verfahrensart noch hinzugefügt. Diese kann den Wert „Bergbau“ (AMD-Daten) oder „Altlasten“ (Altdaten) annehmen. Bei der Migration der AMD-Daten in die neue Datenhaltung muss die Verfahrenskategorie noch in die Hierarchie Strategie, Szenario und Szenariengruppe zerlegt werden. V.a. für die Suchkonzepte der ATRIUM Anwendung ist das wichtig. Falls eine Verortung von Reinigungsverfahren angestrebt wird (evtl. lediglich bei Bergbauverfahren), muss das strukturell mitberücksichtigt werden (lat/lon, Adresse etc.).

7.7.2 DATENBANKENTWURF

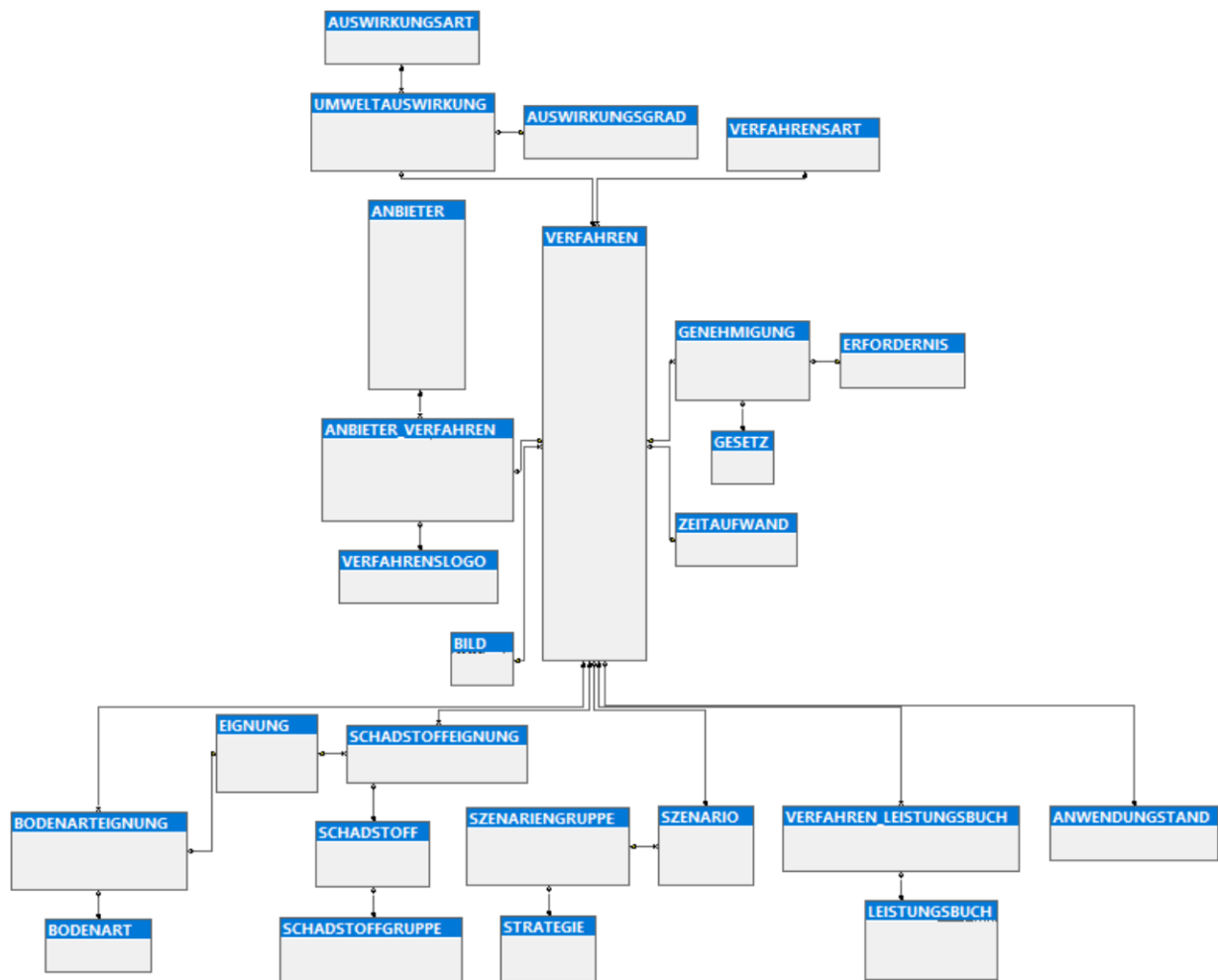


Abbildung 7-5: Datenbankentwurf

Der Datenbankentwurf basiert auf der bisherigen Datenstruktur der ATRIUM Anwendung. Erweitert wurde die Struktur um einige Felder, die sich aus den neuen AMD-Daten ergeben. Da diese nicht kategorisiert sind, können die zusätzlichen AMD-Parameter in der Tabelle „Verfahren“ einfach als Spalten hinterlegt werden. Ein höher aufgelöster Entwurf ist im Projektordner "Datenbankentwurf" zu finden.

7.8 FRONTENDGESTALTUNG

Im Folgenden Abschnitt wird das Frontend für die ATRIUM-Anwendung und die ATRIUM-Adminanwendung auf Basis der Anforderung des LfULG an eine moderne Form der Webanwendung beschrieben. Die Mockups (skizzenhafte Darstellung der Oberfläche) sind in einer mittleren Detailtiefe erstellt. Wesentliche Seitenelemente, Anordnungen und das gestalterische Grundprinzip werden veranschaulicht. Ein Feinkonzept im Sinne einer "pixelgenauen", dem Style guide des LfULG angepassten Vorlage wird nicht gegeben. In Anbetracht der Projektgröße sollte die Webanwendung in der späteren Umsetzung problemlos nach dem Style guide des LfULG umgesetzt werden können.

In Anlehnung an den Stil der LfULG Webseite ist die Gestaltung relativ minimalistisch orientiert. Das Design sollte aufgeräumt und klar aussehen. Umfangreiche Animationen, viele Farben und Effekte erscheinen hier nicht passend. Allerdings können dezente "Mikroanimationen" wie Mouseovereffekte oder Schriftanimationen (Farbe, Größe, ...) bei Klick auf Auswahlfelder die Anwendung hochwertig erscheinen lassen und die Nutzererfahrung der Anwendung deutlich steigern.

7.8.1 ATRIUM-ANWENDUNG

7.8.1.1 ANSICHT „EINFACHE SUCHE“

Die Anwendung ist in den Webauftritt des LfULG zu integrieren. In der Startansicht steht ein kurzer Einleitungstext. Ggf. können diese oder auch längere Erläuterungen über die linke Navigationsauswahl (z. B. „Info“) aufgerufen werden.

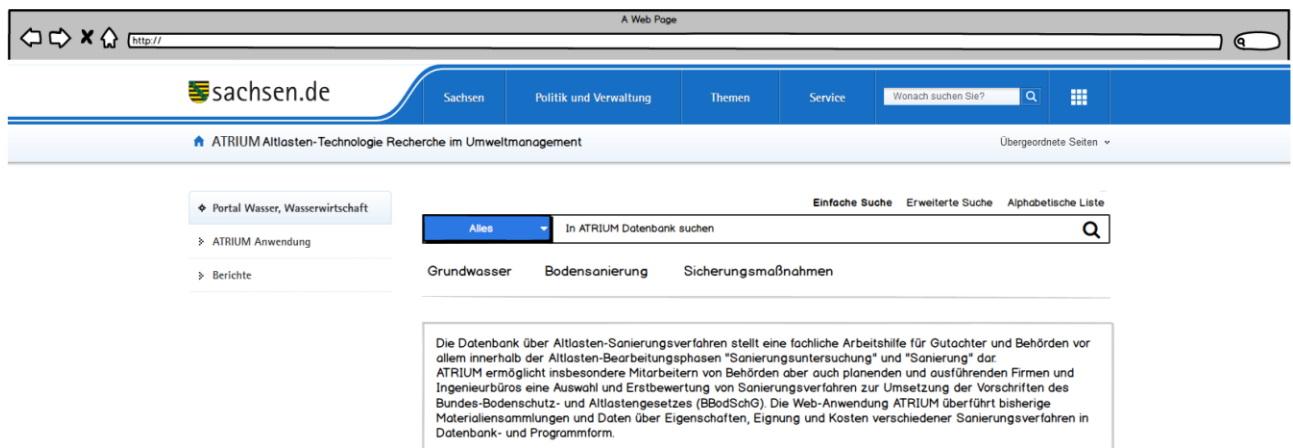


Abbildung 7-6: Einfache Suche

In der Startansicht ist sofort die „Einfache Suche“ präsent. Diese besteht aus der Volltextsuche und der Suche über Verfahrensstrategien (Grundwasser, Bodensanierung, Sicherungs-

maßnahmen, ...). Der blaue Dropdownbutton der Volltextsuche ermöglicht die Einschränkung der Volltextsuche auf Altlastenverfahren und Bergbauverfahren.

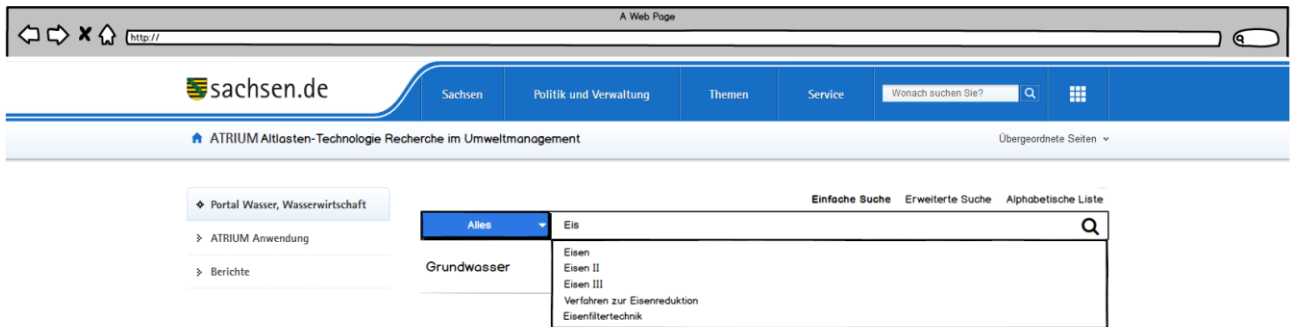


Abbildung 7-7: Autosuggest

In der Volltextsuche sollten Ergebnisvorschläge nach den ersten eingegebenen Buchstaben erfolgen (Autosuggest). Eine Suche mit leerem Suchschlitz führt zur Darstellung der Ergebnisliste in Form der alphabetischen Liste.

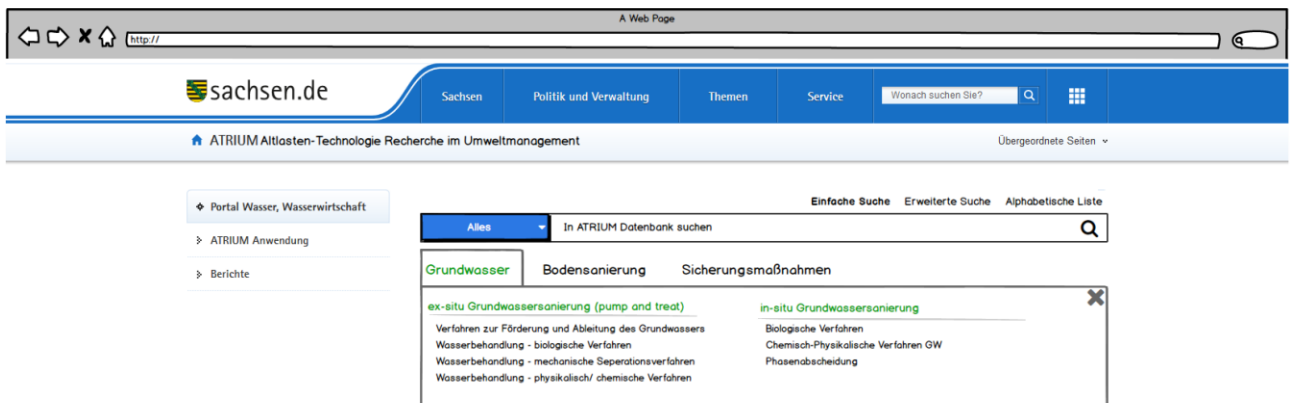


Abbildung 7-8: Suche über Verfahrensstrategien

Die Suche über Verfahrensstrategien ist im Grunde eine Hierarchiesuche. Hier werden zwei, u. U. auch mehr Unterkategorien angezeigt. Bei Klick auf eine Kategorie wird die entsprechende Ergebnisliste angezeigt.

In den folgenden Schritten, Ergebnisliste und Verfahrensdarstellung, ist die einfache Suche vorhanden. Damit wird es dem Nutzer erleichtert weitere Suchen auszuführen und die Navigation im Suchprozess (vom Verfahren zurück zu Ergebnisliste, zurück zur Suche) zu verkürzen (siehe auch amazon.com).

7.8.1.2 ANSICHT „ERWEITERTE SUCHE“

Nutzer, die recht genau wissen was sie suchen möchten oder einen Einblick in die Datentiefe (welche Schadstoffe, welche Materialien/Böden, ...) erhalten möchten, können die Suche spezifischer über die erweiterte Suche durchführen.

Der Nutzer erwartet unterbewusst sicherlich einen „oder“-Operator bei der Suche. Oft wird in modernen Webanwendungen jedoch eine Kombination von „und“- und „oder“-Operator mit dem Ziel eine Relevanzreihenfolge angeben zu können verwendet. Eine Festlegung des

Operators (Auswahl UND/ODER) wie in der Altanwendung wäre aber auch problemlos möglich.

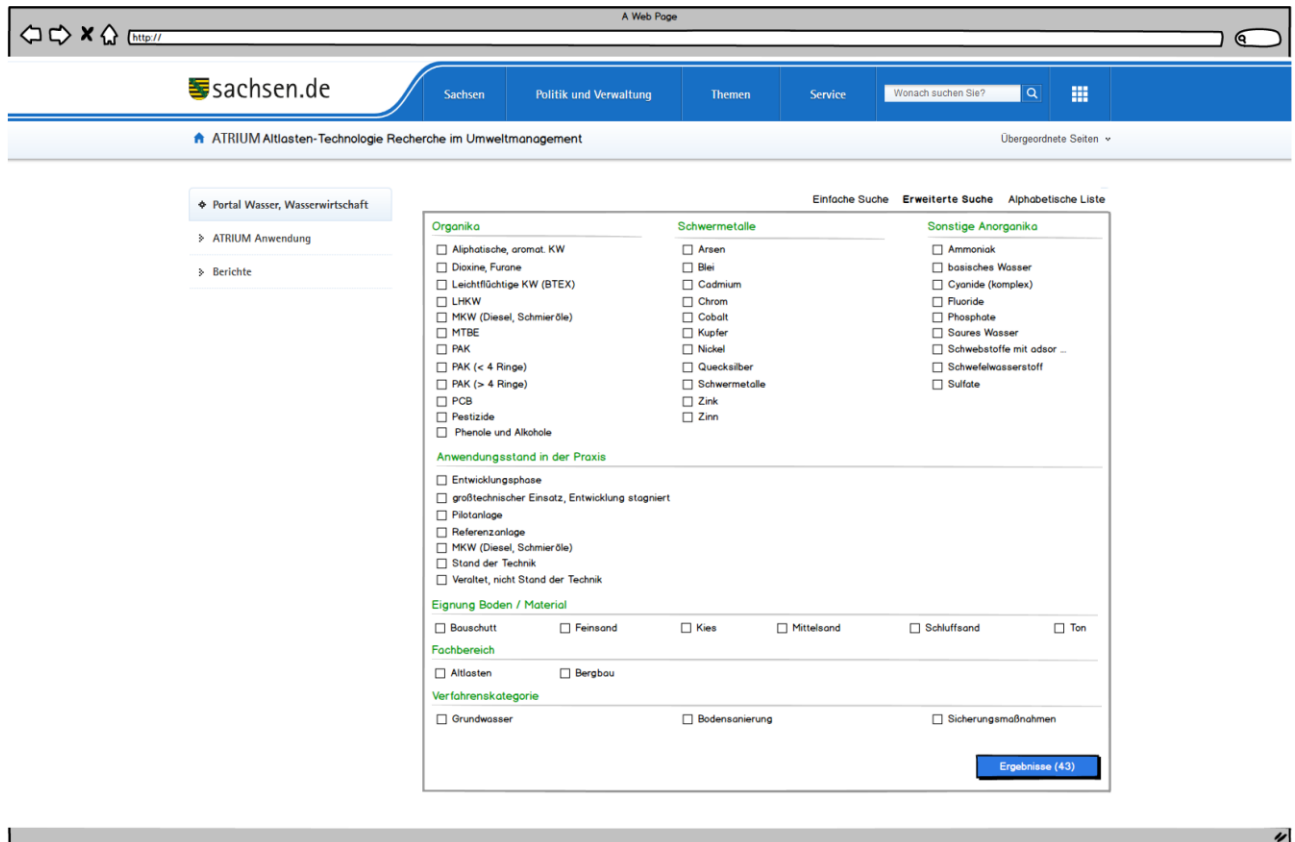
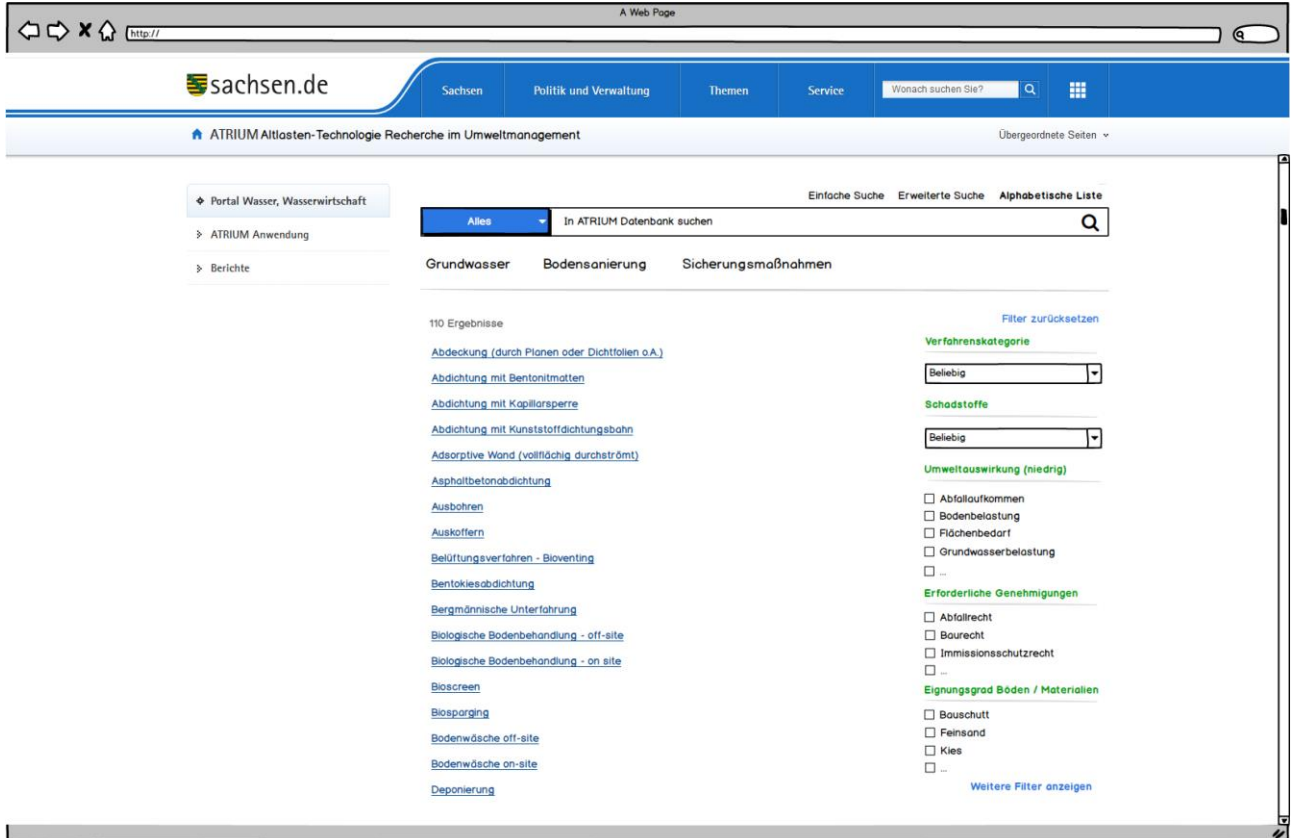


Abbildung 7-9: Erweiterte Suche

Die Auswahl der Datenfelder ist hier lediglich exemplarisch und kann in der späteren Realisierungsphase erweitert werden. Der blaue Button, der zur Ergebnisliste führt, kann dynamisch gestaltet werden und zu jeder Zeit die Anzahl der Suchergebnisse entsprechend der ausgewählten Datenfelder anzeigen. Dieses Konzept kann beliebig auf andere Kategorien und Felder ausgedehnt werden und erhöht damit wesentlich die Nutzererfahrung der Anwendung. Andererseits entsteht damit auch zusätzlicher Umsetzungsaufwand.

7.8.1.3 ALPHABETISCHE LISTE

Die alphabetische Liste bietet dem Nutzer die Möglichkeit den Gesamtumfang der Reinigungsverfahren zu erfassen. Zudem kann er damit durch die Verfahren „stöbern“ und u. U. Verfahren finden, von denen er gar nicht wusste, dass er sie suchte. Die Alphabetische Liste ist eine vollständige Ergebnisliste und kann wie diese über Filter eingeschränkt werden.



The screenshot shows a web browser displaying the ATRIUM application on the website sachsen.de. The page title is "ATRIUM Altlasten-Technologie Recherche im Umweltmanagement". The search results are displayed in alphabetical order, showing 110 results. The search criteria are set to "Alles" and "In ATRIUM Datenbank suchen". The results list includes various remediation methods such as "Abdeckung (durch Planen oder Dichtfolien o.A.)", "Abdichtung mit Bentonitmatten", "Abdichtung mit Kapillarsperre", "Abdichtung mit Kunststoffdichtungsbahn", "Adsorptive Wand (vollflächig durchströmt)", "Asphaltbetonabdichtung", "Ausbohren", "Auskoffern", "Belüftungsverfahren - Bioventing", "Bentokiesabdichtung", "Bergmännische Unterfahrung", "Biologische Bodenbehandlung - off-site", "Biologische Bodenbehandlung - on site", "Bioscreen", "Biosparging", "Bodenwäsche off-site", "Bodenwäsche on-site", and "Deponierung". On the right side, there are filter options for "Verfahrenskategorie", "Schadstoffe", "Umweltauswirkung (niedrig)", "Erforderliche Genehmigungen", and "Eignungsgrad Böden / Materialien".

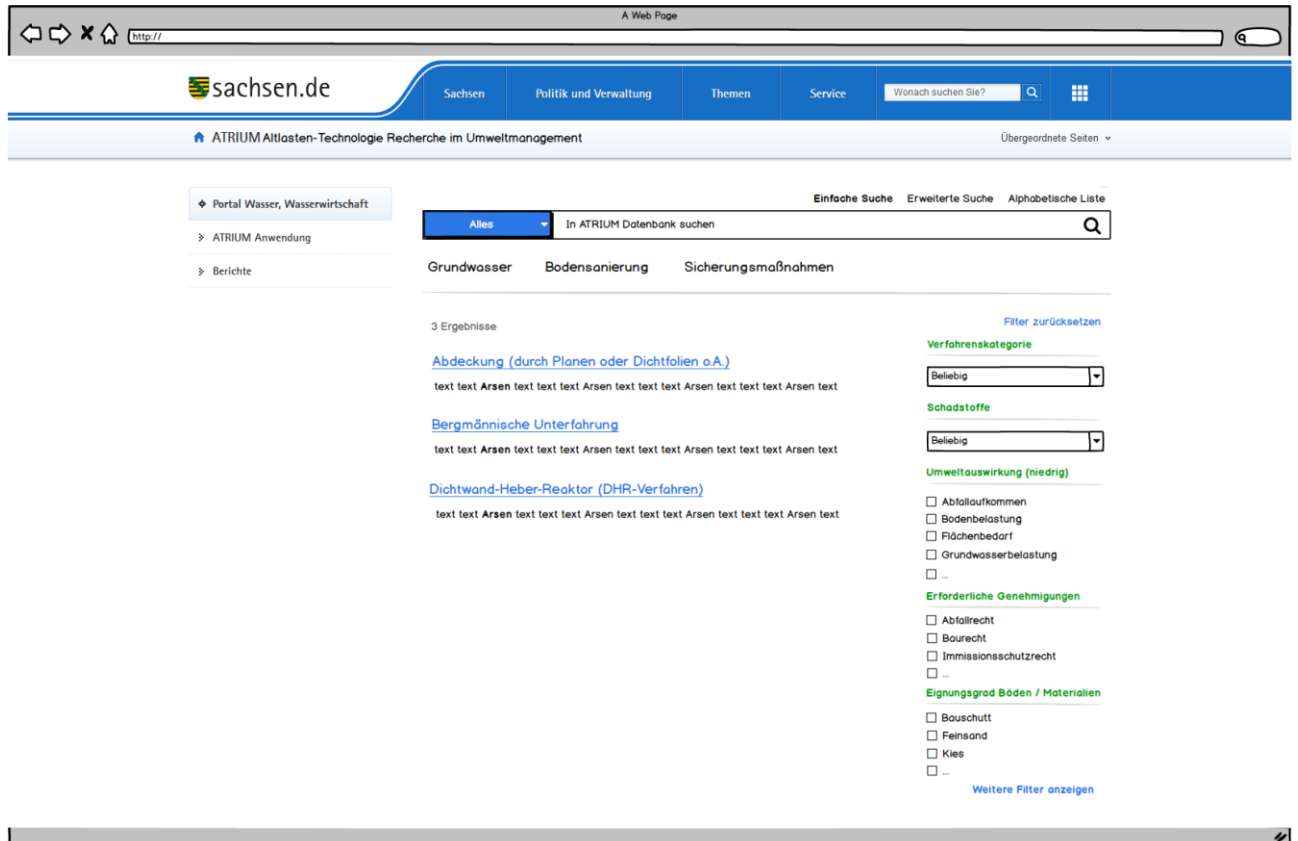
Abbildung 7-10: Alphabetische Liste

7.8.1.4 ERGEBNISLISTE

Die Ergebnisliste entsteht als Ergebnis einer Suche. Sie kann zwei Ausprägungen haben. Bei der erweiterten Suche oder der Suche über die Verfahrenskategorien werden lediglich die Links zu den Verfahren aufgelistet. Im Ergebnis der Volltextsuche wird, wie bei einschlägigen Suchmaschinen, der gefundene Textabschnitt im Kontext unterhalb des Verfahrenslinks aufgeführt und hervorgehoben. Oberhalb der Liste steht die Trefferanzahl. Ab einer Trefferanzahl bspw. größer 100 sollte eine Seitenzählung der Liste angeboten werden (z. B. << < 1 2 3 4 > >>).

Neben der Ergebnisliste können Filter die Liste weiter einschränken. Die hier angegebenen Filter sind lediglich exemplarisch und können während der Umsetzungsphase sinnvoll erweitert werden. Weniger häufig benutzte Filter sollten erst nach einem Klick auf „weitere Filter“ eingeblendet werden. Der Klick auf „Filter zurücksetzen“ führt die Ergebnisliste und die Filtersektion wieder in ihren Ausgangszustand zurück.

Bei der Filterung ist zu beachten, dass diese vom Datenstand der Verfahren abhängen. Sind also in einem AMD-Verfahren die Eignungen für bestimmte Böden und Materialien nicht hinterlegt, können diese auch nicht gefiltert werden.


Abbildung 7-11: Ergebnisliste

7.8.1.5 ANZEIGE VERFAHREN

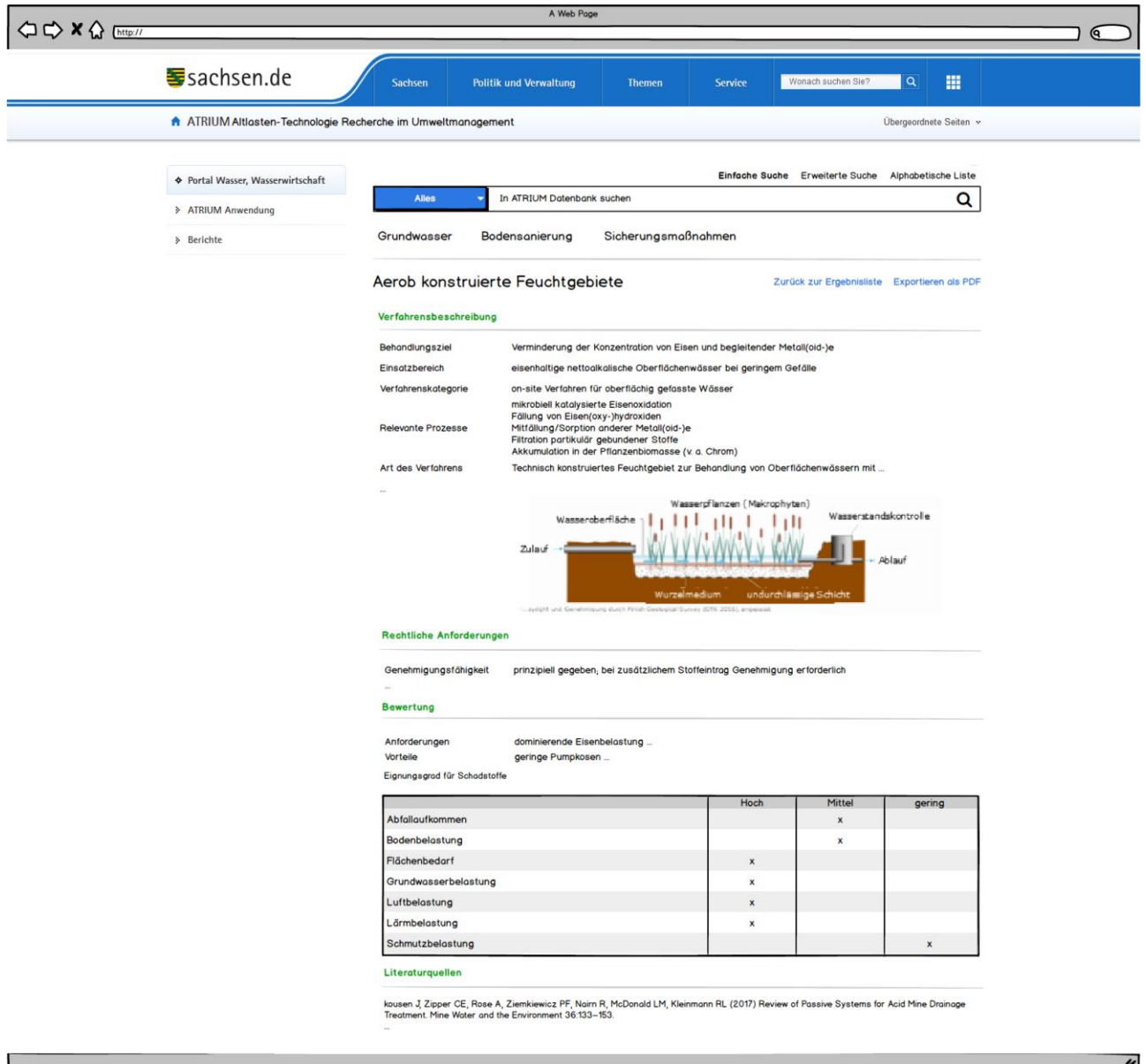
Der Klick auf einen Link in der Ergebnisliste führt zur Darstellung des Reinigungsverfahrens. Es werden die Datenfelder angezeigt, zu denen Einträge in der Datenhaltung vorhanden sind. So kann es zu verschiedenen Anzeigen der Datenfelder von Altdaten und AMD-Verfahren kommen. Die Kategorien (Verfahrensbeschreibung, Rechtliche Anforderungen, Bewertung und Literaturquellen) sollten jedoch in beiden Datenständen identisch sein, um zu große inhaltliche Verwerfungen zu vermeiden.

Das hier dargestellte Suchergebnis ist nicht vollständig und dient lediglich der Veranschaulichung. Die Festlegung der dargestellten Daten erfolgt während der Umsetzungsphase.

In der Verfahrensanzeige kann auf „Zurück zur Ergebnisliste“ navigiert werden. Bei Klick auf „Exportieren als PDF“ wird serverseitig, dynamisch ein PDF aus den in der Datenhaltung vorhandenen Daten erzeugt und kann über den Browser heruntergeladen werden.

Die einfache Suche ist auch hier dauerhaft präsent, um schnellstmöglich weitere Suchen ausführen zu können.

Ursprünglich war vom Auftraggeber die Verortung von angewendeten Verfahren in Sachsen mit Hilfe einer Karte vorgeschlagen worden. Aus datenschutzrechtlichen Gesichtspunkten ist dies nach derzeitigem Stand wahrscheinlich nicht möglich. Eine abschließende Klärung steht allerdings noch aus.



The screenshot shows the ATRIUM web application interface. The top navigation bar includes 'sachsen.de', 'Sachsen', 'Politik und Verwaltung', 'Themen', 'Service', and a search bar. The main content area displays search results for 'Aerob konstruierte Feuchtgebiete'. The results include a 'Verfahrensbeschreibung' section with details on treatment goals, application areas, and relevant processes. A cross-section diagram of the system is shown, labeled with 'Wasseroberfläche', 'Wasserpflanzen (Makrophyten)', 'Wasserstandskontrolle', 'Zulauf', 'Ablauf', 'Wurzelmittium', and 'undurchlässige Schicht'. Below this, there are sections for 'Rechtliche Anforderungen', 'Bewertung', and 'Literaturquellen'. A table summarizes the evaluation criteria.

	Hoch	Mittel	gering
Abfallaufkommen		x	
Bodenbelastung		x	
Flächenbedarf	x		
Grundwasserbelastung	x		
Luftbelastung	x		
Lärmbelastung	x		
Schmutzbelastung			x

Abbildung 7-12: Ergebnis

7.8.1.6 NEUES VERFAHREN ANMELDEN

Um ein neues Verfahren beim LfULG zu melden, können Nutzer auf der linken Navigation den Eintrag „Verfahren anmelden“ klicken. Danach erscheint auf der Seite ein Formular mit Eingabemöglichkeiten, die für die Aufnahme eines neuen Verfahrens sinnvoll sind. Die hier gezeigte Abbildung ist lediglich beispielhaft zu verstehen. Angedeutet ist die Möglichkeit ein Prinzipbild des Verfahrens hochzuladen. In modernen Anwendungen kann dies auch über „drag and drop“ geschehen. Die Eingliederung in die Verfahrenshierarchie hat etwas aufwändiger zu erfolgen. Hierarchische Selectboxen oder Baumstrukturen müssen dem Nutzer einen Überblick über die in ATRIUM hinterlegte Verfahrenshierarchie geben.

Im Zuge der späteren Umsetzung sollte geprüft werden, wie hoch der Nachbearbeitungsaufwand durch Bearbeiter des LfULG sein soll. Zwischen zwei Extrempositionen sind Abstufungen des Formulars vorstellbar.

Der LfULG Bearbeiter hat lediglich den Aufwand die übermittelten Daten zu prüfen und ggf. im Detail abzuändern (z. B. Rechtschreibung). Dafür muss ein umfassendes Formular in die Seite integriert werden. Ein Nachteil könnte sein, dass ein solch aufwändiges Formular den Nutzer auch davon abhalten kann neue Verfahren einzutragen.

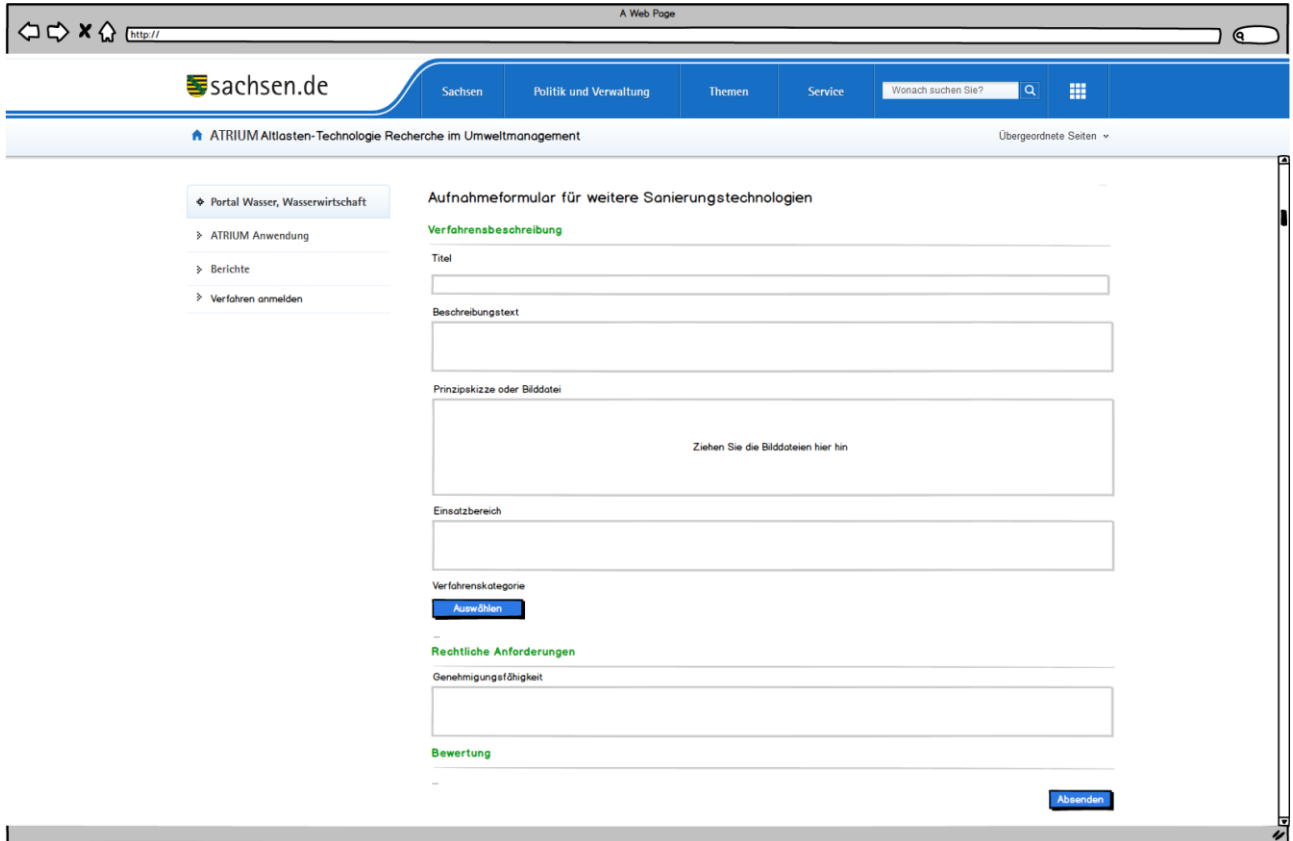


Abbildung 7-13: Formular "Verfahren anmelden"

Eine andere Variante wäre, der LfULG Mitarbeiter muss sich intensiv mit dem neuen Verfahren befassen. Auf Grundlage eines minimierten Formulars, dies könnte aus dem Verfahrenstitel, der Verfahrensbeschreibung und einem Feld für einen Website-Link bestehen, muss der Bearbeiter selbst nach dem neuen Verfahren recherchieren und die notwendigen Inputdaten zusammentragen.

7.8.2 ATRIUM ADMINOBERFLÄCHE

7.8.2.1 LOGIN

Die Adminanwendung ist nur über einen passwortgeschützten Zugang aufzurufen. Beim Start der Anwendung wird eine Loginmaske angezeigt. In welcher Form der Zugang serverseitig abgefragt wird, ist noch offen. Evtl. können interne LfULG Datenhaltungen dafür angesprochen werden.

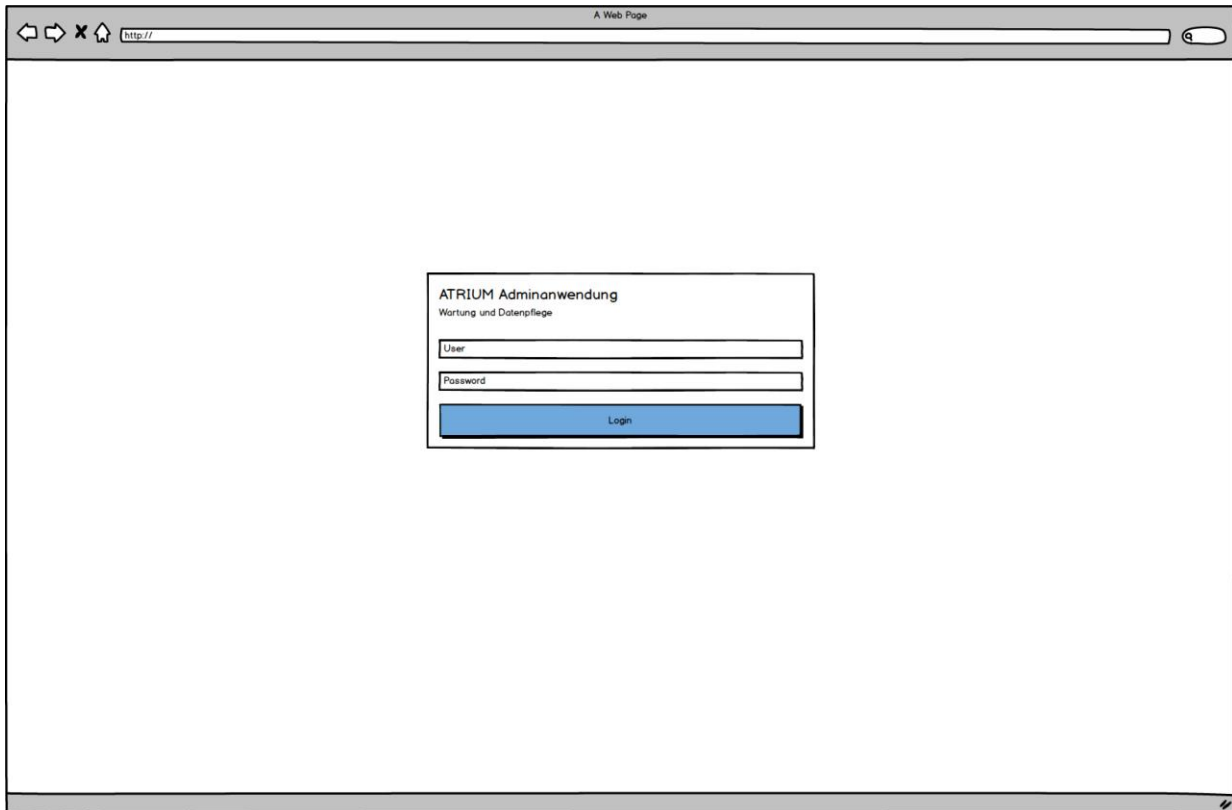
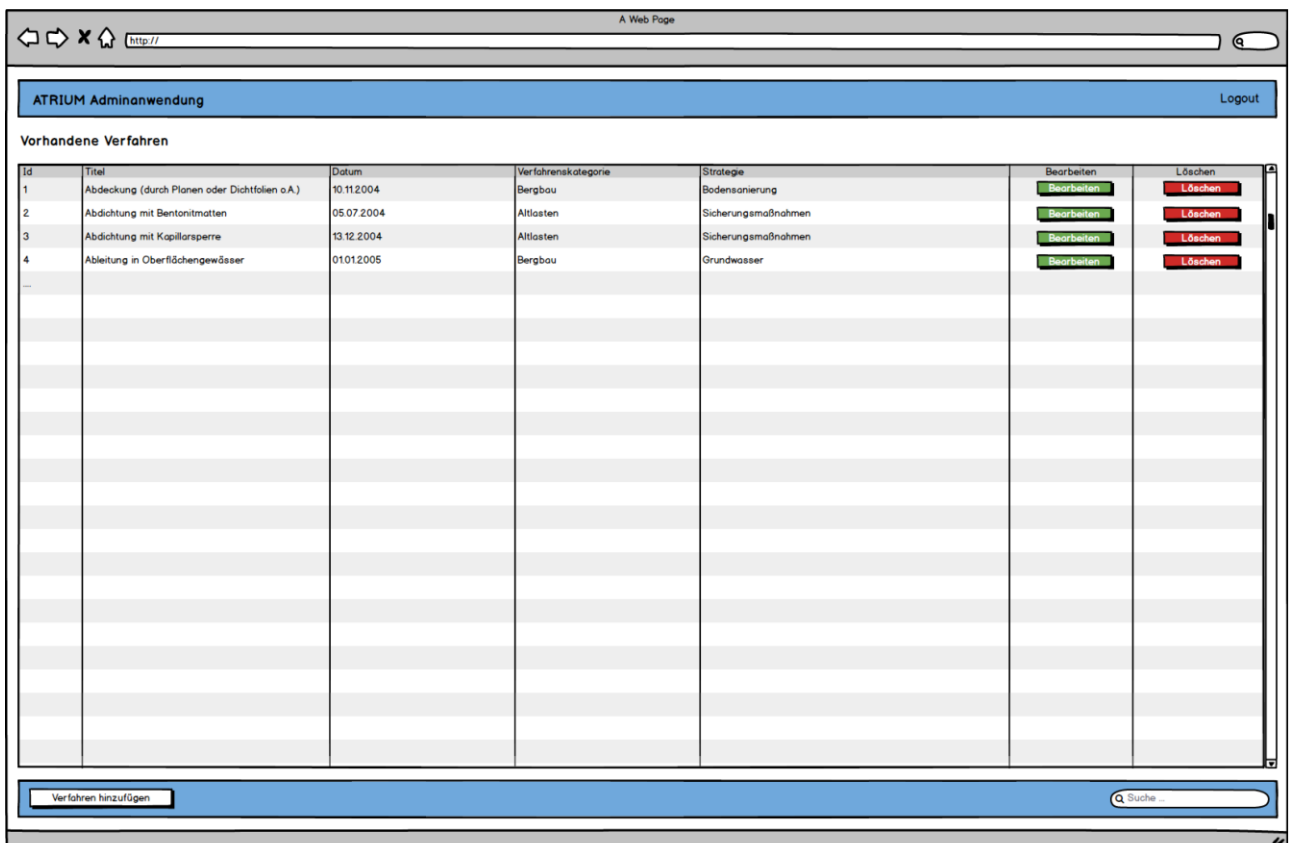


Abbildung 7-14: Login Adminanwendung

7.8.2.2 ÜBERSICHT ZU VORHANDENEN VERFAHREN



Id	Titel	Datum	Verfahrenskategorie	Strategie	Bearbeiten	Löschen
1	Abdeckung (durch Planen oder Dichtfolien o.A.)	10.11.2004	Bergbau	Bodensanierung	<input type="button" value="Bearbeiten"/>	<input type="button" value="Löschen"/>
2	Abdichtung mit Bentonitmatten	05.07.2004	Altlasten	Sicherungsmaßnahmen	<input type="button" value="Bearbeiten"/>	<input type="button" value="Löschen"/>
3	Abdichtung mit Kapillarsperre	13.12.2004	Altlasten	Sicherungsmaßnahmen	<input type="button" value="Bearbeiten"/>	<input type="button" value="Löschen"/>
4	Ableitung in Oberflächengewässer	01.01.2005	Bergbau	Grundwasser	<input type="button" value="Bearbeiten"/>	<input type="button" value="Löschen"/>
...						

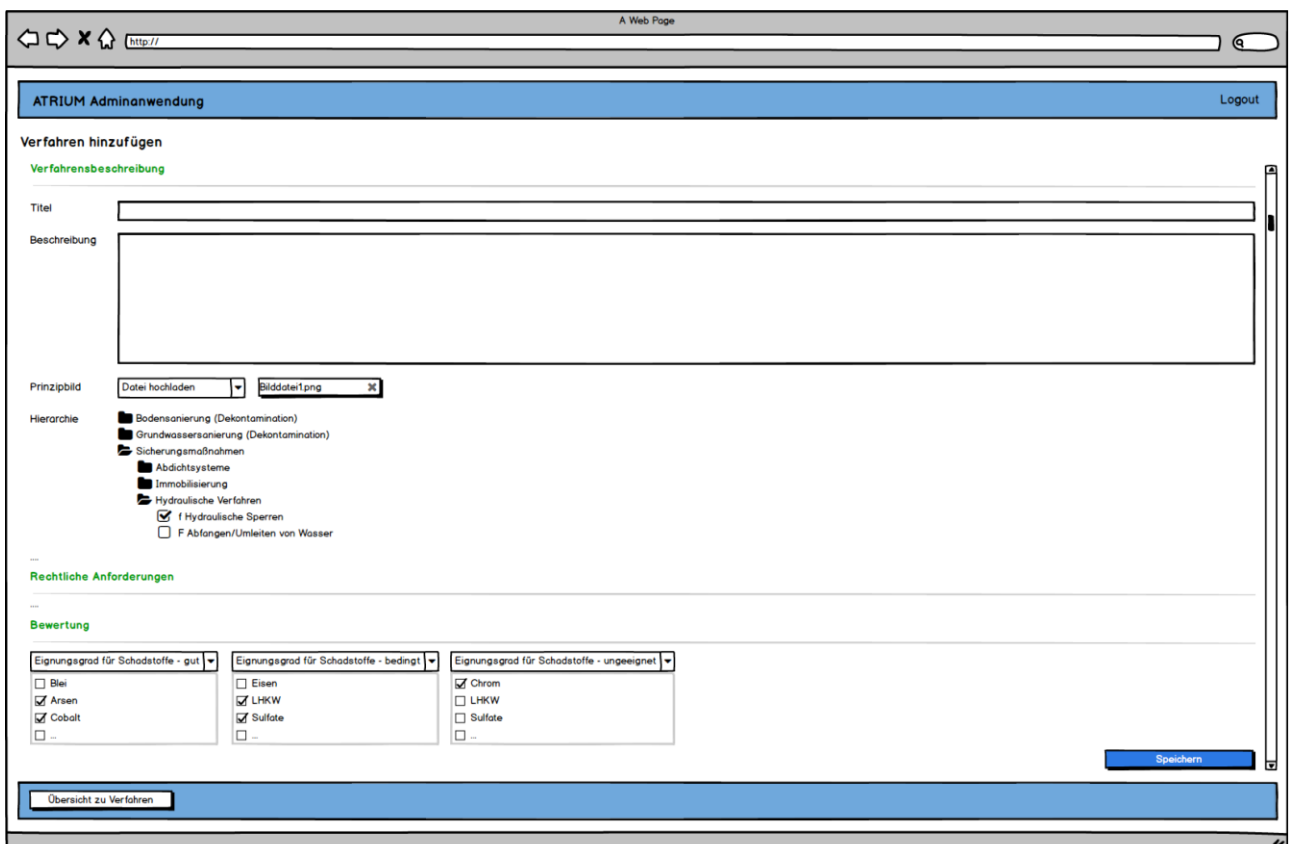
Abbildung 7-15: Vorhandene Verfahren

Nach erfolgreichem Login erscheint eine Übersicht zu den hinterlegten Verfahren. Hier sind die drei elementaren Funktionalitäten zur Pflege des Datenbestandes aufrufbar. Durch Klick auf den Button unten links „Verfahren hinzufügen“ kann ein weiteres Verfahren hinzugefügt werden. Bestehende Verfahren können über die entsprechenden Buttons in der Übersichtstabelle gelöscht oder bearbeitet werden. Die Übersichtstabelle kann über die Spaltenüberschriften sortiert werden. Über das Inputfeld „Suche“ kann die Tabelle in einer Freitextsuche gefiltert werden, um so schnell ein bestimmtes Verfahren zu finden.

7.8.2.3 HINZUFÜGEN

Das Formular zum Hinzufügen eines neuen Verfahrens muss letztlich alle Datenbankeinträge widerspiegeln, die für ein Verfahren angelegt sind. Über Textfelder, Check- und Radioboxen, Selektfelder, etc. lassen sich alle wichtigen Daten zu den Verfahren in die Datenhaltung aufnehmen. Eine etwas aufwändigere Behandlung erfährt der Upload eines Prinzipbildes und die Eingliederung in die Verfahrenshierarchie. Bilder müssen über ein Dialogfenster mit Ordnerstruktur des Nutzercomputers auswählbar sein. Um die Einordnung in die Hierarchie komfortabel zu gestalten, kann eine Baumstruktur verwendet werden. Durch einen Klick auf den Button „Speichern“ wird das Verfahren in der Datenbank hinterlegt und damit in der ATRIUM-Anwendung sichtbar.

Man kann sich überlegen, wie restriktiv die Eingabe gestaltet wird. So ist es möglich Eingabefelder als Pflichtfelder zu definieren. Zudem sollte eine Validierung der Eingabefelder vorgenommen werden. Bspw. wird ein Texteintrag in ein Feld in dem lediglich Zahlen zugelassen sind zurückgewiesen.



ATRIUM Adminanwendung Logout

Verfahren hinzufügen

Verfahrensbeschreibung

Titel:

Beschreibung:

Prinzipbild:

Hierarchie:

- Bodensanierung (Dekontamination)
- Grundwassersanierung (Dekontamination)
- Sicherungsmaßnahmen
 - Abdichtsysteme
 - Immobilisierung
 - Hydraulische Verfahren
 - F Hydraulische Sperren
 - F Abfangen/Umlenken von Wasser

Rechtliche Anforderungen

Bewertung

Eignungsgrad für Schadstoffe - gut	Eignungsgrad für Schadstoffe - bedingt	Eignungsgrad für Schadstoffe - ungeeignet
<input type="checkbox"/> Blei	<input type="checkbox"/> Eisen	<input checked="" type="checkbox"/> Chrom
<input checked="" type="checkbox"/> Arsen	<input checked="" type="checkbox"/> LHKW	<input checked="" type="checkbox"/> LHKW
<input checked="" type="checkbox"/> Cobalt	<input checked="" type="checkbox"/> Sulfate	<input type="checkbox"/> Sulfate
<input type="checkbox"/> -	<input type="checkbox"/> -	<input type="checkbox"/> -

Abbildung 7-16: Verfahren hinzufügen

7.8.2.4 BEARBEITEN

Das Bearbeiten von bereits vorhandenen Verfahren ähnelt stark dem Hinzufügen eines neuen Verfahrens, nur das hier in den Eingabefeldern die bereits hinterlegten Daten bearbeitbar angezeigt werden.

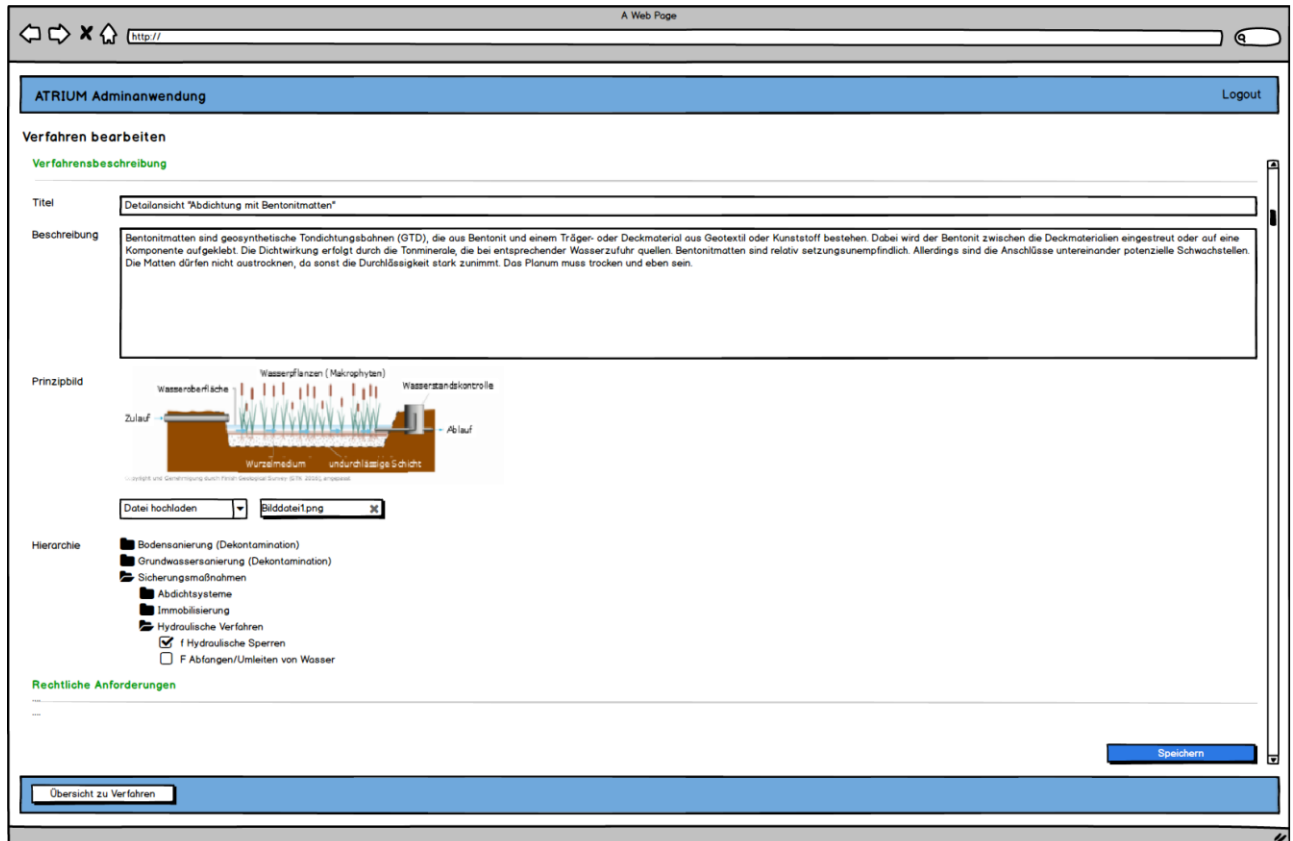


Abbildung 7-17: Verfahren bearbeiten

7.9 LOGIKSCHICHT BZW. SERVERSEITIGE PROGRAMMIERUNG

Die Logikschicht wird als serverseitige Programmierung umgesetzt. Hier findet der Zugriff auf die Datenhaltung, die Bearbeitung von clientseitigen Anfragen (z. B. HTTP-Requests) und die Prozessierung der Daten statt.

Der Zugriff auf die Datenhaltung sollte über eine weitere Schicht erfolgen. Bspw. kann die Abstraktionsschicht PDO bei Nutzung von PHP verwendet werden. Auch in anderen Programmiersprachen existieren derartige Abstraktionsschichten um die Sicherheit der Anwendung signifikant zu verbessern.

Der serverseitige Seitenaufbau erfolgt in der Logikschicht. Ebenso werden clientseitige HTTP-Anfragen bzw. dynamisches Nachladen von Seiteninhalten (AJAX) hier bearbeitet. Es wird empfohlen, die Austauschformate JSON oder XML für den Datenaustausch zwischen Server und Client zu verwenden.

Komplexe Prozessierungsaufwände sind in der Anwendung nicht vorgesehen. Allerdings sollte hier die dynamische Generierung von Steckbriefen im PDF-Format erfolgen.

Zudem werden die Formulardaten bei der Anmeldung neuer Verfahren in dieser Schicht verarbeitet und per Mail an einen oder mehrere LfULG Mitarbeiter weitergeleitet.

Die Suchfunktionalität (Volltextsuche) erfolgt in der Datenbank über SQL-Funktionen. Welche Datenbankfelder durchsucht werden und welche nicht, ist mit dem AG in der Realisierungsphase abzustimmen.

Ggf. sollte in der Logikschicht auch die Erstellung von Logfiles erfolgen.

7.10 VERTEILUNG DES ATRIUM-SYSTEMS

Die Anwendung ist als eine Client/Server Struktur konzipiert. Die Datenhaltung und Prozessierung findet auf dem Server statt. Die Visualisierung und Steuerung der Anwendung erfolgt auf dem Client (Browser). Je nach Anforderungen an die Admin-Anwendung kann diese in einer internen Umgebung (Intranet) oder einer Webversion aufgebaut werden. Bei einer Dokumentation der zukünftigen Software kann die Verteilungsschicht weiter ausgearbeitet werden und detaillierte Spezifikationen zur verwendeten Hardware enthalten.

7.11 UMSETZUNGS-AUFWAND

Die Abschätzung des Umsetzungsaufwands basiert auf der Schätzung der Umsetzungszeit. Je nach Firma kann sich der Stundensatz unterscheiden, so dass keine monetären Aufwände angegeben werden.

Tabelle 7-2: Abschätzung des Umsetzungsaufwands

Position	Beschreibung	Umsetzungsdauer [h]
1	Aufsetzen Datenbank	40
2	Datenmigration	40
3	ATRIUM-Anwendung	200
4	ATRIUM-Adminanwendung	200
Gesamt		480

Tabelle 7-3: Konzeptunterlagen

Dokument	Ort
Technische Randbedingungen LfULG	./LfULG/Betriebliche_und_technische_Rahmenbedingungen_LfULG_2018.pdf
Entwicklerdokumentation Altanwendung	./LfULG/Entwicklerdokumentation V1.pdf
Anwenderdokumentation Altanwendung	./LfULG/Anwenderhandbuch_ATRIUM_V1_1_050131.pdf
Datenbankentwurf	./Datenbankentwurf/Datenbankentwurf.png
Mockups zur Frontendgestaltung	./Mockups/...

Tabelle 7-4: Glossar

Begriff	Definition
ATRIUM	Altlasten-Technologie Recherche im Umweltmanagement
Frontend	Benutzeroberfläche einer Webanwendung im Browser
ATRIUM-System	Gesamtsystem von ATRIUM Adminanwendung + ATRIUM Anwendung
ATRIUM Adminanwendung	Anwendung zur Wartung und Pflege des Datenbestands durch den Fachadministrator
ATRIUM Anwendung	Öffentlich zugängliche Webanwendung zur Recherche nach Reinigungsverfahren (integriert in LfULG-Seite)
Usability	Benutzerfreundlichkeit: bezeichnet die vom Nutzer erlebte Nutzungsqualität bei der Interaktion mit einem System. Eine besonders einfache, zum Nutzer und seinen Aufgaben passende Bedienung wird dabei als benutzerfreundlich angesehen.
Responsive web design	Beim Responsive Webdesign (responsives Webdesign RWD, responsive = reagierend) handelt es sich um ein gestalterisches und technisches Paradigma zur Erstellung von Websites, so dass diese auf Eigenschaften des jeweils benutzten Endgeräts, vor allem Smartphones und Tabletcomputer, reagieren können (https://de.wikipedia.org/wiki/Responsive_Webdesign)

8 ZUSAMMENFASSUNG

Der vorliegende Bericht gibt eine Übersicht über die Entstehung und Vorkommen von AMD im Allgemeinen und charakterisiert sie speziell für den sächsischen Raum. Die Behandlung bergbaubeeinflusster Wässer kann nach aktiven, passiven und in-situ Verfahren unterschieden werden. Es wird dargestellt, worin sich eine aktive Behandlung von einer passiven unterscheidet und wann welche Methode zum Einsatz kommen sollte.

International werden zahlreiche Methoden der AMD-Behandlung angewendet. Darüber hinaus laufen stets auch Laborversuche und Testanlagen, meist zur Effizienzsteigerung und Optimierung der Wirtschaftlichkeit der bereits angewendeten Verfahren. Die tatsächlich bereits zur Anwendung gekommenen Behandlungsverfahren (mind. Pilotstadium) werden im Bericht charakterisiert anhand:

- der Art der zu behandelnden Wässer (Volumen, physikochemische Parameter, Stoffinhalt),
- der Behandlungswirkung (welche Stoff- und/oder Säurefrachten können bis zu welchem Maß behandelt werden)
- der einzelnen Behandlungsstufen und den dabei ablaufenden Prozessen,
- der Standortvoraussetzungen,
- der baulichen Maßnahmen sowie
- der erforderlichen technischen und personellen Ausstattung.

Dabei wird nach aktiven, passiven und in-situ Verfahren unterschieden, (mikro)biologische Verfahren werden nicht betrachtet. Nach Möglichkeit sind die Vor- und Nachteile einzelner Anlagenelemente und ihr wirtschaftlicher Aufwand dargestellt. Als Übersicht werden alle Verfahren hinsichtlich

- Anwendungsspektrum,
- Voraussetzungen/Aufwand,
- Effizienz von Neutralisation und Stoffanreicherung

sowie den wirtschaftlichen Aspekten

- Investitionskosten,
- Wartungs-/Unterhaltskosten,
- Kosten-Leistungsverhältnis

tabellarisch zusammengefasst. Aktuelle und auch historische Anwendungsfälle in Sachsen sind grafisch in Karten(ausschnitten) veranschaulicht sowie tabellarisch aufgelistet.

Ein Favorit unter den verschiedenen Behandlungsmöglichkeiten lässt sich nicht ableiten, da für einen bestimmten Standort nur jeweils ein Verfahren in Frage kommt, bestenfalls ist eine Anpassung der Reinigungsstufen bzw. eine Optimierung bei technischen Detailfragen möglich. Das Einsatzpotential der einzelnen Behandlungsverfahren in den sächsischen Bergbauregionen ergibt sich in erster Linie auf Grundlage der Parameter Behandlungsvolumina und Eisenkonzentrationen. Auf Grundlage internationaler Datenrecherche sind Entscheidungsbäume für den sächsischen Raum entwickelt worden.

Dünn- bzw. Dickschlammverfahren zur Behandlung bergbaubeeinflusster Wässer sind in Sachsen Stand der Technik. Anlagen mit nachgeschalteter Filtration stehen z. B. an den Standorten AAF Königstein, WBA Pöhla. Diese Verfahren sind in der Lage die anfallenden großen Volumina erfolgreich zu behandeln.

Eng damit verbunden sind die viel eingesetzten Ockerteiche bzw. Absetzbecken, ggf. mit Kalkzugabe für eine pH-Wert-Anhebung. Sie sind als Einzelsystem insbesondere zur Verringerung der Eisenfrachten kleinerer Fließgewässer eine einfache und kostengünstige Behandlungsmethode, werden jedoch auch zum Absetzen der innerhalb einer Flusskläranlage ausgefällten Stoffe neben den eigentlichen Flusslauf installiert. Darüber hinaus empfehlen sie sich als ersten Schritt eines passiven Behandlungssystems.

Passive Systeme sind für die Behandlung großer Volumenströme ($> 10 \text{ l/s}$) nicht geeignet und daher aktuell in Sachsen kaum von Relevanz. Zeitweise waren Pilotanlagen im Einsatz, im Sommer 2019 ist zudem eine Wetland-Grundwasser-Reinigungsanlage in Betrieb gegangen, die kontaminiertes Grundwasser einer ehemaligen Schwelerei aufbereitet (Schadstoffe wurden nicht genauer benannt).

Die Seesanieung erfolgt durch den Eintrag von Neutralisationsmitteln und/oder CO_2 mit jeweils standortangepassten Eintragstechnologien. Stationäre Anlagen und Schiffskonzepte wurden und werden angepasst und weiterentwickelt. Die Notwendigkeit, die Anwendungsbedingungen sowie Vor- und Nachteile des Einsatzes *natürlicher Selbstreinigung*, *Seewasserbehandlung* oder *Auslaufneutralisation* wird anhand von Beispielseen aus dem Lausitzer Braunkohlenrevier diskutiert. Auch hier wird die Auswahl des geeigneten Verfahrens von den Standortbedingungen und den behördlichen Vorgaben bestimmt.

Ein wichtiger Projektbestandteil waren die umfangreichen Laboruntersuchungen zur Bestimmung der Eisenoxidationskinetik. Die Ergebnisse liefern nun eine Datengrundlage für die überschlägige Bestimmung der Eisenoxidationsraten in natürlichen sauerstoffgesättigten und teilgesättigten sauren Gewässern. Die abgeleiteten Raten können als Planungsgrundlage für technische Abschätzungen dienen. Zudem konnten Aussagen zur prinzipiellen Wirkung der wesentlichen Faktoren pH-Wert, Sauerstoff-Konzentration und Feststoffoberfläche abgeleitet werden.

Im Rahmen des Projektes ist ein Umsetzungskonzept für die Neugestaltung und Weiterentwicklung der Altlasten-Technologie Recherche im Umweltmanagement kurz ATRIUM-Anwendung erstellt worden. Mit der Neugestaltung soll es zukünftig möglich sein, die Anwendung um weitere bergbauspezifische Reinigungsverfahren aus anderen Vita-Min-Teilprojekten und LfULG-Studien erweitern zu können. Die Datenbank soll beliebig durch den AG erweiterbar/aktualisierbar sein und eine schnelle, komfortable Suche von Verfahren getrennt nach dem Anwendungsbereich (Altlasten/Bergbau) ermöglichen. In dem hier dargestellten Konzept werden die drei Arbeitsschritte Neukonzeptionierung der Datenbank, Einpflegen neuer Verfahren sowie Aktualisieren der bereits eingepflegten Verfahren berücksichtigt. Das Konzept enthält eine Schätzung des Realisierungsaufwands für die Umsetzungsphase, gliedert nach Arbeitspaketen.

9 LITERATURVERZEICHNIS

- AG Flussgebietsbewirtschaftung . (2017). *Grundsätze für die länderübergreifende Bewirtschaftung der Flussgebiete Spree, Schwarze Elster und Lausitzer Neiße. Empfehlungen der AG „Flussgebietsbewirtschaftung Spree-Schwarze Elster“ vom März 2017.* AG Flussgebietsbewirtschaftung Spree - Schwarze Elster.
- Akcil, A., & Koldas, S. (2006). Acid Mine Drainage: causes, treatment and case studies. *Journal of Cleaner Production*, 14, S. 1139-1145.
- Allers, T. (2001). Instationäre Partikelauflösung und Kristallisation in dreiphasigen Reaktionsprozessen. *Fortschrittberichte VDI, Reihe 3, Verfahrenstechnik*, S. 681.
- Asta, M., Ayora, C., Román-Ross, G., Cama, J., Acero, P., Gault, A., . . . Bardelli, F. (2010). Natural attenuation of arsenic in the Tinto Santa Rosa acid stream (Iberian Pyritic Belt, SW Spain): The role of iron precipitates. *Chemical Geology*, 271(1-2), S. 1-12.
- Aube, B., & Payant, S. (1997). The Geco process: a new high density sludge treatment for acid mine drainage. *Proceedings of the Fourth International Conference on Acid Rock Drainage, Vancouver, Canada, May 31 - June 6, 1997.*
- Aubé, B., & Stroiazzo, J. (2000). Molybdenum treatment at Brenda mines. *Paper presented at the 5th International Conference on Acid Rock Drainage ICARD, 21-24 May 2000. Denver, Colorado.*
- Aubé, B., & Zinck, J. (2003). Lime Treatment of Acid Mine Drainage in Canada. *"Brazil-Canada Seminar on Mine Rehabilitation", Florianópolis, Brazil, December 1-3, 2003.*
- Aubé, B., Beauséjour, M., Smith, S., Martel, P., ., & . (2009). Mobile Mine Drainage Treatment System in a Northern Climate. *8th ICARD 22-26.06.2009 in Skelleftea, Sweden.*
- Babel, S., & Kurniawan, T. A. (2003). Low-cost adsorbents for heavy metals uptake from contaminated water: a review. *Journal of Hazardous Materials*, B97, S. 219-243.
- Banerjee, K. (2013). *A process for sulfate treatment of membrane concentrate from mining operations.* Von <http://www.veoliawaterst.cl/vwstchile/ressources/files/1/32466,Kashi-Banerjee-Sulfate-Treatment-R.pdf> abgerufen
- Banerjee, K., Blumenschein, C. D., Schrader, J. C., & Cook, R. G. (2016). *Patentnr. US 2016.0167987A1.*
- Banerjee, K., Blumenschein, C. D., Schrader, J. C., Cook, R. G., ., & . (2016). *Process for reducing the sulfate concentration in wastewater stream by employing regenerated Gibbsite.* Veolia Water Solutions & Technologies. Saint-Maurice (FR): Banerjee, Kashi.; Blumenschein, Charles D.; Schrader, John Charles.; Cook, Robert G.
- Barton, C., & Karathanasis, A. (1999). Renovation of a failed constructed wetland treating acid mine drainage. *Environmental Geology*, 39(1), S. 39-50.

- Becker, J. (2003). *Konstruierte Feuchtgebiete zur passiven Reinigung von Grubenwasser*. Oberseminarreihe 2002/03, TU Bergakademie Freiberg, Institut für Geologie, Freiberg.
- Bhattacharya, J., Ji, S., Lee, H., Cheong, Y., Yim, G., Min, J., & Choi, Y. (2008). Treatment of acidic coal mine drainage: design and operational challenges of successive alkalinity producing systems. *Mine Water Environment*, 27, S. 12–19.
- Bielig, T. (2010). *Nicht-intendierte Outputs bei der Gewinnung und Verstromung von Braunkohle*. Dissertation, Technische Universität Berlin, Fakultät III Prozesswissenschaften.
- Bigham, J., Schwertmann, U., Traina, S., Winland, R., Wolff, M., & . (1996). Schwertmannite and the chemical modeling of iron in acid sulfate waters drainage. *Geochimica et Cosmochimica Acta*, 60(12), S. 2111-2121.
- Bilek, F. (2012). *Reinigungsverfahren von Grundwasser und Oberflächengewässern*. VODAMIN-Forschungsprojekt Bericht TP 04, Sächsisches Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie, Dresden.
- Bilek, F. (2013). *Grubenwassergenese und -behandlung - Beiträge zur Modell- und Technologie-Entwicklung*. Habilitation, Proceedings des Dresdner Grundwasserforschungszentrums e.V., Heft 48.
- Bilek, F., Moritz, F., & Albinus, S. (2016). Iron-Hydroxide-Removal from Mining Affected Rivers. In C. Drebenstedt, & M. Paul (Ed.), *Proceedings IMWA 2016 Leipzig/Germany | Mining Meets Water – Conflicts and Solutions*, (pp. 151-158).
- Black, C., Ziemkiewicz, P., & Skousen, J. (1999). Construction of a Limestone Leach Bed and Preliminary Water Quality Results in Beaver Creek. *Proceedings of the 20th Annual West Virginia Surface Mine Drainage Task Force Symposium, Morgantown, West Virginia*.
- Blanco, I., Sapsford, D., Trumm, D., Pope, J., Kruse, N., Cheong, Y.-w., . . . Olds, W. (2018). International Trials of Vertical Flow Reactors for Coal Mine Water Treatment. *Mine Water and the Environment*, 37 (1), S. 4–17.
- Blowes, D., & Jambor, J. (1990). The pore-water geochemistry and the mineralogy of the vadose zone of sulphide tailings, Waite Amulet, Quebec, Canada. *Applied Geochemistry*, 5, S. 327-346.
- Bohm, L. (1992). *Optimierung der chemielosen Entmanganungsfiltration*. Dissertation, Technischen Universität Dresden, Fakultät für Bau-, Wasser- und Forstwesen.
- Braun, L., Märten, H., Raschke, R., Richter, A., Sommer, K., & Zimmermann, U. (2008). Flood Water Treatment at the former Uranium Mine Site Königstein - A Field Report. *Proceedings IMWA 2008, Karlovy Vary/Czech Republic*.
- Burghardt, D., Richter, J., Simon, E., Reichel, S., Janneck, E., & Laubrich, J. (2016). Treatment of Seepage Water from a Tailings Pond of Uranium Mining: Column Tests with a Novel Schwertmannite Adsorbent. *Proceedings IMWA 2016, Leipzig/Germany*.

- Burke, S., & Banwart, S. (2002). A geochemical model for removal of iron (II) from mine water discharges. *Applied Geochemistry*, 17(4), S. 431-443.
- Buros, O. (2000). *The ABCs of Desalting*. Von https://water.ca.gov/LegacyFiles/pubs/surfacewater/abcs_of_desalting/abcs_of_desalting.pdf abgerufen
- Byrne, P., Wood, P. J., & Reid, I. (2012). The Impairment of River Systems by Metal Mine Contamination: A Review Including Remediation Options. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 42(19), S. 2017-2077.
- Chamberlain, S., & Moorhouse, A. (2016). Baffle Curtain Installation to Enhance Treatment Efficiency for Operational Coal Mine Water Treatment Schemes. In C. Drebenstedt, & M. Paul (Hrsg.), *Proceedings IMWA 2016, Leipzig/Germany | Mining Meets Water – Conflicts and Solutions*, (S. 812-819).
- Cheong, Y., Yim, G., Ji, S., Oh, C., Ahn, J., & Seo, E. (2016). Removal of iron and suspended solids in mine water treated by vertical flow reactor. In C. Drebenstedt, & M. Paul (Hrsg.), *Proceedings IMWA 2016, Leipzig/Germany | Mining Meets Water – Conflicts and Solutions*, (S. 1002-1008).
- Chorover, J., & Brusseau, M. (2008). Kinetics of Sorption - Desorption. In S. Brantley, J. Kubicki, & A. White (Hrsg.), *Kinetics of Water-Rock Interaction* (S. 109-149). Springer, New York, NY.
- Christenson, H., Pope, J., Trumm, D., Uster, B., Newman, N., & Young, M. (2016). Manganese removal from New Zealand coal mine drainage using limestone leaching beds. *Proceedings IMWA 2016 Leipzig/Germany | Mining Meets Water – Conflicts and Solutions*, (S. 906-912).
- Clayton, L., Bolis, J., Wildeman, T., Updegraff, D., ., & . (1999). A case study of the aerobic and anaerobic removal of manganese by wetland processes. In L. Filipek, & G. Plumlee, *The Environmental Geochemistry of Mineral Deposits. Society of Economic Geologists, Reviews in Economic Geology. Vol. 6B* (S. 515-526).
- Coulton, R., Bullen, C., & Hallett, C. (2003). The design and optimization of active mine water treatment plants. *Land Contamination & Reclamation*, 11(2), S. 273-279.
- Coulton, R., Bullen, C., Dolan, J., Hallett, C., Wright, J., & Marsden, C. (2003). Wheal Jane mine water active treatment plant - Design, construction and operation. *Land Contamination & Reclamation*, 11(2), S. 254-252.
- Cravotta, C. A. (1998). Oxidic limestone drains for treatment of dilute, acidic mine drainage. *Annual Symposium of the West Virginia Surface Mine Drainage Task Force, April 7-8, 1998*. Morgantown, W.Va.
- Davies, S. H., & Morgan, J. J. (1989). Manganese(II) oxidation on metal oxide surfaces. *Journal of Colloid and Interfaces Science*, 129(1), S. 63-77.
- Davis, A., Dixon, D., & Sorensen, J. (2006). *Project Completion Report Development of an Agglomeration Process to Increase the Efficiency of Limestone-Based Material to Remove Metals from Drinking Water*. USGS 104b Grant Program - Project

- Completion Report, South Dakota State University - Water Resources Institute, South Dakota School of Mines and Technology.
- Davis, J. A., Fuller, C. C., & Cook, A. D. (1987). A model for trace metal sorption processes at the calcite surface: Adsorption of Cd²⁺ and subsequent solid solution formation. *Geochimica et Cosmochimica Acta*, 51(6), S. 1477-1490.
- Davison, W., & Seed, G. (1983). The kinetics of the oxidation of ferrous iron in synthetic and natural waters. *Geochimica et Cosmochimica Acta*, 47(1), S. 67-69.
- DVDW W 214-3 (A). (2018). Entsäuerung von Wasser; Teil 3: Planung und Betrieb von Anlagen zur Ausgasung von Kohlenstoffdioxid.
- DWA-M-229-1. (2017). Systeme zur Belüftung und Durchmischung von Belebungsanlagen – Teil 1: Planung, Ausschreibung und Ausführung.
- ERMITE Consortium. (2004). Mining Impacts on the Fresh Water Environment: Technical and Managerial Guidelines for Catchment Scale Management. *Mine Water Environment*, 23(1), S. 2-80.
- Florence, K., Sapsford, D., Johnson, D., Kay, C., Wolkersdorfer, C., & . (2016). Iron-mineral accretion from acid mine drainage and its application in passive treatment. *Environmental Technology*, 37(11), S. 1428-1440.
- Friedrich, H. J., Zaruba, A., Meyer, S., Kappnik, R., Stolp, W., & Benthaus, F. C. (2007). Verfahren und kleintechnische Anlage zur Aufbereitung schwefelsaurer Grubenwässer (RODOSAN®-Verfahren). *Proceedings des Dresdner Grundwasserforschungszentrums e.V., Heft 31*, S. 205-210.
- Fuchs. (1993). *Der FUCHS Wendelbelüfter - Spitzentechnologie in der Abwasserreinigung*. Produktbroschüre, FUCHS Enprotec GmbH, Mayen, Germany.
- Geissbühler, U. (2007). *Selbstreinigung urbaner Flusslandschaften bei Basel - Inwertsetzung revitalisierter und naturnaher Auen- und Feuchtgebiete in den Flussebenen von Wiese, Birs und Rhein*. Inauguraldissertation, Philosophisch-Naturwissenschaftlichen Fakultät der Universität Basel, Basel.
- Genty, T., Bussièrè, B., Paradie, M., Neculita, C. M., ., & . (2016). Passive biochemical treatment of ferriferous mine drainage: Lorraine mine site, Northern Quebec, Canada. In C. Drebenstedt, & M. Paul (Hrsg.), *Proceedings IMWA 2016 | Mining Meets Water – Conflicts and Solutions*, (S. 790-795). Leipzig/Germany.
- Geroni, J., Sapsford, D., & Florence, K. (2011). Degassing CO₂ from mine water: implications for treatment of circumneutral drainage. *Proceedings of the 11th International Mine Water Association Congress IMWA, 04-11 Sept. 2011. Aachen, Germany*.
- GFI. (2017). *Auswahl geeigneter Kalkprodukte zur Initial- und Nachsorgeneutralisation von Bergbaufolgeseen und Kontrolle der Produktqualität während der Wasserbehandlung*.
- GFI. (2017). *Entwicklung einer Rückhalte- und Verwertungstechnologie für Salzfrachten von Haldensickerwässern unter Nutzung natürlicher Energiequellen zur Minderung der Gewässerbelastung*. Technikumsversuch.

- GFI. (2018). *Entwicklung einer Rückhalte- und Verwertungstechnologie für Salzfrachten von Haldensickerwässern unter Nutzung natürlicher Energiequellen zur Minderung der Gewässerbelastung*. Technikumsversuch - Weiterführung.
- Glombitza, F., Aibel, T., Schaffrath, M., Janneck, E., ., & . (2014). *Verfahren zur Fassung, Ableitung und Reinigung bergbaulich kontaminierter Grundwässer*. VODAMIN-Forschungsprojekt Bericht TP 14, Sächsisches Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie, Dresden.
- Goebel, O. (2007). *Desalination Technologies in brief*. Folienvortrag. Seminar: Introduction to seawater desalination: Technologies - Markets - Environment.
- Goetz, E., & Riefler, R. G. (2014). Performance of Steel Slag Leach Beds in Acid Mine Drainage Treatment. *Chemical Engineering Journal*, 240, S. 579-588.
- Grombach, P. (1993). *Handbuch der Wasserversorgungstechnik*. Oldenbourg Industrieverlag München Wien.
- Guimaraes, D., & Leao, A. (2011). Studies of sulfate ions removal by the polyacrylic anion exchange resin Amberlite IRA458: batch and fixed bed column studies. *IMWA 2011, Aachen/Germany*.
- Gusek, J. (2008). Passive Treatment 101: Overview of the Technologies. *U.S. EPA National Groundwater Association Remediation of Abandoned Mine Lands Conference, Denver, Colorado*.
- Hedin, B., Weaver, T., Wolfe, N., Watzlaf, G., Weaver, K., & . (2014). Effektive Passive Treatment of Coal Mine Drainage. *Hedin Environmental. Pittsburgh, PA. Environment, Technology*.
- Hedin, R. S., & Watzlaf, G. R. (1993). The effects of anoxic limestone drains on mine water chemistry. *Proceedings America Society of Mining and Reclamation*, S. 185-194.
- Hedin, R. S., Narin, R. W., & Kleinmann, R. L. (1994). Passive Treatment of Coal Mine Drainage. (US Department of the Interior, Hrsg.) *Bureau of Mines Information Circular*.
- Hedin, R., & Hedin, B. (2016). The complicated role of CO₂ in mine water treatment. In C. Drebenstedt, & M. Paul (Hrsg.), *Proceedings IMWA 2016, Leipzig/Germany | Mining Meets Water – Conflicts and Solutions*, (S. 844-849).
- Heinze, G., Märten, H., Schreyer, J., Seeliger, D., Sommer, K., & Vogel, D. (2002). Flood water treatment by improved HDS technology. In B. Merkel, & B. Planer-Friedrich, *Uranium in the Aquatic Environment; Proceedings on Uranium Mining and Hydrogeology III. Freiberg, Germany*.
- Heitfeld, M., Denneborg, M., Rosner, P., Müller, F., Lieser, U., Wagenknecht, A., . . . Jack, A. (2012). *Signifikante Belastungsquellen des Erzbergbaus und mögliche Maßnahmen im Rahmen der Bewirtschaftungsplanung NR*. Gutachten, Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen (MKULNV), Ref. IV-6 Flussgebietsmanagement, Gewässerökologie, Hochwasserschutz; Bezirksregierung Arnsberg, Abteilung 6 – Bergbau und Energie.

- Hem, J. (1963). Chemical equilibria and rates of manganese oxidation. *Chemistry of Manganese in Natural Water, U.S. Geological Survey Water Supply Paper, 1667*, S. A1-A64.
- Hem, J. (1972). Chemistry and occurrence of cadmium and zinc in surface water and groundwater. *Water Resources Research, 8*(3), S. 661-679.
- Hengen, T. J., Squillace, M. K., O'Sullivan, A. D., Stone, J. J., ., & . (2014). Life cycle assessment analysis of active and passive acid mine drainage treatment technologies. *Resources, Conservation and Recycling, 86*, S. 160-167.
- Hlabela, P., Maree, J. P., & Bruinsma, D. (2007). Barium carbonate for sulfate metal removal from mine water. *Mine Water and the Environment, 26*, S. 14-22.
- Höiting, B. (1996). *Hydrogeologie - Einführung in die Allgemeine und Angewandte Hydrogeologie* (5. Auflage Ausg.). Ferdinand Enke Verlag (Stuttgart).
- INAP. (2014). *Global Acid Rock Drainage Guide (GARD Guide)*. The International Network for Acid Prevention. Von <http://www.gardguide.com> abgerufen
- ITRC. (2010). *Technology Overview - Anoxic Limestone Drains*. The Interstate Technology & Regulatory Council, Mining Waste Team.
- ITRC. (2013). *Biochemical Reactors for Mining-Influenced Water*. Guidance Document, Interstate Technology & Regulatory Council, Biochemical Reactors for Mining-Influenced Waste Team, Washington, DC. Von www.itrcweb.org abgerufen
- IWB. (2019). Homepage IWB Dresden Institut für Wasser und Boden Dr. Uhlmann - Naturräumliche Wasserbehandlung. *Biogene Alkalinitätsproduktion*. Abgerufen am 15. 4 2019 von Naturräumliche Wasserbehandlung: <http://www.iwb-dresden.de/index.php/de/projekte/8-naturraeumliche-wasserbehandlung>
- Jacobs, P., & Pulles, W. (2007). *Best Practice Guideline H4: Water Treatment*. Pretoria, SA: Department of Water Affairs and Forestry.
- Janneck, E., Burghardt, D., Martin, M., Damian, C., Schöne, G., Meyer, J., & Pfeifer, S. (2011). From Waste to Valuable Substance: Utilization of Schwertmannite and Lignite Filter Ash for removal of Arsenic and Uranium from Mine Drainage. *Tagungsbeitrag IMWA 2011, Aachen/Germany*.
- Janneck, E., Cook, M., Kunze, C., Sommer, K., Dinu, L., & . (2012). Ettringite Precipitation vs. Nano-Filtration for Efficient Sulphate Removal from Mine Water. *Annual IMWA Conference 2012*.
- Janneck, E., Schlee, K., Arnold, I., Glombitza, F., ., & . (2006). Einsatz neuer Belüftungssysteme zur Effizienzsteigerung bei der Grubenwasserbehandlung in der Lausitz. *Wissenschaftliche Mitteilungen der TU Bergakademie Freiberg, 31*, S. 29-36.
- Janneck, E., Schröder, A., Schlee, K., Glombitza, F., Rolland, W., & . (2007). Senkung des Kalkverbrauches bei der Grubenwasserreinigung durch physikalische Entfernung der ungebundenen Kohlensäure. In TU Bergakademie Freiberg (Hrsg.), *Wissenschaftliche Mitteilungen, 35*, S. 27-34. Freiberg.

- Janneck, E., Terno, D., Heinzl, E., Rolland, W., Schlee, K., Glombitza, F., & Nowak, O. (2008). Untersuchung und Optimierung des Prozesses der mikrobiologischen Eisenoxidation für die Behandlung von eisen- und sulfatreichen Bergbauwässern. *Wissenschaftliche Mitteilungen des Institutes für Geologie der Bergakademie Freiberg, Band 37*, S. 105-114.
- Jarvis, A., & Younger, P. (2001). Passive treatment of ferruginous mine waters using high surface area media. *Water Research, 35*(15), S. 3643-3648.
- Johnson, K. (2003). The importance of aeration in passive treatment schemes for manganese removal. *Land Contamination & Reclamation, 11* (2), S. 205-212.
- Junta, J. L., & Hochella, M. F. (1994). Manganese (II) oxidation at mineral surfaces: A microscopic and spectroscopic study. *Geochimica et Cosmochimica Acta, 58*(22), S. 4985-4999.
- Kassahun, A., Laubrich, J., & Paul, M. (2016). Feasibility study on seepage water treatment at a uranium TMF site by ion exchange and ferric hydroxide adsorption. *Proceedings IMWA 2016, Leipzig/Germany*.
- Kepler, D., & McCleary, E. (1993). Successive Alkalinity Producing Systems (SAPS) for the Treatment of Acid Mine Drainage. *Proceedings America Society of Mining and Reclamation*, (S. 195-204). International Land Reclamation and Mine Drainage Conference, Pittsburg. doi:10.21000/JASMR94010195
- Kerneos. (kein Datum). *LSR Reactive calcium aluminates for the elimination of sulphate pollution*. Produktblatt, Kerneos GmbH.
- Klein, S. (2016). *Geld verdienen mit Eisenschlamm*. (Lausitzer VerlagsService GmbH, Hrsg.) Abgerufen am 15. März 2016 von LR Online: https://www.lr-online.de/nachrichten/wirtschaft/geld-verdienen-mit-eisenschlamm_aid-2954017
- Klug, M., Janneck, E., Reichel, S., & Peiffer, S. (2016). Treatment of chromate(VI) and vanadate(V) polluted wastewaters using schwertmannite adsorbents. *IMWA 2016, Leipzig/Germany*.
- Koch, T. (2017). *DWA-Ausschuss, AEW-Anfall im Lausitzer Revier*.
- Kruse, N. A., Brewster, K., & Riefler, R. G. (2010). A new look at designing steel slag leach beds. *International Mine Water Association Symposium. Nova Scotia.*, (S. 245-248).
- Kucera, J. (2014). *Desalination: Water from Water*. Scrivener Publishing LLC. WILEY.
- Kurtz, S. (2011). Untersuchung der Prozesse der Mn(II)-Entfernung bei der Behandlung von Abwässern aus einem Kohlebergbau in Vang Danh (Vietnam) und Entwicklung eines Verfahrens zur Entmanganung von Grubenwässern. *Proceedings des Dresdner Grundwasserforschungszentrums e.V., Heft 46*(Dissertation).
- Leavitt, B. (2011). Aeration of Mine Water Using a TROMPE. *Proceedings, West Virginia Surface Mine Drainage Task Force Symposium, 32*, S. 1-11.
- Leavitt, B. R., Danehy, T., Mahony, R., Page, B., Neely, C., Denholm, C., . . . Dunn, M. H. (2013). Trompe Technology for Mine Drainage Treatment. (ASMR, Hrsg.) *Reclamation Matters, Fall 2013*, S. 31-33.

- Lehigh Environmental Initiative. (2000-2011). *Pyrolusite® process*. Lehigh University. Von <http://www.ei.lehigh.edu/envirosci/enviroissue/amd/links/passive6.html> abgerufen
- Lenk, S., & Wisotzky, F. (2007). Chemische Beschaffenheit und modellierte Genese von Grundwässern in Braunkohlenabraumkippen des Tagebaus Inden. *Grundwasser*, 12, S. 301-313.
- LfULG. (2015). Zusammenfassung der Untersuchungen des Ziel 3-Projektes VODAMIN zur Verbesserung der Wassergüte. *Schriftenreihe des LfULG, Heft 15*.
- Lipp, P., & Baldauf, G. (2008). Stand der Membrantechnik in der Trinkwasseraufbereitung in Deutschland. *energie wasser-praxis*, 04/2008.
- LMBV. (2017). *Abschlussbericht Initialneutralisation und Erprobung des HDHc Verfahrens zur Alkalinisierung des Drehnaer Sees (RL 12), Teil 1 bis Teil 4 vom 30.06.2017*. (unveröffentlicht).
- LMBV. (2019). *Innovative Grundwasserreinigung am Altstandort Kupferhammer*. Flyer.
- LUA. (2001). Tagebauseen: Wasserbeschaffenheit und wassergütwirtschaftliche Sanierung - Konzeptionelle Vorstellungen und erste Erfahrungen. (LUA, Hrsg.) *Studien und Tagungsberichte, Schriftenreihe des Landesumweltamtes Brandenburg*, 35.
- Luckner, L., Totsche, O., Jentschura, C., Geller, W., Grünewald, U., Weiß, H., & Reußner, S. (2017). *In-Lake-Neutralisation von Bergbaufolgeseen im Lausitzer und Mitteldeutschen Braunkohlerevier - Aktueller Stand und Bewertung der technischen Entwicklung*. LMBV mbH.
- Macías, F., Caraballo, M. A., Nieto, J. M., Rötting, T. S., Ayora, C., & . (2012). Natural pretreatment and passive remediation of highly polluted acid mine drainage. *Journal of Environmental Management*, 104, S. 93-100.
- Mack, B., & Gutta, B. (2009). An Analysis of Steel Slag and Its Use in Acid Mine Drainage (AMD) Treatment. *National Meeting of the American Society of Mining and Reclamation, Billings, MT*.
- Maree, J. P., Hlabela, P., Nengovhela, R., Geldenhuys, A. J., Mbhele, N., Nevhulaudzi, T., & Waanders, F. B. (2004). Treatment of mine water for sulfate and metal removal using barium sulphide. *Mine Water and the Environment*, 23(4), S. 195-203.
- Maree, J. P., Stobos, G., Greben, H., Netshidaulu, E., Hlabela, P., Steyn, E., . . . Christie, A. (2001). Biological treatment of mine water using ethanol as energy source. *Paper presented at the Conference on Environmentally Responsible Mining in South Africa, Sept. 2001 CSIR. Pretoria, South Africa*.
- Maree, J., Greben, H., & de Beer, M. (2004). Treatment of acid and sulphate-rich effluents in an integrated biological/chemical process. *Water SA*, 30(2), S. 183-189.
- Märten, H. (2006). Neueste Trends zur aktiven Wasserbehandlung und Anwendungsbeispiele. *Wissenschaftliche Mitteilungen der TU Bergakademie Freiberg*, 31, S. 13-22.

- Märten, H., Schreyer, J., Seeliger, D., & Sommer, K. (2002). Uranium Removal from Flood Water at Königstein Mine. In B. Merkel, B. Planer-Friedrich, & C. Wolkersdorfer, *Uranium in the Aquatic Environment*. Springer, Berlin, Heidelberg.
- Martin-Garin, A., Van Cappellen, P., & Charlet, L. (2003). Aqueous cadmium uptake by calcite: a stirred flow-through reactor study. *Geochimica et Cosmochimica Acta*, 67(15), S. 2763-2774.
- MINTEK. (2008). *Acid test for SAVMINTM process*. Von <https://www.mintek.co.za/2008/05/15/ACID-TEST-FOR-SAVMINTM-PROCESS/> abgerufen
- MINTEK. (2014). Mintek to run SAVMINTM pilot plant at Gold One. *Bulletin, May 2014*(156). Von <https://www.mintek.co.za/wp-content/uploads/2012/10/Mintek-Bulletin-156.pdf> abgerufen
- Moore, E., & Smart, L. (2012). *Solid state chemistry : an introduction*. CRC Press.
- Morgan, J. (1964). *Chemistry of Aqueous Manganese II and IV*. PhD Thesis, Harvard University.
- Morgan, J. (1967). Chemical equilibria and kinetic properties of manganese in natural waters. In S. D. Faust, & J. V. Hunter, *Principles and Applications of Water Chemistry*. John Wiley & Sons, New York.
- Nordstrom, K. D. (2016). Waste or Resource? Extraction Potential from Acid Mine Drainage for Useful Resources . *Proceedings IMWA 2016, Freiberg/Germany*.
- Nuttall, C. A. (2003). Testing and performance of a newly constructed full-scale passive treatment system at Whittle Colliery, Northumberland. *Land Contamination & Reclamation*, 11(2), S. 105 - 112.
- Nuttall, C., & Younger, P. (2000). *Assessment and experimental passive treatment of zinc-rich net alkaline minewaters, Nent Valley, UK*. IMWA 2000.
- Okrusch, M., & Matthes, S. (2005). *Mineralogie. Eine Einführung in die spezielle Mineralogie - Petrologie und Lagerstättenkunde*. 7. vollständige überarbeitete und aktualisierte Auflage: Springer Verlag, Berlin.
- Olthoff, R. (1986). Die Enteisung und Entmanganung von Grundwasser im Aquifer. *Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 63*.
- Phillips, P., Bender, J., Simms, R., Rodriguez-Eaton, S., Britt, C., & . (1995). Manganese removal from acid coal-mine drainage by a pond containing green algae and microbial mat. *Water Science and Technology*, 31(12), S. 161-170.
- PIRAMID Consortium. (2003). *Engineering guidelines for the passive remediation of acidic and/or metalliferous mine drainage and similar wastewaters*. European Commission 5th Framework RTD Project no. EVK1-CT-1999-000021 "Passive in-situ remediation of acidic mine / industrial drainage" (PIRAMID), University of Newcastle Upon Tyne, Newcastle Upon Tyne, UK.

- PIRAMID Consortium. (2003). *Passive In-situ Remediation of Acidic Mine, Industrial Drainage (PIRAMID)*. Final Report_Public Edition, A Research Project of the European Commission Fifth Framework Programme, Key Action 1: Sustainable Management and Quality of Water.
- Preuß, V. (2004). *Entwicklung eines biochemischen Verfahrens zur Aufbereitung sulfathaltiger Wässer am Beispiel der Entsäuerung schwefelsaurer Tagebaurestseen*. Dissertation, Brandenburgischen Technischen Universität Cottbus, Lehrstuhl Wassertechnik und Siedlungswasserbau.
- Preuß, V., Riedel, C., Koch, T., Thürmer, K., Domanska, M., & .. (2012). Nanofiltration as an effective tool of reducing sulphate concentration in mine water. *Architecture Civil Engineering Environment*, 3, S. 127-132.
- Renard, F., Putnis, C. V., Montes-Hernandez, G., King, H. E., ., & . (2017). Siderite dissolution coupled to iron oxyhydroxide precipitation in the presence of arsenic revealed by nanoscale imaging. *Chemical Geology*, 449, S. 123–134.
- Rose, A., Means, B., & Shah, P. (2003). *Methods for passive removal of manganese from acid mine drainage*.
- Rose, A., Shah, P., & Means, B. (2003). *Case studies of limestone-bed passive systems for manganese removal from acid mine drainage*.
- Sadecka, Z., & Was, J. (2010). ASD – neue Qualität der Belüftung in Belebungsbecken. (Universität Zielona Góra, Hrsg.) *Abwasserbehandlung und Aufbereitung von Klärschlamm*, 4, S. 27-37.
- SansOx. (2016). *The OxTube - INGENIOUS DISSOLVING AND MIXING APPLICATION*. Helsinki, Findland: SansOx Oy / Ltd.
- SansOx. (2017). *Efficient dissolving of gases in liquids*. Helsinki, Finland: SansOx Oy / Ltd.
- SansOx. (2018). The smartest non-energy aeration system for water cleaning facilities. *CORDIS Forschungsergebnisse der EU- HORIZON 2020*. (Europäische Kommission, Hrsg.) Von <https://cordis.europa.eu/project/rcn/213310/reporting/de> abgerufen
- Sapsford, D., Florence, K., Pope, J., Trumm, D., ., & . (2015). Passive Removal of Iron from AMD Using VFRs. *10th ICARD - IMWA 2015*.
- Scholz, & Lucke. (2017). *Wasserwirtschaftlicher Jahresbericht der LMBV mbH*. Zeitraum 01. Januar - 31. Dezember 2016, LMBV mbH, Senftenberg.
- Schoonen, M., & Strongin, D. (2005). Catalysis of electron transfer reactions at mineral surfaces. In V. H. Grassian, *Environmental Catalysis*. CRC Press, Boca Raton.
- Simmons, J., Ziemkiewicz, P., & Black, D. C. (2002). Use of Steel Slag Leach Beds for the Treatment of Acid Mine Drainage. *Mine Water and the Environment*, 21(2), S. 91-99.
- Simon, J. (2003). *Konzipierung einer passiven Grubenwasserreinigungsanlage im Hagental bei Gernrode/Harz / Erstellung eines Grubenwasserkatasters für den Harz*. Diplomarbeit/Diplomkartierung, Technische Universität Bergakademie Freiberg, Fakultät für Geowissenschaften, Geotechnik und Bergbau - Institut für Geologie.

- Singer, P. C., & Stumm, W. (1970). Acid mine drainage: the rate determining step. *Science*, 167, S. 1121-1123.
- Skousen, J. G., & Ziemkiewicz, P. (2005). Performance of 116 passive treatment systems for acid mine drainage. *National Meeting of the American Society of Mining and Reclamation*. Breckenridge, CO.
- Skousen, J. G., Rose, A., Geidel, G., Foreman, J. W., Evans, R., & Hellier, W. (1998). *Handbook of Technologies for Avoidance and Remediation of Acid Mine Drainage*. National Mine Land Reclamation Center, Morgantown, W. Va.
- Skousen, J., Sexstone, A., & Ziemkiewicz, P. (2000). Acid Mine Drainage Control and Treatment. In R. I. Barnhisel, R. G. Darmody, & W. L. Daniels, *Reclamation of Drastically Disturbed Lands*. Agronomy No. 41 (S. 131-168). Madison, Wisconsin, USA (American Society of Agronomy; Crop Science Society of America; Soil Science Society of America).
- Skousen, J., Zipper, C., Rose, A., Ziemkiewicz, P., Nairn, R., McDonald, L., & Kleinmann, R. (2017). Review of Passive Systems for Acid Mine Drainage Treatment. *Mine Water Environ*, 36, S. 133-153.
- Spektrum Akademischer Verlag. (2000). *Lexikon der Geowissenschaften*. Von Spektrum Akademischer Verlag: <https://www.spektrum.de/lexikon/geowissenschaften/> abgerufen
- Stumm, W., & Lee, G. F. (1961). Oxygenation of ferrous iron. *Industrial Engineering and Chemistry*, 53(2), S. 143-146.
- Stumm, W., & Morgan, J. J. (1996). *Aquatic Chemistry – Chemical Equilibria and Rates in Natural Waters* (3. Ausg.). John Wiley & Sons, New York.
- Sung, W., & Morgan, J. J. (1980). Kinetics and product of ferrous iron oxydation in aqueous systems. *Environmental Science and Technology*, 14(5), S. 561-568.
- Tamura, H., Goto, K., & Nagayama, M. (1976). The effect of ferric hydroxide on the oxygenation of ferrous ions in neutral solutions. *Corrosion Science*, 16(4), S. 197-207.
- Tolonen, E.-T., Luukkonen, T., Runtti, H., Rämö, J., & Lassi, U. (2016). Sorption of arsenate on ettringite formed in sulphate removal from mine drainage water. *Proceedings IMWA 2016, Leipzig/Germany*.
- Trumm, D., Christenson, H., Pope, J., Watson, K., Mason, K., Squire, R., . . . Mazzetti, A. (2017). Passive treatment of Fe and Mn using vertical flow reactors, limestone leaching beds, and slag leaching beds, Waihi Gold. *AusIMM New Zealand Branch Conference Sep. 2017, Christchurch*.
- Tufekci, N., & Sarikaya, H. Z. (1996). Catalytic effect of high Fe(III) concentration on Fe(II) oxydation. *Water Science and Technology*, 34(7-8), S. 389-396.
- Usinowicz, P. J., Monzyk, B. F., & Carlton, L. (2006). Technical and economic evaluation and selection of sulphate ion removal technologies for recovery of water from mineral

- concentrate transport slurry. *Paper presented at the 6th Water Environment Federation's Annual Technical Exhibition and Conference WEFTEC, 21-25 Oct 2006.*
- Vail, W., & Riley, R. (1995). *Prozess for removing manganese from solutions including aqueous industrial waste.* Patentschrift.
- Vail, W., & Riley, R. (1995). *United States Patent Patentnr. US005441641A.*
- van der Weijden, R., Meima, J., & Comans, R. (1997). Sorption and sorption reversibility of cadmium on calcite in the presence of phosphate and sulfate. *Marine Chemistry*, 57(1-2), S. 119-132.
- van Halem, D. (2016). *Drinking Water Treatment 1 - Aeration and gas stripping.* (TU Delft, Hrsg.) Von OpenCourseWare: <https://ocw.tudelft.nl/courses/drinking-water-treatment-1/subjects/3-aeration-gas-stripping/> abgerufen
- Walko, M., Hildmann, C., Schöpke, R., Uhlmann, W., Pezenka, C., & . (2018). *Mikrobiell induzierte Eisenretention im Grundwasseranstrom zu Bergbaufolgeseen und Fließgewässern am Standort Ruhlmühle.* Forschungsinstitut für Bergbaufolgelandschaften e.V., BTU Cottbus-Senftenberg - Lehrstuhl Wassertechnik und Siedlungswasserbau, Institut für Wasser und Boden Dresden, LUG Engineering GmbH. unveröffentlicht.
- Wang, Y., & Reardon, E. (2001). A siderite / limestone reactor to remove arsenic and cadmium from wastewaters. *Applied Geochemistry*, 16, S. 1241-1249.
- Watzlaf, G., Schroeder, K., & Kairies, C. (2000). Long-term Performance of Anoxic Limestone Drains. *Mine Water and the Environment*, 19, S. 98-110.
- Weber, A., & Bilek, F. (2018). *Recherche und Wirtschaftlichkeit (mikro-)biologischer Verfahren zur Reinigung von Bergbauwässern.* Vita-Min-Forschungsprojekt Bericht TP 1.9, Sächsisches Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie, Dresden.
- Welch, A., Stollenwerk, K., Paul, A., Maurer, D., Halford, K., & . (2008). In situ arsenic removal in an alkaline clastic aquifer. *Applied Geochemistry*, 23, S. 2477-2495.
- Wieber, G., & Streb, C. (2010). *Geowärme Bad Ems - Minimierung des Schadstoffaustrages.* Institut für geothermisches Ressourcenmanagement; ITB - Institut für Innovation, Transfer und Beratung gemeinnützige GmbH. Bingen am Rhein: Ministerium für Umwelt, Forsten und Verbraucherschutz Rheinland-Pfalz.
- Wiegand, U. (2002). Hydro- und geochemische Prozesse in oberflächennahen Kippensedimenten des Braunkohletagebaus Zwenkau. *UFZ-Bericht, Heft 6.*
- Wiegand, U., Lazik, D., & Glaesser, W. (2000). Mineralogical development of dump sediments in Central-German lignite pits. *6th International Congress on Applied Mineralogy ICAM, 17 - 19 July 2000. Göttingen, Germany.*
- Wisotzky, F. (2003). *Saure Bergbauwässer (acid mine drainage) und deren Qualitätsverbesserung durch Zugabe von alkalisch wirkenden Zuschlagstoffen zum Abraum: Untersuchungen im Rheinischen Braunkohlenrevier.* Inst. für Geologie, Mineralogie u. Geophysik.

- Wolkersdorfer, C. (2013). *Reinigungsverfahren für Grubenwasser - Bewertung und Selektion von Verfahren*. Endbericht VODAMIN-TP 09, Sächsisches Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie, Dresden.
- Wolkersdorfer, C. (2017). *Reinigungsverfahren für Grubenwässer - Bewertung und Beschreibung von Verfahren*. South African Research Chair for Acid Mine Drainage Treatment, Tshwane University of Technology, Pretoria, SA; Finnish Distinguished Professor for Mine Water Management, Lappeenranta University of Technology, Mikkeli, Finland.
- Wolkersdorfer, C., & Younger, P. (2002). Passive Grubenwasserreinigung als Alternative zu aktiven Systemen. *Grundwasser*, 7 (2), S. 67-77.
- Younger, P. L. (1997). The future of passive mine water treatment in the UK: A view from the Wear Catchment. In P. Younger (Ed.), *Mine water Treatment Using Wetlands - Proceedings of a National Conference held 5th September, at the University of Newcastle, UK*. Chartered Institution of Water and Environmental Management, London, (pp. 65-81).
- Younger, P. L. (2000). The Adoption and Adaptation of Passive Treatment Technologies for Mine Waters in The United Kingdom. *Mine Water and the Environment*, 19, pp. 84-97.
- Younger, P. L. (2002). Mine Water Pollution from Kernow to Kwazulu-Natal: Geochemical Remedial Options and their Selection in Practic. *Geoscience in south-west England*, 10, pp. 255-266.
- Younger, P. L. (2012). The adoption and adaptation of passive treatment technologies for mine waters in the United Kingdom. *Mine Water and the Environment*, 19(2), pp. 84-97.
- Younger, P. L., Banwart, S. A., & Hedin, R. S. (2002). *Mine Water: Hydrology, Pollution, Remediation*. Dordrecht / Bosten / London: Kluwer Academic Publishers.
- Zampetakis, T., & Karatzovalis, D. (2006). Caustic magnesia in environmental applications. Von www.grecianmagnesite.com abgerufen
- Ziemkiewicz, P. F., Brant, D. L., & Skousen, J. G. (1996). Acid Mine Drainage Treatment With Open Limestone Channels. *Proceedings America Society of Mining and Reclamation*, pp. 367-374.
- Ziemkiewicz, P. F., Skousen, J. G., Brant, D. L., Sterner, P. L., Lovett, R. J., & . (1997). Acid mine drainage treatment with armored limestone in open limestone channels. *Journal of Environmental Quality*, 26(4), S. 560-569.
- Ziemkiewicz, P., & Simmons, J. (2001). Design and Early Field Performance of AMD Treatment Systems Developed Under the Appalachian Clean Streams Initiative (ACSI). *Proceedings from the 22nd Annual West Virginia Surface Mine Drainage Task Force Symposium, Morgantown, West Virginia*.
- Ziemkiewicz, P., Skousen, J., & Simmons, J. (2003). Long-term Performance of Passive Acid Mine Drainage Treatment Systems. *Mine Water and the Environment*, 22, S. 118-129.

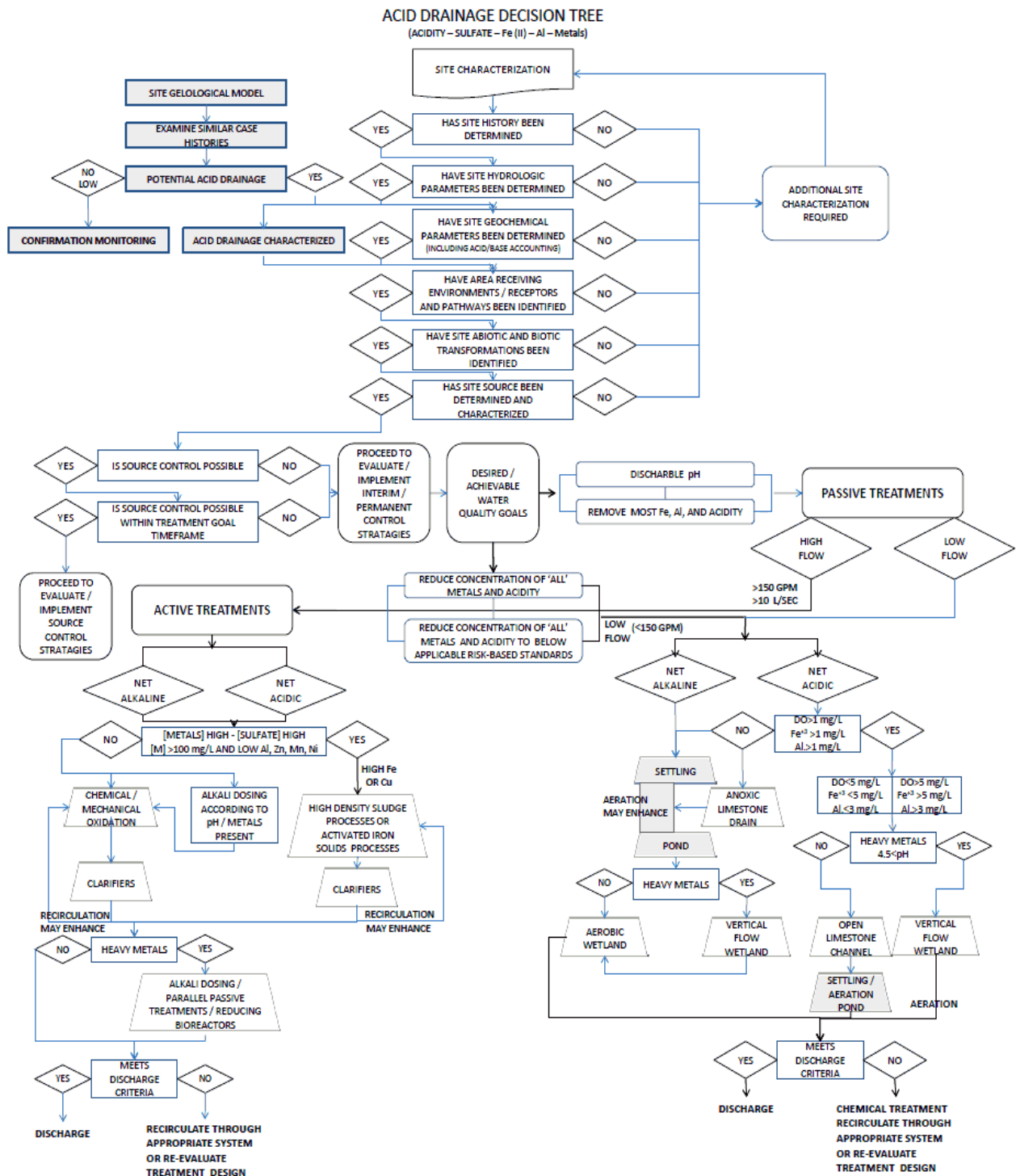
Zipper, C. E., & Skousen, J. G. (2010). Influent Water Quality Affects Performance of Passive Treatment Systems for Acid Mine Drainage. *Mine Water and the Environment*, 29(2), S. 135-143.

ANLAGEN

Anlage 1: Qualitativer Vergleich der verschiedenen Behandlungskategorien (verändert nach (INAP, 2014))

Merkmal / Charakteristikum	Aktive Behandlung	Passive Behandlung	In-Situ Behandlung
Betrieb, Anforderungen an Management und Aufsicht	aktiv laufender Anlagenbetrieb mit Instandhaltungssystemen und -personal; kontinuierliches Engagement des Managements, ständige Überwachung der Anlagen	ständiger Betrieb nicht erforderlich, aber regelmäßige Wartung unerlässlich; Eingriffe des Managements auf niedriger Ebene und intermittierende Überwachung bei niedriger Frequenz	aktiv laufendes Betriebspersonal erforderlich + Hochfrequenzüberwachung; ohne ständige Präsenz vor Ort
Betriebsmittel und Materialien	erfordert Chemikalien, Betriebspersonal, Wartungspersonal, elektrische Energie, kontinuierliche und/oder regelmäßige Überwachung	selbsttragende Prozesse, regelmäßige Wartung, intermittierende Überwachung; ggf. Austausch oder Ergänzung von Materialien mit niedriger Frequenz	erfordert Chemikalien, Betriebspersonal, intermittierende Feldwartung, elektrische Energie und Niederfrequenzüberwachung
Energieversorgung	elektrische und mechanische Energiequellen	natürliche Energiequellen des Schwerkraftflusses, Solarenergie, biochemische Energie	elektrische und mechanische Energiequellen
Anwendungsbereich hinsichtlich Durchflussmengen und Inhaltstoffen	Anwendung auf alle Durchflüsse, insbesondere hohe Durchflüsse; alle Inhaltstoffe	hauptsächlich für niedrige Durchflussmengen; Entfernung von Säure, Metallen und Sulfat	großes Spektrum an Volumen- und Durchflussanwendungen; hauptsächlich zur Behandlung von Säure und Metallentfernung
Qualität des aufbereiteten Wassers	Behandlungsprozess wird speziell auf das Spektrum der Anforderungen an das behandelte Wasser abgestimmt	Qualität des behandelten Wassers ist schlechter und variabler als bei anderen Optionen	Wasserqualität ist niedriger und variabler als bei aktiven Behandlungsverfahren
Erzeugung von Schlämmen und Sole	je nach Behandlungsgrad entstehen Klärschlamm und Sole, die entsorgt werden müssen	keine Soleproduktion, aber längerfristiges Management für angesammelte Schadstoffe im Schlamm	Schlamm- und Abfälle, die in situ anfallen, können ein langfristiges Umweltrisiko darstellen
Investitionskosten	hohe Investitionen + periodischer Kapitaleinsatz	moderate Investitionen mit regelmäßigen Investitionen als Ersatz für erschöpfte Medien	geringe Investitionskosten, um ein kurzfristiges Problem zu lösen
Betriebs- und Wartungskosten	hohe Betriebs- und Wartungskosten, mit einem gewissen Potenzial für Kostendeckung durch den Verkauf von Produktwasser, Metallen und Nebenprodukten	niedrige Betriebskosten	moderate Betriebskosten, aber der Chemikalieneinsatz kann aufgrund von Prozessineffizienz hoch sein

Anlage 2: Entscheidungsbaum für die AMD-Behandlung (INAP, 2009)



Anlage 3: Berechnete Abmessungen und Kapazitäten der Absetzbecken unter Verwendung der verschiedenen Konstruktionsformeln und Größen, Kombinationen von Durchfluss und Eisenkonzentration (PIRAMID Consortium, 2003, S. 61)

Design criterion	Area (m ²)	Illustrative dimensions (L x W x D) (m)	Volume (m ³)	Retention time (days)	Sludge removal frequency (years)
50 L/s; 50 mg/L Fe					
48 hours retention time	3600	90 x 40 x 3	8680	2	1.8
100 m ² per 1 L/s flow	5000	100 x 50 x 3	12520	2.9	2.6
Fe removal at 10 g/m ² /d	21600	216 x 100 x 1	21000	4.9	4.6
10 L/s; 50 mg/L Fe					
48 hours retention time	880	42 x 21 x 3	1730	2	1.5
100 m ² per 1 L/s flow	1000	50 x 20 x 3	1960	2.3	1.7
Fe removal at 10 g/m ² /d	4320	100 x 43 x 1	4020	4.7	4.3
50 L/s; 10 mg/L Fe					
48 hours retention time	3600	90 x 40 x 3	8640	2	8.8
100 m ² per 1 L/s flow	5000	100 x 50 x 3	12520	2.9	12.9
Fe removal at 10 g/m ² /d	4320	100 x 43 x 1	4020	0.9	4.3

Note: Dimensions, volumes and areas are calculated on the basis that a trapezoidal basin is used (internal slopes 2:1). Water depth is 3 m for first two formulae, but only 1 m for third option (see text for explanation). Sludge removal assumed necessary when lagoon two thirds full.

Anlage 4: Beispiele für ALDs bzw. kombinierte Systeme

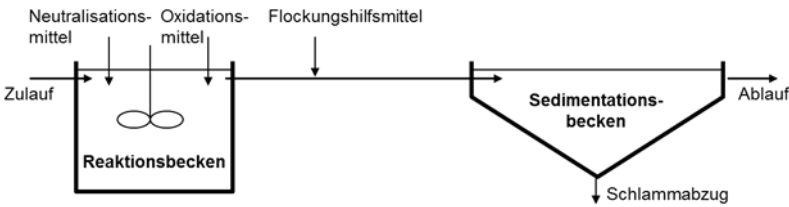
Standort	Anlagencharakteristik	Input → Output Sanierungserfolg	Referenz
US-Bundesstaaten AL, IN, KY, MD, OH, TN, WV	28 ALDs Retentionszeit: 4 – 236 h, ø: 84 h Durchflussrate: 0,1 – 12,9 l/s	Aziditätsabbau: 69 – 1556 mg/l CaCO ₃ 4 – 165 g/d/t, ø: 55,5 g/d/t, 22 t/a pH 2,9 – 6,5 → pH 4,9 – 7,0	(Ziemkiewicz, Skousen, & Simmons, 2003)
Pennsylvania- Kohlefelder	10 ALDs mit Fe 60 – 589 mg/l Retentionszeiten: 5 – 105 h Durchflussraten: 31 – 112 l/min	Aziditätsabbau: 120 – 350 mg/l CaCO ₃ Alkalinitätsproduktion: 54 – 269 mg/l CaCO ₃ pH 3,2 – 6,1 → 4,5 – 6,5 Al 0,4 – 21 → < 0,2 – 3,2	(Watzlaf, Schroeder, & Kairies, 2000)
Lehesten, Thü- ringen	ALD + Absetzbecken + ae- robes Feuchtgebiet Al-reiches Wasser einer Ab- raumhalde	pH ~ 4,5 → 7–8 Al 13,9 → 0,035 mg/l Mn 3,43 → 0,113 mg/l Zn 1,24 → 0,042 mg/l	(Wolkersdorfer & Younger, 2002)
Foss Mine, Aberfeldy, Perth and Kin- ross, Scotland, UK	Pilotanlage RAPS-System + aerobes Feuchtgebiet + ALD Grubenwasser des aktiven Untertagebergwerks	pH 5,4 → pH 5,8 Fe 2 → Fe 0,4 mg/l Mn 14 → 12 mg/l Al 8 → 1,5 mg/l Zn 32 → 25 mg/l	(Wolkersdorfer & Younger, 2002)

Anlage 5: Beispiele für Vertikaldurchflussreaktoren (VFR) zur Behandlung von AMD und circumneutraler Grubenwässer

Standort	Charakterisierung AMD	Abreicherung	Referenz
frühere Pb/Zn-Mine Cwm Rheidol, bei Aberystwyth, Wales, UK	Durchfluss \varnothing 0,38 l/min (0,12 – 1,1 l/min) Verweilzeit \varnothing 39 h Fe \varnothing 95 mg/l (24 – 126 mg/l) pH = \varnothing 2,97 DO = \varnothing 7,69 mg/l	Fe _{total} : \varnothing 76% (36 - 85%) Fe _{gelöst} : 30 g/m ² /d (4 - 87 g/m ² /d)	Sapsford et al. (2015), Florence et al. (2016)
aktiver Kohletagebau, AMD aus Abraumhaldden, NZ	Durchfluss \varnothing 0,47 L/min hohe Fe-, Al-, Mn-Konz. pH = \varnothing 3,19 DO = \varnothing 8,03 mg/l	Fe _{total} : 28% (8 - 59%) Fe _{gelöst} : 8,2 g/m ² /d (8 - 26 g/m ² /d)	(Sapsford, et al., 2015)
früheres Kohlenbergwerk Carolina in Mpumalanga, SA	AMD stark sauer erhöhte Fe-Konz.	Fe: 20...40%, nach mehreren Monaten kaum eine Ocker-schicht	(Wolkersdorfer, 2017)
aktives Minengelände, Entwässerung aus einem alten Stollen, NZ	Durchfluss \varnothing 0,46 L/min relativ niedrige Fe-Konz. pH = \varnothing 7,46 DO = \varnothing 10,56 mg/l	Fe _{total} : 98% (90 - 100%) Fe _{gelöst} : 1,2 g/m ² /d	(Sapsford, et al., 2015)
experimenteller VFR in Taff Merthyr, Wales, UK	Fe 7 mg/l pH 6,7 KS 2,3 mmol/L	Fe: 42...100%, niedrigeren Raten bei zu hohen Durchflüssen zustande kamen	Dey et al. 2003 + Sapsford et al. 2005, 2006, 2007 in (Wolkersdorfer, 2017)
ehemaliges Polymetallbergwerk Metsämonttu, Finnland	circumneutrales Grubenwasser Fe 5 - 15 mg/l		(Wolkersdorfer, 2017)
experimenteller Reaktor (600 L)		Fe: 95%	
containerisierter VFR mit 24 m ³ großen Tanks, Durchfluss 5 - 30 L/min, mittlere Aufenthaltszeit 11...13 h		Fe: 55%	

Anlage 6: Steckbrief 01 - Aktive Grubenwasseraufbereitung

Steckbrief Aktive Grubenwasseraufbereitung

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Weitgehende Abtrennung von Eisen, Aluminium und Neutralisation der Azidität
<i>Einsatzbereich</i>	eisenhaltige azidische Grund- und Oberflächengewässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	on-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<ul style="list-style-type: none"> Entsäuerung, Neutralisation, Belüftung Fällung und Sedimentation von Eisen(oxy-)hydroxiden Mitfällung/Sorption anderer Metall(oid)-e
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	Prinzipiell gegeben; Problematik der Schlamm Entsorgung
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Notwendigkeit der Schlamm Entsorgung
<i>Bestehende Patentrechte</i>	nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Gefasste azidische eisenhaltige Rohwässer werden entsäuert, in einem Reaktionsbecken mit einem Neutralisationsmittel neutralisiert und gleichzeitig belüftet, um Eisenhydroxide zu fällen. Diese werden im nachfolgenden Sedimentationsbecken sedimentiert und als Schlamm abgetrennt. Die Sedimentation wird meist durch Flockungshilfsmittel verbessert.
<i>Kennzahlen</i>	typische Reinigungsleistung: <ul style="list-style-type: none"> 10...1000 g Eisen/m³ 0,1 bis 2 m³/s 0 - >30 mmol/l Azidität
<i>Schema</i>	
Empfohlene Literaturquellen	

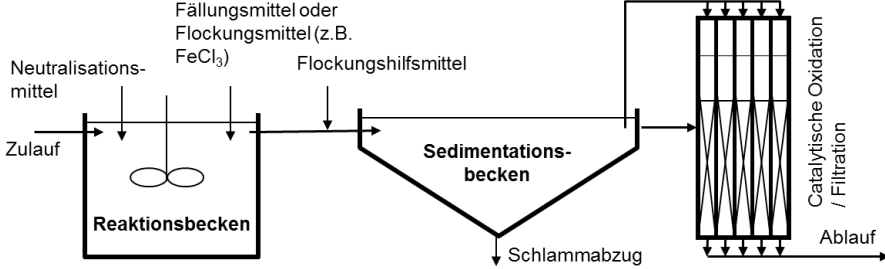
- Coulton, R., Bullen, C., Dolan, J., Hallett, C., Wright, J., Marsden, C. (2003a): Wheal Jane mine water active treatment plant – design, construction and operation. Land Contamination & Reclamation. 11(2): 245-252.
- Coulton, R., Bullen, C., Hallett, C. (2003b): The design and optimization of active mine water treatment plants. Land Contamination & Reclamation. 11(2): 273-279.
- Bilek, F.: (2013): Grubenwassergenese und -behandlung - Beiträge zur Modell- und Technologie-Entwicklung, Habilitation, Proceedings des Dresdner Grundwasserforschungszentrums e.V., Heft 48.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	Hydraulisch gefasste Zulaufwässer Möglichkeit der Verbringung der Reststoffe
<i>Vorteile</i>	+ Stand der Technik + robustes Verfahren + große Variabilität hinsichtlich Durchfluss und Beschaffenheit + geeignet für große Volumenströme + geringer Flächenbedarf
<i>Nachteile</i>	- Nicht geeignet für sehr sedimentfracht-reiche Wässer - Kostenintensiv durch Personalaufwand, Verbrauchsmittel und Instandhaltung - keine Immobilisierung von Sulfat und Chlorid - hoher Energiebedarf
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Stellflächenbedarf Möglichkeiten zur Schlamm-Entsorgung Ggf. Flächen für die Schlammentsorgung
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	Stand der Technik: keine spezifischen regional-bedingten Adaptionen erforderlich
<i>Investition</i>	reine Baukosten ca. 1 – 20 Mio. €
<i>Kosten</i>	<i>Betrieb</i>
	0,3 bis 0,6 €/m ³
	<i>Chemikalien</i>
	Neutralisationsmittel: meist Branntkalk, selten Kalkhydrat oder Natronlauge, Flockungshilfsmittel
<i>Beispiele</i>	<i>Weltweit</i>
	zahlreiche Anlagen weltweit z. B. Wheal Jane Mine Water Treatment Plant (Cornwall, England)
	<i>Sachsen</i>
	Ca. 10 größere Anlagen (siehe Tabelle 4-5 in Kap. 4.4)

Anlage 7: Steckbrief 02 - Aktive Behandlung von Wässern mit Schwermetallen

Steckbrief Aktive Behandlung von Wässern mit Schwermetallen

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Weitgehende Abtrennung von Schwermetallen und Metalloiden
<i>Einsatzbereich</i>	schwermetallhaltige Grund- und Oberflächengewässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	on-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<ul style="list-style-type: none"> Neutralisation, evtl. Oxidation Evtl. Zugabe von Flockungsmitteln zur Bildung von Hydroxiden Sorption von Schwermetallen an vorhandene Hydroxide Fällung und Sedimentation von Hydroxiden zusammen mit den Schwermetallen Ggf. Nachreinigungsstufen wie Ionenaustausch
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	Prinzipiell gegeben; Klärung der Schlammentsorgung erforderlich
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Notwendigkeit der Schlammentsorgung
<i>Bestehende Patentrechte</i>	nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	In den Rohwässern werden durch Flockungsmittelzugabe und pH-Wert-Einstellung Fe- oder Al-Hydroxide erzeugt, die als Sorbenten für die abzuscheidenden Schwermetalle dienen. Es werden für den Sorptionsprozess günstige Bedingungen eingestellt. Schwer oxidierbare Stoffe werden chemisch oxidiert. Die beladenen Schlämme werden sedimentiert und abgetrennt. Die Sedimentation wird meist durch Flockungshilfsmittel verbessert. Kombinierbar mit ggf. nötigen nachgeschalteten Reinigungsstufen wie Filtration, chemischer Oxidation oder pH-Wert-Korrektur
<i>Kennzahlen</i>	<ul style="list-style-type: none"> Nahezu alle Metalle und Metalloide 0,1 bis 2 m³/s Eisen bis ca. < 1,5 mg/l
<i>Schema</i>	

Empfohlene Literaturquellen

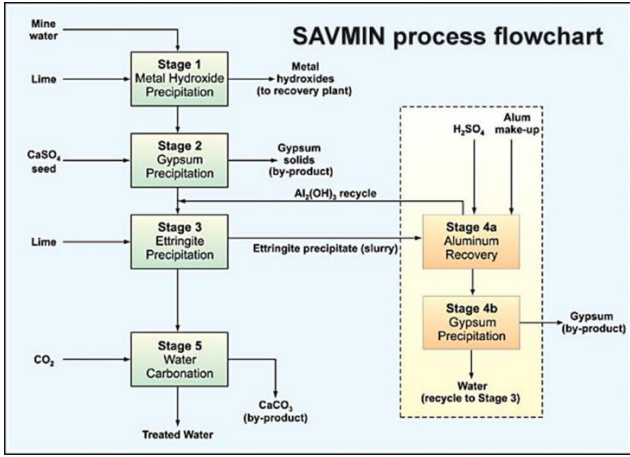
- Aube, B., Béausejour, M., Smith, S., Martel, P. (2009): Mobile mine drainage treatment system in a northern climate. Paper presented on 8th International Conference on Acid Rock Drainage ICARD, 22-26 June 2009. Skelleftea, Sweden.
- Aube, B., Stroiazzo, J. (2000): Molybdenum treatment at Brenda mines. Paper presented at the 5th International Conference on Acid Rock Drainage ICARD, 21-24 May 2000. Denver, Colorado.
- Bilek, F., Brömme, K., Stolpe, H. (2011): Active treatment of Fe-, Mn- and coaldust contaminated mine water as part of the RAME-project in Vietnam. Proceedings of the 11th International Mine Water Association Congress IMWA, 04-11 Sept. 2011. Aachen, Germany.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	Hydraulisch gefasste Zulaufwässer Möglichkeit der Verbringung der Reststoffe Untersuchungen/Bemessungen der standortspezifisch anzupassenden Aufbereitungstechnik
<i>Vorteile</i>	+ vorgegebene Ablaufkonzentrationen i.d.R. erreichbar + geeignet für große Volumenströme + geringer Flächenbedarf
<i>Nachteile</i>	- Kostenintensiv durch Personalaufwand, Verbrauchsmittel und Instandhaltung - i.d.R. keine Immobilisierung von Sulfat und Chlorid - hoher Energiebedarf - ggf. hoher Chemikalienbedarf
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Stellflächenbedarf Möglichkeiten zur Schlamm-Entsorgung Ggf. Flächen für die Schlammeindickung und -trocknung
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	Keine spezifischen regional-bedingten Adaptionen erforderlich
<i>Investition</i>	reine Baukosten ca. 1 – 20 Mio. €
<i>Kosten</i>	<i>Betrieb</i> Stark verfahrensabhängig
	<i>Chemikalien</i> Neutralisationsmittel: meist Branntkalk, selten Kalkhydrat oder Natronlauge, Flockungsmittel, Flockungshilfsmittel, chem. Oxidationsmittel, Säuren
<i>Beispiele</i>	<i>Weltweit</i> zahlreiche Anlagen weltweit
	<i>Sachsen</i> z. B. AAF Königstein, WBA Pöhla

Anlage 8: Steckbrief 03 - Savmin- und Walhalla-Verfahren

Steckbrief Savmin™- und Walhalla-Verfahren

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Abtrennung von Sulfat sowie viele weitere Schwermetalle und Magnesium
<i>Einsatzbereich</i>	Sulfatreiche Wässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	on-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<ul style="list-style-type: none"> Fällung des Calcium-Aluminiumhydroxisulfates Ettringit Mitfällung anderer Metall(oid)-e
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Schlammentsorgung erforderlich
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Notwendigkeit der Schlammensorgung
<i>Bestehende Patentrechte</i>	Anmeldung zum Patent
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Bei einem mit Kalkhydratzugabe bei 11 bis 12 eingestellten pH-Wert erfolgt in Abhängigkeit der Wasserbeschaffenheit zunächst die Gips- ($\text{CaSO}_4 \times \text{H}_2\text{O}$) und Brucit- ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) Übersättigung. Durch Al-Hydroxid-Zugabe erfolgt die Ettringitbildung ($\text{Ca}_6\text{Al}_2[(\text{OH})_{12}(\text{SO}_4)_3] \cdot 26\text{H}_2\text{O}$). Die abschließende Rückführung des pH-Wertes in den Neutralbereich erfolgt mit CO_2 und durch Calcit-Fällung. In der als SAVMIN-Prozess bezeichneten Variante wird Ettringit wieder mit Schwefelsäure aufgelöst um Al-Hydroxid zurückzugewinnen.
<i>Kennzahlen</i>	typische Reinigungsleistung: <ul style="list-style-type: none"> Bisher nur Pilotstadium bis 2 m³/h
<i>Schema</i>	<div style="display: flex; align-items: center;"> <div style="flex: 1;">  </div> <div style="flex: 1; padding-left: 20px;"> <p>Quelle: http://www.gardguide.com/index.php?title=Chapter_7#7.5.1_Active_Treatment_Technologies</p> </div> </div>

Empfohlene Literaturquellen

Usinowicz, P. J., Monzyk, B. F., & Carlton, L. (2006). Technical and economic evaluation and selection of sulphate ion removal technologies for recovery of water from mineral concentrate transport slurry. Paper presented at the 6th Water Environment Federation's Annual Technical Exhibition and Conference WEFTEC, 21-25 Oct 2006.

<https://www.mintek.co.za/technical-divisions/hydrometallurgy-hmd/services/extraction-group/>.

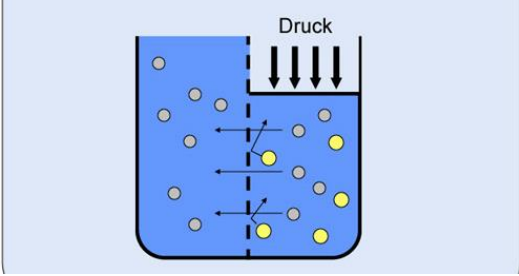
Janneck, E., Cook, M., Kunze, C., Sommer, K., & Dinu, L. (2012). Ettringite Precipitation vs. Nano-Filtration for Efficient Sulphate Removal from Mine Water. Annual IMWA Conference 2012.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	<p>Vorreinigung durch Metallhydroxid- und Gips-Fällung Niedrige Na-Konzentrationen Hydraulisch gefasste Zulaufwässer Möglichkeit der Verbringung der Reststoffe Untersuchungen/Bemessungen der standortspezifisch anzupassenden Aufbereitungstechnik</p>
<i>Vorteile</i>	<p>+ Einziges oxisch arbeitendes Verfahren zur weitgehenden Sulfatelimination + Sulfatkonzentrationen können sicher bis unterhalb 300 mg/l abgereichert werden + Es entstehen keine Solen, die weiter behandelt werden müssen. + Schwermetalle werden effektiv in die entstehenden Feststoffe eingebaut</p>
<i>Nachteile</i>	<p>- Anfall großer Schlammengen - Bei Rückgewinnung von Aluminium sehr komplex - Hohe Na-Konzentrationen, wie sie für die zu behandelnden GW prognostiziert werden, stören die Ettringit-Bildung - Hohe Aufenthaltszeiten im Ettringit-Reaktor von ca. 2h - Es sind bisher keine großtechnisch und längerfristig betriebenen Anlagen bekannt, die die Abschätzung von Betriebskosten verlässlich machen würden - Hohe Kosten</p>
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	<p>Stellflächenbedarf Möglichkeiten zur Schlamm-Entsorgung</p>
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<p>Aufgrund der sehr großräumig auftretenden Sulfatbelastung in der Lausitz und in Mitteldeutschland und der insgesamt sehr großen Frachten großflächig keine Option</p>
<i>Investition</i>	<p>Keine verlässlichen Daten, da bisher nur im Pilotmaßstab getestet</p>
<i>Kosten</i>	<p><i>Betrieb</i></p> <p>3 €/m³ alleine aufgrund des Verbrauchsmaterials im Falle des Walhalla-Verfahrens</p> <p><i>Chemikalien</i></p> <p>Tonerdezemente wie z. B. Tricalciumaluminat-Hydrat (Walhalla-Verfahren), ansonsten Branntkalk, Schwefelsäure, CO₂, Flockungshilfsmittel</p>
<i>Beispiele</i>	<p><i>Weltweit</i></p> <p>Einzelne Pilotanlagen: z. B. Mintek's SAVMIN pilot plant test facility in Randfontein SA</p> <p><i>Sachsen</i></p> <p>Keine Anwendung</p>

Anlage 9: Steckbrief 04 - Membran-Verfahren

Steckbrief Membran-Verfahren

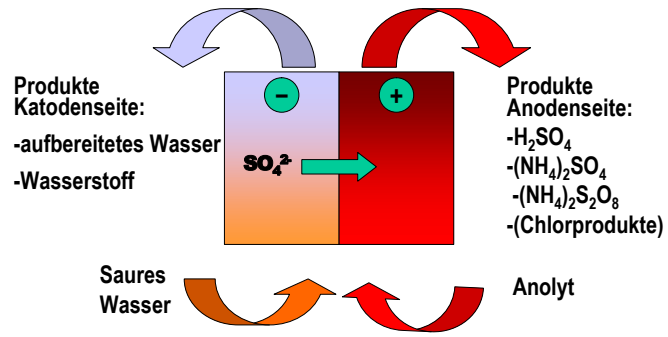
Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Abtrennung gut löslicher Ionen
<i>Einsatzbereich</i>	eisen- und aluminiumfreie Wässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	on-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	Druckfiltration
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	gegeben; Konzept für den Umgang mit den Konzentraten nötig
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Es entstehen Konzentrate, in denen die aus dem Hauptstrom abgetrennten Ionen angereichert werden
<i>Bestehende Patentrechte</i>	Vielfältige Patente zu Einzelaspekten des seit langem bekannten Verfahrens; Nutzbarkeit durch den „Endanwender“ dadurch kaum eingeschränkt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Durch einen durch Pumpen aufgebauten Differenzdruck der an einer Membranoberfläche (sehr feinporiger Filter) anliegt, wird Wasser durch diese hindurchbewegt, während Ionen und andere Teilchen zurückgehalten und im Konzentrat angereichert werden.
<i>Kennzahlen</i>	Reinigungsleistung abhängig von der Membranoberfläche und der Größe der Poren: <ul style="list-style-type: none"> • Mikrofiltration: 0,1 bis 2 bar; 0,1 bis 1 µm: Kleinstpartikel • Ultrafiltration: 0,1 bis 5 bar; 0,01 bis 0,1 µm: Viren, Makromoleküle, Kolloide • Nanofiltration: 3 bis 20 bar; 0,001 bis 0,01 µm: Ionen, Pestizide, Makromoleküle • Umkehrosmose: 10 bis 100 bar; 0,0001 bis 0,001 µm: Ionenabtrennung
<i>Schema</i>	<div style="display: flex; align-items: center;">  <div style="margin-left: 20px;"> <p>Quelle: https://www.fumatech.com/Startseite/Membranverfah-ren/Verfahrensbeschreibung/Ultrafiltration/index.html</p> </div> </div>
Empfohlene Literaturquellen	
Lipp, P., Baldauf, G. (2008): Stand der Membrantechnik in der Trinkwasseraufbereitung in Deutschland. Energie Wasser Praxis 04/2008.	

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	Evtl. Vorbehandlung durch Filtration partikulärer Substanzen Anpassung der Membranen an die gewollte Abtrennungsleistung
<i>Vorteile</i>	+ Abgesehen von Anti-Scalants keine Chemikalien nötig +Vielfältige Erfahrungen im Full scale Maßstab auch im Industriebereich
<i>Nachteile</i>	- Es entsteht ein Konzentrat, mit dem weiter umgegangen werden muss - Wässer die sich bereits in der Nähe eines Sättigungszustandes befinden (was bei bergbaubeeinflussten Wässern häufiger vorkommt) schränken die Standzeit der Membranen deutlich ein. - Stark rückgängige Effizienz bei höheren Stoffkonzentrationen
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Stellflächenbedarf
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	Im Bergbaufeld treten häufig Wässer auf, die die Standzeit der Membranen stark einschränken
<i>Investition</i>	Siehe Lipp & Baldauf (2008)
<i>Kosten</i>	
<i>Betrieb</i>	Siehe Lipp & Baldauf (2008) (Achtung: Auswertung für Anlagen zur Trinkwasseraufbereitung)
<i>Chemikalien</i>	Anti Scalants
<i>Beispiele</i>	
<i>Weltweit</i>	zahlreiche Anlagen; Stand der Technik im Bereich Trinkwasseraufbereitung, jedoch eher selten zur Aufbereitung von bergbaubeeinflussten Wässern
<i>Sachsen</i>	Im Bergbaufeld kein Einsatz

Anlage 10: Steckbrief 05 - Membranelektrolyse-Verfahren

Steckbrief Membranelektrolyse-Verfahren (RODOSAN®)

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Abtrennung von Eisen und weiteren Schwermetallen + anteilige Abtrennung von Sulfat
<i>Einsatzbereich</i>	Oxische, azidische Fe-reiche Oberflächengewässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	on-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Elektrochemische Wasserspaltung, Erzeugung von H₂ und O₂ • Neutralisation und Metallhydroxidfällung • Entzug von Sulfat durch Transfer über eine semipermeable Wand und Aufkonzentration
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; noch kein Präzedenzfall
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Hoher Energiebedarf; ggf. Verwertung der Kopplungsprodukte
<i>Bestehende Patentrechte</i>	nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Elektrochemische Wasserspaltung in einem Kathoden- und einem Anodenraum, die durch eine anionen-permeable Membran getrennt sind. Im von Rohwasser durchflossenen Kathodenraum werden Wasserstoff und Hydroxylionen freigesetzt, während im Anodenraum Sauerstoff und Protonen generiert werden. Im Kathodenraum führt dies zu pH-Anhebung, einer Metall-Hydroxidbildung und -fällung und einem Anionen-Überschuss. Dadurch wandert Sulfat durch die Membran in den Anodenraum.
<i>Kennzahlen</i>	typische Reinigungsleistung (im Pilotmaßstab): <ul style="list-style-type: none"> • Durchsatz bis 7 m³/h • pH-Wert-Anhebung ins Neutrale • Abtrennung von Fe und Al • Abtrennung von bis zu 25% der Sulfatfracht • Verminderung der Salinität um bis zu 23%
<i>Schema</i>	<div style="display: flex; align-items: center; justify-content: space-between;"> <div style="width: 30%;"> <p>Produkte Kathodenseite:</p> <ul style="list-style-type: none"> -aufbereitetes Wasser -Wasserstoff </div> <div style="width: 30%; text-align: center;">  </div> <div style="width: 30%;"> <p>Produkte Anodenseite:</p> <ul style="list-style-type: none"> -H₂SO₄ -(NH₄)₂SO₄ -(NH₄)₂S₂O₈ -(Chlorprodukte) </div> </div> <p style="text-align: right; margin-top: 10px;">Quelle: Friedrich et al. (2007)</p>

Empfohlene Literaturquellen

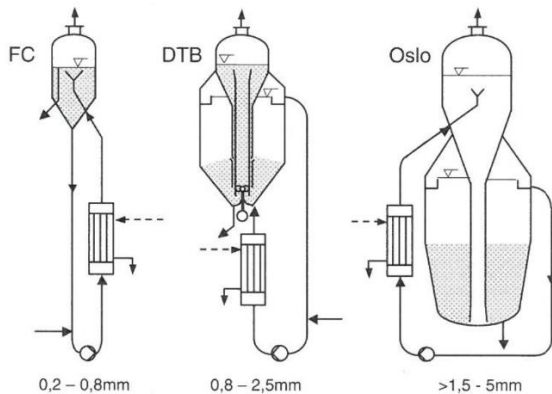
Friedrich, H.J., Zaruba, A., Meyer, S., Kappnik, R., Stolp, W., Benthous, F.C. (2007): Verfahren und kleintechnische Anlage zur Aufbereitung schwefelsaurer Grubenwässer (RODOSAN®-Verfahren). Proceedings des Dresdner Grundwasserforschungs-zentrums e.V. Heft 31. 11. Dresdner Grundwasserforschungstage vom 18 bis 20. Juni 2007.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	Oxische Wässer mit möglichst großem stöchiometrischem Fe/SO ₄ -Verhältnis
<i>Vorteile</i>	+ variable Erzeugung von Kopplungsprodukten + Zusätzlich zur Metallfracht und zur Azidität kann dem Wasser auch Sulfat entzogen werden.
<i>Nachteile</i>	- Eine vollständige Sulfatabreinigung ist in den meisten Fällen nicht möglich - Die Standzeiten der Elektrodialysezellen sind durch Gipsfällung gefährdet. - Bezüglich der Metallabtrennung zu teuer im Vergleich zur hydroxidischen Fällung
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Stellflächenbedarf Energiekosten
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	Aufgrund der hohen spezifischen Kosten bisher kein großtechnischer Einsatz; Aktuell keine Entwicklungsaktivitäten.
<i>Investition</i>	unbekannt
<i>Kosten</i>	
<i>Betrieb</i>	Keine Erfahrungen im full-scale Maßstab; Technikum: 0,65 kWh/m ³ x 0,11 kg _{SO₄} /m ³ = 5,7 kWh/kg _{SO₄}
<i>Chemikalien</i>	im Normalfall keine
<i>Beispiele</i>	
<i>Weltweit</i>	- Keine bekannt
<i>Sachsen</i>	Zeitweise Pilotanlage am Standort der GWRA Rainitz

Anlage 11: Steckbrief 06 - Thermische Eindampfung

Steckbrief Thermische Eindampfung

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Rückhalt aller Wasserinhaltsstoffe
<i>Einsatzbereich</i>	Vornehmlich hochaufgesalzene Na, Mg, Cl und SO ₄ -reiche Bergbauwässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	on-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<ul style="list-style-type: none"> Wasserentzug aus einer Sohle durch Temperaturerhöhung und Druckerniedrigung Kondensation des Wassers bei gleichzeitiger Wärmerückgewinnung Ggf. Aufreinigung und Trennung der verbleibenden Reststoffe in wiederverwendbare Bestandteile
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Verfahren ist Stand der Technik
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Hoher Energiebedarf; Darstellbar wenn große Mengen an anderweitig nicht nutzbarer Wärme oder Elektroenergie zur Verfügung stehen
<i>Bestehende Patentrechte</i>	Vielfältige Patente zu Einzelaspekten des seit langem bekannten Verfahrens; Nutzbarkeit durch den „Endanwender“ dadurch kaum eingeschränkt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Chemisch/physikalisches Verfahren
<i>Kennzahlen</i>	Reinigungsleistung abhängig von der zur Verfügung stehenden Energiemenge <ul style="list-style-type: none"> 50 bis 100...kWh/m³
<i>Schema</i>	 <p>Quelle: Kristallisation in der industriellen Praxis. Hrsg. G. Hofmann 2004</p>

Empfohlene Literaturquellen

Buros, O.K. (2000): The ABCs of Desalting:
https://water.ca.gov/LegacyFiles/pubs/surfacewater/abcs_of_desalting/abcs_of_desalting.pdf

Kristallisation in der industriellen Praxis. Hrsg. G. Hofmann 2004. John Wiley & Sons.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	Stark aufgesalzene Wässer Möglichkeit zur Verwertung/ Deponierung der entstehenden Feststoffe
<i>Vorteile</i>	+ geeignet für alle Volumenströme + weitgehend unabhängig von der Energiequelle + hinsichtlich Durchsatz gut und flexibel steuerbar
<i>Nachteile</i>	- Sehr hoher spezifischer Energiebedarf; daher kostenintensiv
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Hoher spezifischer Energiebedarf In den meisten Fällen: Möglichkeit zur Ablagerung der Reststoffe
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	Stark abhängig vom örtlichen Energiedargebot
<i>Investition</i>	abhängig vom Volumenstrom hoch
<i>Kosten</i>	
<i>Betrieb</i>	bei 100 kWh/m ³ und 10 ct/kWh: 10€/m ³ reine Energiekosten
<i>Chemikalien</i>	im Normalfall keine
<i>Beispiele</i>	
<i>Weltweit</i>	Weltweit zahlreiche Anlagen zur Meerwasserentsalzung; Achtung: Diese dampfen das Rohwasser nicht bis zur Trockenheit ein, sondern stoßen die Sole ins Meer ab; Dadurch sinken die spezifischen Kosten deutlich. -
<i>Sachsen</i>	Bisher keine bekannt

Anlage 12: Steckbrief 07 - Absetzbecken

Steckbrief Absetz- bzw. Sedimentationsbecken

Allgemeine Angaben

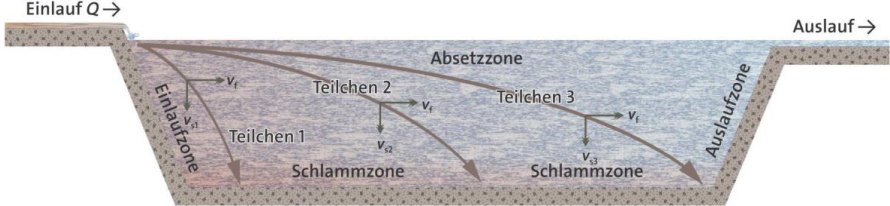
<i>Behandlungsziel</i>	Entfernung von ausgefällten Metalloiden und Trübstoffen
<i>Einsatzbereich</i>	nettoalkalische Wässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	Sedimentation von Trübstoffen (erhöhte Feststoffkonzentration > 5 mg/l) Sedimentation der ausgefällten Metallverbindungen z. T. kommt es auch noch im Absetzbecken zur Oxidation zweiwertiger Metallionen

Rechtliche Anforderungen

<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Flächenbedarf
<i>Bestehende Patentrechte</i>	nicht bekannt

Verfahrensbeschreibung

<i>Art des Verfahrens</i>	<p>Sedimentation bereits ausgefällter, aber noch im Grubenwasser befindliche Metalloide (insbesondere Eisenverbindungen, aber auch anderer Schwermetalle bspw. als Ko-Präzipitate) oder Trübstoffe</p> <ul style="list-style-type: none"> wenn die Hydrolyse des Eisens nach dem Grubenwasseraustritt schnell genug stattfindet wenn das Grubenwasser bereits alkalisch genug ist, um eine schnelle Hydrolyse des Eisens zu ermöglichen
<i>Kennzahlen</i>	<ul style="list-style-type: none"> Entfernung bis zu 70 % der Ausfällungen und Trübstoffe 5 – 30 mg/l Fe-Rückhalt

<i>Schema</i>	 <p>Schema des Absetzvorganges in einem einfachen Absetzbecken (verändert nach Crittenden et al. 2012)</p>
---------------	--

Empfohlene Literaturquellen

Aubé, B., & Zinck, J. (2003). Lime Treatment of Acid Mine Drainage in Canada. "Brazil-Canada Seminar on Mine Rehabilitation", Florianópolis, Brazil, December 1-3, 2003.

Chamberlain, S., & Moorhouse, A. (2016). Baffle Curtain Installation to Enhance Treatment Efficiency for Operational Coal Mine Water Treatment Schemes. In C. Drebenstedt, & M. Paul (Hrsg.), Proceedings IMWA 2016, Leipzig/Germany | Mining Meets Water – Conflicts and Solutions, (S. 812-819).

PIRAMID Consortium. (2003). Engineering guidelines for the passive remediation of acidic and/or metalliferous mine drainage and similar wastewaters. European Commission 5th Framework RTD Project no. EVK1-CT-1999-000021 "Passive in-situ remediation of acidic mine / industrial drainage" (PIRAMID), University of Newcastle Upon Tyne, Newcastle Upon Tyne, UK.

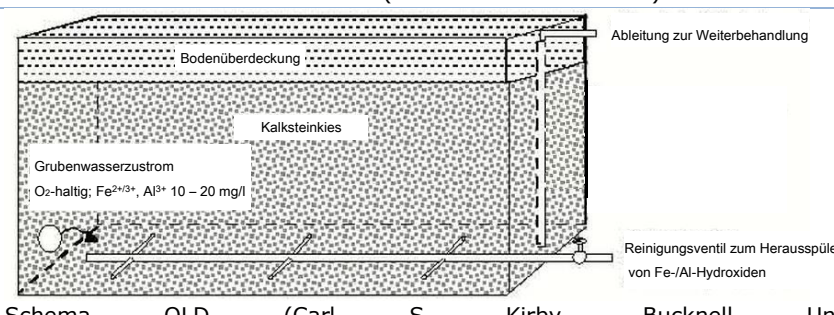
Wieber, G., & Streb, C. (2010). Geowärme Bad Ems - Minimierung des Schadstoffaustrages. Institut für geothermisches Ressourcenmanagement; ITB - Institut für Innovation, Transfer und Beratung gemeinnützige GmbH. Bingen am Rhein: Ministerium für Umwelt, Forsten und Verbraucherschutz Rheinland-Pfalz.

Wolkersdorfer, C. (2017). Reinigungsverfahren für Grubenwässer - Bewertung und Beschreibung von Verfahren. South African Research Chair for Acid Mine Drainage Treatment, Tshwane University of Technology, Pretoria, SA; Finnish Distinguished Professor for Mine Water Management, Lappeenranta University of Technology, Mikkeli, Finnland.

Bewertung	
<i>Anforderungen</i>	Aufenthaltsdauer mind. 48 h, allein für Feststoffe (z. B. Sand, Silt) gilt eine mittlere Aufenthaltszeit von 3...4 h Verhältnis von Länge zu Breite sollte im Bereich von 2:1 bis 5:1 ausreichende Tiefe des Beckens vorsehen, um eine Resuspension zu verhindern (typischer Wert: 3 m Wassertiefe) zur Optimierung Einbau von Leitfolien aus PVC (Baffels) oder Erdwälle
<i>Vorteile</i>	+ zur Behandlung sehr großer Fließraten und hoher Metallkonzentrationen (Eisenkonzentrationen > 50 mg/l) + Einfachheit + niedrigen Kapitalkosten
<i>Nachteile</i>	- wenn genügend Landfläche zur Verfügung steht - nur bei nettoalkalischem Wasser wirksam, da bei netto-azidisches Grubenwasser i.d.R. keine ausreichende Bildung von Eisenhydroxiden - keine Reduktion von Sulfat - Schlammfernung + -entsorgung (Verwertung?)
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	aus hydraulischer Sicht die effektivste Form sind geradlinige Becken – zunehmend besteht jedoch der Wunsch nach Minimierung visueller Auswirkungen, was eine Abkehr von hart gebauten Strukturen bedeutet
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	Absetzbecken können als Einzelsystem verwendet werden, kommen aber i.d.R. als Vorstufe sowohl bei passiven als auch bei aktiven Grubenwasserreinigungsanlagen zum Einsatz bei größeren Anlagen zwei parallel laufende Absetzbecken empfohlen Installation eines Sedimentationsbeckens als ersten Schritt eines passiven Behandlungssystems, da es wesentlich einfacher ist, Sedimente aus einem Absetzbecken routinemäßig zu entfernen als aus einem bewachsenen Feuchtgebiet
<i>Kosten</i>	<i>Investition</i> <i>Betrieb</i> <i>Chemikalien</i>
	durchschnittliche Investitionskosten: 9.000 – 10.000 € generell geringe Wartung, jedoch Kosten für Schlammfernung aus dem Becken ---
<i>Beispiele</i>	<i>Weltweit</i> <i>Sachsen</i>
	<ul style="list-style-type: none"> • Neville Street, Neuschottland, Kanada • Grubenwasserreinigungsanlage Clough Foot, Yorkshire, UK Deutschland: <ul style="list-style-type: none"> • Grubenwasserreinigungsanlage Wüstenhain • Grubenwasserreinigungsanlage Vetschau (mittlere errechnete Aufenthaltszeit: 21 d, Fe-Reduktion von 6...14 → 2 mg/l) ---

Anlage 13: Steckbrief 08 - Oxischer Karbonatkanal

Steckbrief Oxischer Karbonatkanal (OLD)

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Säureminderung / Generierung von Alkalinität (pH-Wert-Anhebung) – Metallreduktion
<i>Einsatzbereich</i>	saure, sauerstoffhaltige Grubenwässer mit moderaten Metallionenkonzentrationen
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	Auflösung des Kalksteins durch Hydrolyseprodukte (H^+ , CO_2) / Oxidationsreaktionen durch Sauerstoffzutritt: <ul style="list-style-type: none"> • Generierung von Alkalinität • Neutralisierung von Säuren • pH-Wert-Anhebung • Ausfällung von Oxiden/Hydroxiden (insbesondere Eisen-, Aluminiumhydroxide) Sorption + Kopräzipitation von Spurenmetallen an den Fe-/Al-Hydroxiden
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Einsatz von calciumgetragenen alkalischen Produkten zur Neutralisation ist genehmigungsfähig
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Flächenbedarf (Grabensystem), Gefälle
<i>Bestehende Patentrechte</i>	nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Offene Gräben <ul style="list-style-type: none"> • die mit Kalksteinaggregaten gefüllt sind, • durch die das kontaminierte Wasser unter aeroben Bedingungen • mit hohem Gradienten geleitet wird • die mit Bodenmaterial abgedeckt sind
<i>Kennzahlen</i>	typische Behandlungsleistung: <ul style="list-style-type: none"> ▪ Alkalinitätsproduktion: 120 mg/l $CaCO_3$-Äquivalent ▪ pH-Anstieg von $< 3 \rightarrow 5 - 6$ ▪ Eisenreduktion: um 70 % (in den Sommermonaten)...99 %
<i>Schema</i>	 <p> Schema OLD (Carl S. Kirby, Bucknell University; http://www.ei.lehigh.edu/envirosci/enviroissue/amd/links/bamr5.html bearbeitet) </p>

Empfohlene Literaturquellen

Cravotta, C. (1998): Oxid limestone drains for treatment of dilute, acidic mine drainage. Annual Symposium of the West Virginia Surface Mine Drainage Task Force, April 7-8, 1998, Morgantown, W.Va.

PIRAMID Consortium (2003): Engineering Guidelines for the Passive Remediation of Acidic and/or Metalliferous Mine Drainage and similar Wastewaters – "PIRAMID Guidelines". 166 p. University of Newcastle Upon Tyne. Newcastle Upon Tyne.

Wolkersdorfer, C. (2017): Reinigungsverfahren für Grubenwasser – Bewertung und Beschreibung von Verfahren. Tshwane University of Technology, Südafrika - Lappeenranta University of Technology, Laboratory of Green Chemistry, Finland.

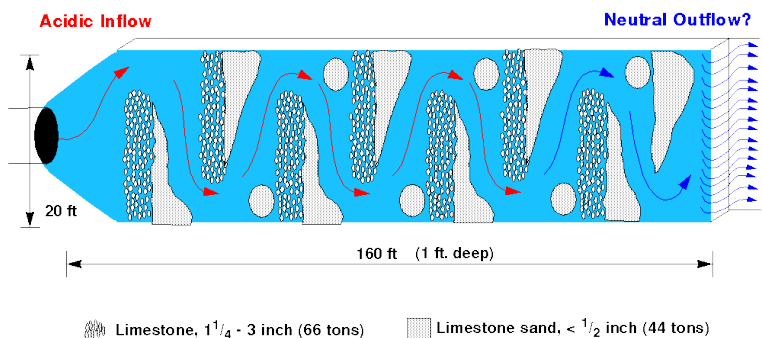
Younger, P. L., Banwart, S., Hedin, R. (2002): Mine Water – Hydrology, Pollution, Remediation. Environmental Pollution. 464 p. Dordrecht / Boston / London - Kluwer Academic Publishers.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	<p>Hangneigung > 20 % Fließgeschwindigkeiten überall $\geq 0,1$ m/min, vorzugsweise 0,5 m/min (Younger et al., 2002); Feststoffe sollen in Suspension gehalten werden, um sie anschließend in einem Absetzbecken oder einem Feuchtgebiet zu sedimentieren; idealerweise sorgen turbulente Fließbedingungen für den Abtransport der Ausfällungen und verhindern Kolmationen des Porenraumes zwischen den Kalksteinbruchstücken Verweilzeit: 2 - 3 h Kalksteingröße ca. 30 x 100 mm</p>
<i>Vorteile</i>	<ul style="list-style-type: none"> + sehr geringer Flächenbedarf + Errichtung auch bei unwegsamem Gelände und über längere Strecken, an sehr abgelegenen Orten bzw. in gebirgigem Gelände + optional zwischen Kaskade und Belüftungsbecken + verkrusteter Kalkstein kann relativ einfach und unkompliziert ausgetauscht werden + Grubenwasser muss nicht anoxisch sein
<i>Nachteile</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Verockerungsgefahr hoch bzw. ausgefällte Fe-/Al-Hydroxide können den Kalkstein „umhüllen“, wodurch der Kontakt zwischen Wasser und Kalksteinoberflächen und damit die Geschwindigkeit der Kalksteinauflösung und Alkalinitätsproduktion reduziert werden; Kalkstein muss daher in größeren Abständen (2 - 10 Jahre) gesäubert bzw. ausgetauscht werden - Nachschaltung eines zweiten passiven Systems notwendig, um die zu Hydroxiden oxidierten Metallionen zu sedimentieren (Sedimentationsbecken, aerobes Feuchtgebiet)
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	<p>künstlich angelegter Kanal oder natürlichen Bachlauf, der mit Kalksteinen befüllt und Bodenmaterial abgedeckt wird</p>
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<p>lt. PIRAMID Consortium (2003) am effektivsten bei hohem Gehalt an gelösten O_2, Eisen-/Aluminium-Konz. 10 - 20 mg/l und einer Azidität ≤ 90 mg/l $CaCO_3$-Äquivalent; Cravotta (1998) hingegen gibt behandelbare Fe^{3+}/Al^{3+}-Konz. zw. 1 - 5 mg/l an und auch Wolkersdorfer (2017) empfiehlt wegen Verockerungsgefahr Einsatz nur bei Wässern mit $O_2 > 1$ mg/l, Basenkapazität $< 1,6$ mmol/l und der Summe von Al^{3+}, Fe^{3+}, Fe^{2+}, Mn^{2+}, Spurenelementen < 5 mg/l Rate der Kalksteinauflösung sinkt mit zunehmender Verweilzeit, pH-Wert, Konzentrationen von Ca^{2+} und HCO_3^- und verringert PCO_2 Wirksamkeit verbessert durch ein perforiertes Rohr mit großem Durchmesser entlang der Basis des Systems, das periodisch geöffnet werden kann, um ein Herauspolen der im OLD zurückgehaltenen Metallhydroxid-Feststoffe zu ermöglichen</p>
<i>Kosten</i>	<p><i>Investition</i> Beschaffung von Kalkstein, Transport des Materials, Bau der Anlage 15.000 - 100.000 €</p> <p><i>Betrieb</i> Betriebskosten sind eher als gering einzustufen Kosten für regelmäßiges Freischneiden, Monitoring, Reinigung der Kalksteinaggregate oder deren Austausch (Inspektion: 900 €/a, Reinigung/Austausch Kalkstein: 2.250 €/a)</p> <p><i>Chemikalien</i> ---</p>
<i>Beispiele</i>	<p><i>Weltweit</i> Sandstein- und Kalksteinekanäle in Pennsylvania and West Virginia, USA Tangascootack #1 Passive System Oxidic Limestone Bed, Pennsylvania, USA Pittsburgh Botanic Garden, Pennsylvania, USA Kalkstein- bzw. Dolomitkanäle zur Behandlung von AMD im Minengebiet Lothringen (Au, Ag, Cu, Ni) Region Témiscamingue, Quebec, Kanada Teil passiver Behandlungssysteme für uran- und radiumhaltige bzw. polymetallisch, sulfidische Wässer stillgelegter Minen in Portugal OLD als Teil der passiven Behandlung der Hachener Teiche, NRW, Dtl.</p> <p><i>Sachsen</i> ---</p>

Anlage 14: Steckbrief 09 - Offenes Karbonatgerinne

Steckbrief Offenes Karbonatgerinne (OLC)

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Säureminderung / Generierung von Alkalinität (pH-Wert-Anhebung) – Metallreduktion – Schönung
<i>Einsatzbereich</i>	saure, sauerstoffhaltige Grubenwässer mit höheren Metallionen-Konzentrationen
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	Auflösung des Kalksteins durch Hydrolyseprodukte (H^+ , CO_2) / Oxidationsreaktionen durch Sauerstoffzutritt: <ul style="list-style-type: none"> • Generierung von Alkalinität • Neutralisierung von Säuren • pH-Wert-Anhebung • Ausfällung von Oxiden/Hydroxiden (insbesondere Eisen-, Aluminiumhydroxide) Sorption von Spurenmetallen an den Fe-/Al-Hydroxiden
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Einsatz von calciumgetragenen alkalischen Produkten zur Neutralisation ist genehmigungsfähig
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Flächenbedarf (Grabensystem), Gefälle
<i>Bestehende Patentrechte</i>	nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Felsengesäumte Kanäle bzw. Gerinne in denen sich größere Kalksteinaggregate (15 – 30 cm) befinden, über die das Grubenwasser fließt und dabei gepuffert wird
<i>Kennzahlen</i>	typische Behandlungsleistung: <ul style="list-style-type: none"> ▪ Verminderung Azidität: 0,4 – 900 g/d/t; durchschnittlich 22 g/d/t; bis 69 %; 10 – 60 % ▪ Eisenreduktion: um 70 % (Mn, Al: 20 %)
<i>Schema</i>	<div style="text-align: center;">  <p style="text-align: center;"> Acidic Inflow Neutral Outflow? 20 ft 160 ft (1 ft. deep) Limestone, 1¹/₄ - 3 inch (66 tons) Limestone sand, < 1¹/₂ inch (44 tons) Open limestone channel (https://pa.water.usgs.gov/projects/energy/amd/images/channel.gif) </p> </div>

Empfohlene Literaturquellen

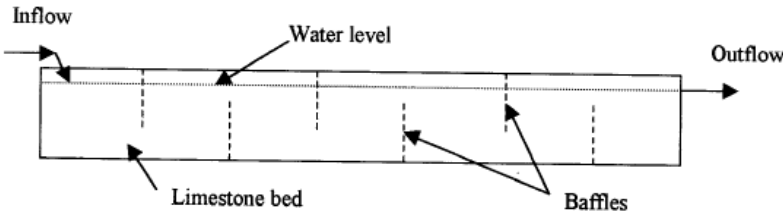
- Wolkersdorfer, C. (2017): Reinigungsverfahren für Grubenwasser – Bewertung und Beschreibung von Verfahren. Tshwane University of Technology, Südafrika - Lappeenranta University of Technology, Laboratory of Green Chemistry, Finland.
- Ziemkiewicz, P.F., Skousen, J.G., Simmons, J. (2003): Long-term Performance of Passive Acid Mine Drainage Treatment Systems. Mine Water and the Environment, 22: 118–129. Springer Verlag
- Ziemkiewicz, P.F., Skousen, J.G., Brant, D.L., Sterner, P.L., Lovett, R.J. (1997): Acid mine drainage treatment with armored limestone in open limestone channels. Journal of Environmental Quality, Vol. 26(4): 560-569.
- Ziemkiewicz, Paul F., Brant, David L., Skousen, Jeffrey G. (1996): Acid Mine Drainage Treatment With Open Limestone Channels. Proceedings America Society of Mining and Reclamation, 1996: 367 – 374.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	<p>Flacher Ausbau Gefälle des Gerinnes muss hinreichend groß sein, um die Verockerung des Kalksteins zu verhindern (> 12 %) idealerweise sorgen turbulente Fließbedingungen (z. B. durch Wälle und/oder Gefällestufen) für den Abtransport der Ausfällungen und verhindern Kolmationen des Porenraumes zwischen den Kalksteinbruchstücken Sulfatkonzentration sollte unterhalb der Gipsausfällung liegen Verwendung als Einzelbehandlung oder in Kombination mit anderen passiven Einheiten</p>
<i>Vorteile</i>	<p>+ besonders nützlich in steilem Gelände, in dem lange (300 bis 1000 m) Kanäle möglich sind + selbst bei offenen Karbonatgerinnen, die verockert sind, kann im Idealfall noch eine Pufferung des Grubenwassers beobachtet werden + bei korrekter Installation wartungsfrei und AMD-Behandlung über Dekaden möglich + Grubenwasser muss nicht anoxisch sein</p>
<i>Nachteile</i>	<p>– Fe-Hydroxid-Ablagerungen vermindern Neutralisationswirkung um 2 – 45 % – Nachschaltung von Absetzbecken; bei größeren OLCs Absetzbecken oder Feuchtgebiete an Zwischenpunkten (Flachkanalsegmente)</p>
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	<p>Festgesteinsuntergrund künstlich angelegter Kanal (Entwässerungsgraben aus Kalkstein) oder natürlicher felsengesäumter Bachlauf, der mit Kalksteinen befüllt wird</p>
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<p>Aufgrund der geologischen Untergrundverhältnisse (Lockergestein) höchstens Verwendung in Kombination mit anderen passiven Einheiten (Überleitung von Belüftung zum Feuchtgebiet oder Absetzbecken)</p>
<i>Investition</i>	<p>Beschaffung von Kalkstein, Transport des Materials 850 – 66.000 € (Ziemkiewicz et al., 2003)</p>
<i>Kosten</i>	<p><i>Betrieb</i> bei korrekter Installation wartungsfrei (Ziemkiewicz et al., 1997) durchschnittlich 124 €/t/a (Ziemkiewicz et al., 2003)</p>
<i>Chemikalien</i>	<p>---</p>
<i>Beispiele</i>	<p><i>Weltweit</i></p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Swatara Creek Basin ▪ Grubenwasseraustritt des ehemaligen Kohlenbergwerks Dominion № 11 auf der Cape Breton Insel, Neuschottland, Canada ▪ in Sierra de Cartagena-La Unión, Südostspanien; Bergbauregion mit Blei- und Zinkvorkommen ▪ Mina de Campanema/Minas Gerais, Brasilien <p><i>Sachsen</i></p> <p>---</p>

Anlage 15: Steckbrief 10 - Manganese Oxidation Bed (MOB)

Steckbrief Manganese Oxidation Bed

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Entfernung von Mangan aus Grubenwässern
<i>Einsatzbereich</i>	Saure, manganhaltige, weitestgehend eisenfreie Grubenwässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Auflösung des Kalksteins durch AMD ▪ auf der Oberfläche der Kalksteinbruchstücke wachsende Mikroorganismen oxidieren das Mangan ▪ sobald sie das Mangan oxidieren und die Fällung des Manganoxids induzieren, katalysiert die mineralische Oberfläche eine zusätzliche Manganoxidation (Autokatalyse) ▪ beim autokatalytischen Prozess binden Oberflächenhydroxylgruppen auf den Mn-Oxid-Oberflächen Mn(II) in inneren Kugeloberflächenkomplexen, die eine schnelle Oxidation fördern ▪ mit fortschreitender Reaktion nimmt die Oberfläche des Mn-Oxids zu, wodurch die heterogene Reaktionsgeschwindigkeit erhöht wird ▪ große MnO₂-Ablagerungen bilden im Inneren einen Biofilm (Wad), welcher sich nach einer gewissen Zeit in die äquivalente kristalline Form des MnO₂ (Pyrolusit) umwandelt ▪ die Algen verwenden das MnO₂, um den Mikroorganismen im fließenden Wasser an den Gesteinsoberflächen Halt zu geben und verbessern zudem die Sauerstoffversorgung und erleichtern so die Entfernung von Mangan
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Einsatz von calciumgetragenen alkalischen Produkten zur Neutralisation ist genehmigungsfähig
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Flächenbedarf
<i>Bestehende Patentrechte</i>	Pyrolusit-Process-Reactor® US-Patentnr.: US005441641A
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	kalksteingefüllte Becken, die nicht vollständig mit Wasser geflutet werden die Manganoxidationsbetten unterstützen das Wachstum einer natürlich vorkommenden Mikroorganismen-Algen-Vergesellschaftung: Unterstützung des natürlichen Mn-Abbaus durch Mn-oxidierende Mikroorganismen (Bakterien + Pilzarten), katalysiert durch Mineraloberflächen, insbesondere die der Manganoxide selbst
<i>Kennzahlen</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ bis zu 100 % Mn-Abreicherung ▪ gleichzeitige Al-Reduktion möglich
<i>Schema</i>	 <p style="text-align: center;">Schematischer Querschnitt eines Pyrolusit-Systems (Rose, Shah & Means, 2003)</p>

Empfohlene Literaturquellen
Christenson, H., Pope, J., Trumm, D., Uster, B., Newman, N., & Young, M. (2016). Manganese removal from New Zealand coal mine drainage using limestone leaching beds. Proceedings IMWA 2016 Leipzig/Germany Mining Meets Water – Conflicts and Solutions, (S. 906–912).
Hedin, R. S., Narin, R. W., & Kleinmann, R. L. (1994). Passive Treatment of Coal Mine Drainage. (US Department of the Interior, Hrsg.) Bureau of Mines Information Circular.
INAP. (2009). Global Acid Rock Drainage Guide (GARD Guide). The International Network for Acid Prevention. Von http://www.gardguide.com abgerufen
Rose, A., Shah, P., & Means, B. (2003). Case studies of limestone-bed passive systems for manganese removal from acid mine drainage.

Bewertung	
<i>Anforderungen</i>	<p>Kalksteinbruchstücke 10 – 30 mm für den (groß)technischen Einsatz werden die Bakterien vorher im Labor gezüchtet und in Reaktoren überführt, die mit Kalksteinen gefüllt sind</p> <p>Sonderform Pyrolusit-Prozess Reaktor (Vail & Riley, 1995): Becken werden mit geeigneten mangan-oxidierenden Bakterien geimpft für den (groß)technischen Einsatz werden die Bakterien vorher im Labor gezüchtet und in Reaktoren überführt, die mit Kalksteinen gefüllt sind</p> <p>Sonderform „Gesteinsfilter nach Phillips“ (Phillips, et al., 1995): Kalksteinsubstrat-Teich mit integrierten Matten aus Grünalgen und Mikroorganismen (Algenmattensystem) Start der biologischen Prozesse durch den Einbau dieser Algen/Mikroorganismen-Matten optimiert</p> <p>Sonderform Passive Manganbehandlung nach Johnson (2003): Optimierung durch Belüftung (Bereitstellen von Aktivierungsenergie, die zur Überwindung der kinetischen Beschränkungen der Manganoxidation)</p> <ul style="list-style-type: none"> • für kältere Klimazonen • für Standorte mit begrenzter Fläche • effiziente Manganentfernung in Anwesenheit von Eisen • ohne aufwändige mikrobielle Impfungen
<i>Vorteile</i>	<p>+ passive Alternative für die Behandlung manganhaltiger Wässer bei geringen Platzverhältnissen</p> <p>+ Polierschritt bei zu hohen Mangankonzentrationen im Ablauf</p>
<i>Nachteile</i>	<p>– liegen Mangan und Eisen nebeneinander vor, ist die Entfernung des Mangans generell schwieriger, da höhere pH-Werte zur Ausfällung benötigt werden und die Kinetik der Mangan-Oxidation langsamer verläuft</p>
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Flächenbedarf
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ da meist eisenbelastete AMD vorliegen, Vorbehandlung zur Eisenreduktion notwendig
<i>Kosten</i>	<p><i>Investition</i> k. A.</p> <p><i>Betrieb</i> k. A.</p> <p><i>Chemikalien</i> ---</p>
<i>Beispiele</i>	<p><i>Weltweit</i> ▪ Reaktoren in den ehemaligen Kohleminen im Osten der USA im Einsatz</p> <p><i>Sachsen</i> ---</p>

Anlage 16: Steckbrief 11 - Anoxischer Karbonatkanal

Steckbrief Anoxischer Karbonatkanal (ALD)

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Säureminderung / Generierung von Alkalinität (pH-Wert-Anhebung) – Herstellung alkalischer Bedingungen
<i>Einsatzbereich</i>	saure (netto-azidische) Grubenwässer mit geringen Konzentrationen an Fe ³⁺ , Aluminium (< 2 mg/l) und gelöstem Sauerstoff (< 1 mg/l)
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	Alkalinität generierende und säuremindernde Reaktionen sind durch mehrere Reaktionen verbunden: <ul style="list-style-type: none"> ▪ Neutralisierung der Protonensäure, die mit freien H⁺ und Metall-Hydrolyse-Reaktionen einhergeht, erzeugt Kohlendioxid, das durch die Bildung von Kohlensäure die Alkalinität erhöht ▪ Hydrogencarbonat, das durch Calcit-Auflösung erzeugt wird, reagiert mit Fe²⁺ und Mn²⁺ ggf. zu Siderite (FeCO₃) und Rhodochrosite (MnCO₃) während Kalksteinauflösung abläuft, sinken Verweilzeit und damit die Wirksamkeit
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Einsatz von calciumgetragenen alkalischen Produkten zur Neutralisation ist genehmigungsfähig
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	Flächenbedarf (Graben- oder Rechtecksystem), Gefälle
<i>Bestehende Patentrechte</i>	nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	abgedeckte (vollständige Bedeckung mit undurchlässiger Ton- oder Bodenschicht zur Vermeidung des Eintritts von Sauerstoff) und mit Kalkstein gefüllte Kanäle, die vom Wasser horizontal durchströmt werden azidisches Grubenwasser gewinnt Alkalinität, indem der Kalkstein gelöst wird Säure wird gepuffert und die Säurekapazität (k _s -Wert) des Grubenwassers erhöht Fe ²⁺ verbleibt in reduzierter Form
<i>Kennzahlen</i>	Verweilzeit: 14 – 23 h; > 14 empfohlen, Maximierung auf 20 – 40 h typische Behandlungsleistung: <ul style="list-style-type: none"> ▪ Verminderung Azidität: 5 – 165 g/d/t, 16 – 639 mg/l CaCO₃-Äquivalent ▪ Alkalinitätsproduktion: 150 – 300 mg/l CaCO₃-Äquivalent ▪ Eisenreduktion: 10 – 20 g/m²/d
<i>Schema</i>	<p style="text-align: center;">(http://www.gardguide.com/images/1/17/AnoxicLimestoneDrainDesign.gif_)</p>

Empfohlene Literaturquellen

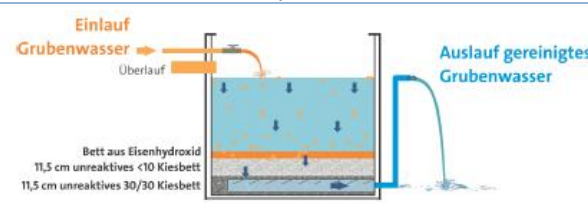
- Hedin, R. & Hedin, B. (2016): The complicated role of CO₂ in mine water treatment. Proceedings IMWA 2016 - Mining Meets Water – Conflicts and Solutions, 844 – 849.
- Hedin, R. & Watzlaf, G. (1993): The effects of anoxic limestone drains on mine water chemistry. Proceedings America Society of Mining and Reclamation, Vol. 1: 185-194.
- PIRAMID Consortium (2003): Engineering Guidelines for the Passive Remediation of Acidic and/or Metalliferous Mine Drainage and similar Wastewaters – "PIRAMID Guidelines". 166 p. University of Newcastle Upon Tyne. Newcastle Upon Tyne.
- Wolkersdorfer, C. (2017): Reinigungsverfahren für Grubenwasser – Bewertung und Beschreibung von Verfahren. Tshwane University of Technology, Südafrika - Lappeenranta University of Technology, Laboratory of Green Chemistry, Finland.
- Ziemkiewicz et al. (2003): Long-term Performance of Passive Acid Mine Drainage Treatment Systems. Mine Water and the Environment, 22: 118-129. Springer Verlag.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	<p>CaCO₃-Gehalt des Kalksteins > 80 %; Größe der Kalksteinbruchstücke von Geländetopografie abhängig - flache Standorte typischerweise 50-75 mm, Standorte mit erheblichem hydraulischen Gefälle geringere Größe (10-20 mm), weil effektiv reaktiver; Porosität des Kalksteins typischerweise 38 - 50 %</p> <p>Aushub eines geeigneten Grabens oder Rechteckbeckens, typischerweise ca. 2-3 m tief</p>
<i>Vorteile</i>	<ul style="list-style-type: none"> + Lebensspanne: 20 - 80 Jahre (abhängig von Azidität des Wassers, Qualität + hydraulischer Durchlässigkeit des Kalksteins) + die Ausfällung von Eisen- oder Aluminiumoxiden wird im Allgemeinen verhindert, da im luftdicht abgeschlossenen Kanal kaum Sauerstoff vorhanden ist + Möglichkeit der Rückspülung z. B. im „Aluminator“ System zur Entfernung von Al-Ablagerungen (Kepler & McCleary, 1997; Vinci & Schmidt 2001) + im Vergleich zu einer konventionellen Grubenwasserreinigungsanlage verhältnismäßig preiswert, da geringe Unterhaltskosten, ...
<i>Nachteile</i>	<ul style="list-style-type: none"> - funktioniert nur dann, wenn anoxische Bedingungen herrschen - das unbelüftete Grubenwasser muss in Kontakt mit dem überdeckten Kalkstein kommen - kein alleinstehendes System (keine angemessene Red. der Metallgehalte im Grubenwasser), sondern Vorkonditionierung von Grubenwasser - Nachschaltung eines Sedimentationsbeckens oder aeroben Feuchtgebietes
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	<p>Flächenbedarf: ≈ 2,7 m² für 1 l/min Volumenstrom (300 mg/l Alkalinitätsproduktion, 15 h Verweilzeit, Kalkstein 90 % CaCO₃, 50% Porenvolumen, 1.600 kg/m³ Schüttdichte, 30 Jahre Lebensdauer) → ≈ 9 t Kalkstein</p>
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<p>geeignet als Vorbehandlung (Alkalinisierung) relativ geringer Volumenströme von netto-azidischen Wässern, in denen Eisen in der zweiwertigen Form vorliegt</p> <p>Grubenwasser wird so aufbereitet, dass es in den nachfolgenden aeroben Einheiten (z. B. Absetzbecken, aerobe Feuchtgebiete) leicht Ausfällungen bildet</p>
<i>Kosten</i>	<p><i>Investition</i></p> <p>Beschaffung von Kalkstein, dem Transport des Materials, Bau der Anlage 1.800 - 170.000 €</p> <p><i>Betrieb</i></p> <p>durchschnittlich 75 €/t/a; 0,20 €/m³</p> <p><i>Chemikalien</i></p> <p>---</p>
<i>Beispiele</i>	<p><i>Weltweit</i></p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ ALDs in Tennessee, Alabama, West Virginia, Pennsylvania ▪ Paint Township, Clarion County, Pennsylvania ▪ ALD-Systeme in den Appalachen ▪ Behandlungssysteme Woodlands im Botanischen Garten von Pittsburgh, Fall Brook South bzw. North bei Blossburg, Pennsylvania, USA ▪ in Europa bisher keine langfristigen full-scale Anwendungen - mehrere Pilotanlagen getestet, insbesondere bei Wheal Jane, Großbritannien ▪ Foss Mine, Aberfeldy, Perth and Kinross, Scotland, UK - ALD als Nachbehandlungseinheit ▪ Lehesten, Thüringen - ALD mit Absetzbecken und aeroben Feuchtgebiet <p><i>Sachsen</i></p> <p>---</p>

Anlage 17: Steckbrief 12 - Vertikaldurchflussreaktor – Grobflächenfilter (roughing filter)

Steckbrief Vertikaldurchflussreaktor (VFR) – Grobflächenfilter

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Reinigung eisenhaltiger Grubenwässer
<i>Einsatzbereich</i>	mäßig saure bis alkalische, sauerstoffhaltige Grubenwässer mit Fe-Konz. bis 50 mg/l
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<p>Hauptmechanismen: Autokatalyse + Filtration durch das Eisenhydroxid- und Kiesbett circum-neutrales – alkalisches Milieu:</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ homogene und heterogene Oxidation zweiwertigen Eisens ($Fe^{2+} \rightarrow Fe^{3+}$) ▪ Filtrationen ausgefällten Ferrihydrits ▪ Surface Catalysed Oxidation Of Ferrous Iron (SCOOFI) – 2-stufiger Prozess innerhalb des abgelagerten Eisenhydroxidbettes: <ul style="list-style-type: none"> ○ Adsorption des Fe^{2+} aus dem Wasser an die Oberfläche des Eisenhydroxids (Eisen(III)-oxidhydrat = Eisenocker); in-situ Oxidation des gebundenen Eisens durch gelöstes O_2 ○ Fe^{3+} des Eisenhydroxids wirkt als Katalysator, und eine weitere Schicht wird auf der Oberfläche des Eisenhydroxids angelagert <p>mäßig saures Milieu:</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ mikrobielle Fe(II)-Oxidation und die Ausfällung von Schwertmannit ▪ kolloidale und nanopartikuläre Fe(III)-Aggregation
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; alternative Aufwuchsmedien ggf. prüfen
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	---
<i>Bestehende Patentrechte</i>	Nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	<p>Behandlungssystem bei denen das Grubenwasser vertikal durch ein unreaktives Kiesbett fließt (alternativ zum Kiesbett Verwendung von Medien mit hoher spezifischer Oberfläche wie z. B. Hochofenschlacke, Ocker = Ferrihydrite/Goethit- Mixtur, Grüner Rost = Fe(II, III)-Hydroxid, Kunststoff), um die Metallabscheidung unter aeroben Bedingungen zu fördern</p> <p>das Kiesbett wirkt als Filter für größere Partikel und gleichzeitig als Aufwuchsmedium für Mikroorganismen, die zu den autokatalytischen Reaktionen beitragen</p>
<i>Kennzahlen</i>	<p>typische Reinigungsleistung:</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Gesamteisen: 40 – 85 % (pH: mäßig sauer) ... 98 % (pH: neutral) ▪ Eisen_{gelöst}: 30...79 g/m²/d; 12 - 25 g/m²/d (im ungesättigten SCOOFI-Reaktor) ...mehrere Hundert g/m²/d (im gesättigten SCOOFI-Reaktor) ▪ bis 50 % Mn-Ko-Präzipitation
<i>Schema</i>	 <p style="text-align: center;">Prinzipbild eines VFR (Wolkersdorfer, 2017 verändert nach Florence et al. 2016)</p>
Empfohlene Literaturquellen+-	

Blanco et al. (2018) International Trials of Vertical Flow Reactors for Coal Mine Water Treatment. *Mine Water and the Environment*, 37 (1): 4–17.

PIRAMID Consortium (2003): Engineering Guidelines for the Passive Remediation of Acidic and/or Metalliferous Mine Drainage and similar Wastewaters – "PIRAMID Guidelines". 166 p. University of Newcastle Upon Tyne. Newcastle Upon Tyne.

Sapsford, D., Florence, K., Pope, J., Trumm, D. (2015): Passive Removal of Iron from AMD Using VFRs. 10th ICARD - IMWA 2015.

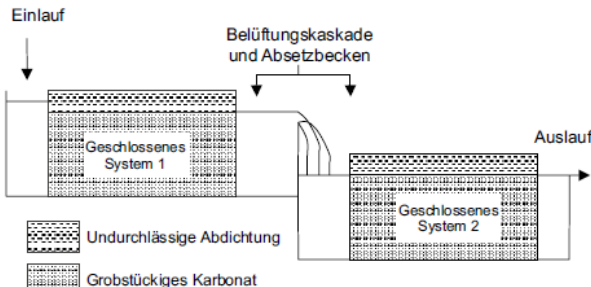
Wolkersdorfer, C. (2017): Reinigungsverfahren für Grubenwasser – Bewertung und Beschreibung von Verfahren. Tshwane University of Technology, Südafrika - Lappeenranta University of Technology, Laboratory of Green Chemistry, Finland.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	<p>Feinkieschicht (10 – 20 cm silikatischer Kies, 5 – 10 mm) darunter Mittel- bis Grobkieschicht (z. B. 10 – 20 cm silikatischer Kies, 20 - 30 mm)</p> <p>SCOOFI-Reaktor: alkalisches Wasser, da die Bildung von Eisenhydroxiden (Hydrolyse) eine Freisetzung von Protonen bedingt und keine Möglichkeit besteht, dass das System selbst Alkalinität erzeugt</p> <p>hydraulische Potentialdifferenz erforderlich (im IBC z. B. durch Schwanenhalsmechanismus zu erreichen)</p> <p>bisherige Größen < 1 m³ - 65 m³</p> <p>Durchflussraten: < 1...12 l/min; Verweilzeit 70 s...39 h</p> <p>die Konfiguration kann zwei Kammern umfassen, so dass die Behandlung in der "aktiven" Kammer stattfinden kann, während die zweite zur Schlammreinigung und Wiederinbetriebnahme, zur Aufnahme von Regenwasser oder bei Ausfall der ersten Kammer zur Verfügung steht</p> <p>betriebliche Parameter wie Entschlammungstechniken, Schlamm-Management, Entsorgung</p>
<i>Vorteile</i>	<ul style="list-style-type: none"> + einfach in Design, Materialien und Konstruktion + Flächenbedarf nur wenige Quadratmeter – Einsatz bei akutem Platzmangel + passive Einzelmaßnahme für die Eisenreinigung in Grubenwasser mit einem um die Hälfte reduzierten Fußabdruck im Vergleich zum klassischen aeroben Feuchtgebiet + Mn-Abreicherungsrate durch Kombination aus biotischen und abiotischen Entfernungsmechanismen, verstärkt durch den vertikalen Fluss durch die Eisenhydroxidschicht höher als beim aeroben Feuchtgebiet + dichter Eisenhydroxidschlamm kann als Ressource relativ frei von Pflanzendetritus rückgewonnen werden
<i>Nachteile</i>	<ul style="list-style-type: none"> – bei fortgeschrittener Ablagerung werden die Poren des Mediums zugesetzt und die Porosität verringert → Medium muss in angemessenen Zeiträumen vom Eisenhydroxid-Belag befreit oder ersetzt werden
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Flächenbedarf
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ im pH-neutralen Milieu zur Vorbehandlung für Eisen vor anderen passiven Wasseraufbereitungssystemen ▪ Kombination mit einem Alkalinität erzeugenden Behandlungssystemen, um eine vollständige Eisenentfernung aus sauren Grubengewässern zu erreichen
<i>Kosten</i>	<p><i>Investition</i> k. A.</p> <p><i>Betrieb</i> k. A.</p> <p><i>Chemikalien</i> ggf. Hochofenschlacke, Ferrihydrite/Goethit- Mixtur, Fe(II,III)-Hydroxid, Kunststoff</p>
<i>Beispiele</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Groboberflächenfilter als Teil der Pilotanlage im früheren Eisensteinbergwerk Skinningrove, Cleveland, Yorkshire, UK ▪ experimenteller VFR (21,6 m²) in Taff Merthyr, Wales, UK ▪ 4 IBC-Pilotversuche in Wales, UK (Cwm Rheidol) + an der Westküste der Südinsel Neuseelands (aktiver Kohletagebau, aktive Aktivkohlemine) ▪ ehemalige Pb/Zn-Mine Cwm Rheidol, Wales, UK ▪ aufgelassenes Kohlenbergwerk bei Carolina in Mpumalanga, Südafrika ▪ ehemaliges Polymetallbergwerk Metsämonttu, Finnland - weltweit erster containerisierte VFR mit 24 m² großem Tank
<i>Sachsen</i>	---

Anlage 18: Steckbrief 13 - Geschlossenes Karbonatlösungssystem

Steckbrief Geschlossenes Karbonatlösungssystem

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Zinkanreicherung aus Grubenwässern
<i>Einsatzbereich</i>	zinkreiche, circum-neutrale (pH 6,5 – 7,5) Grubenwässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	<p>marginaler pH-Wertanstieg auf pH 8,0 - 8,2 zur Entfernung von Zink aus dem Wasser durch Smithsonitfällung ($ZnCO_3$; auch Zinkspat genannt)</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Auflösung von Kalkstein im geschlossenen System ▪ Kohlensäurekonzentration nimmt mit fortschreitender Auflösung ab ▪ mit steigendem pH-Wert nimmt die Konzentration von hydroxylgebundenen Spezies ($Zn(OH)_2$) und carbonatgebundenen Spezies ($ZnCO_3$, $Zn(CO_3)_2^{2-}$) zu, was zu einer Abnahme der Konzentration des freien Zinkions (Zn^{2+}) und der sulfatgebundenen Spezies ($ZnSO_4$) führt; erhöhte Konzentrationen von Karbonatspezies bei pH 8,2 führen zu einer optimalen Smithsonitsättigung (amorphes Zinkoxid ZnO ist bei diesem pH ebenfalls gesättigt)
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Einsatz von calciumgetragenen alkalischen Produkten zur Neutralisation ist genehmigungsfähig
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	---
<i>Bestehende Patentrechte</i>	Nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	pH-Wert-Anhebung bei neutralen Mineralwässern und Entfernung von Zink durch Fällung als Karbonat (Smithsonit $ZnCO_3$) nach der Calcitauflösung unter geschlossenen Systembedingungen in einem geschlossenen Kalksteinbett als Weiterentwicklung der ALD-Technologie
<i>Kennzahlen</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Reduktion des Zn-Gehalts um durchschnittlich 22 % \approx 2 g/d (Feldversuch) - 50 % (Laborversuch) ▪ Zinkreduktion um 50% aus einem Wasser mit 5 - 10 mg/l Zn
<i>Schema</i>	 <p>Schema eines geschlossenen Karbonatlösungssystems für alkalische, zinkreiche Grubenwässer (Wolkersdorfer & Younger, 2002, nach YOUNGER 2000)</p>
Empfohlene Literaturquellen	

Nuttall, C. & Younger, P. (2000): Zinc removal from hard, circumneutral mine waters using a novel closed-bed limestone reactor. *Water Research* 34: 1262-1268.

Nuttall, C. & Younger, P. (2000): Assessment and experimental passive treatment of zinc-rich net alkaline mine waters, Nent Valley, UK. *Proceedings, 7th International Mine Water Association Congress*: 456-463; Ustron.

Wolkersdorfer, C. & Younger, P. (2002): Passive Grubenwasserreinigung als Alternative zu aktiven Systemen. *Grundwasser*, Vol. 7 (2): 67-77.

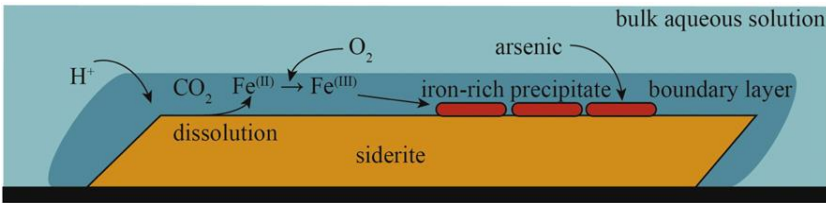
Younger, P. (2012): The adoption and adaptation of passive treatment technologies for mine waters in the United Kingdom. *Mine Water and the Environment*, 19 (2): 84-97.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	Dimensionierung ähnlich ALD; variieren je nach der Höhe des Durchflusses und dem Gehalt an Schwermetallen Retentionszeiten 4 - 14 h Kalkstein der Größe 10-15 mm Kalkstein mit hohem Kalziumkarbonatgehalt, da diejenigen, die reicher an Magnesiumkarbonat sind, eine geringere Löslichkeit aufweisen
<i>Vorteile</i>	+ kostengünstige Alternative zur Behandlung der Entwässerung stillgelegter Minen, insbesondere wenn eine konventionelle (aktive) Behandlung aus wirtschaftlichen oder praktischen Gründen nicht möglich ist + gleichzeitige Reduktion von Cadmium und Arsen möglich
<i>Nachteile</i>	- AMD muss vorbehandelt sein (circurm-neutral – alkalisch, Fe-arm) - Reaktoren müssen nach einigen Stunden Verweildauer in die Atmosphäre entlüftet werden, um Kohlendioxidpartialdruck $p\text{CO}_2$ auf relativ aggressive Werte zurückzuführen - mit fortlaufendem Betrieb Verringerung der reaktiven Kalksteinoberflächen durch Smithsonitbeläge - temperaturabhängiger Prozess
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Flächenbedarf, ggf. Gefälle
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ höhere Sulfatkonzentrationen macht das Grubenwasser aggressiver gegenüber Calcit, was wiederum die Smithsonitfällung fördert ▪ Designverbesserung <ul style="list-style-type: none"> ○ Hinzufügen von Leitblechen, um Kurzschlüsse innerhalb des Systems zu verhindern ○ Integration eines Entgasungsschrittes in das System z. B. durch Verwendung von zwei Reaktoren anstelle von einem; hintereinander geschaltete Tanks in Reihe können Effizienz des Systems erheblichen steigern
<i>Kosten</i>	<p><i>Investition</i> bisher keine full-scale Anlage vorhanden</p> <p><i>Betrieb</i> bisher keine full-scale Anlage vorhanden</p> <p><i>Chemikalien</i> ---</p>
<i>Beispiele</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Pilotanlage im ehemaligen Blei-Zink-Bergwerk, Nenthead, Cumbria ▪ Geschlossener Karbonatlösungsreaktor im ehemaligen Blei-Zink-Bergwerk Tailrace Level, Durham; Besitzer: Environment Agency <p><i>Weltweit</i></p> <p><i>Sachsen</i> ---</p>

Anlage 19: Steckbrief 14 - Siderit- Calcit-Reaktor

Steckbrief Siderit- Calcit-Reaktor

Allgemeine Angaben	
<i>Behandlungsziel</i>	Entfernung von Cadmium und Arsen aus Grubenwässern
<i>Einsatzbereich</i>	cadmium- und/oder arsenhaltige (1 – 3 mg/l), eisenfreie Grubenwässer
<i>Verfahrenskategorie</i>	On-site Verfahren für oberflächlich gefasste Wässer
<i>Relevante Prozesse</i>	1. Reaktorkammer: <ul style="list-style-type: none"> ▪ Sideritauflösung unter CO₂-Zugabe → Erhöhung der Fe²⁺-Konzentration im Wasser ▪ Oxidation Fe²⁺ zu Fe³⁺ → Ausfällung als Fe(III)-Oxyhydroxid ((FeO(OH) = Fe₂O₃·H₂O; Sorptionsmittel) ▪ Oxidation von Fe²⁺ durch Cr(VI) bzw. andere im Zulaufwasser vorhandene Oxidantien ▪ Sorption von Arsenaten AsO₄³⁻ 2. Reaktorkammer: <ul style="list-style-type: none"> ▪ CO₂-Verringerung durch Belüftung → Ausfällung von Ca- und Cd-Karbonaten
Rechtliche Anforderungen	
<i>Genehmigungsfähigkeit</i>	prinzipiell gegeben; Einsatz von calciumgetragenen alkalischen Produkten zur Neutralisation ist genehmigungsfähig
<i>Relev. Umwelteinflüsse</i>	---
<i>Bestehende Patentrechte</i>	Nicht bekannt
Verfahrensbeschreibung	
<i>Art des Verfahrens</i>	Zweikammerreaktor zur Entfernung von gelösten Arsen- und Cadmium-Ionen aus dem Wasser durch Auflösung von Siderit- bzw. Calcit-Bruchstücken, was zur Sorption von Arsenaten sowie zur Ausfällung von Cadmiumkarbonaten führt
<i>Kennzahlen</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Reduktion des Cd/As-Gehalts auf Konz. < 0,005 - 0,01 mg/l ▪ zeitlich begrenzte Reduzierung der Cr-Konzentration
<i>Schema</i>	 <p>Skizze des gekoppelten Lösungs- und Fällungsprozesses in Reaktor 1 (Renard et al., 2017)</p>

Empfohlene Literaturquellen

Renard, F., Putnis, C., Montes-Hernandez, G., King, H. (2017): Siderite dissolution coupled to iron oxyhydroxide precipitation in the presence of arsenic revealed by nanoscale imaging. *Chemical Geology*, 449: 123-134

Wang, Y. & Reardon, E. (2001): A siderite/limestone reactor to remove arsenic and cadmium from wastewaters. *Applied Geochemistry*, 16 (9-10): 1241-1249.

Bewertung

<i>Anforderungen</i>	Retentionszeiten < 2 h 1 Reaktorkammer mit Siderit-Bruchstücken + CO ₂ -Begasung, 1 Reaktorkammer mit Calcit-Bruchstücken + Belüftung
<i>Vorteile</i>	+ kontinuierliche Produktion des Sorptionsmittel Fe(III)-Oxihydroxid während des Betriebs des Reaktors + Nebeneffekt: zeitabhängige Reduzierung von Chrom-Ionen
<i>Nachteile</i>	- AMD muss vorbehandelt sein (circurm-neutral – alkalisch, Fe-arm)
<i>Anforderungen an Umwelt</i>	Flächenbedarf
<i>geschätzte Leistungsfähigkeit unter sächsischen Bedingungen</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Sideritauflösung durch eisenfreie AMD ohne CO₂-Begasung ↗ Arsen adsorbiert vorzugsweise an den Eisenoxihydroxidfällungen, die aus dem grenzflächengekoppelten Lösungs- und Fällungsprozess unter sauren wässrigen Bedingungen entstehen
<i>Kosten</i>	
<i>Investition</i>	k. A.
<i>Betrieb</i>	k. A.
<i>Chemikalien</i>	---
<i>Beispiele</i>	
<i>Weltweit</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Zweisäulenreaktor (Wang & Reardon, 2001) ▪ Laborversuche (Renard et al., 2017)
<i>Sachsen</i>	---