

Bernburg
Dessau
Köthen



Hochschule Anhalt
Anhalt University of Applied Sciences

**FB angewandte Biowissenschaften
und Prozesstechnik (BWP)**

Optimierung der Wasseraufbereitungsanlage im
Biomassekraftwerk Königs Wusterhausen hinsichtlich
konstanter Wasserqualität und Verfügbarkeit

Bachelorarbeit
zur Erlangung des akademischen Grades
Bachelor of Engineering

Torsten Lenz

Mat. Nr. 4048470

Studiengang: Verfahrenstechnik

1. Gutachter: Prof. Dr. Klaus Lorenz
2. Gutachter: Dipl. Ing. Michael Sickert

Datum der Abgabe: 25.09.2015

Zusammenfassung

Im Mittelpunkt dieser Arbeit steht die Verfahrenstechnik der Langsamentcarbonisierung zur Kühlwasserenthärtung. Andere Bereiche werden angeschnitten um ein vollständiges Bild der Wasseraufbereitung des BMKW Königs Wusterhausen aufzuzeigen. Hierzu zählen die Osmoseanlagen und der mechanisch konstruktive Teil der Langsamentcarbonisierung. Der Chemikalienbedarf wird anhand der Wasseranalyse berechnet und über Flockungsversuche experimentell ermittelt. Abschließend erfolgt die Auswertung der Versuche und der umgesetzten Maßnahmen. Weiterhin wird ein kurzer Ausblick über weiterführende Optimierungsmaßnahmen gegeben.

Vorwort

Die ordnungsgemäße Funktionsweise der Wasseraufbereitungsanlagen in Kraftwerken ist für deren Verfügbarkeit von entscheidender Bedeutung. In Großkraftwerken ist für die Labortechnische Überwachung und Instandhaltung entsprechend ausgebildetes Fachpersonal vorhanden. In kleineren Kraftwerken sind die Wasseraufbereitungsanlagen nicht weniger komplex, jedoch erfolgt die Betreuung zumeist durch Fremdfirmen. Auf der Tagesordnung der Betriebs- und Instandhaltungsingenieure steht zumeist die Kesselanlage oder die Brennstoffaufbereitung. In diesem Bereich ist der Betreuungs- und Kostenaufwand wesentlich höher. So bleiben die Wasseraufbereitungsanlagen den Fremdfirmen „überlassen“. Hinzu kommt noch der Wechsel von Fremdfirmen durch komplizierte Ausschreibeverfahren. Letztendlich leben die Dienstleister auch „recht gut“ mit den Problemen der Kraftwerksbetreiber, so dass echte Lösungsansätze oft nicht vorhanden sind.

Derart waren auch die Probleme im Biomassekraftwerk Königs Wusterhausen. Die Wasseraufbereitungsanlage wurde als „Black-Box“ betrachtet, auf Störungen wurde zumeist nur reagiert.

Seit nunmehr 9 Jahren arbeite ich für die MVV Umwelt O&M GmbH als Instandhaltungsmeister. Auch mein Hauptaugenmerk galt zunächst eher der Kesselanlage, als der Wasseraufbereitung, da der Instandhaltungsaufwand hier höher ist und Ausfälle sich unmittelbar auf die Verfügbarkeit der Gesamtanlage auswirken. Durch mein Fernstudium an der Hochschule Anhalt und die Vorlesungen im Fach Versorgungstechnik traten die Probleme um unsere Wasseraufbereitung zurück ins Bewusstsein. Es entstand der Wunsch die Wasseraufbereitungsanlage so zu optimieren, dass sie nicht mehr die Verfügbarkeit der Gesamtanlage verringert.

Am Ende hat sich der Aufwand gelohnt. Mit relativ geringem Kostenaufwand konnten in der Anlage wesentliche Verbesserungen umgesetzt werden.

Entgegen unseren alltäglichen Erfahrungen ist Wasser nicht einfach nur Wasser sondern ein sehr komplexes Themengebiet. Es hat mir viel Freude bereitet, hier zumindest einen kleinen Einblick erhalten zu können.

An dieser Stelle möchte ich meinen Kollegen Klaus Matschewski und Tomas Lenz für die Umsetzung der Verbesserungen im Prozessleitsystem danken. Weiterhin gilt mein Dank unserem Betriebsleiter Michael Sickert, er hat uns unterstützt und bestärkt, auch unkonventionelle Lösungsansätze zu verwirklichen.

Am Mellensee, 10.09.2015

Torsten Lenz

Inhalt

ZUSAMMENFASSUNG.....	II
VORWORT	III
INHALT	IV
ABKÜRZUNGEN UND FORMELZEICHEN	V
ABBILDUNGSVERZEICHNIS	VI
DIAGRAMMVERZEICHNIS.....	VII
TABELLENVERZEICHNIS	VII
1 EINLEITUNG	1
1.1 AUFBAU DER ARBEIT	1
1.2 KURZBESCHREIBUNG DES BMKW KÖNIGS WUSTERHAUSEN	1
1.3 KURZBESCHREIBUNG DER WASSERAUFBEREITUNG	2
2 AUFGABENSTELLUNG.....	3
2.1 AUSGANGSSITUATION	3
2.2 ZIELSTELLUNG	4
2.2.1 Umkehrosmoseanlagen	4
2.2.2 Langsamentcarbonisierung, mechanisch- konstruktiver Teil	5
2.2.3 Langsamentcarbonisierung, verfahrenstechnischer Teil	6
3 STAND DES WISSENS UND DER TECHNIK.....	7
3.1 DAS SYSTEM KOHLENSTOFFDIOXID - WASSER-CALCIUM	7
3.1.1 Biogeochemische Bedeutung:.....	7
3.1.2 Technische Bedeutung:.....	7
3.1.3 Das Puffersystems Kohlenstoffdioxid-Wasser-Calcium nach [2, p. 80ff]:	8
3.2 ENTCARBONISIERUNGSVERFAHREN.....	11
3.2.1 Übersicht	11
3.2.2 Kalkentcarbonisierung:.....	12
3.2.3 Kalkentcarbonisierung als Schnellentcarbonisierung.....	13
3.2.4 Kalkentcarbonisierung als Langsamentcarbonisierung.....	14
3.2.5 Rest-Äquivalentkonzentration an Hydrogencarbonat	17
3.3 FLOCKUNG	18
4 MATERIALIEN UND METHODEN	19
4.1 OSMOSEANLAGEN	19
4.2 LANGSAMENTCARBONISIERUNG, MECHANISCH KONSTRUKTIVER TEIL	21
4.3 LANGSAMENTCARBONISIERUNG VERFAHRENSTECHNISCHER TEIL	22
4.3.1 Kalkmilchansatz und Kalkmilchdosierung	22
4.3.2 Rest-Äquivalentkonzentration an Hydrogencarbonat	25
4.3.3 Flockungsmittel- und Flockungshilfsmitteldosierung	25
4.3.4 Anfallende Schlammmenge	30
5 ERGEBNISSE UND DISKUSSION	32
5.1 VE-WASSERVERSORGUNG / OSMOSEANLAGEN	32
5.2 LANGSAMENTCARBONISIERUNG, MECHANISCH KONSTRUKTIVER TEIL	33

5.3	LANGSAMENTCARBONISIERUNG, VERFAHRENSTECHNISCHER TEIL	34
5.3.1	<i>Kalkmilchansatz und Kalkmilchdosierung</i>	34
5.3.2	<i>Flockungsmitteldosierung</i>	34
5.3.3	<i>Einfluss der Flockungsmittelzugabe auf die Klarwasseranalyse</i>	40
5.3.4	<i>Anfallende Schlammmenge</i>	42
6	ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK	43
6.1	WURDEN DIE GESETZTEN ZIELE ERREICHT?	43
6.2	LASTSCHWANKUNGEN IN DER LANGSAMENTCARBONISIERUNG	43
6.3	REGELUNG DER KALKMILCHDOSIERUNG ÜBER DIE LEITFÄHIGKEIT	43
7	LITERATURVERZEICHNIS	45
	ANHANG	46
	EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG	69

Abkürzungen und Formelzeichen

BMKW	= Biomassekraftwerk
EEG	= Gesetz über Erneuerbare Energien
EVU	= Energieversorgungsunternehmen
FHM	= Flockungshilfsmittel
FM	= Flockungsmittel
GKW	= Geschlossenes Kühlwassersystem hauptsächlich für Turbinenöl und Generator
HD	= Hochdruck
HOK	= mahlaktivierter Herdofenkoks
KFP	= Kammerfilterpresse
KKS	= Kraftwerkskennzeichnungssystem
LEK	= Langsamentkarbonisierung
MHKW	= Müllheizkraftwerk
MVV	= Mannheimer Verkehrs- und Versorgungsbetriebe
MSR	= Mess- Steuer- und Regelungstechnik
ND	= Niederdruck
O&M	= Operation and Maintenance (Betrieb und Instandhaltung)
VE	= Vollentsalzung (VE-Anlage, VE-Wasser)
ZÜ	= Zwischenüberhitzung

Die hier aufgeführten Abkürzungen sind im Folgenden *kursiv* dargestellt.

Abbildungsverzeichnis

ABB. 1-1 <i>BMKW</i> , NORDANSICHT [5]	2
ABB. 1-2 <i>BMKW</i> , SÜD-WESTANSICHT [5]	2
ABB. 3-1 LANGSAMMENTCARBONISIERUNG, STEHENDER REAKTOR, <i>BMKW</i> KÖNIGS WUSTERHAUSEN	16
ABB. 4-1 UMKEHROSMOSE MIT PERMEATRÜCKFÜHRUNG (VEREINFACHT)	19
ABB. 4-2 STANDARDISIERTER JAR-TEST NACH [3, P. 538]	27
ABB. 0-1 ÜBERSICHTSSCHEMA DES <i>BMKW</i> AUS [4]	47
ABB. 0-2 DAMPFERZEUGER MIT ZIRKULIERENDER WIRBELSCHICHTFEUERUNG AUS [4]	48
ABB. 0-3 WASSERAUFBEREITUNGSGEBÄUDE, DAVOR: CARBONATSCHLAMM-CONTAINER	51
ABB. 0-4 ERRICHTUNG REAKTORGEBÄUDE IM JAHR 2003 (LINKS DAVON DER LÖSCHWASSERBEHÄLTER)	51
ABB. 0-5 MISCHBETTPATRONEN	52
ABB. 0-6 UMKEHROSMOSE STATIONÄR, 2-STUFIG	52
ABB. 0-7 CONTAINER, INNENANSICHT	52
ABB. 0-8 UMKEHROSMOSE IM CONTAINER	52
ABB. 0-9 REAKTOREINLAUF NACH ERRICHTUNG 2003	53
ABB. 0-10 RÜHRWERK UND KALKMILCHREGELVENTIL, NACHGERÜSTET	53
ABB. 0-11 MISCHZONE MIT KALKABLAGERUNGEN	53
ABB. 0-12 REINIGUNG DES RÜHRWERKES	53
ABB. 0-13 MISCHZONE NACH REINIGUNG	53
ABB. 0-14 PROBENAHMELEITUNGEN IM REAKTOR VOR DER DEMONTAGE	53
ABB. 0-15 ENTLEERUNG ÜBER MANNLOCH	54
ABB. 0-16 REAKTOR VERBLOCKT MIT 150 M ³ SCHLAMM	54
ABB. 0-17 KONTAKTSCHLAMMABZUG, HÖHER GELEGT	54
ABB. 0-18 NOT-ENTLEERUNG, NACHGERÜSTET	54
ABB. 0-19 pH-MESSUNG UND MESSKREISPUMPE	54
ABB. 0-20 QUETSCHVENTIL	54
ABB. 0-21 REAKTOR-BYPASS, NACHGERÜSTET	55
ABB. 0-22 OBERES MANNLOCH, NACHGERÜSTET	55
ABB. 0-23 TANGENTIALSPÜLUNG, RINGLEITUNG	55
ABB. 0-24 KONTAKTSCHLAMMFILTER, NACHGERÜSTET	55
ABB. 0-25 PROBENAHMESTATION	55
ABB. 0-26 NEUE KALKMILCHLEITUNG AUS KAUTSCHUK	55
ABB. 0-27 KLARWASSER, ÜBERLAUFRINNE	56
ABB. 0-28 VERSUCHSANORDNUNG AUF DEM REAKTOR	57
ABB. 0-29 AUFBAU DES RÜHRAPPARATES	57
ABB. 0-30 LANGSAMRÜHRPHASE, pH-MESSUNG	58
ABB. 0-31 RÜHRAPPARAT, ROTOR UND STATOR	58
ABB. 0-32 VERSUCHSREIHE 1, FLOCKENWACHSTUM	58
ABB. 0-33 VERSUCHSREIHE 1, FLOCKEN ENTSTEHEN	58
ABB. 0-34 VERSUCHSREIHE 1, SEDIMENT	58
ABB. 0-35 VERSUCHSREIHE 1 LADUNGSUMKEHR, ES ENTSTEHEN KEINE FLOCKEN	58
ABB. 0-36 VERSUCHSREIHE 2, VERSUCH 5 SEDIMENT NACH CA. 3 MIN	59
ABB. 0-37 VERSUCHSREIHE 2, VERSUCH 5 SEDIMENT NACH CA. 2 MIN	59
ABB. 0-38 VERSUCHSREIHE 3, VERSUCH 6, LANGSAMRÜHRPHASE, SEHR GROßE FLOCKEN, DAZWISCHEN KAUM TRÜBUNG	59

ABB. 0-39 VERSUCHSREIHE 3, VERSUCH 4, LANGSAMRÜHRPHASE	59
ABB. 0-40 R+I FLIEßBILD DER LANGSAMENTCARBONISIERUNG DES BMKW KÖNIGS WUSTERHAUSEN [4]	66
ABB. 0-41 ZEICHNUNG DES REAKTORS [4].....	67

Diagrammverzeichnis

DIAGRAMM 3-1 KONZENTRATION VON KOHLENDIOXID, HYDROGENCARBONAT UND CARBONAT IN ABHÄNGIGKEIT VOM PH-WERT [2, p. 81].....	9
DIAGRAMM 3-2 BESTIMMUNG DES PH-WERTES AUS $K_{S4,3r}$ [2, p. 83].....	10
DIAGRAMM 3-3 BESTIMMUNG DER RESTÄQUIVALENZKONZENTRATION $cHCO_3^-$ – [2, p. 157]	17
DIAGRAMM 5-1 BEGINN DER BILDUNG SICHTBARER FLOCKEN UND FLOCKUNGS-PH-WERT	35
DIAGRAMM 5-2 SINKGESCHWINDIGKEITSSPEKTRUM	36
DIAGRAMM 5-3 FLOCKUNGS-PH-WERT	37
DIAGRAMM 5-4 SINKGESCHWINDIGKEITEN KLASSIERTER FLOCKEN	38
DIAGRAMM 5-5 SINKGESCHWINDIGKEIT KLEINER FLOCKEN.....	39
DIAGRAMM 6-1 VERGLEICH PH-WERT UND LEITFÄHIGKEIT [10, p. 58].....	44
DIAGRAMM 0-1 AUF BASIS DER DATEN VON TABELLE 0-1, ZEITEN BIS ZUM AUFTRETEN SICHTBARER FLOCKEN UND PH-WERTE	60
DIAGRAMM 0-2 AUF BASIS DER DATEN VON TABELLE 0-2, FLOCKUNGS-PH-WERTE	61
DIAGRAMM 0-3 AUF BASIS DER TABELLE 0-3, SINKGESCHWINDIGKEITSSPEKTRUM.....	62
DIAGRAMM 0-4 AUF BASIS DER DATEN DER TABELLE 0-4, ABSENKZEIT KLASSIERTER FLOCKEN	64
DIAGRAMM 0-5 AUF BASIS DER DATEN DER TABELLE 0-5, SINKGESCHWINDIGKEITEN KLASSIERTER FLOCKEN	64
DIAGRAMM 0-6 AUF BASIS DER DATEN DER TABELLE 0-5, SINKGESCHWINDIGKEIT DER KLASSE KLEINER FLOCKEN IM DETAIL.....	65

Tabellenverzeichnis

TABELLE 0-1 AUSWERTUNG DER VERSUCHSREIHE 1, DOSIERUNG FLOCKUNGSMITTEL ZUM ROHWASSER	60
TABELLE 0-2 AUSWERTUNG VERSUCHSREIHE 2, DOSIERUNG FLOCKUNGSMITTEL ZUM ROHWASSER MIT KONTAKSCHLAMM.....	61
TABELLE 0-3 SINKGESCHWINDIGKEITEN AUF BASIS DER WERTE DER TABELLE 0-2	62
TABELLE 0-4 AUSWERTUNG VERSUCHSREIHE 3, FLOCKUNGSHILFSMITTELDOSIERUNG	63
TABELLE 0-5 SINKGESCHWINDIGKEITEN AUS DEN ABSENKZEITEN DER TABELLE 0-4 BERECHNET	63

1 Einleitung

1.1 Aufbau der Arbeit

Einleitend wird ein Überblick über das *BMKW* und seine Funktionsweise vermittelt. Im Anschluss folgt eine kurze Beschreibung der Wasseraufbereitungsanlage des *BMKW*. In der Aufgabenstellung werden die Historie der Wasseraufbereitungsanlage und die bereits vorgenommenen technischen Veränderungen dargestellt. Weiterhin werden Probleme aufgezeigt und Zielstellungen abgeleitet. Der Hauptteil der Arbeit beschäftigt sich mit der Verfahrenstechnik der Langsamentcarbonisierung. Hierzu werden im Kapitel 3, „Stand des Wissens und der Technik“ Grundlagen und Verfahren anhand Literaturrecherchen vorgestellt. Hieraus wird die Vorgehensweise zur Zielerreichung abgeleitet. Um ein vollständiges Bild der gesamten Wasseraufbereitungsanlage zu vermitteln, werden Probleme und deren Lösung in anderen Teilen der Wasseraufbereitung die nicht Hauptthema dieser Arbeit sind, kurz gefasst dargestellt.

Um die Arbeit übersichtlich zu halten, sind viele Details, Bilder, Tabellen und Diagramme im Anhang aufgeführt. Im Text sind hierzu Querverweise enthalten. Wichtige Details, Bilder usw., die zu Verständlichkeit unbedingt notwendig erscheinen, sind in den einzelnen Kapiteln abgebildet. Zitate bzw. Quellenangaben sind numerisch in der Form [5, p. 24ff] angegeben. Weitere Angaben zu den entsprechenden Quellen können dem Literaturverzeichnis 7 entnommen werden.

1.2 Kurzbeschreibung des *BMKW* Königs Wusterhausen

Die *MVV Umwelt O&M GmbH* ist eine Tochter der *MVV Umwelt GmbH* und betreibt in Königs Wusterhausen am Nordhafen ein Biomassekraftwerk zur thermischen Verwertung von Altholz. Die Brennstoff-Anlieferung erfolgt per Schiff, Bahn oder LKW. Es werden Hölzer der Klassen A1-A4 in einer zirkulierenden Wirbelschicht verbrannt. Der so erzeugte Dampf (90bar/16bar) wird in einer zweistufigen Kondensationsturbine (Zwischenüberhitzung) ausschließlich zur Stromerzeugung genutzt. Die Generatorleistung beträgt 20 MW. Die Abwärme des Maschinenkondensators wird über zwei Hybridkühltürme abgeführt. Das Wirbelschichtverfahren, die hohen Dampfparameter, die Zwischenüberhitzung und die 3-stufige Speisewasservorwärmung machen das Kraftwerk für diese Leistungsklasse recht effizient, der Bruttowirkungsgrad beträgt ca. 37%.

Die wichtigsten technischen Daten des *BMKW*, sowie ein Anlagenschema sind im Anhang S. 46 aufgeführt.

Abb. 1-2 *BMKW*, Süd-Westansicht [5]Abb. 1-1 *BMKW*, Nordansicht [5]

1.3 Kurzbeschreibung der Wasseraufbereitung

Die Wasserversorgung des *BMKW* erfolgt unabhängig vom Stadtwasser durch eine Kraftwerks-eigene Brunnenanlage mit nachgeschalteter Wasseraufbereitung.

Die Wasseraufbereitungsanlage stellt grundlegend zwei Wasserqualitäten zur Verfügung, so genanntes „Löschwasser“ und Zusatzwasser.

Löschwasser dient vorrangig als Kühlturmzusatzwasser. Die Bezeichnung Löschwasser beruht auf der gleichzeitigen Verwendung und Bevorratung als Feuerlöschwasser. Der Löschwasserbehälter besitzt ein Volumen von 1000 m³. Hiervon können nur rund 300m³ für den Kraftwerksprozess entnommen werden. Die Entnahmeleitung ist in einer entsprechenden Höhe angeordnet, so dass rund 700 m³ bedingungslos für die Feuerlöschanlagen zur Verfügung stehen. Die Aufbereitung des Löschwassers erfolgt durch eine Langsamentcarbonisierung mit nachgeschaltetem Mehrschichtfilter. Die Schlammwässerung erfolgt über eine Kammerfilterpresse.

Zusatzwasser dient vorrangig als Kesselzusatzwasser für den Dampferzeuger. Es wird durch zwei Umkehrosmoseanlagen mit nachgeschalteten Mischbetaustauschern aufbereitet. Als Rohwasser dient hierfür das Löschwasser.

Das Filtrat der Kammerfilterpresse, das Spülwasser der Mehrschichtfilter sowie das Konzentrat der Osioseanlage werden im Spülwasserbecken gesammelt und dem Rohwasser der Langsamentkarbonisierung zugeführt. Die Wasseraufbereitung arbeitet somit abwasserfrei.

Sämtliche Wasserverbraucher und Verbrauchsmengen des *BMKW* sind im Anhang ab S. 49 aufgeführt. Der Anhang ab S. 50 gibt Aufschluss über die einzelnen Komponenten der Wasseraufbereitung und deren Förder- bzw. Aufbereitungsleistung.

2 Aufgabenstellung

2.1 Ausgangssituation

Im Folgenden wird ein Überblick über die Historie der Wasseraufbereitungsanlage gegeben.

Die Wasseraufbereitungsanlage konnte im Jahr 2004 vom damaligen Generalauftragnehmer nicht vertragsgemäß fertiggestellt werden. Dies betraf vorrangig die Leittechnik der Anlage. Durch ein weiteres Unternehmen erfolgte im Jahr 2005 eine provisorische Inbetriebnahme. Der Reaktor der Langsamentcarbonisierung erhielt ein Rührwerk, die Kalkmilchdosierung erfolgte über eine Regelung mittels Stellventil. (Die ursprüngliche Dosierung erfolgte unregelmäßig über ein Quetschventil.)

Auch danach lief die Langsamentcarbonisierung sehr instabil, es kam oft zu Kalkdurchbrüchen oder heftigen Nachreaktionen in den nachgeordneten Anlagenteilen. Dies lag zu großen Teilen an der Kalkmilchdosierung, diese setzte hin und wieder aus oder es kam zu erheblichen Überdosierungen. Die Kalkmilchringleitung setzte sich innerhalb kurzer Zeitabstände mit Kalkablagerungen zu, so dass die Kalkmilchdosierung völlig zum Erliegen kam

Die Aufbereitungsleistung der Umkehrosmoseanlage bzw. der Zusatzwasservorrat reichte nicht für den Anfahrbetrieb der Dampfkesselanlage aus. Daraufhin wurde zusätzlich eine Container-Anlage mit entsprechender Leistung installiert.

Weiterhin brachte die der Langsamentcarbonisierung nachgeschaltete Ionenaustauscheranlage nicht die geforderte Aufbereitungsleistung und verblockte häufig mit Carbonatausfällungen. Somit mussten die Öfteren die Harzfüllungen der Ionenaustauscher erneuert werden. Erst nach Außerbetriebnahme und Umfahrung der Ionenaustauscheranlage konnte ein annähernd stabiler Betrieb aufgenommen werden.

In der folgenden Zeit galt das Hauptaugenmerk dem Dampferzeuger des Kraftwerks. Hier galt es zunächst wichtige Schwachstellen zu beseitigen, um einen stabilen Kraftwerksbetrieb aufzunehmen. Bei den Anfahrprozessen erwies sich die Wasseraufbereitung oft als unzuverlässig. Immer wieder kam es zu Verblockungen der Umkehrosmoseanlagen mit Carbonatschlamm, welche dann zu Unterbrechungen der Anfahrprozesse führten. Mitunter mussten die Membranen der Osmoseanlagen halbjährlich erneuert und vierteljährig gereinigt werden. Die nachgeschalteten Mischbettpatronen wurden überlastet und brachten nur geringe Standzeiten. Zur Absenkung des pH-Wertes wurde zu dem Rohwasser der Osmoseanlagen Salzsäure dosiert. Die Säuredosierstation und Lagerung erwies sich als sehr unzuverlässig, durch austretende Säure und Säuredämpfe kam es zu weitreichenden Korrosionsschäden.

Beim Kühlturmprozess macht sich die schwankende Wasserqualität hingegen weniger bemerkbar. Die Abschlammung bzw. Eindickung wird zuverlässig über die Leitfähigkeit gesteuert. Außerdem wird entsprechend den Ergebnissen regelmäßiger Laboruntersuchungen ein Härtestabilisator zu dosiert.

Ein besonders schwerwiegendes Problem stellte die Verblockung des Reaktors dar. Nach ca. ½ Jahr Betriebszeit bildete der Carbonatschlamm im Sedimentationsteil des Reaktors einen festen Kuchen aus. Innerhalb dieses Kuchens bildeten sich Strömungskanäle, in welchen das zu klärende Wasser mit hoher Geschwindigkeit aufwärts strömte. Dieser feste Kuchen wuchs in Abständen von einem Jahr auf ein Volumen von ca. 150 m³ an und musste mit erheblichem technischem und personellem Aufwand ausgetragen werden.

In der Reaktormischzone und am Rührwerk bilden sich innerhalb weniger Monate bis zu 100mm starke Kalkansätze. Herabfallende Teile dieser Kalkansätze verstopften regelmäßig die Schlammrückförpumpen und den Reaktorablauf.

Zusammenfassend lassen sich alle geschilderten Probleme auf den instabilen Betrieb der Langsamentkarbonisierung zurückführen. Hierin liegt die Ursache für die Probleme in den nachgeordneten Anlagenteilen.

2.2 Zielstellung

2.2.1 Umkehrosmoseanlagen

Das Einfahren der Langsamentcarbonisierung dauert erfahrungsgemäß 1 - 2 Monate. Danach kann es zur Verblockung mit einem Kuchen aus Carbonatschlamm kommen. Diese Verblockung kann dann erst wieder in der nächstfolgenden Kraftwerksrevision ausgetragen werden. Die Revisionszyklen des Kraftwerks werden von der zentralen Kapazitätsplanung vorgegeben und liegen zwischen 12 und 18 Monaten. So gesehen sind alle Optimierungsversuche in diesem Anlagenteil eher langfristiger Natur.

Die Verblockung der Osmoseanlagen führt zu erheblichen Verfügbarkeitseinschränkungen der gesamten Kraftwerksanlage. Hier gilt es zuerst eine kurzfristige Problemlösung zu finden.

Die Ursachen liegen nicht in der Anlage selbst, sondern in der ungenügenden Rohwasserqualität. Die Optimierung der Langsamentcarbonisierung wird einige Zeit in Anspruch nehmen, daher muss kurzfristig eine alternative Herkunft für das Rohwasser der Osmoseanlagen gefunden werden. Hierzu bietet es sich an, die Osmoseanlagen direkt mit Brunnenwasser oder mit Stadtwasser zu beschicken. Problematisch könnte sich hierbei der hohe Eisengehalt besonders des Brunnen- aber auch des Stadtwassers erweisen. Eventuell kann eine Erhöhung der Antiscalant-Dosierung oder ein Produktwechsel Abhilfe schaffen. Bei dieser Vorgehensweise kann auch auf die Säuredosierung verzichtet werden, da das Brunnen- bzw. Stadtwasser annähernd pH-neutral ist.

Zusammenfassend soll hier folgendes erzielt werden:

- stabile Wasserqualität
- hohe Verfügbarkeit
- Standzeit der Osmosemodule > 1 Jahr
- Verringerung des Verbrauchs an Mischbettpatronen

2.2.2 Langsamentcarbonisierung, mechanisch- konstruktiver Teil

Ein Teil der unter 2.1 aufgeführten Probleme sind eher mechanisch-konstruktiver Natur und somit leicht behebbar.

a) Es wurden sämtliche Zu- und Abflussleitungen innerhalb des Sedimentationsteils des Reaktors verlegt. Dies betrifft unter anderem die Kalkmilch-Ringleitung, die vier Leitungen der Probeentnahmen, sowie die *FHM*-Dosierleitung. Diese zuerst einmal elegant und platzsparend wirkende Konstruktionsweise bringt jedoch folgende Nachteile mit sich. In den Bereichen dieser Leitungen und deren Befestigungsbügeln finden die oben erwähnten Verblockungen ihren Ursprung. In den Randbereichen, in denen die Rohrleitungen befestigt sind, wird das Absinken des fertig ausgeflockten Schlammes stark behindert. Die Verweilzeit des Schlammes ist so groß, dass die einzelnen Flocken sich zu einem festen Kuchen verbinden, welcher dann durch Bindung weiterer Flocken den gesamten Sedimentationsteil des Reaktors zusetzt.

- Verlegung der Rohrleitungen außerhalb des Reaktors
- Montage von tangential angeordneten Spüldüsen im Reaktor, um Verblockungen im Anfangsstadium entgegen zu wirken

b) Die Entnahme des Kontaktschlammes und der Schlammabzug zur Kammerfilterpresse erfolgt in der Trichterspitze, am untersten Teil der Klärzone. Die Trichterspitze setzt sich nach 2 - 3 Monaten Betriebszeit mit Kalksteinschalen zu, die vom Rührwerk und von der Wandung der Reaktormischzone herabfallen. Der Reaktor verfügt nur über diesen einzigen Abfluss, Ein Austrag der Verblockungen kann nur über das Mannloch erfolgen. Kalkstücke können in die Schlammrückförpumpen gelangen (Exzentrerschneckenpumpen) und führen dort zu erheblichem Verschleiß an Rotor und Stator.

- Schaffung einer Notentleerung
- Umkonstruktion des Kontaktschlammabzuges
- Montage eines Sieb als Pumpenschutz

c) Über ein Quetschventil mit einem einfachen Druckluftregler wird der Vordruck für das Kalkmilchregelventil in der Kalkmilchringleitung eingestellt. Der hier eingestellte Druck wirkt sich stark auf das Regelverhalten des Kalkmilchregelventils aus.

Der Regelpalt zwischen Ventilsitz und Regelkegel des Kalkmilchregelventils setzt sich mit Kalkstücken aus dem Kalkmilchansatzbehälter oder der Ringleitung zu, welche sich vor dem Quetschventil ansammeln. Dadurch wird der Durchfluss verringert oder sogar vollständig behindert.

- Quetschventil über ein Proportionalventil mit Druckluft beaufschlagen
- Quetschventil und Kalkmilchregelventil jeweils zyklisch, kurz ganz öffnen lassen, um Kalkstücke auszuspülen

2.2.3 Langsamentcarbonisierung, verfahrenstechnischer Teil

- a) Die Dosierung von Kalkhydrat soll proportional zum stark schwankenden Rohwasservolumenstrom erfolgen. Die Wasseranalysen der Betriebsbrunnen des *BMKW* liefern unterschiedliche Werte, so auch unterschiedliche Konzentrationen an Hydrogencarbonat. Da die Anteile der einzelnen Betriebsbrunnen an der Gesamtbrunnenwassermenge je nach Wasserbedarf variieren, sollten diese Schwankungen mit in die Regelung der Kalkmilchdosierung einfließen. Das Gleiche trifft für die Dosierung des Flockungsmittels Eisen(III)Chlorid zu. Als Korrekturwert soll der pH-Wert der Reaktormischzone herangezogen werden. Da die pH-Messung bzw. Wasserentnahme in der Mischzone nicht ganz unproblematisch ist, kann später eine Steuerung über eine sich selbst reinigende Leitfähigkeitsmessung (SoftCon®) erfolgen.
- b) Die Flockung des ausgefallten Carbonates soll optimiert werden. Hier gilt es, das Flockenwachstum so zu steuern, dass kaum Trübstoffe in den Reaktorüberlauf gelangen aber auch keine übermäßige Flockenaggregation und letztendlich Verblockung des Reaktors erfolgt. Die *FHM*-Dosierung soll auch entsprechend der Rohwasserbeschaffenheit und des Volumenstromes vom Prozessleitsystem gesteuert werden.

3 Stand des Wissens und der Technik

3.1 Das System Kohlenstoffdioxid - Wasser-Calcium

3.1.1 Biogeochemische Bedeutung:

Puffersystem der Gewässer / Carbonatgleichgewichte

Die Gewässer können einerseits Calciumcarbonat ausfallen oder lösen. Kohlenstoffdioxid ist das wichtigste Treibhausgas, dessen Anteil in der Erdatmosphäre durch die Verbrennung fossiler Brennstoffe und Abfälle merklich zugenommen hat. Zusätzlich entfällt durch die Abholzung von tropischen Regenwäldern immer mehr Biomasse als Kohlenstoffspeicher, so dass der Anteil an CO_2 in der Atmosphäre weiter ansteigt. Mittlerweile sind die Ozeane durch Lösung von Kohlenstoffdioxid nachweislich übersäuert, Muscheln, Korallen und Schnecken können dadurch schwerer ihre Schalen ausbilden. Die Reaktionen des Kohlenstoffdioxids mit den Gewässern und Gesteinen spielen eine wichtige Rolle im globalen Kohlenstoffkreislauf. Die Carbonatgleichgewichte der Gewässer sind zudem temperaturabhängig. Insgesamt sind die Zusammenhänge extrem komplex und schwer berechenbar. Weiterführende Informationen in [1, p. 91ff]

3.1.2 Technische Bedeutung:

Das System Kohlendioxid-Wasser-Calcium ist eines der wichtigsten Systeme der Wasserchemie. Von ihm werden folgende Faktoren beeinflusst:

- Wasserhärte (Carbonathärte, Äquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonationen)
- Aggressivität
- Geschmack

Formen und Vorkommen des Kohlenstoffdioxids

freies CO_2		gebundenes CO_2	
überschüssiges CO_2	zugehöriges CO_2	halb gebundenes $CO_2 (HCO_3^-)$	ganz gebundenes $CO_2 (CO_3^{2-})$
aggressiv, greift z.B. Metalle, Kalk, auch in Beton, an.	nicht aggressiv, notwendig zum In-Lösung halten des Calciumhydrogencarbonat	nicht aggressiv.	nicht aggressiv.

[2, p. 79]

Grundwasser: erhöhter CO_2 –Partialdruck

In den oberen Bodenschichten, bedingt durch biologische Abbauprozesse, ist der CO_2 -Gehalt bis zu hundertfach höher gegenüber der Außenluft. Zwischen der Grundluft und dem Grundwasser und den im Grundwasserträger enthaltenen Mineralien, insbesondere Calcit, herrscht oft annähernd ein Gleichgewicht. [1, pp. 100,101]

Die Konzentrationen von Calcium und Magnesium sowie von Hydrogencarbonat liegen bei Grundwässern oft deutlich höher als bei Fluss- oder See-Wässern. Für die Anwendung als Trink- oder Prozesswasser ist daher oft eine (Teil-)Enthärtung notwendig. Eine zentrale Trinkwasserenthärtung erweist sich gegenüber dezentralen Systemen als vorteilhaft, da diese eher wirtschaftlich arbeitet und somit weniger salzhaltige Abwässer aus dezentralen Ionenaustauscheranlagen in die öffentlichen Abwassernetze gelangen. Weiterhin sinkt im häuslichen Bereich durch den Einsatz von weicherem Trinkwasser der Bedarf an Wasch- und Reinigungsmitteln.

3.1.3 Das Puffersystems Kohlenstoffdioxid-Wasser-Calcium nach [2, p. 80ff]:

Eine wässrige Kohlendioxidlösung wird mit Calciumhydroxid titriert. Das Diagramm 3-1 veranschaulicht die hierbei ablaufenden Vorgänge.

pH < 4,3:

Die Kohlensäure ist noch nicht dissoziiert und zerfällt aufgrund ihrer Unbeständigkeit. Die H_3O^+ -Ionen aus der Dissoziation starker Mineralsäuren verbinden sich mit den OH^- -Ionen des Calciumhydroxids zu undissoziiertem H_2O . Der pH-Wert steigt dadurch weiter an.



4,3 < pH < 8,2 (1. Dissoziationsstufe der Kohlensäure):

Erst wenn der pH-Wert von 4,3 überschritten wird, bildet sich Kohlensäure und dissoziiert in der 1. Dissoziationsstufe. Beim Erreichen des pH-Wertes 8,2 ist die Kohlensäure vollständig dissoziiert.



pH > 8,2 (2. Dissoziationsstufe der Kohlensäure):

Die in der ersten Dissoziationsstufe der Kohlensäure entstandenen H_3O^+ -Ionen werden durch die OH^- -Ionen des Kalziumhydroxids zu Wasser gebunden. Hier beginnt die 2. Dissoziationsstufe der Kohlensäure, die zuvor entstandenen Hydrogencarbonationen dissoziieren zu Carbonationen.

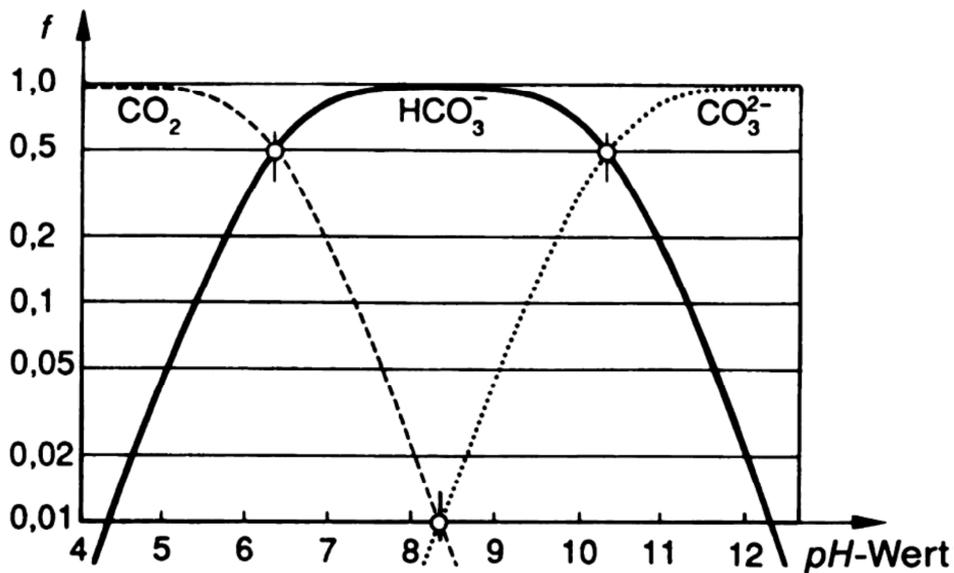


Diagramm 3-1 Konzentration von Kohlendioxid, Hydrogencarbonat und Carbonat in Abhängigkeit vom pH-Wert [2, p. 81]

Die bei der Titration verbrauchten Säure- oder Basemengen bis zu den pH-Werten 4,3 bzw. 8,2 ergeben die Säurekapazität bzw. die Basekapazität. Wichtige Werte zur Beurteilung eines annähernd neutralen Wassers sind die Säurekapazität $K_S(4,3)$ und die Basekapazität $K_B(8,2)$.

$K_S(8,2)$



$$K_S(8,2) = c(\text{OH}^-) + c(\text{CO}_3^{2-}) \quad (3.1.3-7)$$

$K_S(4,3)$



$$K_S(4,3) = c(\text{OH}^-) + 2c(\text{CO}_3^{2-}) + c(\text{HCO}_3^-) \quad (3.1.3-9)$$

$K_B(4,3)$

$$K_B(4,3) = -c(\text{H}_3\text{O}^+) \quad (3.1.3-10)$$

$K_B(8,2)$

$$K_B(8,2) = -c(\text{H}_3\text{O}^+) - c(\text{CO}_2) \quad (3.1.3-11)$$

Näherungsweise können aus den Säure- oder Basekapazitäten eines Wassers dessen Konzentrationen an Kohlenstoffdioxid, Hydrogencarbonat und Carbonat ermittelt werden. Hierzu muss der pH-Wert berechnet oder mittels der relativen Säurekapazität $K_S(4,3)_r$ und einem entsprechenden Diagramm ermittelt werden.

Der so ermittelte pH-Wert wird mit dem elektrometrisch gemessenen pH-Wert verglichen. Ist die Abweichung nicht größer als 0,1, so kann das vereinfachte Verfahren angewendet werden.

Die relative Säurekapazität errechnet sich folgendermaßen:

$$K_S(4,3)_r = \frac{K_S(4,3)}{(K_S(4,3) - K_B(8,2))} \quad (3.1.3-12)$$

Mit Hilfe des Diagramm 3-2 kann nun der pH-Wert bestimmt werden und mit dem gemessenen verglichen werden.

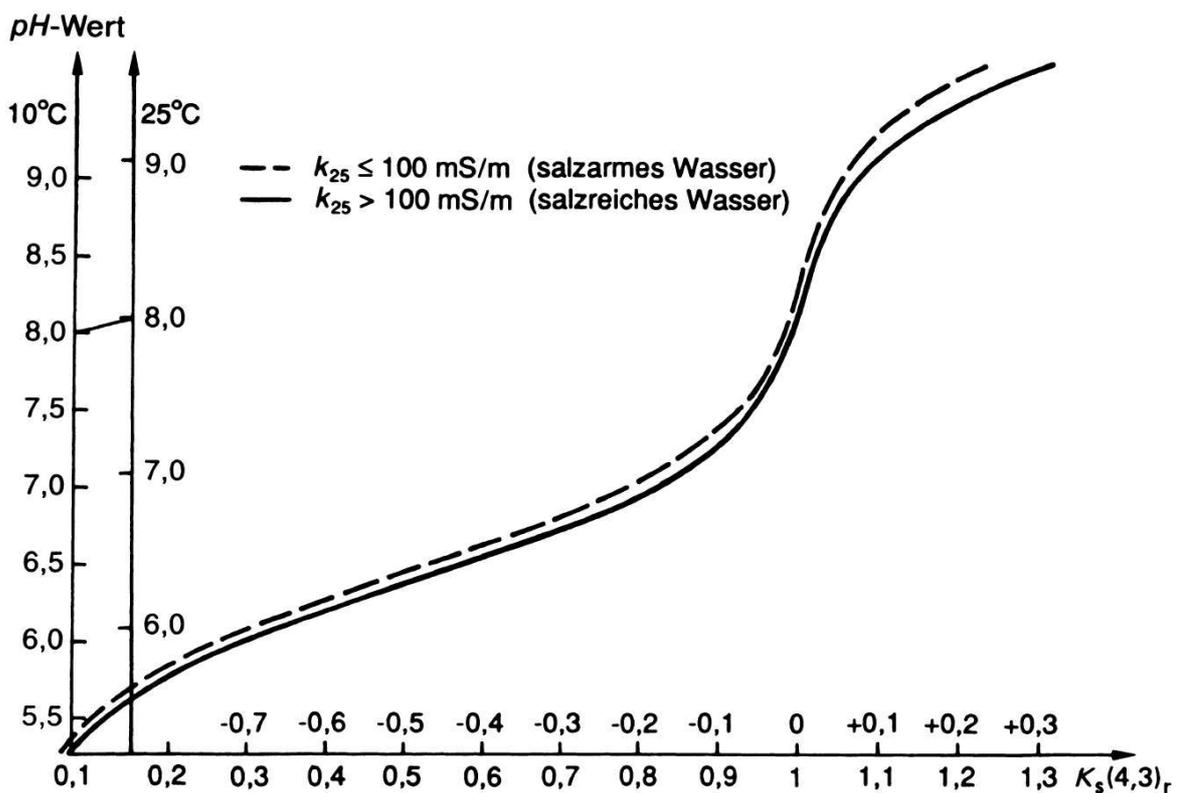


Diagramm 3-2 Bestimmung des pH-Wertes aus $K_S(4,3)_r$ [2, p. 83]

3.2 Entcarbonisierungsverfahren

3.2.1 Übersicht

Im Folgenden werden kurz einige Entcarbonisierungsverfahren zur Aufbereitung von Kühlwasser, sowie deren Vor- und Nachteile dargestellt. Auf Verfahren zur Vollentsalzung wird nicht näher eingegangen. Auf die Verfahren Schnell- und Langsamentcarbonisierung wird unter 3.2.3 und 3.2.4 noch ausführlicher eingegangen.

Membranverfahren (Ultra- und Nanofiltration)

- Verminderung der Äquivalenzkonzentration an II und III-wertigen Kationen
- Verringerung des pH-Wertes
- Chemikaliendosierung erforderlich (Antifouling, Antiscalant)
- Salzhaltige Abwässer, Genehmigung für Einleitung in Vorfluter notwendig
- Entsäuerung des Permeats erforderlich
- Bei hohen Trübstoffgehalten ist eine Vorfiltration notwendig
- Hoher Verbrauch an elektrischer Arbeit für Druckerhöhungspumpen
- Hohe Kosten für den Austausch von Membranmodulen

Ionenaustausch

- Verringerung der Äquivalenzkonzentration an Magnesium- und Hydrogencarbonationen
- Verringerung des pH-Wertes
- Salzhaltige Abwässer, Genehmigung für Einleitung in Vorfluter notwendig
- Bei hohen Trübstoffgehalten ist eine Vorfiltration notwendig
- Salz- bzw. Solelagerung erforderlich, Salz und Sole wirken stark korrosiv

Säureimpfung

- Gesamtsalzgehalt bleibt gleich
- Verminderung der Äquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat
- Genaue Dosierung der Säure erforderlich, Überdosierung führt zu niedrigen pH-Werten
- Umgang mit starken Säuren notwendig
- Kohlenstoffdioxid bleibt im Wasser gelöst
- Erhöhter Anionengehalt kann zu Korrosion an Anlagenteilen führen

Schnellentcarbonisierung

- Verminderung der Äquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat und Kohlenstoffdioxid
- teilweise Entfernung von Eisen und Mangan
- Anhebung des pH-Wertes
- geringer Flächenbedarf bei großer Bauhöhe
- Trübstofffrachten im Klarwasser möglich, Nachfiltration erforderlich
- Hoher Bedarf an Kalkhydrat

- Anfallender Carbonatschlamm erfordert Schlammentwässerung
- nicht wirtschaftlich sinnvoll bei hohen Äquivalenzkonzentrationen an Magnesium
- anfällig gegenüber Kristallisationshemmern
- schwer beherrschbarer Prozess, Personal mit hoher Qualifikation erforderlich

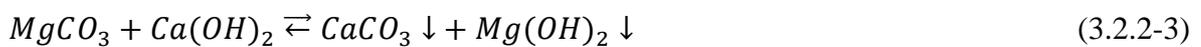
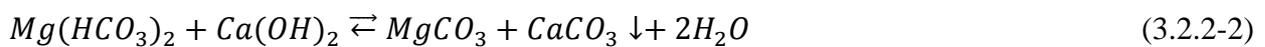
Langsamentcarbonisierung

- Verminderung der Äquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat und Kohlenstoffdioxid
- Teilweise Entfernung von Eisen und Mangan
- Anhebung des pH-Wertes
- Hoher Flächenbedarf (liegender Reaktor)
- Geringer Flächenbedarf bei großer Bauhöhe (stehender Reaktor)
- Trübstofffrachten im Klarwasser möglich, Nachfiltration erforderlich
- Hoher Bedarf an Chemikalien
- Anfallender Carbonatschlamm erfordert Schlammentwässerung
- Anfällig gegenüber Kristallisationshemmern
- schwer beherrschbarer Prozess, Personal mit hoher Qualifikation erforderlich

3.2.2 Kalkentcarbonisierung:

Durch die Zugabe von Lauge können die Hydrogencarbonationen und Kohlenstoffdioxid zu Hydroxiden oder Carbonaten reduziert werden. Diese wasserunlöslichen Carbonate oder Hydroxide werden ausgefällt und lassen sich durch mechanische Verfahren leicht abscheiden. Als Lauge wird häufig Calciumhydroxid in Form von Kalkmilch oder Kalkwasser verwendet.

Grundsätzlich laufen bei der Kalkentcarbonisierung folgende Reaktionen ab:



Bei geringen Äquivalenzkonzentrationen an Magnesiumionen werden die ausgefallenen Magnesiumhydroxidflocken in die Calciumcarbonatkristalle eingebunden und die unter 3.2.3 beschriebene Schnellentcarbonisierung kann wirtschaftlich angewendet werden.

Größere Äquivalenzkonzentrationen an Magnesiumionen stören das Kristallwachstum und bilden große Magnesiumhydroxidflocken. Die Sinkgeschwindigkeit dieser Flocken ist kleiner, als die Strömungsgeschwindigkeit, so dass die Flocken in den Reaktorablauf gelangen. In diesem

Fall kann die unter 3.2.4 beschriebene Langsamentcarbonisierung vorteilhaft angewendet werden.

Der Kalkverbrauch (Weißkalkhydrat mit $M(\text{Ca}(\text{OH})_2) = 74,094 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}$) kann abhängig vom Gehalt an Magnesiumhydrogencarbonat wie folgt berechnet werden [2, p. 152]:

a) **Kalkverbrauch** $\left[\frac{\text{mg}}{\text{l}}\right]$ **unter der Bedingung** $c\left(\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+}\right) > c(\text{HCO}_3^-)$:

$$KV = M(\text{Ca}(\text{OH})_2) \cdot \left(\frac{1}{2}\Delta c(\text{HCO}_3^-) + \Delta c(\text{CO}_2)\right) \quad (3.2.2-6)$$

b) **Kalkverbrauch** $\left[\frac{\text{mg}}{\text{l}}\right]$ **unter der Bedingung** $c\left(\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+}\right) = c(\text{HCO}_3^-)$:

$$KV = M(\text{Ca}(\text{OH})_2) \cdot \left(\frac{1}{2}\Delta c(\text{HCO}_3^-) + \Delta c(\text{CO}_2) + 0,35\right) \quad (3.2.2-7)$$

c) **Kalkverbrauch** $\left[\frac{\text{mg}}{\text{l}}\right]$ **unter der Bedingung** $c\left(\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+}\right) < c(\text{HCO}_3^-)$:

$$KV = M(\text{Ca}(\text{OH})_2) \cdot \left(\frac{1}{2}\Delta c(\text{HCO}_3^-) + \Delta c(\text{CO}_2) + 0,35 + \Delta c(\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2)\right) \quad (3.2.2-8)$$

Der Kalkhydratüberschuss von $0,35 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ in den Gleichungen b) und c) dient der Verkürzung der Reaktionszeit.

3.2.3 Kalkentcarbonisierung als Schnellentcarbonisierung

Die zuvor beschriebenen Fällungsreaktionen bzw. die Kristallbildung laufen recht langsam ab. Um das Kristallwachstum zu beschleunigen wird das Wirbelschichtverfahren angewendet. Hierzu durchläuft das Wasser unter Zugabe von Calciumhydroxid und Kontaktstoffen im Aufstrom einen Wirbelschichtreaktor. Als Kontaktstoff wird meist Sand verwendet. Die Kontaktstoffe dienen als Kristallisationskeime, auf deren Oberfläche die Kristallisation stattfindet. Die stehenden Reaktoren sind nach oben hin konisch erweitert, so dass die Strömungsgeschwindigkeit sich zum oben liegenden Reaktorablauf hin soweit verringert, dass sie kleiner als die Sinkgeschwindigkeit der Wirbelschichtpartikeln ist. Im Reaktor liegen die Partikeln klassifiziert vor. Im oberen Teil des Reaktors liegen die zuletzt zugeführten Frischsandpartikeln, im unteren Bereich die großen, inaktiven Partikeln. Diese werden kontinuierlich oder diskontinuierlich abgezogen.

Folgende Voraussetzungen müssen Rohwasserseitig erfüllt sein, um die Schnellentcarbonisierung wirtschaftlich anzuwenden [2, p. 153]:

$$c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+}\right) > c(HCO_3^-) \quad (3.2.3-1)$$

$$c\left(\frac{1}{2}Mg^{2+}\right) < 2 \frac{mmol}{l} \quad (3.2.3-2)$$

$$\rho^*(Schwebstoffe) < 30 \frac{mg}{l} \quad (3.2.3-3)$$

$$\rho^*(KMnO_4) < 20 \frac{mg}{l} \quad (3.2.3-4)$$

$$\rho^*(PO_4^{3-}) < 1,0 \frac{mg}{l} \quad (3.2.3-5)$$

Die Betriebstemperatur muss zwischen 8 und 30 °C liegen.

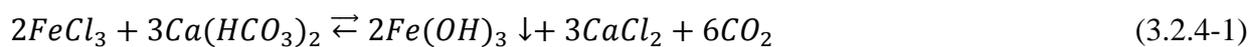
3.2.4 Kalkentcarbonisierung als Langsamentcarbonisierung

Vor der Zugabe von Calciumhydroxid als Kalkmilch wird zum Rohwasser ein Flockungsmittel dosiert. Die hierbei entstehenden Flocken bilden die Kristallisationskeime für die nachfolgende Kalkentcarbonisierung. Als Flockungsmittel können Eisen- oder Aluminiumsalze verwendet werden. Häufig wird Eisen(III)Chlorid-Lösung eingesetzt.

Handelsüblich wird Eisen(III)Chlorid in folgender Form angeboten:

- festes, kristallförmiges Eisen(III)Chlorid
- granuliertes Eisen(III)Chlorid-Hexahydrat $FeCl_3 \cdot 6H_2O$
- als 40 %-ige Lösung

Die Bildung der Eisenhydroxidflocken läuft nach folgender Reaktion ab



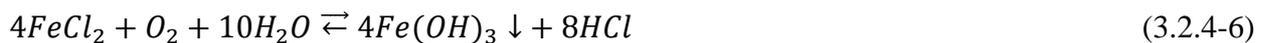
Durch die Flockungsmittelzugabe ändern sich die Äquivalentkonzentrationen der nicht durch Hydrogenkarbonat gebundenen Calcium- und Magnesiumionen sowie die Äquivalentkonzentrationen an Hydrogencarbonat- und Chloridionen. Für die gleichzeitig stattfindende Kalkentcarbonisierung verändert sich dadurch die Klarwasseranalyse wie folgt:

$$c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+}\right)_{neu} = c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+}\right)_{Rohw.} - \frac{1}{2}\Delta c(HCO_3^-) + c(Cl^-) \quad (3.2.4-2)$$

$$c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+} - c(HCO_3^-)\right)_{neu} = c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+} - c(HCO_3^-)\right)_{Rohw.} + c(Cl^-) \quad (3.2.4-3)$$

$$c(Cl^-)_{neu} = c(Cl^-)_{Rohw.} + c(Cl^-)_{FM} \quad (3.2.4-4)$$

Um Kristallisationskeime zur Verfügung zu stellen und das Kristallwachstum zu beschleunigen, wird dem Rohwasser vor der Zugabe von Eisen(III)Chlorid Kontaktschlamm beigemischt. Der Kontaktschlamm wird aus dem unteren Sedimentationsteil des Reaktors abgezogen. Weiterhin werden über eine Drucklufteinperlung die II-wertigen Eisenionen in III-wertige überführt. Das so entstehende Eisenhydroxyd fällt aus und wird mit in den Flockungsprozess eingebunden.



Zur Unterstützung der Flockung kann ein Flockungshilfsmittel in das Ende der Reaktionszone des Reaktors zugegeben werden.

Größere Anlagen, wie sie zur Kühlwasseraufbereitung in Großkraftwerken eingesetzt werden, sind als liegende Reaktoren ausgeführt. Für kleinere Anlagen hat sich die stehende Bauform durchgesetzt. Innerhalb des Sedimentationsbehälters ist ein Rohr angeordnet, welches im oberen Teil die Mischzone und im unteren Teil die Reaktionszone ausbildet. Da sich die Reaktionszeit zum Ende hin erhöht, wird das Reaktionsrohr nach unten hin konisch erweitert, die Strömungsgeschwindigkeit nimmt kontinuierlich ab. In der Klärzone findet eine weitere Agglomeration der Flocken statt. Bei Reaktoren mit kontinuierlichem Durchsatz bildet sich im oberen Bereich der Klärzone ein Schwebfilter aus leichten Flocken aus. Diese Flocken agglomerieren mit noch nicht geflockten Trübstoffen zu größeren Flockenverbänden, bis deren Sinkgeschwindigkeit die Strömungsgeschwindigkeit übersteigt. Bei Anlagen mit schwankendem Durchsatz ist die Ausbildung eines Schwebfilters unzuweckmäßig, da dieser leicht in den Überlauf gelangen kann.

Stehender Reaktor („Flocker“ oder „Schnellklärer“)

In der folgenden Abbildung ist ein solcher Reaktor dargestellt, wie er auch im *BMKW* Königs Wusterhausen Verwendung findet. Kontaktschlamm, Enteisenungsluft und Flockungsmittel werden über statische Mischer innig mit dem Rohwasser vermischet. Danach gelangt das Rohwasser unter Zugabe von Kalkmilch in die Mischzone des Reaktors. Ein Rührwerk unterstützt die innige Vermischung mit der Kalkmilch. Am Ende der Mischzone wird das Flockungshilfsmittel zugegeben. Über vier Probenentnahmen kann der Flockungs- und Sedimentationsprozess kontrolliert werden. Hier nicht dargestellt: Am Ende der Reaktionszone, vor der Dosierstelle für das Flockungshilfsmittel, wird über eine Peristaltikpumpe Wasser entnommen und einer pH-Messung zugeführt. Danach gelangt das Wasser wieder zurück in den Reaktoreinlauf.

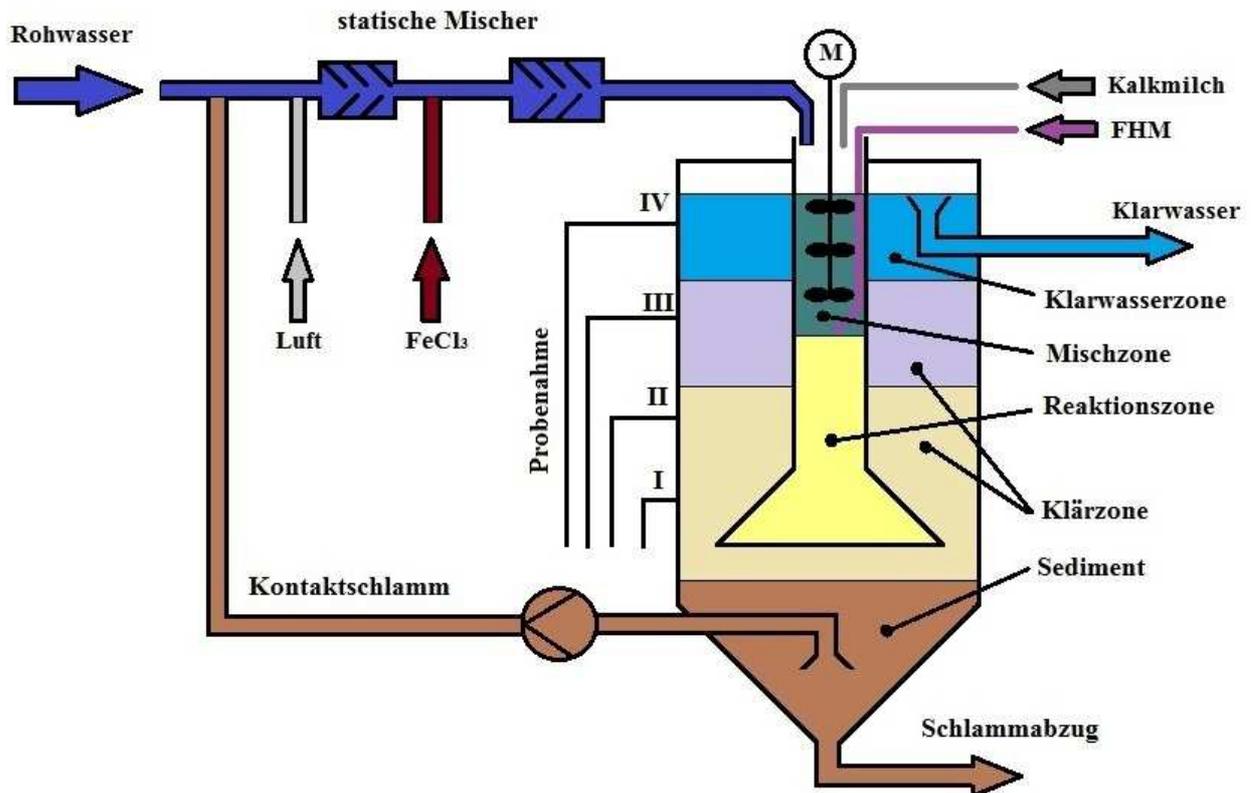


Abb. 3-1 Langsamentcarbonisierung, stehender Reaktor, BMKW Königs Wusterhausen

3.2.5 Rest-Äquivalentkonzentration an Hydrogencarbonat

Die erzielbare Restäquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat ist abhängig von der Äquivalenzkonzentration an Calcium, welche nicht über Hydrogencarbonat gebunden ist (Calciumcarbonathärte des Rohwassers).

Nach [2, pp. 157, 158] lässt sich die Restäquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat wie folgt leicht bestimmen:

Zuerst wird die nicht durch Hydrogencarbonat gebunden Äquivalenzkonzentration an Calcium bestimmt.

$$-c(\text{HCO}_3^-) = c\left(\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+}\right)_{\text{Rohw.}} - c(\text{HCO}_3^-)_{\text{Rohw.}} \quad (3.2.5-1)$$

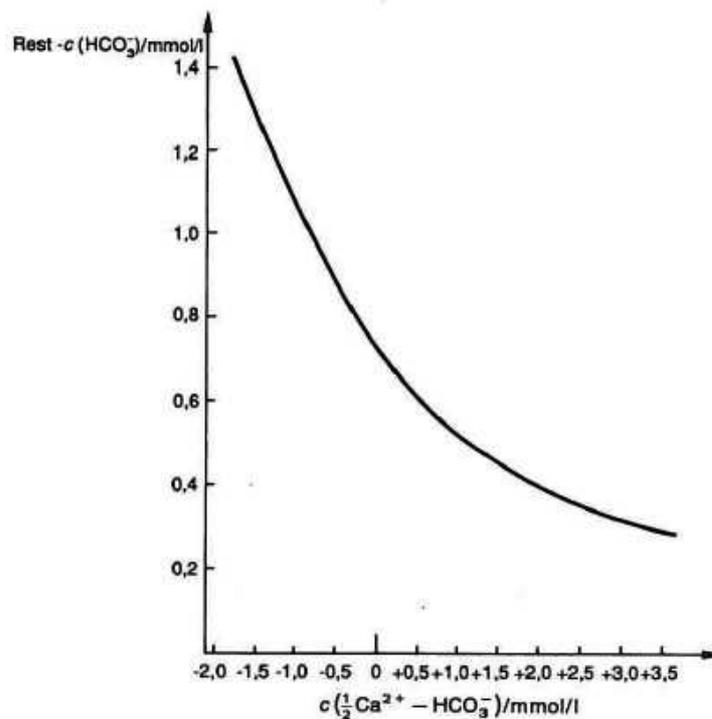


Diagramm 3-3 Bestimmung der Restäquivalenzkonzentration $c(\text{HCO}_3^-)$ [2, p. 157]

Anhand des Diagramms kann nun mit Hilfe des zuvor bestimmten Wertes $-c(\text{HCO}_3^-)$ die erzielbare Restäquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat bestimmt werden.

3.3 Flockung

Fein suspendierte oder kolloidal gelöste Stoffe lassen sich durch mechanische Verfahren nur schwer abtrennen. Durch Flockung werden diese Partikel zu größeren Flocken agglomeriert. Die derart erzeugten Flocken weisen eine wesentlich größere Sinkgeschwindigkeit auf, als die ursprünglichen Partikel und lassen sich mechanisch leichter abtrennen - beispielsweise durch Sedimentation.

Befinden sich feste Partikel in flüssiger Umgebung, so bewirken einerseits die van-der-Waals-Kräfte eine Anziehung der Partikel und andererseits elektrostatische Kräfte eine Abstoßung. Die van-der-Waals-Kräfte sind stärker, haben jedoch eine geringere Reichweite, sie sind proportional zur siebten Potenz des reziproken Abstands der Teilchen. Somit überwiegen in Summe die abstoßenden, elektrostatischen Kräfte. Das Maß für die elektrostatischen Kräfte ist das Zeta-Potential. Die Feststoffpartikel in flüssiger Umgebung weisen zumeist eine negative Ladung auf. Je mehr positive Gegenionen sich an den Partikeln adsorbieren, desto stärker wird das Zeta-Potential verringert - die Partikel lassen sich leichter agglomerieren.

Durch die Zugabe von Flockungsmitteln oder Absenkung des pH-Wertes kann das Zeta-Potential verringert werden. Die Partikel können sich soweit annähern, dass die van-der-Waals-Kräfte wirksam werden. Diese Phase wird als Entstabilisierungsphase bezeichnet. Bei zu hoher Zugabe an Flockungsmitteln kann durch Ladungsumkehr die Flockung behindert werden.

In der Aggregationsphase bewegen sich die Partikel weiter zueinander und bilden Flocken aus. Die so entstandenen Flocken lassen sich durch die Zugabe von Flockungshilfsmitteln zu noch größeren Flockenverbänden agglomerieren und leicht sedimentieren. Die Zugabe von Flockungshilfsmitteln sollte 20 - 50 s nach der Zugabe des Flockungsmittels erfolgen.

Es gibt kaum allgemeingültige Bemessungsgrundlagen für Flockungsanlagen, daher ist es oft notwendig, die optimalen Flockungsbedingungen und Dosiermengen in Flockungsversuchen zu ermitteln. Hierzu kann der standardisierte Jar-Test verwendet werden. Folgende Parameter lassen sich somit gezielt für das zu behandelnde Wasser ermitteln:

- Dosiermenge des Flockungsmittels
- Dosiermenge des Flockungshilfsmittels
- Optimaler Flockungs-pH-Wert
- Zeit bis zur Bildung sichtbar Flocken
- Sedimentationsfähigkeit der gebildeten Flocken

4 Materialien und Methoden

4.1 Osmoseanlagen

Beide Umkehrosmoseanlagen wurden auf die Versorgung mit Brunnenwasser umgestellt. Da das Brunnenwasser sehr eisenhaltig ist, wurden zusätzlich folgende Schritte unternommen:

- Umstellung der Antiscalant-Dosierung auf ein anderes Produkt
- Erhöhung der Antiscalant-Dosiermenge
- Die Osmosemodule werden mit Extra-Low-Energy-Membranen (Filmtec® XLE4040 bzw. Filmtec XLE 440 von Dow) bestückt. Diese Membranen sind weniger anfällig gegenüber hohen Eisengehalten im Rohwasser, haben jedoch eine geringere Salz-Rückhaltung (99,0% bei 25°C) gegenüber den vorher eingesetzten Brackwassermembranen (99,5% bei 25°C). Die Salzmenge im Permeat ist somit doppelt so hoch.

Bei der stationären Osmoseanlage fällt dies nicht sonderlich ins Gewicht, da diese 2-stufig ausgeführt ist. Durch eine Erhöhung der Konzentratmenge kann der höhere Salzgehalt im Permeat noch etwas gesenkt werden.

- Montage einer Permeat-Rückführleitung (6) an der Container-Osmoseanlage, über leicht austauschbare Drosselscheiben kann der Permeatstrom (5) verringert werden, so dass mehr Permeat zurückgeführt wird. Derart kann zwischen hoher Permeatmenge und hoher Wasserqualität umgestellt werden.
- Nachrüstung eines Frequenzumrichters an der Druckerhöhungspumpe der Container-Osmoseanlage, die Pumpe kann jetzt mit 60Hz betrieben werden

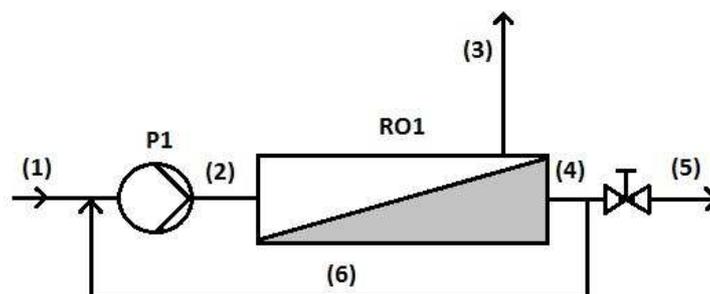


Abb. 4-1 Umkehrosmose mit Permeatrückführung (vereinfacht)

Normalbetrieb Container-Osmose:

- Betrieb der Druckerhöhungspumpe mit 50 Hz
- 15 m³/h Permeatrückführung
- 10 m³/h Rohwassermenge
- Rohwasserverdünnung 1 : 1,5 => 2,5 (das rückgeführte Permeat wird hierfür als salzfrei betrachtet)
- 6 m³/h Permeatmenge
- niedrige Leitfähigkeit K_{25} , näherungsweise wie folgt:

$$K_{25 \text{ Permeat}(5)} \approx \frac{K_{25 \text{ Rohwasser}(1)} \cdot (1-0,993)}{2,5} \approx \underline{\underline{2,3 \frac{\mu\text{S}}{\text{cm}}}} \quad (4.1-1)$$

$$\text{mit } K_{25 \text{ Rohwasser}(1)} = 838 \frac{\mu\text{S}}{\text{cm}} \text{ und Salzurückhaltung} = 99,3 \% \text{ bei } 15^\circ\text{C}$$

Anfahrbetrieb Container-Osmose:

- Betrieb der Druckerhöhungspumpe mit 60Hz
- 12 m³/h Permeatrückführung
- 12 m³/h Rohwassermenge (wird über Brunnenleitungsdruck gesteuert)
- Rohwasserverdünnung 1 : 1 => 2,0 (das rückgeführte Permeat wird hierfür als salzfrei betrachtet)
- 8m³/h Permeatmenge
- höhere Leitfähigkeit K_{25} , näherungsweise wie folgt:

$$K_{25 \text{ Permeat}(5)} \approx \frac{K_{25 \text{ Rohwasser}(1)} \cdot (1-0,993)}{2,0} \approx \underline{\underline{2,9 \frac{\mu\text{S}}{\text{cm}}}} \quad (4.1-2)$$

$$\text{mit } K_{25 \text{ Rohwasser}(1)} = 838 \frac{\mu\text{S}}{\text{cm}} \text{ und Salzurückhaltung} = 99,3 \% \text{ bei } 15^\circ\text{C}$$

Zum Vergleich, Osmoseanlage ohne Permeatrückführung:

$$K_{25 \text{ Permeat}(5)} \approx K_{25 \text{ Rohwasser}(1)} \cdot (1 - 0,993) \approx \underline{\underline{5,9 \frac{\mu\text{S}}{\text{cm}}}} \quad (4.1-3)$$

$$\text{mit } K_{25 \text{ Rohwasser}(1)} = 838 \frac{\mu\text{S}}{\text{cm}} \text{ und Salzurückhaltung} = 99,3 \% \text{ bei } 15^\circ\text{C}$$

4.2 Langsamentcarbonisierung, mechanisch konstruktiver Teil

Zur Umsetzung der unter 2.2.2 beschriebenen Ziele wurden folgende konstruktive Änderungen durchgeführt:

- a) Sämtliche innerhalb des Reaktors verlegten Leitungen wurden demontiert und außerhalb angeordnet. Die Kalkmilchringleitung wurde als Schlauchleitung ausgeführt, so dass eine leichte Demontage und Reinigung möglich ist. Eine zweite Schlauchgarnitur liegt als Reserve bereit.

Auf zwei Ebenen wurden Spüldüsen installiert. Hier kann Wasser tangential in den Reaktor eingespült werden, um anhaftende Sedimente zu lösen.

- b) In ca. 2m Höhe wurde ein neuer Kontaktschlammabzug eingebracht. Die Schlammabzugsleitung wurde bis in die Mitte des Reaktors verlegt und mit einem nach unten geöffneten Trichter versehen. Zum Pumpenschutz wurde ein Sieb mit Rückspüleinrichtung montiert.

Im unteren Bereich (Konus) des Reaktors wurde eine Notentleerung mit Spülanschluss montiert. Im ersten zylindrischen Schuss wurde ein weiteres Mannloch eingebracht. Von diesem aus kann der Trichter mittels Saugfahrzeug restentleert werden.

- c) Das Quetschventil wird über ein Proportionalventil mit Druckluft angesteuert. Der Druck in der Kalkmilchringleitung kann von der Leittechnik aus mit hoher Genauigkeit eingestellt und geregelt werden.

In regelmäßigen Abständen wird das Quetschventil zuerst völlig entlastet, danach wird der maximale Druck angesteuert und das Kalkmilchregelventil vollständig aufgefahren.

4.3 Langsamentcarbonisierung verfahrenstechnischer Teil

4.3.1 Kalkmilchansatz und Kalkmilchdosierung

Anhand der Brunnenwasseranalysen der beiden Hauptbrunnen 5 und 6 soll die zu dosierende Kalkmilchmenge je Kubikmeter Rohwasser berechnet werden. Die Kalkmilchzugabe soll Mengenproportional zum Rohwasser dosiert werden.

Brunnen 6:

Die Wasseranalyse des Brunnen 6 liefert unter anderem die folgenden Werte:

$$\text{Säurekapazität:} \quad K_S(4,3) = 4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\text{Basekapazität:} \quad K_B(8,2) = -0,8 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\text{Härte:} \quad c(\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}) = 3,5 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\text{Calcium:} \quad c(\text{Ca}^{2+}) = 107 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 2,675 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\text{Magnesium:} \quad c(\text{Mg}^{2+}) = 21 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,861 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\text{Chlorid:} \quad c(\text{Cl}^-) = 73,5 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 2,073 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\text{pH-Wert:} \quad = 7,25$$

$$\text{Leitfähigkeit:} \quad K_{25} = 838 \frac{\mu\text{S}}{\text{cm}}$$

$$\text{Trübung:} \quad 26,9 \text{ NTU} = 67,25 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Kann das vereinfachte Verfahren zur Bestimmung von $c(\text{HCO}_3^-)$ und $c(\text{CO}_2)$ angewendet werden? (siehe auch Abschnitt 3.1.3)

$$K_S(4,3)_r = \frac{K_S(4,3)}{(K_S(4,3) - K_B(8,2))} = \frac{4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}{(4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} - (-0,8) \frac{\text{mmol}}{\text{l}})} = \underline{\underline{0,86 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}} \quad (4.3.1-1)$$

Die Gleichung (4.3.1-1) liefert eine relative Säurekapazität von $0,86 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$, das Diagramm 3-2 ergibt einen pH-Wert von 7,2. Dieser pH-Wert liegt nur 0,05 unter dem gemessenen, das vereinfachte Verfahren kann verwendet werden.

$$\text{Somit ist } c(\text{HCO}_3^-) = K_S(4,3) = 4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} \quad \text{und} \quad c(\text{CO}_2) = K_B(8,2) = -0,8 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

Der Hydrogencarbonatgehalt des Klarwassers soll $0,5 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ betragen,

$$\text{somit betr\u00e4gt } \Delta c(\text{HCO}_3^-) = 4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} - 0,5 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} = \underline{\underline{4,4 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}}$$

$$\text{Mit } c\left(\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+}\right) = 2 \cdot c(\text{Ca}^{2+}) = \underline{\underline{5,35 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}} \quad \text{und} \quad c(\text{HCO}_3^-) = 4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

ist die Bedingung $c\left(\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+}\right) > c(\text{HCO}_3^-)$ erf\u00fcllt, es kann die Gleichung (3.2.2-6) herangezogen werden. Der Verbrauch bzw. die zu dosierende Menge an Wei\u00dfkalkhydrat (mit $M(\text{Ca}(\text{OH})_2) = 74,094 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}$) je Kubikmeter Brunnenwasser ergibt sich wie folgt:

$$\rho_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^* = M(\text{Ca}(\text{OH})_2) \cdot \left(\frac{1}{2}\Delta c(\text{HCO}_3^-) + \Delta c(\text{CO}_2)\right)$$

$$\rho_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^* = 74,094 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}} \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot 4,4 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} + 0,8 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}\right)$$

$$\underline{\underline{\rho_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^* = 222,282 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,222 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}$$

\u00dcber mehrere Silo-F\u00fcllungen per LKW und die in der Zeit verbrauchten Kalkmilchmengen konnte ein mittlerer Gehalt an Wei\u00dfkalkhydrat von 3,1% ermittelt werden (3,1 %-ige Kalkmilch) Die Schwankungen beim Ansatz betragen +/- 0,2%.

Daraus ergibt sich die je m^3 Brunnenwasser des Brunnen 6 zu dosierende Kalkmilchmenge:

$$\rho_{\text{Br6}}^* = \frac{\rho_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^*}{0,031} = \frac{0,222 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{0,031} \quad (4.3.1-2)$$

$$\underline{\underline{\rho_{\text{Br6}}^* = 7,17 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}$$

Bei einem Wasserdurchsatz von $50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ und alleiniger Betriebsweise des Brunnen 6 w\u00fcrde die zu dosierende Kalkmilchmenge $358 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ betragen.

Brunnen 5:

Anhand seiner Wasseranalyse errechnet sich die zu dosierende Kalkmenge für den Brunnen 5 auf gleiche Weise:

$$\underline{\underline{\rho_{Br5}^* = 6,3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}}$$

Bei einem Wasserdurchsatz von $50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ und alleiniger Betriebsweise des Brunnen 5 würde die zu dosierende Kalkmilchmenge $316 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ betragen.

Brunnen 5 und 6:

Da die Anteile der beiden Hauptbrunnen 5 und 6 an der Gesamtwassermenge schwanken, müssen im Prozessleitsystem deren Anteile zur Berechnung der Kalkmilchdosiermenge gewichtet werden.

Bei einem Anteil des Brunnen 6 mit $\dot{V}_{Br6} = 20 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ und des Brunnen 5 mit $\dot{V}_{Br5} = 30 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ an der Gesamtwassermenge ergibt sich zum Beispiel folgende Kalkmilchdosiermenge je Kubikmeter Brunnenwasser:

$$\rho_{Kalkmilchzugabe\ 3,1\%}^* = \frac{\dot{V}_{Br6} \cdot \rho_{Br6}^* + \dot{V}_{Br5} \cdot \rho_{Br5}^*}{(\dot{V}_{Br6} + \dot{V}_{Br5})} \quad (4.3.1-3)$$

$$\rho_{Kalkmilchzugabe\ 3,1\%}^* = \frac{20 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 7,17 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} + 30 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 6,3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{(20 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} + 30 \frac{\text{m}^3}{\text{h}})}$$

$$\underline{\underline{\rho_{Kalkmilchzugabe\ 3,1\%}^* = 6,65 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}}$$

Bei dieser Betriebsweise würde die zu dosierende Kalkmilchmenge $332 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ betragen.

Im Prozessleitsystem ist für die Kalkmilchdosierung die Gleichung (4.3.1-3) zu implementieren.

Um Schwankungen in der Pufferkapazität des Rohwassers sowie in der Kalkmilchaufbereitung auszugleichen wird der pH-Wert über einen PID-Regler als Störgröße aufgeschaltet. Durch Einbeziehung der Gleichung (4.3.1-3) in die Regelung wird etwas „vorrausschaender“ geregelt und der Einfluss der pH-Messung wird etwas verringert.

Die pH-Wert-Messung weist über die Zeit eine starke Drift auf, muss regelmäßig kalibriert und gereinigt werden. Um diesen Fällen gerecht zu werden muss eine Begrenzung der Dosiermenge erfolgen. Beim Ansprechen der Begrenzung muss auf der Prozessvisualisierung eine Fehlermeldung erscheinen. So können Verschmutzung und Drift der pH-Wert-Messung rechtzeitig erkannt und beseitigt werden.

Der Sollwert der pH-Wert-Regelung ist so einzustellen, dass das Klarwasser einen pH-Wert unterhalb 9 aufweist. So kann einer Recarbonisierung durch Kohlenstoffdioxid aus der Luft im Klarwasserbecken oder im Mehrschichtfilter vermieden werden.

4.3.2 Rest-Äquivalentkonzentration an Hydrogencarbonat

Entsprechend 3.2.5 wird aus den Werten der Rohwasseranalyse des Brunnen 6 die minimal erzielbare Restäquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat ermittelt.

$$-c(\text{HCO}_3^-) = c\left(\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+}\right)_{\text{Rohw.}} - c(\text{HCO}_3^-)_{\text{Rohw.}} \quad (4.3.2-1)$$

$$-c(\text{HCO}_3^-) = 5,35 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} - 4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\underline{-c(\text{HCO}_3^-) = 0,45 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}$$

Laut Diagramm 3-2 beträgt die erzielbare Restäquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat $0,6 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$.

4.3.3 Flockungsmittel- und Flockungshilfsmitteldosierung

Über Flockungsversuche wird die optimale Zugabemenge an Eisen(III)Chlorid und Flockungshilfsmittel ermittelt. Um die korrekten Zugabezeiten zu ermitteln, muss die Durchlaufzeit des Wassers im Zulaufrohr bzw. in der Reaktormischzone ermittelt werden. Die Durchlaufzeiten ergeben sich anhand der Rohrleitungsabmessungen, der Abmessungen der Reaktormischzone und des Volumenstroms. (Aufgrund des Rührwerks in der Reaktormischzone kann hier nicht von einer idealen Pfropfenströmung ohne Rückvermischung ausgegangen werden. Die tatsächliche Verweilzeit (Durchlaufzeit) könnte über die Zugabe eines Tracers und die Messung der Leitfähigkeit bestimmt werden. Dazu müsste eine Leitfähigkeitsmessung im unteren Bereich des Mischrohrs angeordnet werden. Dies lässt sich jedoch schwer umsetzen.)

Mit einem nominalen Volumenstrom von $50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ ergeben sich die Verweilzeiten wie folgt:

t_1 = Durchlaufzeit von der Eisen(III)Chlorid-Dosierstelle (t_0) bis zum Reaktoreinlauf:

Mit den Rohrabmessungen: $l_1 = 14,5 \text{ m}$ / $d_1 = 0,15 \text{ m}$ $\Rightarrow A_1 = 0,0177 \text{ m}^2$ ergibt sich:

$$t_1 = \frac{A_1 \cdot l_1}{\dot{V}} = \frac{0,0177 \text{ m}^2 \cdot 14,5 \text{ m}}{50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} \quad (4.3.3-1)$$

$$\underline{\underline{t_1 = 0,0051 \text{ h} = 18,48 \text{ s} \approx 20 \text{ s}}}$$

20 Sekunden nach der Zugabe von Eisen(III)Chlorid erfolgt die Zugabe von Kalkmilch.

t_2 = Durchlaufzeit vom Reaktoreinlauf bis zum Ende der Mischzone / FHM-Zugabe:

Mit den Rohrabmessungen: $l_2 = 2,2 \text{ m}$ / $d_2 = 0,8 \text{ m}$ $\Rightarrow A_2 = 0,5026 \text{ m}^2$ ergibt sich:

$$t_2 = \frac{A_2 \cdot l_2}{\dot{V}} = \frac{0,5026 \text{ m}^2 \cdot 2,2 \text{ m}}{50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} \quad (4.3.3-2)$$

$$\underline{\underline{t_2 = 0,022 \text{ h} = 79,61 \text{ s} \approx 80 \text{ s}}}$$

100 Sekunden nach der Zugabe von Eisen(III)Chlorid erfolgt die Zugabe des Flockungshilfsmittels.

$t_{\text{Überlauf}}$ = Durchlaufzeit bis zum Überlauf, Strömungsgeschwindigkeit in der Klärzone:

Aus den Abmessungen des Reaktors ergeben sich folgende Durchlaufzeiten:

für die Reaktionszone: 16 min

für die Klär- und Klarwasserzone: 3h : 22 min

Bei einem Volumenstrom von $\dot{V} = 50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ beträgt die Strömungsgeschwindigkeit in der Klärzone:

$$2,6 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 0,72 \frac{\text{mm}}{\text{s}}$$

Weiterhin ist die maximale Flockungsmittelmenge zu ermitteln, bei welcher der Flockungseffekt wieder nachlässt. Die ermittelten Dosiermengen sind im Prozessleitsystem einzustellen. Außerdem sind die optimalen Dosiermengen an Flockungs- und Flockungshilfsmittel zu ermitteln, für den Fall dass aufgrund von Störungen in der Kalkmilchaufbereitung keine Kalkmilch dosiert werden kann (Notbetrieb).

3 Versuchsreihen sind vorzusehen. In der 1. Versuchsreihe wird nur Flockungsmittel zum Rohwasser dosiert. In der 2. Versuchsreihe wird zu dem Rohwasser mit bereits zugesetztem Kontaktschlamm Flockungsmittel zugegeben. In der 3. Versuchsreihe wird entsprechend den ermittelten Verweilzeiten auch Kalkmilch und Flockungshilfsmittel zugegeben.

Um zu schnellen Ergebnissen zu gelangen, sollen die Dosiermengen nach geometrischen Reihen erfolgen, für Eisen(III)Chlorid (40 %-ig) empfiehlt sich:

0,05; 0,1; **0,2**; 0,4; 0,8; 1,6; 3,2 $\frac{\text{ml}}{\text{l}}$

Für die Dosierung der Flockungshilfsmittellösung empfiehlt sich:

2; 4; 8; **16**; 32; 64; $\frac{\text{ml}}{\text{l}}$

Für die jeweiligen Zugabemengen an Flockungs- und Flockungshilfsmittel sind zu beurteilen:

- Resttrübung
- Zeitpunkt des Auftretens sichtbarer Flocken
- Flockengröße / Sinkgeschwindigkeit
- Überprüfung der derzeitigen Dosiermenge an Eisen(III)Chlorid von zurzeit $0,226 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$
- Überprüfung der derzeitigen Dosiermenge an Flockungshilfsmittel von zurzeit $20 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$

Für die Versuche ist ein standardisierter Jar-Test zu verwenden. Die Abmessungen zur Fertigung der der Apparatur ist Abb. 4-2 zu entnehmen.

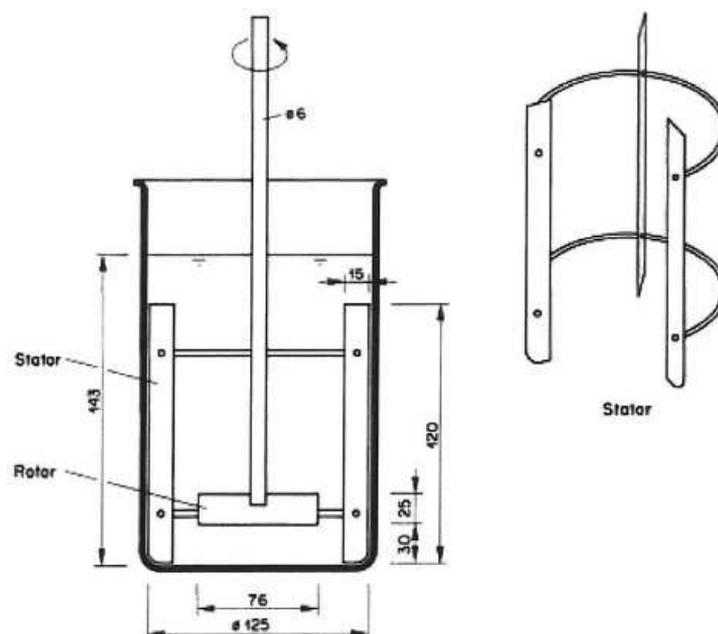


Abb. 4-2 Standardisierter Jar-Test nach [3, p. 538]

Versuchsreihe 1, Flockungsmittelzugabe zu Rohwasser:

- 1.) Probenahme von 1,8 l Brunnenwasser, unmittelbar vor dem Beginn des Versuchs
- 2.) Einschalten des Rührwerks mit hoher Drehzahl (300 U/min)
- 3.) Zugabe des Flockungsmittels, 30 s rühren
- 4.) Reduzierung der Rührwerksdrehzahl auf niedriger Drehzahl (40 U/min), 30 min rühren
- 5.) Rührwerk abschalten, Sedimentationszeit 30 min
- 6.) pH-Wert, Temperatur und Zeitpunkt des Auftretens erster Flocken notieren

Die Versuchsreihe wird bis zum Bereich der Ladungsumkehr durchgeführt, bei dem keine Flockung mehr stattfindet. Die Zeiten des Auftretens erster Flocken und die Flockungs-pH-Werte werden grafisch gegen die Dosiermenge aufgetragen. Die Auswertung erfolgt gemeinsam mit der Versuchsreihe 2.

Versuchsreihe 2, Flockungsmittelzugabe zu Rohwasser mit Kontaktschlamm:

- 1.) Probenahme von 1,8 l Brunnenwasser mit Kontaktschlamm, am Reaktoreinlauf, unmittelbar vor dem Beginn des Versuchs
- 2.) Einschalten des Rührwerks mit hoher Drehzahl (300 U/min)
- 3.) Zugabe des Flockungsmittels, 30 s rühren
- 4.) Reduzierung der Rührwerksdrehzahl auf niedriger Drehzahl (40 U/min), 30 min rühren
- 5.) Rührwerk abschalten, Sedimentationszeit 10 min
- 6.) pH-Wert, Temperatur notieren und Höhe des Flockenspiegels alle 30 s ablesen und notieren
- 7.) Sinkgeschwindigkeiten ermitteln

Die Flockungs-pH-Werte und die jeweiligen Sinkgeschwindigkeiten werden grafisch gegen die Dosiermenge aufgetragen. Aus den Ergebnissen der Versuchsreihen 1 und 2 wird der Bereich der optimalen Flockungsmitteldosiermenge ermittelt.

Versuchsreihe 3, Zugabe von Flockungsmittel und Flockungshilfsmittel:

Der folgende Versuch soll dem tatsächlichen Prozess im Reaktor so nahe wie möglich kommen. Die Zeiten orientieren sich daher an den zuvor ermittelten Durchlaufzeiten. Die Eisen(III)Chlorid-Dosiermenge wird auf den in den Versuchen 1 und 2 ermittelten, optimalen Wert eingestellt. Da die Eisen(III)Chlorid-Dosierung bereits vor der Probenahme erfolgte, beginnt der Versuchsreihe mit dem Zeitpunkt t_1 .

- 1.) Probenahme von 1,8 l Brunnenwasser mit Kontaktschlamm und Eisen(III)Chlorid, am Reaktoreinlauf, unmittelbar vor dem Beginn des Versuchs
- 2.) einschalten des Rührwerks mit hoher Drehzahl (300 U/min) und Zugabe von $7,17 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ Kalkmilch (= t_1)
- 3.) 80s nach t_1 (= t_2) Zugabe des Flockungshilfsmittels, 10 s bei hoher Drehzahl verrühren
- 4.) reduzieren der Drehzahl auf 40 U/min, 30 min rühren, pH-Wert und Temperatur notieren
- 5.) Rührwerk abschalten, Sedimentationszeit 30 min
- 6.) Höhe des Flockenspiegels ablesen
- 7.) Sinkgeschwindigkeiten ermitteln

4.3.4 Anfallende Schlammmenge

Über die Feststoffbilanz der mit dem Brunnenwasser eingetragenen Trübstoffe und der entsprechend den Entcarbonisierungs- und Enteisenungsreaktionen gefällten Mengen an Eisenhydroxid und Calciumcarbonat wird die je Kubikmeter Brunnenwasser abzuführende Feststoffmenge berechnet. Weiterhin ist der Feststoffanteil des Schlammes durch eindampfen zu ermitteln. Anhand dieser beiden Werte kann nun der Volumenstrom für den Schlammabzug berechnet werden. Der Schlammabzug erfolgt zyklisch und wird in m^3 Schlamm je 500 m^3 Rohwasserdurchsatz im Leitsystem eingestellt.

Brunnen 6:

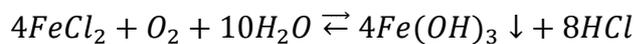
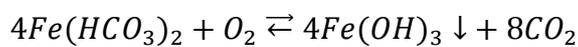
Trübstoffe laut Wasseranalyse:

26,9 NTU entspricht $67,25 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$

$$\underline{\rho_{\text{Trübstoffe}}^* = 67,25 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}$$

Eisenhydroxid aus der Enteisenung:

Die Brunnenwasseranalyse ergab einen Eisengehalt von $1,5 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$ und die Klarwasseranalyse ergab $0,15 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$. Die zu Eisenhydroxid überführte Eisenmenge beträgt somit: $1,35 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$. bzw. $0,024 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$.

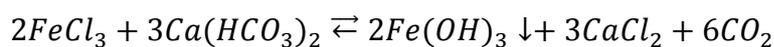


$$\rho_{\text{Fe}(\text{OH})_2}^* = \Delta c(\text{Fe}) \cdot M(\text{Fe}(\text{OH})_2)$$

$$\rho_{\text{Fe}(\text{OH})_2}^* = 0,024 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} \cdot 106,868 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}$$

$$\underline{\rho_{\text{Fe}(\text{OH})_2}^* = 2,5 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}$$

Eisenhydroxid aus der Flockungsmittelzugabe:

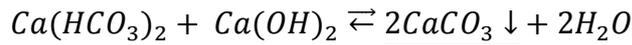


$$\rho_{\text{Fe}(\text{OH})_2}^* = \frac{M(\text{Fe}(\text{OH})_2) \cdot \rho_{\text{FeCl}_3}^*}{M(\text{FeCl}_3)}$$

$$\rho_{Fe(OH)_2}^* = \frac{106,868 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}} \cdot 90 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{162,296 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}}$$

$$\underline{\rho_{Fe(OH)_2}^* = 59,26 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}$$

Calciumcarbonat aus Calciumhydrogencarbonat:

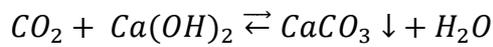


$$\rho_{CaCO_3}^* = \Delta c(HCO_3^-) \cdot M(CaCO_3)$$

$$\rho_{CaCO_3}^* = 4,4 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} \cdot 100,088 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}$$

$$\underline{\rho_{CaCO_3}^* = 440,39 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}$$

Calciumcarbonat aus Kohlenstoffdioxid:



$$\rho_{CaCO_3}^* = \Delta c(CO_2) \cdot M(CaCO_3)$$

$$\rho_{CaCO_3}^* = 0,8 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} \cdot 100,088 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}$$

$$\underline{\rho_{CaCO_3}^* = 80,07 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}$$

In Summe ergibt sich für die mit dem Schlammabzug auszutragenden Feststoffe auf den Rohwasservolumenstrom bezogen:

$$\sum \rho_{Feststoffe}^* = 67,25 \frac{\text{mg}}{\text{l}} + 2,5 \frac{\text{mg}}{\text{l}} + 59,26 \frac{\text{mg}}{\text{l}} + 440,39 \frac{\text{mg}}{\text{l}} + 80,07 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$\underline{\underline{\sum \rho_{Feststoffe}^* = 649,47 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,649 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

5 Ergebnisse und Diskussion

5.1 VE-Wasserversorgung / Osmoseanlagen

Die Umsetzung der in 4.1 beschriebenen Punkte führten zu folgenden Ergebnissen:

Stationäre Osmoseanlage:

Die Membranen der stationären Osmoseanlage waren erschöpft, die Permeatmenge betrug nur noch 1,5 m³/h. Nach dem Umschluss auf Brunnenwasser „erholte“ sich die Osmoseanlage. In der folgenden Zeit nahm die Permeatleistung auf 2 m³/h (neu = 2,5 m³/h) zu. Durch eine Fehlschaltung bei der Außerbetriebnahme der Langsamentcarbonisierung gelangte Kontaktschlamm aus dem Reaktorzulaufrohr zurück in die Brunnenwasserleitung und somit in die Osmoseanlage. Daraufhin wurden die Membranen der 1. Stufe erneuert. Programmtechnisch wurde die Osmoseanlage so verriegelt, dass ein Schlammrückfluss aus dem Reaktor ausgeschlossen werden kann. Seitdem läuft die Anlage ohne jegliche Störungen und erbringt eine gute Leitfähigkeit.

Container-Osmoseanlage:

Im normalen Kraftwerksbetrieb reicht die stationäre Osmoseanlage aus, um die Verluste des Wasser-Dampf-Kreislaufs zu ersetzen. Daher wird die Containeranlage nur einmal täglich kurz in Betrieb genommen. Beim Anfahrbetrieb und zum Verlustausgleich bei größeren Kesselschäden läuft die Anlage kontinuierlich und bei besonders hohem Wasserbedarf mit verringerter Permeatrückführung. Die erzielbaren Leitfähigkeitswerte variieren zwischen

$3 \frac{\mu S}{cm}$ und $5 \frac{\mu S}{cm}$. Die Leitfähigkeitswerte liegen damit höher, als die näherungsweise berechneten Werte. In Abb. 4-1 ist die Anlage nur vereinfacht dargestellt. Tatsächlich besteht die Anlage aus 3 Modulen. Das Konzentrat des ersten Moduls wird dem zweiten zugeführt, das des zweiten Moduls wird dem dritten zugeführt. Die Permeatströme der drei Module werden zusammengefasst. Die Salzgehalte der Permeatströme des zweiten und dritten Moduls müssen demnach höher sein, als der des ersten Moduls. Die Anteile der drei Teilströme am Gesamtpermeatstrom sind nicht erfassbar. Durch die hohen Eisenfrachten bilden sich mit der Zeit Beläge auf den Membranen. Hiervon ist das erste Modul am stärksten betroffen, das dritte am wenigsten. Die tatsächliche Salzurückhaltung der einzelnen Module kann somit von den Herstellerangaben abweichen.

An beiden Anlagen war seit 2 Jahren kein Austausch der Membranen mehr notwendig. In diesem Zeitraum musste auch keine Anfahrsequenz aufgrund Wassermangels abgebrochen werden. Die Anlagen arbeiten sehr zuverlässig und verursachen nur sehr geringe Instandhaltungskosten. Die vorgeschalteten Beutelfilter müssen nur noch vierteljährig gewechselt werden. Vor dem Umbau war dies wöchentlich und zeitweilig sogar mehrmals täglich erforderlich. Dadurch ergibt sich eine spürbare Ersparnis bei den Betriebsmittelkosten.

Nicht unerwähnt bleiben sollen die Nachteile dieser Betriebsweise. Der Salzgehalt des Permeats ist höher als bei dem Betrieb mit teilenthärtetem Rohwasser. Dies verursacht eine höhere Belastung der nachgeschalteten Mischbettionenaustauscher. Die entsprechenden Betriebsmittelkosten sind angestiegen. Weiterhin sind die Konzentratmengen höher als zuvor.

Daraus folgt, dass der Wasserverbrauch gestiegen ist. Da das Wasser von den Betriebsbrunnen des Kraftwerks zur Verfügung gestellt wird, fallen hier neben Umweltaspekten nur die höheren Kosten für die elektrische Arbeit der Brunnenpumpen ins Gewicht.

Insgesamt überwiegen jedoch die Vorteile. Der regelmäßige Austausch der Membranen bzw. die Reinigungen mittels entsprechenden Chemikalien sind entfallen. Monetäre und Umweltbelastungen im Bereich der Wasseraufbereitung heben sich in etwa auf. Der Vorteil liegt hauptsächlich in der wesentlich höheren Verfügbarkeit des gesamten Kraftwerks. In der Vergangenheit mussten Anfahrprozesse aufgrund Wassermangels abgebrochen werden. Dadurch wurden unnütz große Mengen Heizöl verbraucht, CO_2 produziert und die Einnahmen durch die Stromerzeugung verringerten sich.

5.2 Langsamentcarbonisierung, mechanisch konstruktiver Teil

Reaktorverblockung:

Das Umverlegen der im Reaktor befindlichen Rohrleitungen nach außen führte zum Erfolg. Der sedimentierte Carbonatschlamm rutscht gleichmäßig über den gesamten Trichterumfang zum Ablauf hin. Es kam seit dem Umbau zu keinerlei Verblockungen mehr. Die Spüldüsen mussten bisher nicht eingesetzt werden.

Kontaktschlammabzug:

Durch den höher gelegten und nach unten offenen Kontaktschlammabzug gelangen keine größeren Carbonatstücke in die Pumpen. Bei nachlassender Fördermenge kann das Einlaufsieb ohne Montage zurückgespült werden. Die Standzeit der Exzentrerschneckenpumpen hat sich von ¼ Jahr auf 1 Jahr erhöht. (Siehe auch Abb. 3-1)

Kalkmilchdosierung:

Die Häufigkeit von Störungen am Kalkmilchregelventil und am Quetschventil hat stark nachgelassen. Lose Kalkstücke werden durch das Spülprogramm ausgetragen. Es muss nur noch halbjährig die Dosierstrecke von Kalkablagerungen befreit werden.

Revisionen:

Der Reaktor lässt sich leichter revidieren. Eine Restentleerung ist über den zusätzlichen Anschluss sowie das zusätzliche Mannloch im unteren Teil leicht möglich. Die Revisionszeiten haben sich dadurch erheblich verkürzt.

5.3 Langsamentcarbonisierung, verfahrenstechnischer Teil

5.3.1 Kalkmilchansatz und Kalkmilchdosierung

Die im Abschnitt 4.3.1 ermittelten Werte für die Kalkmilchdosierung und die Wichtung der Brunnen 5 und 6 wurden in das Prozessleitsystem implementiert. Die Korrektur erfolgt über den pH-Wert der Reaktionszone, momentaner Sollwert ist 9,3. Bisher kam es bei normaler Betriebsweise nicht zu größeren Trübstofffrachten im Klarwasser. Dies trat einzig bei Störungen in der Eisen(III)Chloriddosieranlage auf. Die Wasseranalysen des Kühlturmzusatzwassers zeigten Konzentrationen an Hydrogencarbonat zwischen $0,3$ und $0,8 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$, überwiegend jedoch $0,5 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$. Die hohen Werte sind auf Störungen in der Kalkmilchdosierung zurückzuführen. Der Wert $0,5 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ deckt sich mit dem Auslegungswert aus Abschnitt 4.3.1.

Die erzielte Restäquivalenzkonzentration an Hydrogencarbonat liegt zwischen $0,4 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ und $0,8 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$. Im Mittel liegt sie bei $0,6 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ und bestätigt damit die Voraussage aus Abschnitt 4.3.2. Die Schwankungen können mit Lastschwankungen der Brunnenwasserförderung oder am Anteil der nicht berechneten Brunnen 1 - 4 liegen. Diese Brunnen sind erschöpft, werden aber zeitweise mit geringer Last gefahren. Die Wasserqualität dieser Brunnen ist wesentlich schlechter, als die der Brunnen 5 und 6. Dies liegt unter anderem an Eisen-Aluminium-Komplexverbindungen, welche sich im Wassereinzugsbereich der Brunnen 1 – 4 befinden. Zur Grundwasserhaltung der Baugruben wurde hier im Jahr 2003 eine Gelsohle aus Natriumsilikat mit Natriumaluminat als Härter eingebracht. Durch die intensive Grundwassernutzung wird diese Gelsohle in Richtung der Brunnen 1 – 4 verschleppt.

5.3.2 Flockungsmitteldosierung

Versuchsaufbau:

Entsprechend den technischen Vorgaben für einen Jar-Test wurde ein solches Rührwerk aus gegebenen Mitteln gefertigt. Die Versuchsreihen konnten damit wie in 4.3.3 beschrieben durchgeführt werden. Zur Messung der pH-Werte und Temperaturen stand das Messgerät pH197i vom Hersteller WTW zur Verfügung. Vor der Versuchsdurchführung wurde eine 2-Punktkalibrierung mit genormten Pufferlösungen (pH 7,01 und pH 10,01) der Firma Hanna-Instruments durchgeführt. Zur Ermittlung der Zeiten diente eine mechanische Stoppuhr. Die Drehzahlen wurden mit einem optischen Drehzahlmesser ermittelt und durch Anschlagmuttern am Stellknopf fixiert. Somit waren die Drehzahlwerte für alle Versuche reproduzierbar. Die Dosierung erfolgte mit 3 Dosierspritzen (0,5 ml; 2,5 ml und 25ml). Zeiten, Messwerte und Kommentare wurden in entsprechenden Tabellen erfasst. Im Anhang H sind alle Tabellen und Diagramme noch einmal detailliert dargestellt.

Auswertung Versuchsreihe 1:

In dieser Versuchsreihe ging es vorrangig darum, die Flockungsgeschwindigkeit sowie die Größe und Menge der gebildeten Flocken zu ermitteln. Wobei hier nur die Flockungsgeschwindigkeit quantitativ ermittelt wurde. Hierbei zeigte sich, dass bis zu einer Dosiermenge von $0,4 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ die Wachstumsgeschwindigkeit, die Menge und auch die Größe der gefällten Flocken exponentiell zunahm. Bei dem darauf folgenden Versuch mit einer Dosiermenge $0,8 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ bildeten sich auch nach Ablauf der Sedimentationszeit keine Flocken. Daher wurde ein Zwischenschritt (Versuch 4a) mit $0,6 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ durchgeführt. Bei diesem Versuch setzte die Ausbildung von sichtbaren Flocken erst sehr spät ein. Die Größe und die Menge der gebildeten Flocken waren sehr gering. Zwischen den Dosiermengen von $0,4 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ und $0,6 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ muss folglich der Sättigungspunkt liegen. Der dazugehörige pH-Wert liegt zwischen 5,61 und 4,04. Eine Dosierung des Flockungsmittels unter einen Flockungs-pH-Wert von 5,6 ist daher nicht sinnvoll.

Bis zur Dosiermenge von $0,2 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ verläuft das Flockenwachstum mit zunehmender Dosiermenge stark exponentiell, danach näherungsweise linear, mit kleinem Gradienten. In diesem annähernd als linear betrachteten Bereich muss zur Steigerung des Flockenwachstums erheblich mehr dosiert werden als im exponentiellen Bereich. Der Dosierbereich von $0,1 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ bis $0,2 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ bietet sich daher optimal zur Regulierung der primären Flockung an. Höhere Dosierungen führen zu höherem Chemikalienverbrauch mit geringerem Nutzen. Die derzeitige Dosiermenge liegt mit $0,226 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ am oberen Ende dieses Bereiches, eine höhere Dosierung ist wirtschaftlich nicht sinnvoll. Dies gilt jedoch nur für den Anfahrbetrieb des Reaktors, wenn noch kein Kontaktschlamm zum Rohwasser zugegeben wird, da durch den alkalischen Kontaktschlamm der pH-Wert angehoben wird. (Siehe hierzu Versuchsreihe 2)

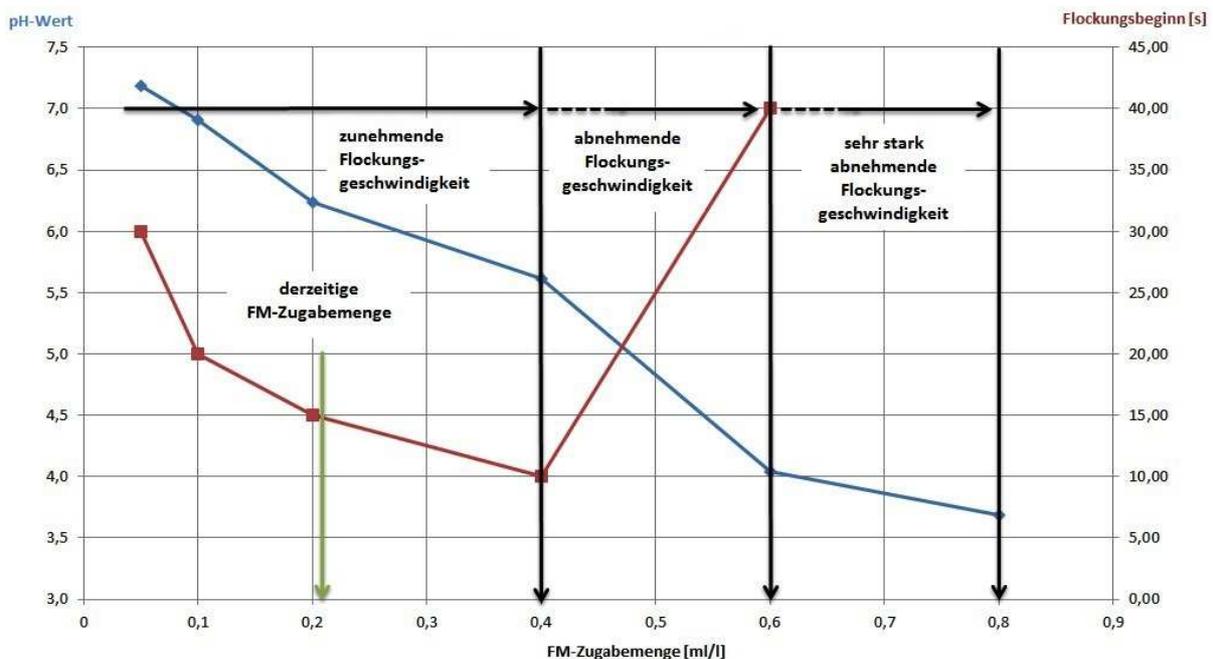


Diagramm 5-1 Beginn der Bildung sichtbarer Flocken und Flockungs-pH-Wert

Auswertung Versuchsreihe 2:

Bei dieser Versuchsreihe wurde während der Sedimentationsphase die Höhe des Flockenspiegels in Zeitintervallen von jeweils 30 s ermittelt. Die Werte wurden in ml vom Becherglas abgelesen und notiert. (Der Bereich von 200 ml bis 1600 ml auf der Skala des Becherglases entspricht einer Höhe 124 mm, somit entspricht 1ml einer Höhe von 0,0775 mm. Mit diesem Wert wurde der Weg für die Berechnung der Sinkgeschwindigkeit skaliert.)

Es zeigte sich, dass mit höherer Dosierung die Größe und Anzahl der Flocken soweit anstiegen, dass sich die Flocken beim Sinken gegenseitig behinderten. Die Sinkgeschwindigkeit nahm mit der Zeit und zunehmender Verdichtung des Sediments ab. Im Bereich von 0s bis 30s s konnten die Flocken noch weitestgehend ungehindert absinken. Die entsprechende Kurve im Diagramm zeigt bis zu einer Dosiermenge von $0,8 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ einen exponentiellen Verlauf. Über diese Dosiermenge hinaus stellt sich der Kurvenverlauf annähernd linear, mit kleinem Gradienten dar. Im Gegensatz zur Versuchsreihe 1 empfiehlt sich hier ein sinnvoller Dosierbereich bis hin zu $0,8 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$. Aufgrund des bereits zugeführten Kontaktschlammes findet eine Anhebung des pH-Wertes statt. (Beim vorigen Versuch fand bei dieser Dosiermenge bereits die Ladungsumkehr statt.) Der Flockungs-pH-Wert für diese Grenze liegt bei etwa 7,2.

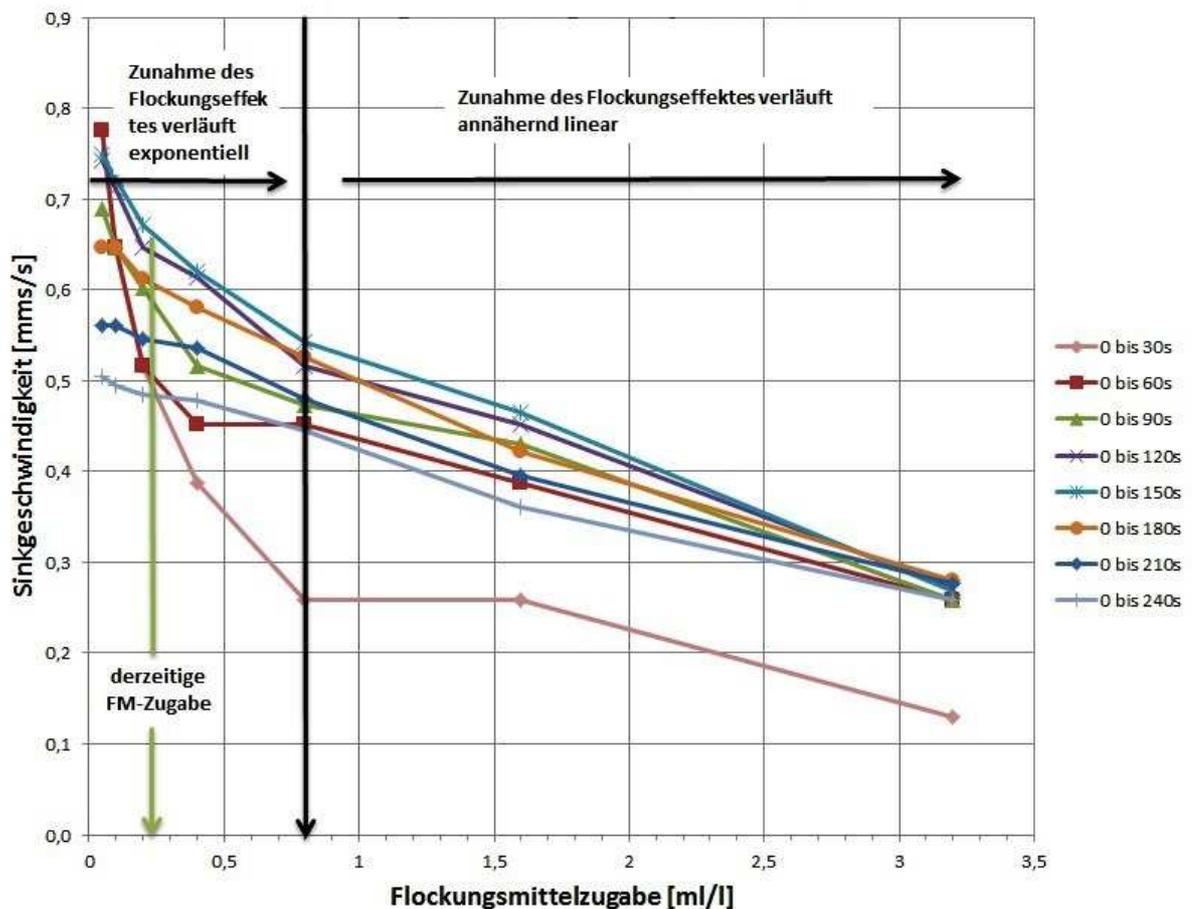


Diagramm 5-2 Sinkgeschwindigkeitsspektrum

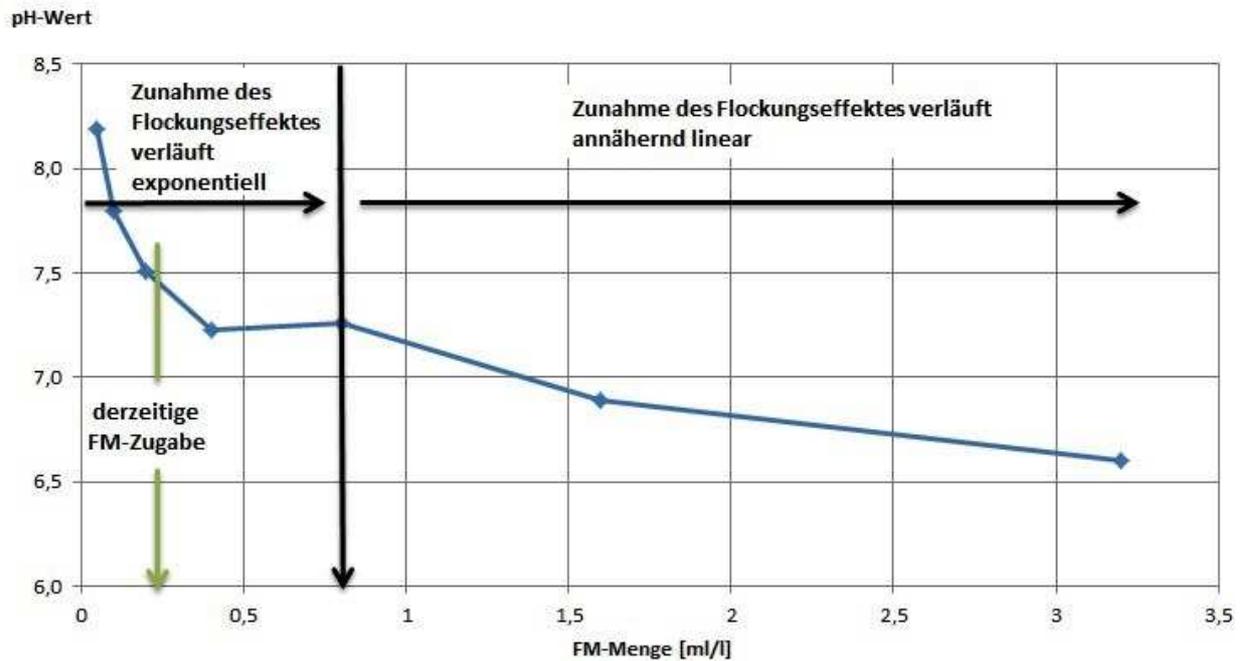


Diagramm 5-3 Flockungs-pH-Wert

Zusammengefasst bestätigen die Versuche 1 und 2 den derzeit eingestellten Dosierwert und zeigen noch Spielraum für leichte Einsparungen an Flockungsmittel. Weiterhin kann aber auch die Dosiermenge in einem wirtschaftlich sinnvollen Maß zu Gunsten einer höheren Flockenbildung erhöht werden.

Auswertung Versuchsreihe 3:

Die Versuchsreihe diente dazu, den realen Prozess so genau wie möglich abzubilden. Als Flockungsmittel wurde Kuriflock PA 5403, auf Polyacrylat-Basis von der Firma Kurita verwendet. Die Konzentration Flockungshilfsmittellösung beträgt 0,24%.

Die Flockungshilfsmittellösung wurde zuerst direkt aus dem Ablassventiel des Dosierbehälters entnommen. Die Versuchsreihe zeigte jedoch, dass die Konzentration am Behälterboden viel zu hoch ist. Die Flockungsversuche ergaben bereits bei der kleinsten Dosierung sehr große Flockenverbände, welche am Behälter und am Rührwerk haften blieben. Daraufhin wurde die Flockungsmittellösung aus der Dosierleitung am Reaktor entnommen. Die folgenden Versuche lieferten somit verwertbare Ergebnisse.

Die Agglomeration der gefällten Flocken zu größeren Flockenverbänden unter Einbeziehung der restlichen Trübstoffe war während der Versuchsdurchführung sehr gut zu erkennen. Kurz nach Beginn der Sedimentationsphase trat eine Klassierung der Flocken ein. Visuell waren leicht 3 Klassen auszumachen:

- große Flocken mit ca. 2 bis 4 mm Durchmesser
- mittlere Flocken mit ca. 0,5 bis 2 mm Durchmesser
- kleine Flocken die gerade noch erkennbar waren bis 0,5 mm Durchmesser

Zum Ende der Sedimentationsphase lag die Trennphase bei der 200ml - Marke des Becherglases.

Aus dem zurückgelegten Weg und dem Zeitpunkt des vollständigen Absinkens der 3 Klassen errechnen sich deren Sinkgeschwindigkeiten. Diese sind im Diagramm 5-4 gegen die Flockungshilfsmittel-Dosiermenge aufgetragen. Mit steigender Dosiermenge hat sich die Menge an Flocken der kleineren Klassen hin zu der jeweils größeren Klasse verschoben und die Klärung erfolgte schneller. Bei den Versuchen 4, 5 und 6 trat bereits während der Langsamrührphase die Sedimentation ein, es bildete sich eine ca. 15 mm hohe Klarphase aus. Zur Beurteilung der Sedimentation wurde hier kurz mit etwas höherer Drehzahl aufgerührt.

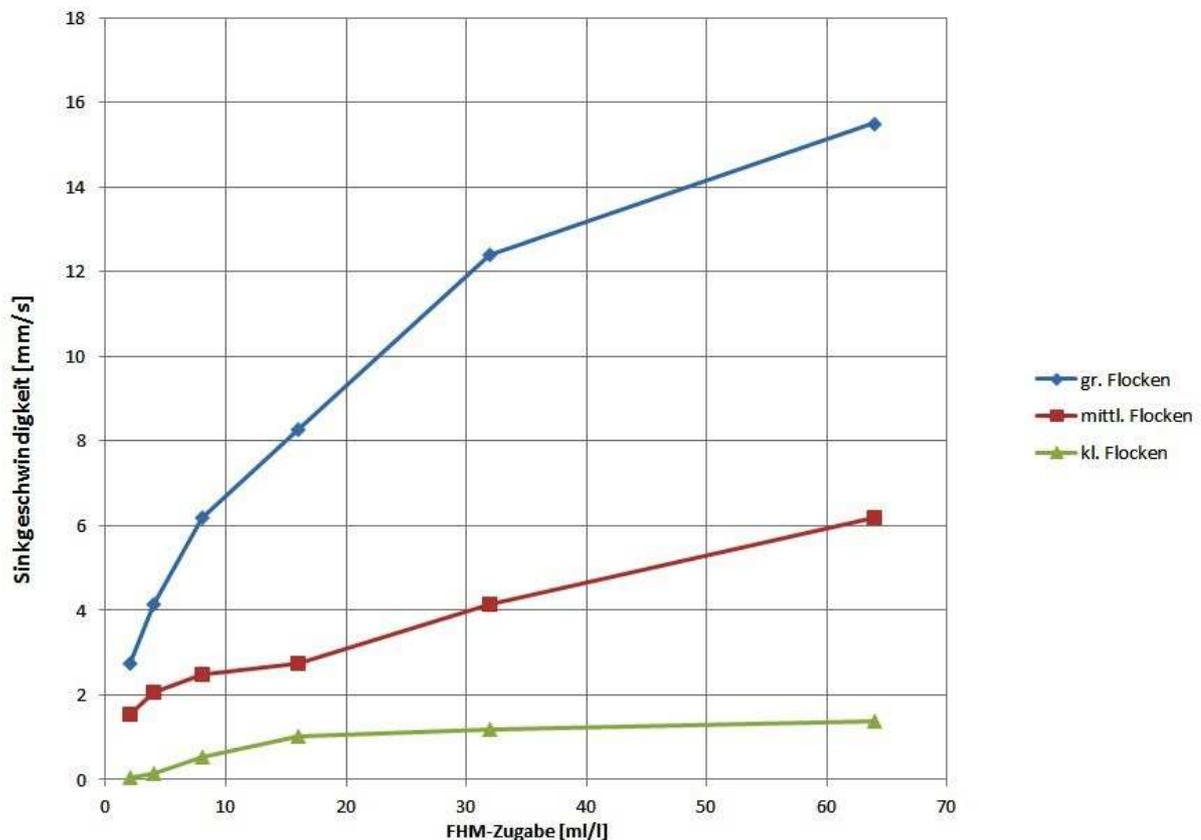


Diagramm 5-4 Sinkgeschwindigkeiten klassierter Flocken

Entscheidend für den realen Prozess sind die Sinkgeschwindigkeit der kleinsten Flocken und die Resttrübung der Klarphase. Die Sinkgeschwindigkeit der kleinsten Flocken ist daher im Diagramm 5-5 noch einmal detailliert abgebildet. Hier zeigt sich, dass die derzeitige Dosiermenge mit $20 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ deutlich über der Dosiermenge von ca. $12 - 15 \frac{\text{ml}}{\text{l}}$ liegt, mit welcher die Sinkgeschwindigkeit sicher über der Strömungsgeschwindigkeit liegt und trotzdem eine geringe Resttrübung erzielt werden kann. Bei Versuch 5 und 6 bildeten sich vermehrt größere Flockenverbände mit bis zu 8 mm Durchmesser. Versuch 6 kann bereits als Überdosierung betrachtet werden, da hier ein Teil der Flocken am Rührer und an der Becherglaswand hafteten. (In den vergangenen Jahren wurde die Dosiermenge bereits verringert weil der sedimentierte Schlamm dazu neigte, zu verblocken und an den Reaktoreinbauten zu haften.)

Die Flockungshilfsmitteldosiermenge sollte schrittweise nach unten korrigiert werden. So kann der Chemikalieneinsatz gesenkt werden. Weiterhin wird somit die Neigung des Schlammes zum Verblocken verringert.

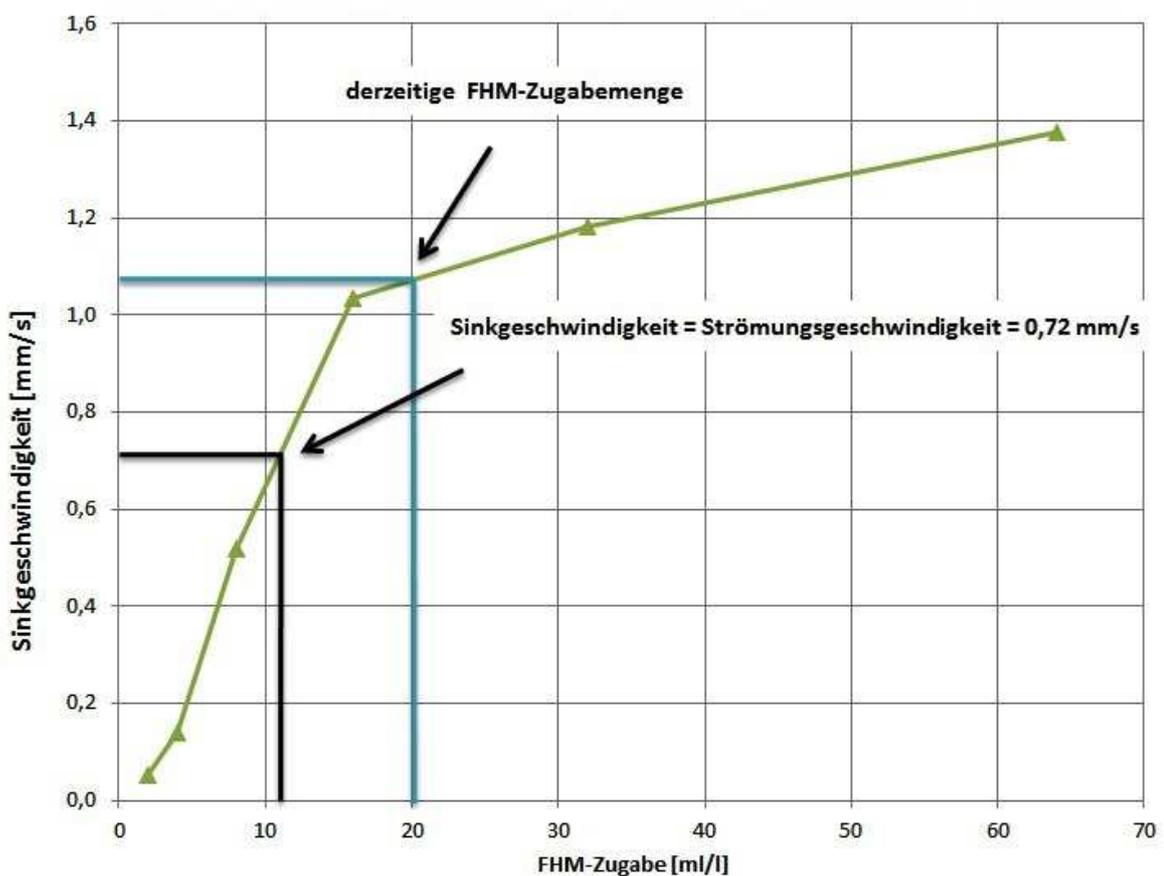


Diagramm 5-5 Sinkgeschwindigkeit kleiner Flocken

5.3.3 Einfluss der Flockungsmittelzugabe auf die Klarwasseranalyse

Über die Flockungsversuche bestätigte sich die derzeitige Dosiermenge von $0,226 \frac{\text{g}}{\text{l}}$ an 40%-iger Eisen(III)Chlorid-Lösung als optimal. Dies entspricht $0,09 \frac{\text{g}}{\text{l}}$ an Eisen(III)Chlorid und folgender Konzentration an Chloridionen:

$$\rho_{Cl^-}^* = \frac{M(Cl^-) \cdot \rho_{FeCl_3}^*}{M(FeCl_3)}$$

$$\rho_{Cl^-}^* = \frac{35,453 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}} \cdot 90 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{162,296 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}}$$

$$\underline{\underline{\rho_{Cl^-}^* = 19,66 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}}$$

$$c(Cl^-) = \frac{\rho_{Cl^-}^*}{M(FeCl_3)}$$

$$c(Cl^-) = \frac{19,66 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{35,453 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}}}$$

$$\underline{\underline{c(Cl^-) = 0,55 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}}$$

Durch Zugabe an Flockungsmittel verändert sich die Wasseranalyse:

$$c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+}\right)_{neu} = c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+}\right)_{Rohw.} - \frac{1}{2}\Delta c(HCO_3^-) + c(Cl^-) \quad (5.3.1-1)$$

$$c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+}\right)_{neu} = 7,07 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} - 4,4 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} + 0,55 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\underline{\underline{c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+}\right)_{neu} = 3,22 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}}$$

Die Wasseranalyse des Klarwassers ergab folgende Werte:

- für Calcium: 7°dH dies entspricht $c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+}\right) = 2,52 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$
- für Magnesium: 2°dH dies entspricht $c\left(\frac{1}{2}Mg^{2+}\right) = 0,72 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$

- für Chlorid: $\rho_{Cl^-}^* = 96 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$ dies entspricht $c(Cl^-) = 2,7 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$
- Hydrogencarbonat: $c(HCO_3^-) = 0,5 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$

$$\text{Somit ist } c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+}\right) = 3,24 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

Die Werte der Wasseranalyse bestätigen den zuvor mit $3,22 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ berechneten Wert für die Äquivalenzkonzentration an Calcium und Magnesium.

$$c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+} - c(HCO_3^-)\right)_{neu} = c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+} - c(HCO_3^-)\right)_{Rohw.} + c(Cl^-) \quad (5.3.1-2)$$

$$c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+} - c(HCO_3^-)\right)_{neu} = 7,07 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} - 4,9 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} + 0,55 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\underline{\underline{c\left(\frac{1}{2}Ca^{2+} + \frac{1}{2}Mg^{2+} - c(HCO_3^-)\right)_{neu} = 2,72 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}}$$

Der Anteil der nicht durch Hydrogencarbonat gebundenen Äquivalenzkonzentration an Calcium und Magnesium liegt mit $2,74 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ nahe dem mit $2,72 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ berechneten Wert.

$$c(Cl^-)_{neu} = c(Cl^-)_{Rohw.} + c(Cl^-)_{FM} \quad (5.3.1-3)$$

$$c(Cl^-)_{neu} = 2,07 \frac{\text{mmol}}{\text{l}} + 0,55 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$$

$$\underline{\underline{c(Cl^-)_{neu} = 2,62 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}}}$$

Der Analysewert liegt mit $2,7 \frac{\text{mmol}}{\text{l}}$ geringfügig über dem errechneten Wert.

Um die Konzentration an Chlorid und die dadurch gebundenen Calcium- und Magnesiumionen gering zu halten, ist nur so viel Eisen(III)Chlorid einzusetzen, wie zur optimalen Flockung notwendig ist.

5.3.4 Anfallende Schlammmenge

An der Trichterspitze des Reaktors wurde 1 Liter Schlamm entnommen und eingedampft.

Die Verwiegung des Feststoffanteils ergab einen Trockenstoffgehalt von $0,165 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$ bzw. 16,5%.

In 4.3.4 wurde der auf den Rohwasserdurchsatz bezogene Feststoffanteil mit $0,649 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ berechnet.

Bei einer angenommenen Dichte des Schlammes von $1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ beträgt die abzuführende Schlammmenge somit: $\frac{0,649}{0,165} = 3,93 \text{ l je m}^3 \text{ Rohwasser}$.

Im Prozessleitsystem wird der Schlammabzug je 500 m^3 Rohwasser eingestellt, hierfür ergibt sich: $3,93 \text{ l} \cdot 500 = 1,96 \text{ m}^3$.

Der ermittelte Trockenstoffgehalt liegt mit 16,5 % weit über dem für diesen Prozess üblichen Bereich von 3 - 6 %. Der entnommene Schlamm wies eine nahezu feste, gallertartige Konsistenz auf und war nur durch den relativ hohen statischen Druck des Reaktors fließfähig. Dies könnte mit einer sehr langen Verweilzeit des Schlammes im unteren Bereich des Reaktors zusammenhängen. Beim Anfahren des Reaktors wird so lange kein Schlamm abgezogen, bis an der untersten Probenahme Trübung durch Flocken festgestellt wird. Während dieser Zeit verdichtet sich der sedimentierte Schlamm immer mehr. Die gallertartige Konsistenz deutet auf eine eventuell zu hohe Konzentration an Flockungshilfsmittel hin. Dies deckt sich mit den Ergebnissen der 3. Versuchsreihe der Flockungsversuche (5.3.2). Eine weitere Ursache könnte darin bestehen, dass bei längeren Störungen in der Dosierung von Kalkmilch oder Eisen(III)Chlorid das Flockungshilfsmittel weiter in der vollen Dosiermenge zugegeben wird.

Die Dosiermenge an Flockungshilfsmittel sollte schrittweise reduziert und zusätzlich der Trockenstoffgehalt regelmäßig ermittelt werden. Die Logik im Prozessleitsystem sollte dahingehend korrigiert werden, dass bei Störungen der Fällmitteldosierung kein oder weniger Flockungshilfsmittel zugegeben wird.

6 Zusammenfassung und Ausblick

6.1 Wurden die gesetzten Ziele erreicht?

Die Verfügbarkeit der gesamten Wasseraufbereitungsanlage konnte erheblich verbessert werden. Hierzu hat zum einen die Umstellung der Osmoseanlagen auf den Betrieb mit Brunnenwasser beigetragen und zum anderen die Optimierung der Langsamentcarbonisierung. Alle konstruktiven Änderungen und Optimierungen konnten mit geringem Kostenaufwand realisiert werden, die Einsparung an Instandhaltungs- und Betriebsmittelkosten hingegen ist deutlich spürbar. Der gesamte Prozess Wasseraufbereitung ist beherrschbarer und transparenter geworden, Instandhaltungsmaßnahmen und die damit verbundenen Kosten lassen sich gut planen.

Durch die konstantere Wasserqualität kann in den Kühltürmen eine konstant hohe Eindickung gefahren werden. Weiterhin hat sich die Belastung der Mehrschichtfilter verringert, welche der Langsamentcarbonisierung nachgeschaltet sind. Die Filter müssen seltener gespült werden. Hierdurch werden Einsparungen an elektrischer Arbeit und an Spülwasser erzielt.

6.2 Lastschwankungen in der Langsamentcarbonisierung

Gegenüber starken Lastschwankungen ist die Langsamentcarbonisierung recht anfällig. Die Gesamtfördermenge der Betriebsbrunnen schwankt im Tagesverlauf (Sommer) zwischen ca. $25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ und $60 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$. Die Brunnenregelung ist so ausgelegt, dass Anpassungen der Fördermenge in Schritten von $3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ mit einer Verharrungszeit von 10 min ausgeglichen werden. Hier besteht noch Optimierungspotential. Die Brunnenregelung kann stufenlos erfolgen. Extreme Schwankungen könnten mit einem kleineren Gradienten ausgeregelt werden.

6.3 Regelung der Kalkmilchdosierung über die Leitfähigkeit

Die Firma Dr. A. Kuntze GmbH hat das selbstreinigende Leitfähigkeitsmesssystem SoftCon® auf den Markt gebracht, welches unanfällig gegenüber Calcitablagerungen ist. Bei einigen Betreibern von Schnellentcarbonisierungsanlagen hat sich dieses Messsystem als Ersatz für die pH-Wert-Messung bewährt. So zum Beispiel im Wasserwerk Willich. Die Kontakte der Sonde sind aus Gold und werden zyklisch, elektrochemisch gereinigt.

Wie aus dem Diagramm ersichtlich ist, korrelieren pH-Wert und Leitfähigkeit in gewissen Grenzen recht gut.

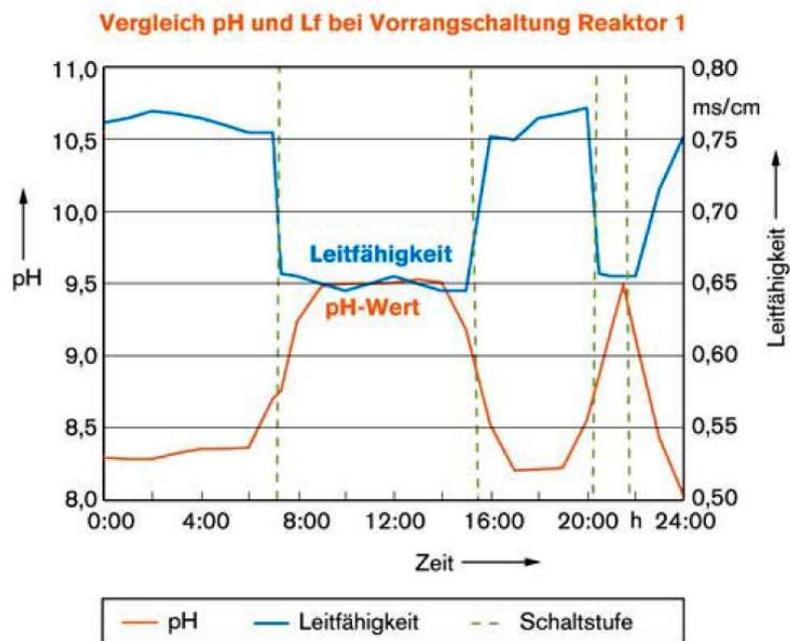


Diagramm 6-1 Vergleich pH-Wert und Leitfähigkeit [10, p. 58]

Der Einsatz der SoftCon®-Leitfähigkeitsmessung bietet auch im BMKW Königs Wusterhausen ein Möglichkeit zur weiteren Verbesserung der Kalkmilch-Dosiergenauigkeit.

7 Literaturverzeichnis

- [1] L. Sigg und W. Stumm, *Aquatische Chemie, Einführung in die Chemie natürlicher Gewässer*, 5. Auflage, Zürich: vdf Hochschulverlag, 2011.
- [2] S. Wilhelm, *Wasseraufbereitung*, Berlin Heidelberg: Springer, 2008.
- [3] P. Grombach, K.Haberer, G.Merkl und E. Trüeb, *Handbuch der Wasserversorgungstechnik*, 3. Auflage, München: Oldebourg, 2000.
- [4] Foster Wheeler Energia Oy, „Elektronische Dokumentation BMKW Königs Wusterhausen,“ Varkaus (Finnland), 2003.
- [5] MVV-Umwelt, *Broschüre Biomassekraftwerk Königs Wusterhausen*, Mannheim: MVV Umwelt GmbH.
- [6] H.-D. Held, *Kühlwasser, Verfahren und Systeme der Aufbereitung, Behandlung und Kühlung von Süßwasser - Brackwasser - Meerwasser zur industriellen Kühlung*, 5. Auflage, Essen: Vulkan, 2000.
- [7] M. Stieß, *Mechanische Verfahrenstechnik 1*, 3.Auflage, Berlin Heidelberg: Springer, 2009.
- [8] M. Stieß, *Mechanische Verfahrenstechnik 2*, Berlin Heidelberg: Springer, 1997.
- [9] J. d. P. Peter W. Atkins, *Kurzlehrbuch Physikalische Chemie*, 4. Auflage, Weinheim: Wiley-VCH, 2008.
- [10] V. Kuntze, „Elektrochemische Sensorreinigung im Härtetest,“ *wwt*, Nr. 4/2009, pp. 56-58, 2009.

Anhang

Anhang A Technische Daten des BMKW

Nachfolgend sind einige wichtige Parameter des Anlagenstandortes aufgeführt. Ein Fließbild der Gesamtanlage ergänzt die Angaben. Angaben aus [4]

Kessel :

Baujahr :	2003
System :	Zirkulierende Wirbelschicht, System Foster Wheeler
Brennstoff :	Holz 15,84 t/h, Heizöl EL 3 t/h
Feuerungsleistung :	54,6 MW
Dampfleistung :	63,7 t/h
Dampfzustand <i>HD</i> / <i>ND</i> :	90 bar, 480°C / 16 bar, 490°C
Entaschung :	Trockenentaschung

Rauchgasreinigung:

Vorentstaubung :	Zyklon im Kessel mit Verdampferheizflächen
Abscheidung SO ₂ , HCL, HF, Hg, Schwermetalle, Dioxine und Furane :	Trockenadsorption, Mischstrecke und Gewebefilter
Adsorbentien :	Kalkhydrat und <i>HOK</i>

Turbosatz :

Kondensationsturbine mit *HD*- und *ND*-Teil

Generatorleistung :	20 MW (Wirkleistung)
Anzapfung 1 :	7,9 bar, 389,3°C (Entgaserdampf)
Anzapfung 2:	2,8 bar, 259,2°C (Niederdruckvorwärmer 2)
Anzapfung 3:	0,5 bar, 90°C (Niederdruckvorwärmer 1)
Kondensator:	Wasser gekühlt, Abdampfdruck: 0,059 bar

Hybridkühlturm :

Wasserdurchsatz : 2950 t/h / Abkühlung von 31°C auf 22°C, bei 20°C Lufttemperatur,
 Verdampfungsleistung: bis zu 45 t/h

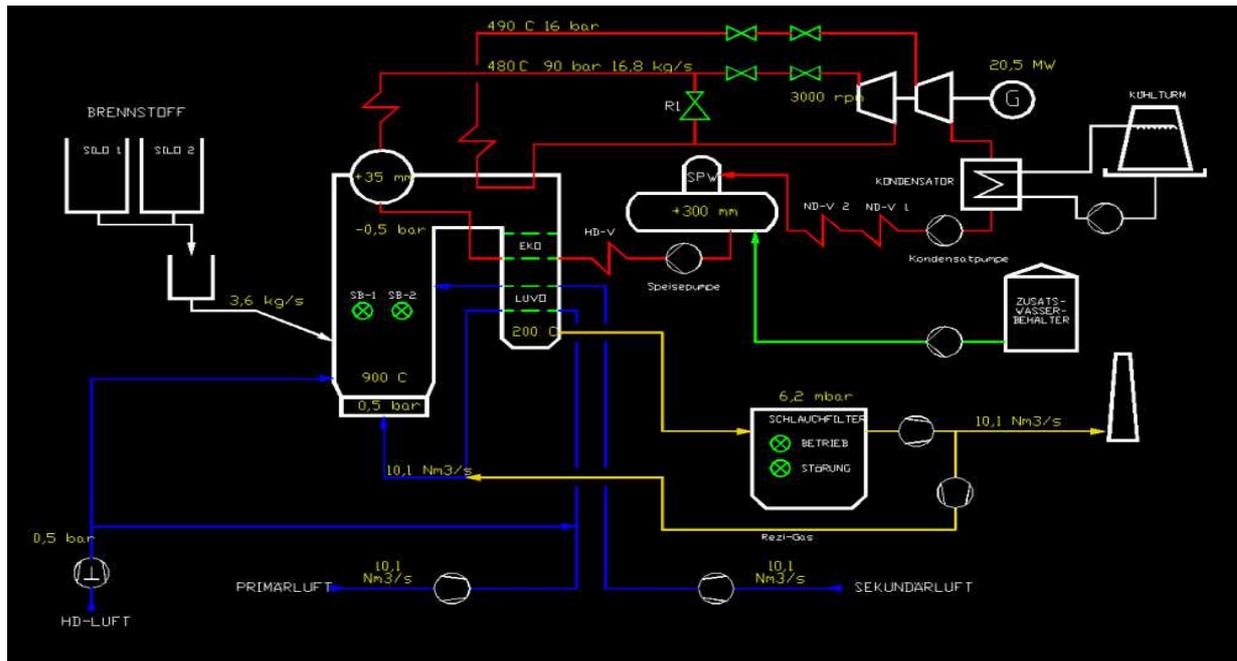


Abb. 0-1 Übersichtsschema des *BMKW* aus [4]

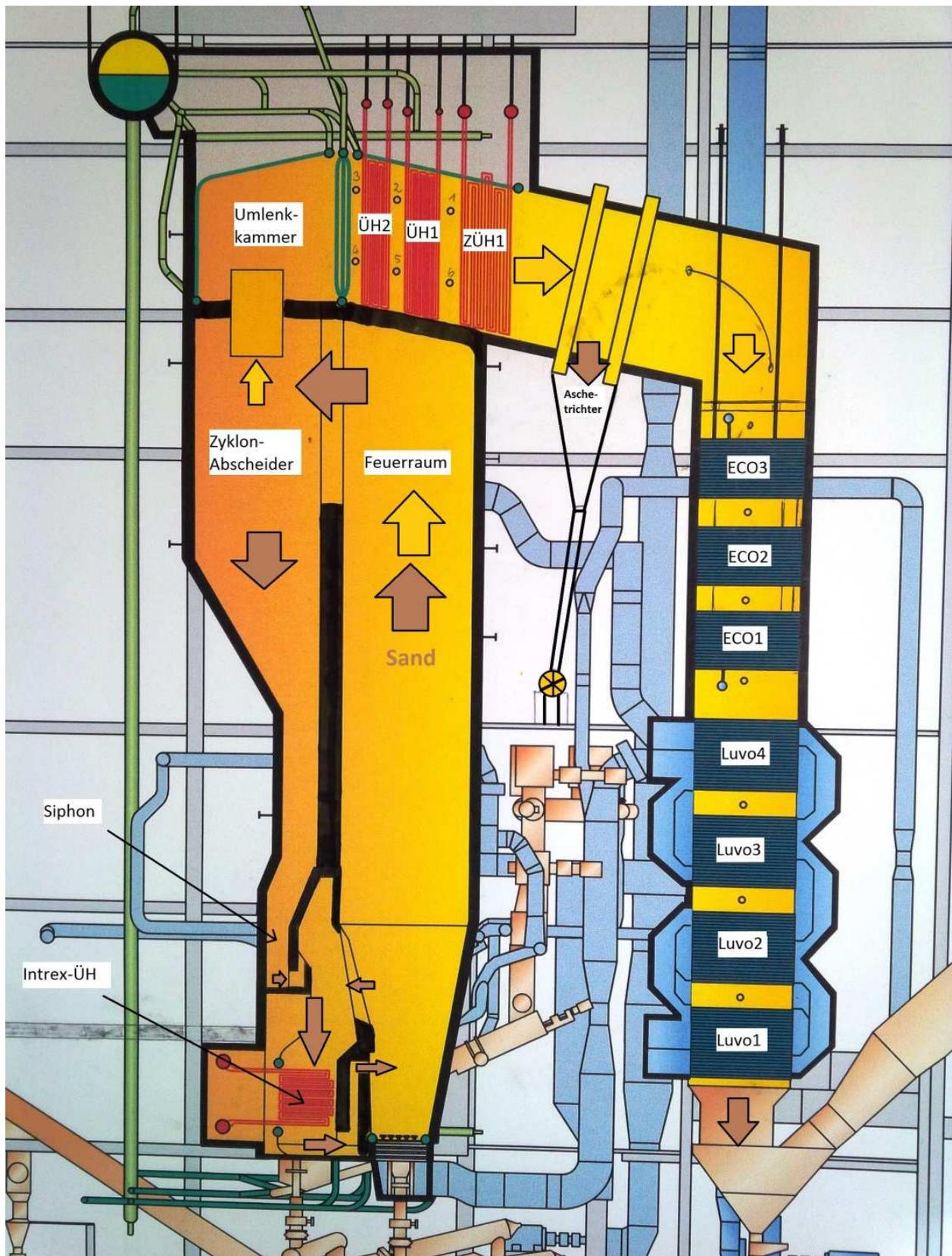


Abb. 0-2 Dampferzeuger mit Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung aus [4]

Anhang B Prozesswässer und deren Verwendung

Löschwasser, Resthärte max. 10°dH, Erzeugung: 60 m³/h, Vorrat: 1000 m³ als:

- Löschwasser für Feuerlöschanlagen (im Brandfall) 600 m³/h
- Zusatzwasser für Hybrid-Kühltürme 30 - 60 m³/h
- Spülwasser für Mehrschichtfilter 100 m³/h
- Brauchwasser zur Asche- und Brennstoffbefeuchtung
sowie zur Kühlung des Ausblasebehälters bis zu 10 m³/h

weiterhin, diskontinuierlich als:

- Ansatzwasser für die Chemikaliendosierung der Wasseraufbereitung

Zusatzwasser, Leitfähigkeit: 0,024 - 0,3 µS/cm, Erzeugung: 10 m³/h, Vorrat: 204 m³ als:

- Zusatzwasser für den Dampferzeuger 2 - 18 m³/h

weiterhin diskontinuierlich als:

- Zusatzwasser (Verlustrausgleich) für Geschlossenes Kühlwassersystem
(Kühlung Turbine / Generator, Kesselspeisepumpen und Bettasche)
- Ansatzwasser für Kesselwasser-Chemikaliendosierung
- Kühlwasser für Eigenbedarfskondensatbehälter
- Sperrwasser für das Sicherheitsventil des Maschinenkondensator

Anhang C Komponenten der Wasseraufbereitung und deren Leistung

Die Prozesswasserversorgung des Kraftwerks wird unabhängig vom Stadtwasser, über eine eigene Brunnenanlage gewährleistet. Die nachgeschaltete Wasseraufbereitungsanlage umfasst die folgenden Komponenten:

zur Aufbereitung von Löschwasser werden folgende Anlagenteile durchlaufen:

1. Brunnenwassersystem mit 7 Betriebsbrunnen, davon 4 erschöpft, ein achter Brunnen ist in Planung, Umsetzung erfolgt 2015 / 2016 (70 m³/h)
2. Langsamentkarbonisierung (70m³/h), Kammerfilterpresse zur Schlammentwässerung
3. Klarwassertank (50m³)
4. Mehrschichtfiltration (80m³/h)
5. Ionenaustauscher- Enthärtungsanlage, seit 2005 außer Betrieb (50m³/h)
6. Löschwasserbehälter (1000 m³, davon 723 m³ Vorhalt für Feuerlöschanlage)

zur Aufbereitung von Zusatzwasser werden folgende Anlagenteile durchlaufen:

im Normalbetrieb:

1. Löschwasseraufbereitung, wie oben beschrieben
2. Druckerhöhungsstation
3. Wasservorwärmung
4. 2-stufige Umkehrosmose (2,5 m³/h Permeat, Leitfähigkeit ca. 1,5 µS/cm)
5. Permeatbehälter (5m³)
6. Vakuumentgasung
7. Mischbettpatronenaustauscher (2 x 3m³/h, Leitfähigkeit < 0,1 µS/cm)
8. Zusatzwasserbehälter

zusätzlich im Anfahrbetrieb, vor dem Anfahren der Dampfturbine:

9. 1-stufige Umkehrosmose (7,5 m³/h Permeat, Leitfähigkeit ca. 5µS/cm)
10. Mischbettpatronenaustauscher (3 x 3 m³/h, Leitfähigkeit < 0,1 µS/cm)

Anhang D Abbildungen der Wasseraufbereitung allgemein

Abb. 0-3 Wasseraufbereitungsgebäude, davor: Carbonatschlamm-Container



Abb. 0-4 Errichtung Reaktorgebäude im Jahr 2003 (links davon der Löschwasserbehälter)

Anhang E Abbildungen der Umkehrosmoseanlagen



Abb. 0-6 Umkehrosmose stationär, 2-stufig



Abb. 0-5 Mischbettpatronen



Abb. 0-8 Umkehrosmose im Container



Abb. 0-7 Container, Innenansicht

Anhang F Abbildungen der Langsamentcarbonisierung



Abb. 0-9 Reaktoreinlauf nach Errichtung 2003



Abb. 0-10 Rührwerk und Kalkmilchregelventil, nachgerüstet



Abb. 0-11 Mischzone mit Kalkablagerungen



Abb. 0-12 Reinigung des Rührwerkes



Abb. 0-13 Mischzone nach Reinigung



Abb. 0-14 Probenahmeleitungen im Reaktor vor der Demontage

Abb. 0-16 Reaktor verblockt mit 150 m³ Schlamm

Abb. 0-15 Entleerung über Mannloch

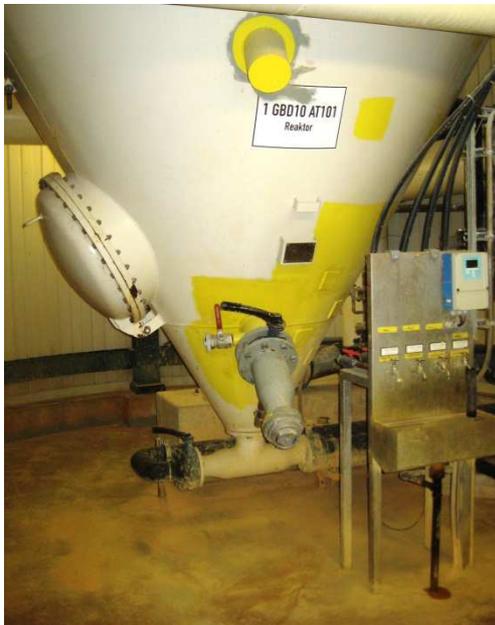


Abb. 0-18 Not-Entleerung, nachgerüstet



Abb. 0-17 Kontaktschlammabzug, höher gelegt



Abb. 0-20 Quetschventil



Abb. 0-19 pH-Messung und Messkreispumpe



Abb. 0-21 Reaktor-Bypass, nachgerüstet



Abb. 0-22 oberes Mannloch, nachgerüstet



Abb. 0-24 Kontaktschlamm-Hutsieb, nachgerüstet



Abb. 0-23 Tangentialspülung, Ringleitung



Abb. 0-26 neue Kalkmilchleitung aus Kautschuk



Abb. 0-25 Probenahmestation

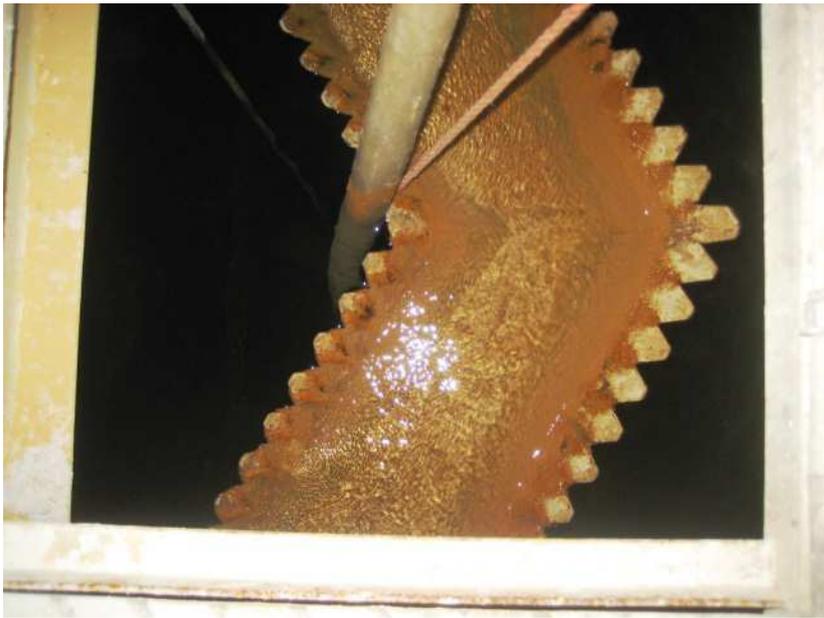


Abb. 0-27 Klarwasser, Überlaufrinne

Anhang G Abbildungen der Flockungsversuche

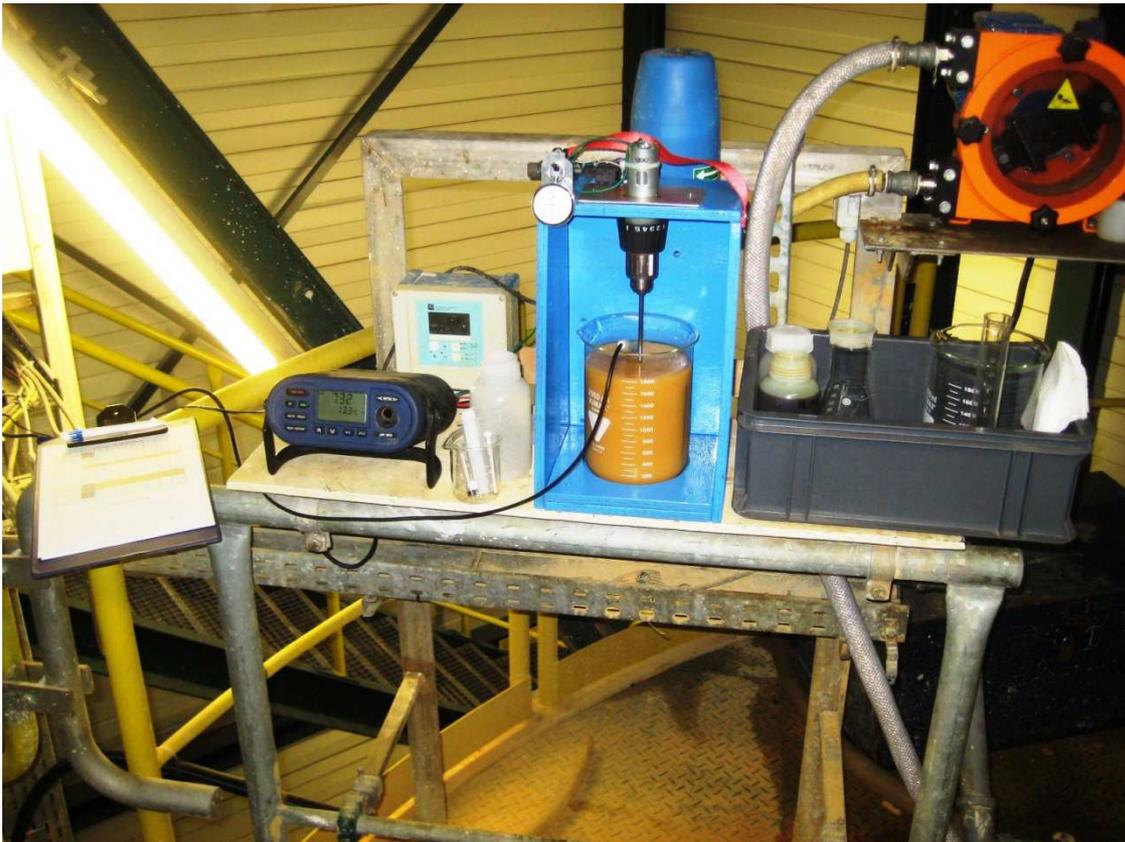


Abb. 0-28 Versuchsanordnung auf dem Reaktor

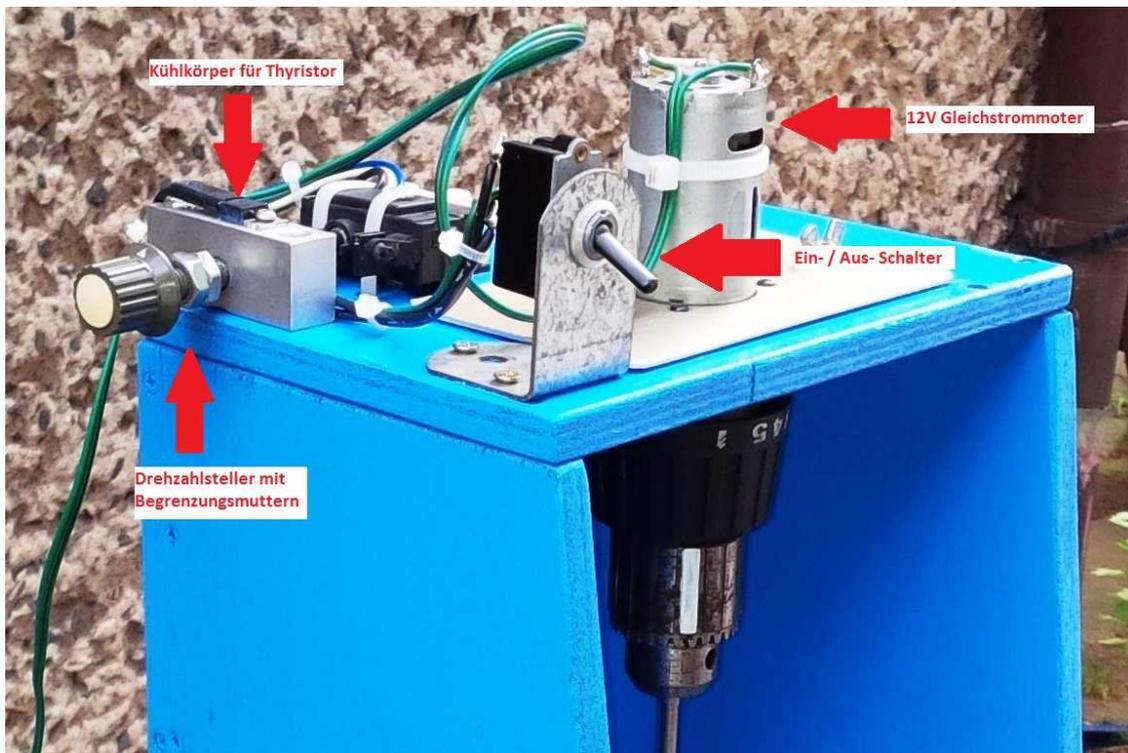


Abb. 0-29 Aufbau des Rührapparates



Abb. 0-31 Rührapparat, Rotor und Stator

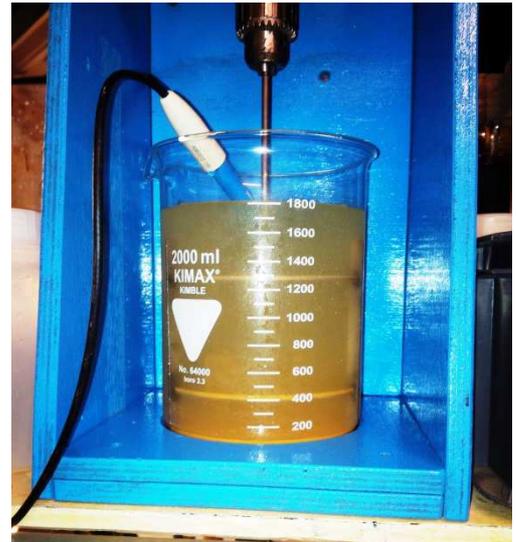


Abb. 0-30 Langsamrührphase, pH-Messung



Abb. 0-33 Versuchsreihe 1, Flocken entstehen

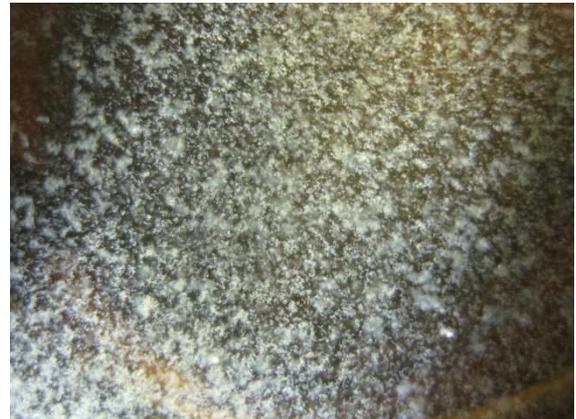


Abb. 0-32 Versuchsreihe 1, Flockenwachstum

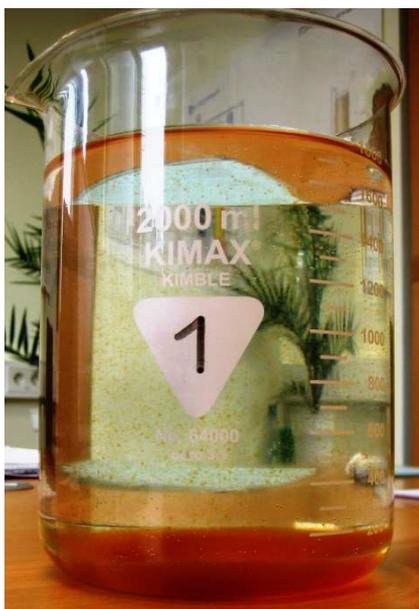


Abb. 0-34 Versuchsreihe 1, Sediment



Abb. 0-35 Versuchsreihe 1 Ladungsumkehr, es entstehen keine Flocken



Abb. 0-37 Versuchsreihe 2, Versuch 5 Sediment nach ca. 2 min

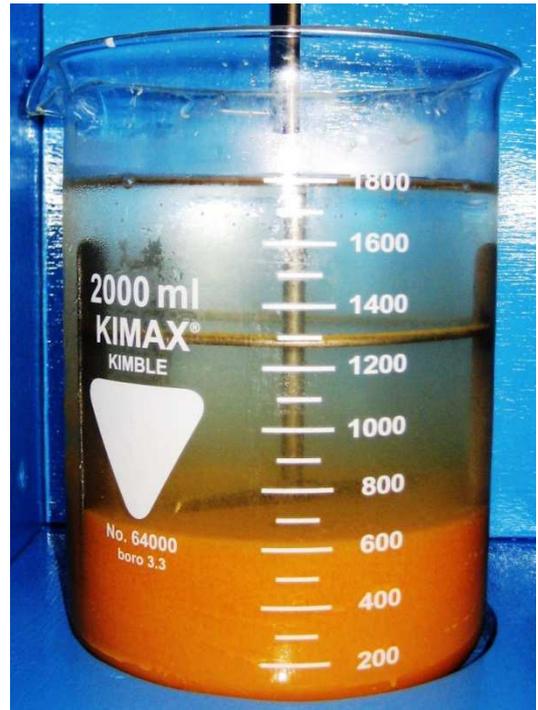


Abb. 0-36 Versuchsreihe 2, Versuch 5 Sediment nach ca. 3 min



Abb. 0-39 Versuchsreihe 3, Versuch 4, Langsamrührphase

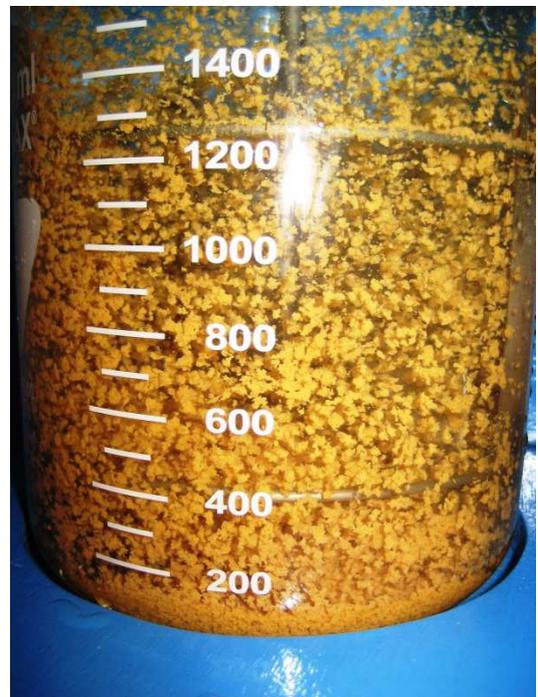


Abb. 0-38 Versuchsreihe 3, Versuch 6, Langsamrührphase, sehr große Flocken, dazwischen kaum Trübung

Anhang H Diagramme und Tabellen

Versuchsreihe 1 FM-Dosierung zum Rohwasser (pH 7,48)								
Datum: 18.08.2015	Versuch 1	Versuch 2	Versuch 3	Versuch 4	Versuch 4a	Versuch 5	Versuch 6	Versuch 7
Zugabevolumen Eisen(III)Chlorid 40 %-ig [ml/l]	0,05	0,1	0,2	0,4	0,6	0,8	1,6	3,2
Zugabevolumen Eisen(III)Chlorid 40 %-ig [ml/1,8l]	0,09	0,18	0,36	0,72	1,08	1,44	2,88	5,76
Temperatur [°C]	14,1	13,9	13,8	14,3	13,7	13,3		
pH-Wert	7,19	6,91	6,24	5,61	4,04	3,69		
Zeit des Auftretens erster Flocken [s]	30,00	20,00	15,00	10,00	40,00			
Bemerkungen	vereinzelt größere Flockenverbände	vermehrt größere Flockenverbände	viele, größere Flockenverbände	viele, große Flockenverbände	sehr geringe Flockung	keine Flockung		

Tabelle 0-1 Auswertung der Versuchsreihe 1, Dosierung Flockungsmittel zum Rohwasser

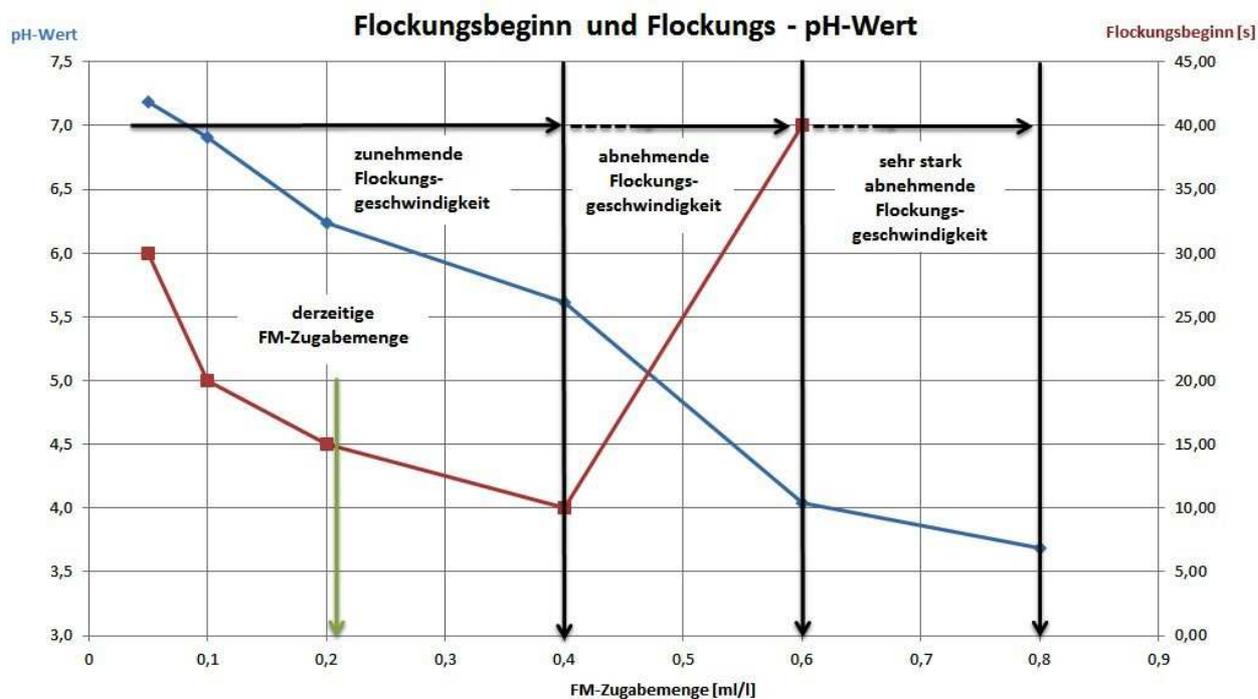


Diagramm 0-1 auf Basis der Daten von Tabelle 0-1, Zeiten bis zum Auftreten sichtbarer Flocken und pH-Werte

Versuchsreihe 2 FM-Dosierung zum Rohwasser mit einem Gehalt von 10 % Kontaktschlamm (pH-Wert 8,5)								
Datum: 19.08.2015	Zeit [s]	Versuch 1	Versuch 2	Versuch 3	Versuch 4	Versuch 5	Versuch 6	Versuch 7
Zugabevolumen Eisen(III)Chlorid 40 %-ig [ml/l]		0,05	0,1	0,2	0,4	0,8	1,6	3,2
Zugabevolumen Eisen(III)Chlorid 40 %-ig [ml/1,8l]		0,09	0,18	0,36	0,72	1,44	2,88	5,76
Temperatur [°C]		14,1	13,3	13,3	13,4	13,3	13,3	13,4
pH-Wert		8,19	7,80	7,51	7,23	7,26	6,89	6,60
Höhe des Flockenspiegel / Beginn der Klarphase (Ablesewert Becherglas) [ml]	30	1500	1550	1600	1650	1700	1700	1750
	60	1200	1300	1400	1450	1450	1500	1600
	90	1000	1050	1100	1200	1250	1300	1500
	120	650	700	800	850	1000	1100	1380
	150	350	400	500	600	750	900	1280
	180	300	300	380	450	580	820	1150
	210	280	280	320	350	500	730	1050
	240	240	270	300	320	420	680	1000
Bemerkungen		keine Klarphase	leichte Klarphase					

Tabelle 0-2 Auswertung Versuchsreihe 2, Dosierung Flockungsmittel zum Rohwasser mit Kontaktschlamm

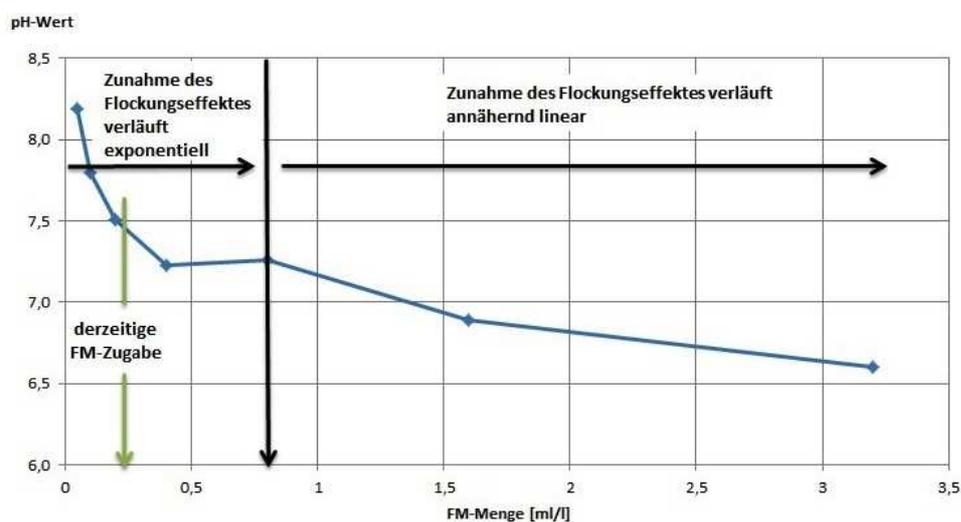


Diagramm 0-2 auf Basis der Daten von Tabelle 0-2, Flockungs-pH-Werte

Sinkgeschwindigkeiten aus Versuchsreihe 2								
Datum: 19.08.2015	Zeit [s]	Versuch 1	Versuch 2	Versuch 3	Versuch 4	Versuch 5	Versuch 6	Versuch 7
Zugabevolumen Eisen(III)Chlorid 40 %-ig [ml/l]		0,05	0,1	0,2	0,4	0,8	1,6	3,2
Sinkgeschwindigkeit vom Beginn der Sedimentationszeit an [mm/s]	30	0,78	0,65	0,52	0,39	0,26	0,26	0,13
	60	0,78	0,65	0,52	0,45	0,45	0,39	0,26
	90	0,69	0,65	0,60	0,52	0,47	0,43	0,26
	120	0,74	0,71	0,65	0,61	0,52	0,45	0,27
	150	0,75	0,72	0,67	0,62	0,54	0,47	0,27
	180	0,65	0,65	0,61	0,58	0,53	0,42	0,28
	210	0,56	0,56	0,55	0,54	0,48	0,39	0,28
	240	0,50	0,49	0,48	0,48	0,45	0,36	0,26

Tabelle 0-3 Sinkgeschwindigkeiten auf Basis der Werte der Tabelle 0-2

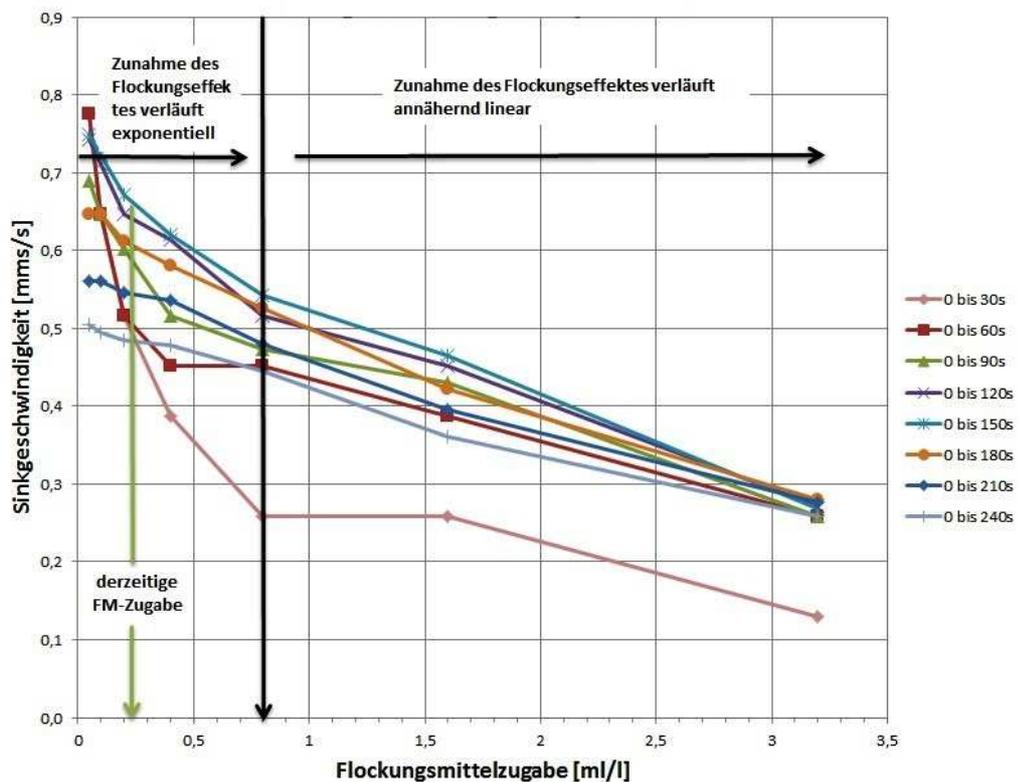


Diagramm 0-3 auf Basis der Tabelle 0-3, Sinkgeschwindigkeitsspektrum

Versuchsreihe 3 Flockungshilfsmitteldosierung						
Datum: 20./21.08.2015	Versuch 1	Versuch 2	Versuch 3	Versuch 4	Versuch 5	Versuch 6
Zugabevolumen FHM-Lösung [ml/l]	2	4	8	16	32	64
Zugabevolumen FHM-Lösung [ml/1,8]	3,6	7,2	14,4	28,8	57,6	115,2
Temperatur [°C]	13,20	13,30	13,30	13,40	13,40	13,30
pH-Wert	9,83	9,74	9,66	9,58	9,76	9,72
Absenkezeit großer Flocken [s]	45	30	20	15	10	8
Absenkezeit mittlerer Flocken [s]	80	60	50	45	30	20
Absenkezeit kleinster Flocken [min]	40	15	4	2	1,75	1,50
Bemerkungen	starke Resttrübung	geringe Resttrübung	geringe Resttrübung	keine Resttrübung	keine Resttrübung, große voluminöse Flocken	Flocken haften an Rührer und Becherglas, große Flockenverbände

Tabelle 0-4 Auswertung Versuchsreihe 3, Flockungshilfsmitteldosierung

Sinkgeschwindigkeiten aus Versuchsreihe 3						
Zugabevolumen Flockungshilfsmittel [ml/l]	2	4	8	16	32	64
Sinkegeschwindigkeit großer Flocken [mm/s]	2,76	4,13	6,20	8,27	12,40	15,50
Sinkegeschwindigkeit mittlerer Flocken [mm/s]	1,55	2,07	2,48	2,76	4,13	6,20
Sinkegeschwindigkeit kleiner Flocken [mm/s]	0,05	0,14	0,52	1,03	1,18	1,38

Tabelle 0-5 Sinkgeschwindigkeiten aus den Absenkezeiten der Tabelle 0-4 berechnet

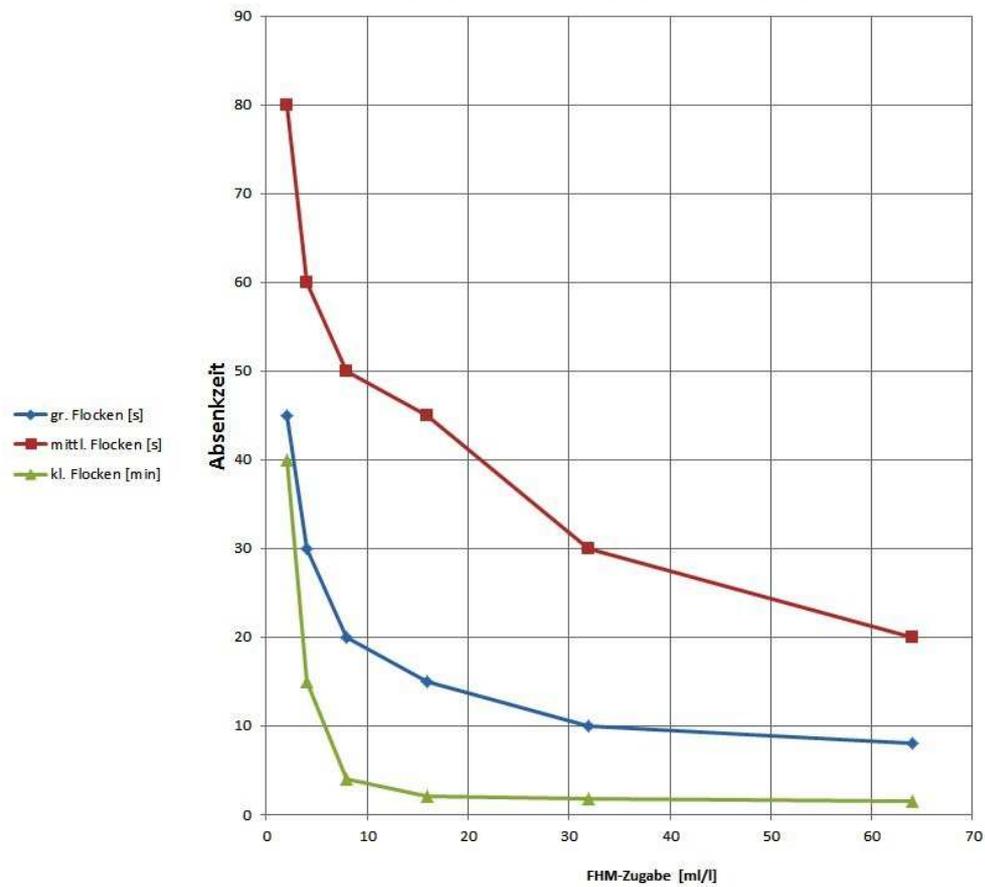


Diagramm 0-4 auf Basis der Daten der Tabelle 0-4, Absenkezeit klassierter Flokken

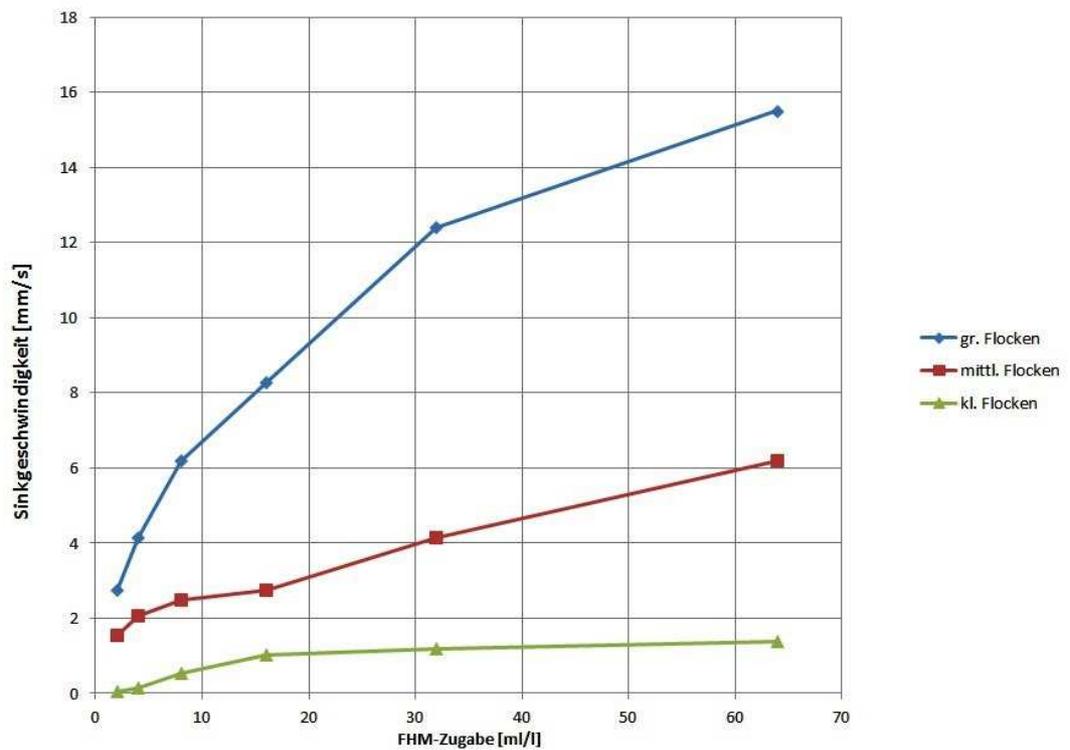


Diagramm 0-5 auf Basis der Daten der Tabelle 0-5, Sinkgeschwindigkeiten klassierter Flokken

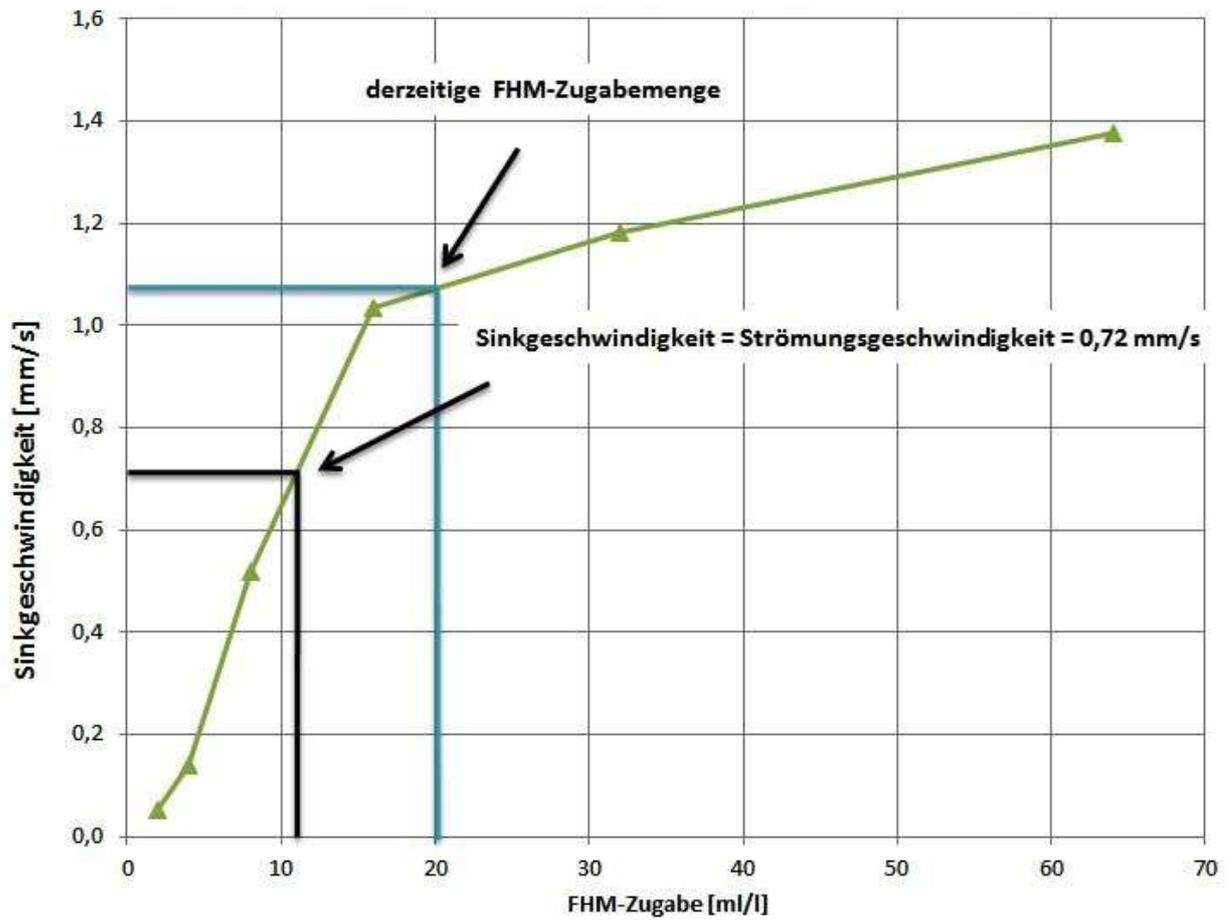


Diagramm 0-6 auf Basis der Daten der Tabelle 0-5, Sinkgeschwindigkeit der Klasse kleiner Flocken im Detail

Anhang K Weiterführende Informationen im Internet

Internetauftritt der MVV Umwelt GmbH: www.mvv-umwelt.de

Internetauftritt der Firma Foster Wheeler Energia OY: www.fwc.com

Dr. A. Kuntze GmbH www.kuntze.com

Eidesstattliche Erklärung

Ich versichere hiermit, dass ich die Bachelorarbeit selbstständig verfasst und keine anderen als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel benutzt habe.

Das bearbeitete Thema wurde nicht schon früher im Rahmen einer anderen Arbeit behandelt und oder anderswo als Prüfungsarbeit eingereicht.

Am Mellensee, 10.09.2013

Torsten Lenz