



Untersuchung einer bestehenden Filterstufe mit dem Einsatz von Aktivkohle zur Entfernung organischer Restverschmutzung auf der Kläranlage Düren-Merken

Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben

Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben

***„Untersuchung einer bestehenden Filterstufe
mit dem Einsatz von Aktivkohle zur
Entfernung organischer Restverschmutzung
auf der Kläranlage Düren-Merken“***

gerichtet an das

Ministerium für Klimaschutz, Umwelt,
Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz
des Landes Nordrhein-Westfalen



Düren, 31. Januar 2014

Prof. Dr.-Ing. Wolfgang Firk

Projektpartner

Projektleiter		Bearbeiter
	Wasserverband Eifel-Rur Eisenbahnstraße 5 52353 Düren Tel.: 02421 494-0 Fax: 02421 494-1508 E-Mail: Kontakt@wver.de www.wver.de	Dipl.-Ing. F. Benstöm Dipl.-Ing. H. Stepkes Dipl.-Ing. T. Rolfs
Partner		Bearbeiter
	Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp Mies-van-der-Rohe-Str. 1 52074 Aachen Tel.: 0241 80 25207 Fax: 0241 80 22285 E-Mail: isa@isa.rwth-aachen.de www.isa.rwth-aachen.de	Dipl.-Ing. F. Benstöm Dr.-Ing. D. Montag

Zitierweise:

BENSTÖM, F.; STEPKES, H.; ROLFS, T.; MONTAG, D.; PINNEKAMP, J. (2014):

Untersuchung einer bestehenden Filterstufe mit dem Einsatz von Aktivkohle zur Entfernung organischer Restverschmutzung auf der Kläranlage Düren-Merken, Abschlussbericht, gerichtet an das Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen (MKULNV)

Inhaltsverzeichnis

Projektpartner	III
Inhaltsverzeichnis.....	V
Verzeichnis der Bilder	VIII
Verzeichnis der Tabellen.....	XII
Verzeichnis der Abkürzungen	XIII
1 Zielsetzung.....	1
1.1 Teilziel 1: Weitergehende Literaturrecherche	1
1.2 Teilziel 2: Abwasseranalytik und Versuche zu Aktivkohlebeladung	1
1.3 Teilziel 3: Halb- und großtechnische Bestimmung der Betriebsgrenzen	1
1.4 Teilziel 4: Wirtschaftlichkeitsbetrachtung, Empfehlung und Übertragbarkeit.....	2
2 AP 1: Literaturrecherche und Laboranalysen.....	3
2.1 Literaturrecherche.....	3
2.1.1 Begriffsdefinitionen	3
2.1.2 Forschungsstand zur Elimination von CSB und DOC aus Abläufen kommunaler Kläranlagen.....	4
2.1.3 Forschungsstand zur Elimination von Spurenstoffen aus Abläufen kommunaler Kläranlagen.....	7
2.2 Labor- und Onlineanalytik.....	9
2.2.1 Standard- und Spurenstoffanalytik.....	9
2.2.2 LC-OCD	13
2.2.3 Auswertung der Analysedaten.....	17
3 AP 2: Planung, Beschaffung und Inbetriebnahme der Versuchseinrichtungen	25
3.1 Kläranlage Düren-Merken.....	25
3.1.1 Flockungsfilter- und Filterschichtenaufbau	25
3.1.2 Betrieb und Rückspülung des Filters	27
3.2 Labortechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionspassage (Variante 1a) ...	28
3.2.1 Versuchsaufbau	28
3.2.2 Versuchsdurchführung.....	29
3.3 Halbtechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionsfiltration (Variante 1b).....	31
3.3.1 Versuchsaufbau und verwendete GAK.....	31
3.3.2 Versuchsdurchführung.....	33
3.3.3 Messprogramm	36
3.4 Großtechnischer Maßstab: Umrüstung einer bestehenden Flockungsfilterzelle auf GAK (Variante 2)	36

3.4.1	Programmierung der Filterspülung.....	36
3.4.2	Inbetriebnahme der umgerüsteten Filterzelle.....	36
3.4.3	Filterschichtaufbau und verwendete GAK.....	37
3.4.4	Messprogramm	39
4	AP 3: Validierung der Betriebsgrenzen und Vergleich der groß- und halbtechnischen Versuche	41
4.1	Ergebnisse labortechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionspassage (Variante 1a)	41
4.2	Ergebnisse halbtechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionsfiltration (Variante 1b)	45
4.2.1	Chemischer Sauerstoffbedarf aus Sondenmessungen und EBCT	45
4.2.2	Chemischer Sauerstoffbedarf	47
4.2.3	Dissolved Organic Carbon	48
4.2.4	Spurenstoffe.....	49
4.2.5	Sonstige Abwasserparameter.....	53
4.3	Großtechnischer Maßstab: Umrüstung einer bestehenden Flockungsfilterzelle auf GAK (Variante 2).....	54
4.3.1	Optimierung des Spülprogramms	54
4.3.2	Chemischer Sauerstoffbedarf: Ergebnisse aus Sondenmessungen.....	59
4.3.3	Chemischer Sauerstoffbedarf: Ergebnisse aus Labormessungen	63
4.3.4	Chemischer Sauerstoffbedarf: Einfluss der Kontaktzeit EBCT	65
4.3.5	Dissolved Organic Carbon	67
4.3.6	CSB _{filt} zu DOC Verhältnis.....	68
4.3.7	LC-OCD	70
4.3.8	Spurenstoffe.....	74
4.3.9	Feststoffe und Spülintervalle.....	80
4.3.10	Sonstige Abwasserparameter	86
4.3.11	GAK-Verluste	88
4.3.12	GAK-Austausch und Regeneration	92
4.4	Vergleich der Ergebnisse aus halb- und großtechnischem Maßstab.....	94
4.4.1	Chemischer Sauerstoffbedarf	94
4.4.2	Spurenstoffe.....	97
4.4.3	Parallelschaltung von Filterzellen.....	98
5	AP4: Wirtschaftlichkeitsbetrachtung und Übertragbarkeit.....	103
5.1	Randbedingungen.....	103
5.2	Vergleich der Varianten.....	108
5.3	Kostenbetrachtung einzelner Szenarien	109

5.4	Vergleich der ermittelten Kosten mit Literaturangaben und Ergebnissen aus aktuellen Projekten.....	113
6	Zusammenfassung.....	117
7	Literatur.....	126
8	Autorenverzeichnis	131
Anhang		133

Verzeichnis der Bilder

Bild 1:	Durchbruchskurve von drei Substanzen mit unterschiedlichem Adsorptionsverhalten [SONTHEIMER et al., 1988]	4
Bild 2:	Chromatogramm der Einzelfractionen des DOC-Detektors am Beispiel eines Filterzulaufs (= Ablauf Nachklärung) der Kläranlage Düren des Wasserverbands Eifel-Rur	16
Bild 3:	Ermittlung der Ablaufkonzentration des gesamten Filters mit Mischungsrechnung der Ablaufkonzentrationen der Filterzellen 1 bis 6 (Da beladene GAK immer in zwei Filterzellen gleichzeitig gegen unbeladene GAK ausgetauscht wird, reduziert sich die zu betrachtende Anzahl der Filterzellen von 12 auf 6)	19
Bild 4:	Beschreibung der Durchbruchskurven mittels Exponentialfunktion (nach CARLSON, 1994)	21
Bild 5:	Berechnung der normierten Gesamtablaufkonzentration von n parallel betriebenen Filterzellen aus der für eine Filterzelle ermittelten Ausgleichsfunktion	23
Bild 6:	Luftbildaufnahme Filter (Foto: Jens Mesenholl)	26
Bild 7:	Filter der Kläranlage Düren (links: Nahaufnahme einer Filterzelle, rechts: Gesamtansicht mit Zulaufgerinne)	26
Bild 8:	Verfahrensprinzip einer nachgeschalteten Adsorptionspassage	29
Bild 9:	Aufbau der nachgeschalteten Adsorptionspassage im labortechnischen Maßstab auf der HtK-Neuss (Ansicht in Querrichtung)	29
Bild 10:	Adsorptionspassage mit eingebauter GAK (hier 0,5 m) auf der HtK-Neuss (Ansicht in Längsrichtung)	30
Bild 11:	Halbtechnische Filtersäulen (rechts) im Container	32
Bild 12:	Verfahrensfließbild der halbtechnischen Filtersäulen mit den drei Probenahmestellen (PN)	33
Bild 13:	Aufbau der Filterschichten in der GAK- und Referenz-Filterzelle während der drei Betriebszeiträume	37
Bild 14:	Lage der Messstellen für GAK- und Referenz-Filterzelle	39
Bild 15:	Messung der Filterbetthöhe (hier mit abgelassenem Überstau)	40
Bild 16:	Adsorptionspassage im großtechnischen Maßstab: Querschnitt eines Gerinnes	43
Bild 17:	Adsorptionspassage im großtechnischen Maßstab: Draufsicht eines Gerinnes	43
Bild 18:	Adsorptionspassage im großtechnischen Maßstab: Parallelschaltung von elf Gerinnen zur Erreichung des Bemessungsdurchflusses von 6.000 m³/h bei einer Leerbettkontaktzeit von 10 min unter Verwendung der grobkörnigsten GAK (2,5 – 8,0 mm)	44
Bild 19:	CSB _{hom} aufgezeichnet mit der Online-Sonde im Ablauf des 2. Adsorbers HT2 und die aus dem Durchfluss berechnete EBCT	46
Bild 20:	CSB _{hom} -Konzentration im Ablauf der halbtechnischen Anlage	47
Bild 21:	CSB _{filt} -Elimination der halbtechnischen Anlage bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c ₀	48

Bild 22:	DOC-Elimination der halbtechnischen Anlage, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0	49
Bild 23:	Elimination Carbamazepin, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0	50
Bild 24:	Elimination Diclofenac, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0	50
Bild 25:	Elimination H-Benzotriazol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0	51
Bild 26:	Elimination Metoprolol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0	51
Bild 27:	Elimination Sulfamethoxazol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0	52
Bild 28:	Elimination N4-Acetylsulfamethoxazol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0	52
Bild 29:	Phosphor-Gesamt, halbtechnische Filtersäulen, Gegenüberstellung der Abläufe HT1 und HT2 mit dazu jeweils korrespondierender Konzentration im Zulauf.....	53
Bild 30:	Elektrische Leitfähigkeit und pH-Wert, Abläufe der halbtechnische Filtersäulen.....	54
Bild 31:	CSB _{hom} , Betriebszeitraum 1. GAK (14.06.11 – 19.09.11), Sondenmessungen (Pfeile = Sondenkalibrierungen).....	60
Bild 32:	Färbung Referenz-Filterzellenablauf (l.) und GAK-Filterzellenablauf (r.) einige Tage nach Inbetriebnahme am Beispiel der 2. GAK.....	61
Bild 33:	CSB _{hom} , Betriebszeitraum 2. GAK (26.09.11 – 20.02.12), Sondenmessungen.....	62
Bild 34:	CSB _{hom} , Betriebszeitraum 3. GAK (14.10.2012 – 28.02.2013), Sondenmessungen.....	62
Bild 35:	CSB _{hom} , Vergleich 1.GAK, 2.GAK und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum	64
Bild 36:	CSB _{filt} , Vergleich 1. GAK, 2. GAK und 3. AK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum	65
Bild 37:	Aufgezeichnete Online-Messwerte als GAK-Leistung der 3. GAK in Abhängigkeit von der EBCT (rote Punkte) mit Auswertung der Anzahl der Werte, die bei EBCT kleiner 20 min und größer 20 min verzeichnet wurden, ausgedrückt als Verhältnis (blaue Balken)	66
Bild 38:	DOC, Vergleich 1. GAK, 2. GAK und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum	68
Bild 39:	CSB _{filt} zu DOC Verhältnis in den drei Betriebszeiträumen	69
Bild 40:	Vergleich der Anteile der DOC-Fractionen von drei Kläranlagenabläufen	71
Bild 41:	Vergleich des absoluten DOC (1. Säulenbündel links, grau) und der darin enthaltenen Anteile der DOC-Fractionen der drei Messstellen (Zulauf Filter = Ablauf Nachklärung, Ablauf Referenz-Filterzelle und Ablauf GAK-Filterzelle) der Kläranlage Düren-Merken des WVER	72

Bild 42:	Boxplot der Spurenstoffkonzentrationen Konzentrationsbereich 0 bis 8.000 ng/l im Filterzulauf, im Ablauf Referenz-Filterzelle und im Ablauf GAK-Filterzelle (Min, 25. Perzentil, Median, 75. Perzentil und Max-Wert)	74
Bild 43:	Boxplot der Spurenstoffkonzentrationen Konzentrationsbereich 0 bis 25.000 ng/l im Filterzulauf, im Ablauf Referenz-Filterzelle und im Ablauf GAK-Filterzelle (Min, 25. Perzentil, Median, 75. Perzentil und Max-Wert)	75
Bild 44:	Boxplot der Spurenstoffkonzentrationen Konzentrationsbereich 0 bis 40.000 ng/l im Filterzulauf, im Ablauf Referenz-Filterzelle und im Ablauf GAK-Filterzelle (Min, 25. Perzentil, Median, 75. Perzentil und Max-Wert)	76
Bild 45:	Elimination Carbamazepin, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum	78
Bild 46:	Elimination Diclofenac, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum	78
Bild 47:	Elimination H-Benzotriazol, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum	79
Bild 48:	Elimination Metoprolol, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum	79
Bild 49:	AFS in den Betriebszeiträumen der 1., 2. und 3. GAK (Datengrundlage: Labormessungen aus 24h-Mischproben mit 0,6 µm Glasfaserfilter)	81
Bild 50:	Dauer der SOLL-Filtrationszyklen für Referenz-Filterzelle mit altem und neuem Filtermaterial und 1. bis 3. GAK ausgewertet nach dem Druckkriterium	82
Bild 51:	Dauer der IST-Filtrationszyklen für Referenz-Filterzelle mit altem und neuem Filtermaterial und 1. bis 3. GAK ausgewertet nach dem Druckkriterium	83
Bild 52:	Phosphor-Gesamt, 3. GAK	87
Bild 53:	Elektrische Leitfähigkeit und pH-Wert, 3. GAK	87
Bild 54:	Entwicklung der GAK-Filterschichthöhen	88
Bild 55:	Entleerte Filterzelle mit Biomassenaufwuchs an der Filterinnenwand (l.), Nahaufnahme Biomasse mit inkorporierter GAK (m.) und lichtmikroskopische Aufnahme der Wassernymphe <i>Nais sp.</i> mit Eiern als Hauptbestandteil der Biomasse (r.)	90
Bild 56:	Spülrinne ohne (l.) und mit ausgetragener GAK (r.)	92
Bild 57:	CSB _{fit} als Ausgleichsfunktionen der normierten Ablaufkonzentrationen, Vergleich der halb- und großtechnischen Versuche (jeweils Einzeladsorber)	95
Bild 58:	Erzielte CSB _{fit} -Beladungen der groß- (GT) und halbtechnischen (HT) Versuche	96
Bild 59:	Elimination Carbamazepin als Ausgleichsfunktionen der normierten Ablaufkonzentrationen, Vergleich der halb- und großtechnischen Versuche (jeweils Einzeladsorber)	97

Bild 60:	Vergleich der durch Parallelschaltung erzielbaren Laufzeitverlängerungen gegenüber dem Betrieb als Einzeladsorber ausgedrückt in Bettvolumina für das Szenario 7	100
Bild 61:	Erzielbare Bettvolumina ausgewählter Szenarien für Adsorber im Parallelbetrieb	101
Bild 62:	Für bestimmte Szenarien erzielbare BV für die 1. – 3. GAK	110
Bild 63:	Zusätzliche Brutto-Kosten für umgerüsteten Flockungsfilter pro m ³ behandeltem Abwasser (bezogen auf Jahresabwassermenge – JAM) für ausgewählte Szenarien der 1. – 3. GAK	110
Bild 64:	Zusätzliche Brutto-Kosten der Filtration pro m ³ behandeltem Abwasser für 7 Szenarien der 1.-3. GAK im umgebauten Flockungsfilter sowie der 2. GAK in einer nachgeschalteten weiteren Filtrationsstufe inkl. Investitionskosten (GUHt1 und GUHt2).....	112
Bild 65:	Zusätzliche Brutto-Kosten der Filtration pro m ³ behandeltem Abwasser für 7 Szenarien der 2. GAK im Einsatz in der GT und einer nachgeschalteten, weiteren Filtrationsstufe inkl. Investitionskosten (GUHt1 und GUHt2)	112
Bild 66:	Zusätzliche Netto-Kosten der Filtration pro m ³ behandeltem Abwasser für 7 Szenarien der 2. GAK im Einsatz in einer nachgeschalteten, weiteren Filtrationsstufe inkl. Investitionskosten (GUHt2; EBCT=30 min)	114

Verzeichnis der Tabellen

Tabelle 1: Analysenplan.....	11
Tabelle 2: Eckdaten des Filters Kläranlage Düren-Merken	28
Tabelle 3: Kenndaten der GAK für die Adsorptionspassage im labortechnischen Maßstab.....	31
Tabelle 4: Kenndaten der halbtechnischen Filtersäulen	32
Tabelle 5: Betriebsphasen der halbtechnischen Filtersäulen	35
Tabelle 6: Verwendete GAK in den großtechnischen Versuchen.....	38
Tabelle 7: Leerbettkontaktzeiten der vier GAK bei fünf unterschiedlichen GAK-Filterbettlängen	41
Tabelle 8: Spülprogramme Referenz-Filterzelle	56
Tabelle 9: Spülprogramme GAK-Filterzelle	57
Tabelle 10: Kenndaten der mittels LC-OCD untersuchten Kläranlagen Hambach, Setterich und Düren des Wasserverbands Eifel-Rur	70
Tabelle 11: Erzielte AFS-Filterbettbeladungen der Referenz- und GAK-Filterzelle	85
Tabelle 12: Prozentuale Filterschichtabnahmen der 1., 2. und 3. GAK	89
Tabelle 13: GAK-Kennzahlen aus Lieferantenangaben.....	93
Tabelle 14: Charakteristische Prozessgrößen der halb- und großtechnischen Versuche im Vergleich	94
Tabelle 15: Erzielbare Bettvolumina für ausgewählte Szenarien für den Betrieb als Adsorber im Parallelbetrieb und Einzeladsorber	99
Tabelle 16: Kosten-Korrekturwerte $k_{B,i}$, $k_{M,i}$, $k_{E,i}$ und Kostenentwicklungsfaktoren $e_{i,1997}$ für 1997 (SCHRÖDER, 1998)	104
Tabelle 17: Investitionskosten für diskontinuierlich betriebene Raumfilter zu Preisen von 2012 mit und ohne Korrekturfaktor $e_{i,1997}$	106
Tabelle 18: Tatsächliche Beschaffungskosten des Flockungsfilters KA Düren-Merken 1994/1996 und Wiederbeschaffungskosten 2012 ($A_{FII} = 450 \text{ m}^2$)	107
Tabelle 19: Beschaffungskostenansätze für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung für den Filter der KA Düren-Merken ($A_{FII} = 450 \text{ m}^2$ und $A_{FII} = 900 \text{ m}^2$)	108
Tabelle 20: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 1. GAK (GT)	133
Tabelle 21: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 2. GAK (GT)	134
Tabelle 22: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 3. GAK (GT)	135
Tabelle 23: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 2. GAK (GUHt1)	136
Tabelle 24: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 2. GAK (GUHt2)	137

Verzeichnis der Abkürzungen

Abkürzung	Erläuterung	Einheit
AFS	Abfiltrierbare Stoffe (entspricht TSS = engl.: total suspended solids)	[mg/l]
BB	Belebungsbecken	
BG	Bestimmungsgrenze	[µg/l]
BET	Bestimmung der spezifischen Oberfläche von Feststoffen durch Gasadsorption nach dem Verfahren von Brunauer, Emmett und Teller	
BSB ₅	Biochemischer Sauerstoffbedarf über 5 Tage	[mg/l]
BTA	H-Benzotriazol (Korrosionsschutzmittel)	[µg/l]
BPA	Bisphenol-A (Weichmacher)	[µg/l]
BV	(engl. Bed volumes) = durchgesetzte Bettvolumina	
c	Konzentration	
CBZ	Carbamazepin (Antiepileptikum)	[µg/l]
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	[mg/l]
DCF	Diclofenac (Nichtopioid- Analgetikum / Nichtsteroidales Antirheumatikum)	[µg/l]
DIATR	Amidotrizoesäure (Röntgenkontrastmittel)	[µg/l]
DOC	(engl.: dissolved organic carbon); Gelöster organischer Kohlenstoff	[mg/l]
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.	
EBCT	(engl.: Empty Bed Contact Time) = Leerrohrkontaktzeit	[min]
EDC	Endocrine Disrupting Substances, Endokrine Disruptoren, hormonartig wirkende Substanzen	
EDTA	Ethylendiamintetraessigsäure (Komplexbildner)	[µg/l]
FF	Flockungsfilter	
FM	Fällmittel	[mg/l]
FHM	Flockungshilfsmittel	[mg/l]
GAK	Granulierte Aktivkohle	[mg/l]
GOW	Gesundheitlicher Orientierungswert	
GT	Großtechnische Versuchsanlage	
HT	Halbtechnische Versuchsanlage	
HtK	Halbtechnische Kläranlage Neuss, Weckhovener Str. 63, 41466 Neuss	
IPM	Iopromid (Röntgenkontrastmittel)	[µg/l]
K	Freundlich-Koeffizient	
k. A.	keine Angabe	
LC-MS	(engl.: liquid chromatography-mass spectrometry); Flüssigchromatographie-Massenspektrometrie	
LC-OCD	engl: liquid chromatography-organic carbon detection; Verfahren zur Aufteilung des DOC in Einzelfractionen	

mesh	Amerikanisches Maß zur Angabe der Körnung granulierter Aktivkohle	
MET	Metoprolol (Betablocker)	[µg/l]
MID	Magnetisch induktives Durchflussmessgerät	
MP	Mischprobe	
MKULNV	Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen	
n	Freundlich-Exponent	
NOM	Natural Organic Matter (DOC-Hintergrundmatrix nat. Ursprungs)	
NTU	(engl.: nephelometric turbidity unit); Einheit der Trübung	[NTU]
n.v.	nicht verfügbar	
N4-SMX	N4-Acetylsulfamethoxazol (Hauptmetabolit von Sulfamethoxazol)	[µg/l]
PAK	Pulverisierte Aktivkohle	[mg/l]
PE	Polyethylen	
PFT	Perfluorierte Tenside	[µg/l]
PFOA	Perfluorooctansäure	[µg/l]
PFOS	Perfluorooctansulfonsäure	[µg/l]
P _{ges}	Gesamter Phosphor	[mg/l]
PLS	Prozessleitsystem	
Δp _v	Druckverlust	[mbar]
qSp	Qualifizierte Stichprobe	
SP	Stichprobe	
RA	Ritalinsäure (α-Phenyl-D-piperidinessigsäure, Hauptmetabolit von Ritalin® (Methylphenidat))	[µg/l]
RSSCT	(engl.: rapid small scale column test); Kleinfilterschnelltest	
RW	Regenwetter	
SAK	Spektraler Absorptionskoeffizient	[1/m]
SMX	Sulfamethoxazol (Antibiotikum)	[µg/l]
TCP	Tris(2-chlorisopropyl)phosphat (Phosphororganische Verbindungen)	[µg/l]
TGA	Thermogravimetrische Analyse	
TN _b	(engl. Total Nitrogen bound); Gesamter gebundener Stickstoff	[mg/l]
TOC	(engl.: total organic carbon); Gesamter organischer Kohlenstoff	[mg/l]
TW	Trockenwetter	
UQN	Umweltqualitätsnorm	

1 Zielsetzung

Im Folgenden sind die Ziele gemäß Antrag auf Förderung des Forschungsvorhabens: „Untersuchung an einer bestehenden Filterzelle mit dem Einsatz von Aktivkohle zur Entfernung organischer Restverschmutzung auf der Kläranlage Düren-Merken“ vom 25.03.2009 dargestellt. Die Benennung der Teilzeile 1 bis 4 wurde entsprechend des Antrags angegeben. Im Projekt „MIKROFLOCK“ standen u. a. die Auswahl granulierter Aktivkohle und die Entfernung von Spurenstoffen im Fokus. Sofern Ergebnisse aus dem Projekt im vorliegenden Bericht verwendet werden, wird an entsprechender Stelle auf BORNEMANN et al. (2012) verwiesen. Durch Ausnutzung von Synergieeffekten aus beiden Projekten konnte das vorliegende Projekt mit reduzierten Personal- und Sachmitteln gem. dem Schreiben vom 28.04.2010 des WVER, Hr. Prof. Firk, an das Ministerium für Umwelt- und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (MUNLV, heutiges MKULNV), Hr. Dr. Mertsch, umgesetzt werden.

1.1 Teilziel 1: Weitergehende Literaturrecherche

- Erarbeitung des Messprogramms
- Bestimmung der geeigneten Aktivkohle für die Filterzelle und die Adsorptionseinheit
- Festlegung der Anlagenkonfiguration zu Betriebsbeginn
- Verifizierung/Diskussion der Messdaten

1.2 Teilziel 2: Abwasseranalytik und Versuche zu Aktivkohlebeladung

- Screening des Zulaufs der Filterstufe
- Isothermen zur Auswahl des Aktivkohleprodukts anhand von Leitparametern die durch das Screening definiert wurden
- Die granulierten Aktivkohle, die sowohl im Filterbett als auch in die nachgeschaltete Adsorptionspassage eingebracht wird, wird unter Berücksichtigung der nötigen Korngröße festgelegt.

1.3 Teilziel 3: Halb- und großtechnische Bestimmung der Betriebsgrenzen

- Erprobung einer nachgeschalteten Adsorptionspassage (Variante 1 a)
- Erprobung von halbtechnische Filtern (Variante 1 b)
- Laufzeiten bis zur vollständigen Beladung

- Betriebliche und wirtschaftliche Aspekte der Regenerierung und des Austauschs der Aktivkohle
- Rückhalt der Aktivkohle aus dem Filtrat
- Speziell für die Großtechnik (Variante 2) sollen folgende Aspekte betrachtet werden:
 - Filteraufbau und Schichthöhe der granulierten Aktivkohle
 - Beladekapazität/Laufzeiten der granulierten Aktivkohle
 - Aufrechterhaltung der Feststoffelimination
 - Rückhalt der Aktivkohle aus dem Filtrat
 - Verlust an Aktivkohle durch Austrag
 - Filterbettvolumenreduzierung durch Abrieb der Aktivkohle bei den Spülvorgängen
 - Optimierung des Spülprogramms
- Betriebliche und wirtschaftliche Aspekte der Regenerierung und des Austauschs
- Erforschung der bedeutenden Unterschiede in Betriebsweise, Verfahrenstechnik und baulichen Ausrüstung
- Aufstellung einer Korrelation von DOC zum CSB, als überwachungspflichtiger Parameter erforderlich

1.4 Teilziel 4: Wirtschaftlichkeitsbetrachtung, Empfehlung und Übertragbarkeit

- In einer abschließenden Wirtschaftlichkeitsbetrachtung werden die zwei Varianten einander gegenübergestellt und die für die Kläranlage Düren-Merken günstigste Option herausgearbeitet.
- Anhand der Abwasseranalysen und deren Vergleich mit weiteren kommunalen Kläranlagen des Landes Nordrhein-Westfalen sollen Möglichkeiten hinsichtlich der Übertragbarkeit bzw. Anwendungsgrenzen in Bezug auf andere NRW-Projekte aufgezeigt werden.
- Auch sollen Werte, die bereits bei der Literaturrecherche ermittelt wurden, hinsichtlich ihrer Übertragbarkeit bewertet werden. Eine abschließende Empfehlung erfolgt zum Einsatz der Aktivkohle im oder nach dem Filter.

2 AP 1: Literaturrecherche und Laboranalysen

2.1 Literaturrecherche

Im Folgenden ist der aktuelle Forschungsstand aus der Literatur bzgl. der Kernthemen des Projekts, der Kohlenstoff- sowie der Spurenstoffelimination, zusammengefasst, um eine Einordnung der für die KA Düren Marken erzielten Ergebnisse zu ermöglichen. Zuvor werden die für die GAK-Adsorption benötigten Begriffe kurz erläutert.

2.1.1 Begriffsdefinitionen

Für die Bemessung von GAK-Filtern sind insbesondere drei Kriterien von entscheidender Bedeutung:

- EBCT (engl. Empty Bed Contact Time = Leerrohrkontaktzeit) [min]
- Korngröße der GAK und verwendetes Produkt
- BV (engl. bed volumes = durchgesetzte Bettvolumina) [$\text{m}^3_{\text{Wasser}}/\text{m}^3_{\text{GAK}}$]

Die EBCT bezeichnet die Zeit, die sich ein Wasserteilchen rein rechnerisch in der durchströmten Filterkammer (ohne Schüttung) befindet. Sie lässt sich in diesem Fall aus der Beschickungswassermenge und dem Volumen der Filterkammer ermitteln. Prinzipiell ist eine möglichst hohe EBCT und damit eine hohe Kontaktzeit anzustreben, um eine gute Adsorption zu ermöglichen. Die EBCT lässt sich direkt aus der Fließgeschwindigkeit (bzw. Durchfluss und Filterfläche) und der GAK-Schütthöhe ableiten.

Die Korngröße der GAK ist aus zwei Gründen für die Bemessung von GAK-Filtern von Bedeutung. Einerseits ist GAK mit geringer Korngröße in Hinblick auf die zu erwartende Adsorptionsleistung besser als eine grobkörnige, da sie eine größere Oberfläche zur Adsorption bietet. Damit ist eine geringere EBCT erforderlich, um die gleiche Elimination zu erhalten. Andererseits werden in einem GAK-Filter auch partikuläre und kolloide Stoffe aus dem Abwasser abgeschieden, die im Filterbett zur Verblockung führen können. Eine feinere GAK-Körnung bewirkt prinzipiell eine schnellere Verblockung als eine gröbere. Beide Kriterien – Optimale Adsorption und Feststoffelimination – müssen bei der Bemessung gegeneinander abgewogen werden. Das verwendete GAK-Produkt ist ebenfalls von großer Bedeutung und sollte durch Adsorptionsversuche im Labormaßstab mit der örtlich vorliegenden Abwassermatrix und nach den Erfahrungen des Lieferanten ausgewählt werden.

Die BV (Einheit „ $\text{m}^3_{\text{Wasser}}/\text{m}^3_{\text{GAK}}$ “) bezeichnen das Wasservolumen, das pro GAK-Volumen im Filter durchgesetzt wurde. In der Regel werden sogenannte Durchbruchkurven für die GAK-Filterbemessung herangezogen. Dazu trägt man die normierten Konzentrationen (c/c_0), die

sich aus den Konzentrationen im Zu- (c_0) und Ablauf (c) des Filters ergeben, gegen die BV auf. Drei typische Durchbruchkurven sind in Bild 1 dargestellt.

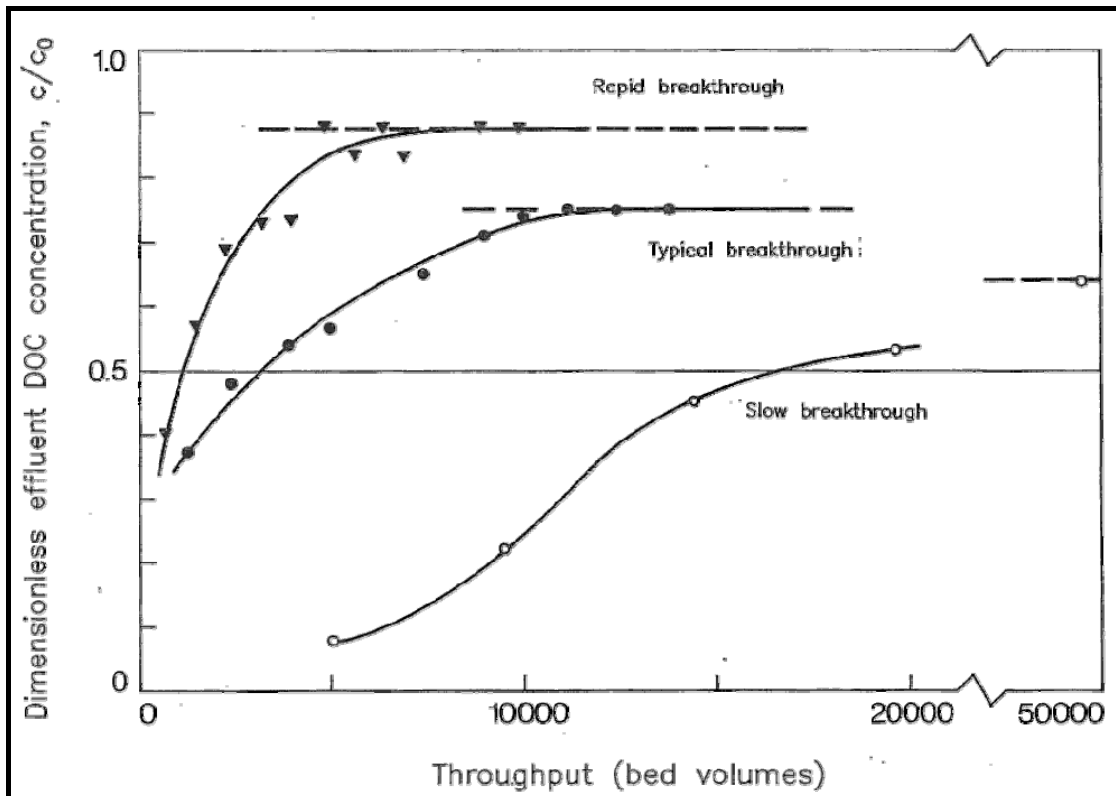


Bild 1: Durchbruchkurve von drei Substanzen mit unterschiedlichem Adsorptionsverhalten [SONTHEIMER et al., 1988]

Daraus ist ersichtlich, dass sich für unterschiedliche zu entfernende Substanzen in Abhängigkeit ihrer Eigenschaften verschiedene Durchbruchkurven für das gleiche Aktivkohleprodukt ergeben.

2.1.2 Forschungsstand zur Elimination von CSB und DOC aus Abläufen kommunaler Kläranlagen

KRÜECKELS et al. (1976) untersuchten GAK-Filterssäulen mit unterschiedlicher Länge, die mit variierender Geschwindigkeit beaufschlagt wurden (resultierende EBCT 5 min bis 30 min). Die Verläufe der Durchbruchkurven, mit denen das Adsorptionsvermögen der GAK bzgl. einzelner Stoffe in Abhängigkeit des durch die Säule geleiteten Wasservolumens beschrieben wird, konnten dabei ausschließlich auf die mittlere Kontaktzeit (m^3 Wasservolumen pro Zeit bezogen auf das Filtermaterialvolumen) im Filterbett zurückgeführt werden. Ferner wurde der Korndurchmesser der GAK als der entscheidende Betriebsparameter in Bezug auf die Ablaufqualität festgestellt. Durch eine Halbierung des Kornradius konnte die zur Erreichung der gleichen Ablaufqualität erforderliche mittlere EBCT auf weniger als die Hälfte reduziert werden.

Der biologische Abbau in einer GAK-Filtersäule kann nach KRÜCKELS et al. (1976) gegenüber der Adsorption vernachlässigt werden. Sofort nach Inbetriebnahme der Säulen konnte unabhängig von der EBCT jeweils eine nicht adsorbierbare Fraktion im Ablauf – gemessen als TOC – verzeichnet werden.

Der Stoffübergangswiderstand in der Grenzschicht des Films um die GAK-Körner kann dabei vernachlässigt werden, da er um ein Vielfaches geringer ist als der durch die Diffusion im Porenwasser und innerhalb des Kornes bedingte Widerstand. Die vollständige Sättigung eines GAK-Korns mit gelöstem Kohlenstoff durch Diffusion ins Korninnere aus der Wasserphase dauert demnach gem. KRÜCKELS et al. (1976) mehrere Monate.

Bei kleinerem Korndurchmesser steigt der zu überwindende hydraulische Druckverlust in der GAK-Schicht. Die Kinetik ist hingegen bei kleineren Korndurchmessern besser als bei größeren, da der Feststoff GAK besser mit denen aus der Flüssigphase zu adsorbierenden Stoffen in Kontakt treten kann. KRÜCKELS et al. (1976) geben als untere Grenze des mittleren GAK-Korndurchmessers einen Wert von 1 mm an. Hier stehen gute Kinetik, gute Reaktivierbarkeit bei nicht zu kleinem Korndurchmesser und Druckverlust bei der Durchströmung noch in einem guten Verhältnis.

Gemäß KRÜCKELS et al. (1976) ist die Adsorption organischer Reststoffe aus kommunalem Abwasser – anders als die definierter Einzelsubstanzen – irreversibel, wie er mit Desorptionsversuchen zeigen konnte. Insgesamt konnten Beladungen von 0,1 bis 0,4 g CSB je g Aktivkohle ermittelt werden.

ROBERTS et al. (1977) untersuchten die DOC-Elimination von biologisch und mittels 3-Schicht Flockungsfilter vorgereinigtem kommunalem Abwasser (DOC ca. 4 – 6 mg/l) mittels GAK-Adsorbern mit vier unterschiedlichen GAK. Das Abwasser wurde vor der Filtration über GAK belüftet. Die GAK musste trotz der Vorbehandlung im Flockungsfilter 1 x je Woche zurückgespült werden. Die geforderte Ablaufkonzentration von 2 mg DOC/l (entsprechend 70 bis 80 % Elimination) konnte erreicht werden. Die Elimination des DOC in Abhängigkeit der EBCT stellt sich als annähernd lineare Funktion heraus. Zur Einhaltung des DOC-Grenzwertes von 2 mg/l wird eine EBCT zwischen 10 und 20 min empfohlen. Die Fließgeschwindigkeit sowie der Korndurchmesser haben nach ROBERTS et al. (1977) dagegen nur eine sekundäre Bedeutung, was im Widerspruch zu KRÜCKELS et al. (1976) steht, die den Korndurchmesser als den wichtigsten Einflussfaktor herausgestellt haben. Die erzielte Beladung wird mit 0,2 bis 0,3 g DOC/g GAK angegeben.

VELTEN et al. (2011) bereiteten Oberflächenwasser mittels GAK-Filtration auf. Die 1. GAK-Säule (Vorozonierung – Schnellsandfiltration – Nachozonierung – GAK-Filtration) wurde mit einer EBCT von 1,65 min, die 2. GAK-Säule (Ozonierung – GAK-Filtration) mit einer EBCT von 15,67 min beschickt. Die 1. Säule enthielt eine GAK (Chemviron F400) mit einer

Korngröße von 0,125 – 0,71 mm, die 2. Säule eine GAK (Chemviron SGL 8x18) mit einer Korngröße von 1,00 – 2,38 mm. Die DOC-Beladung wurde nach Erreichen des pseudo-statischen Zustands berechnet, wobei der biologische Abbau vernachlässigt wurde. Der pseudo-statische Zustand ist der Moment, ab dem sich die DOC-Elimination im GAK-Filter mit der Zeit nicht mehr ändert, sondern auf einem konstanten Niveau verharrt. Die 1. GAK erreichte DOC-Beladungen von 28,6 g C/kg GAK. Die 2. GAK erreichte DOC-Beladungen von 18,9 g C/kg GAK. VELTEN et al. (2011) schätzten ab, dass die reale Festphasenkonzentration unter Berücksichtigung des biologischen Abbaus um 20 – 50 % geringer ausfallen könnte.

VELTEN et al. (2011) konnten außerdem zeigen, dass keine Desorption der unterschiedlichen Fraktionen der natürlichen organischen Wasserinhaltsstoffe (NOM-Fraktionen) zu verzeichnen war. Sie schließen daraus, dass die Adsorption der unterschiedlichen NOM-Fraktionen im untersuchten Wasser als irreversibel zu bezeichnen ist.

Im GAK Projekt auf der KA Obere Lutter (NAHRSTEDT et al., 2011) wurden ebenfalls CSB_{hom} und TOC-Beladungen ermittelt. Neben einer adsorbierten Komponente und einer aus biologischem Abbau auf der GAK enthalten die so ermittelten Werte die CSB-Beladung aus den abgetrennten Stoffen, die jedoch nicht auf der GAK verbleiben, sondern nach jeder Filterspülung wieder in die Kläranlage zurückgeführt werden. Unter diesen Randbedingungen wurden bis zur Erreichung einer relativen Plateauphase (Phase, in der es zu keinem weiteren signifikanten Abfall der Eliminationsleistung der GAK kommt) der Ablaufwerte für TOC und CSB Beladungen von 45-Gew% (g_{CSB}/g_{GAK}) für die GAK angegeben.

BESNAULT et al. (2012a) untersuchten einen halbtechnischen GAK-Filter im Ablauf einer kommunalen Kläranlage mit Sandfilter. Dazu wurde eine GAK F400 der Fa. Chemviron in der feinen Körnung 12x40 mesh (= 0,425 – 1,7 mm) eingesetzt. Die EBCT lag bei 10 min (BESNAULT, 2012b). Der DOC im Zulauf des GAK-Filters lag während des halbjährigen Betriebs zwischen 6,8 und 8,5 mg/l. Zu Beginn der Filtration betrug die Elimination über 85 %, nach 13.500 BV lag die Eliminationsleistung noch bei über 40 % und war damit noch nicht erschöpft.

MEDA (2012) untersuchte im halbtechnischen Maßstab vergleichend Blähton und GAK zur Biofiltration und Spurenstoffelimination in abwärtsdurchströmten Raumfiltern. Die Filtersäulen wurden aus dem Ablauf der KA Darmstadt-Süd beschickt. Als Aktivkohle kam dabei ein dampfaktiviertes Steinkohleprodukt (Hydraffin DG47/1-3 der Fa. Donau Carbon) zum Einsatz, da es gemäß der Herstellerangaben besonders abriebfest ist und gleichzeitig eine hohe Affinität für die Adsorption organischer Spurenstoffe besitzt. Die Filterbetthöhe betrug zu Beginn der Untersuchungen 2,80 m. Die Rückspülung erfolgte alle 2 bis 3 Tage ausgelöst

durch ein Druckverlustkriterium. Der CSB_{hom} im Zulauf der Filter betrug während der gesamten Versuchslaufzeit $24,6 \text{ mg/l} \pm 5,8 \text{ mg/l}$ (Mittelwert $\pm$ Standardabweichung).

MEDA (2012) konnte nach 10.000 BV einen quasi-stationären Zustand feststellen, bei dem die Eliminationsleistung der GAK nicht weiter abnahm. Daraus folgt, dass nach 10.000 BV die Entnahme von gelöstem CSB_{filt} nur noch auf die biologische Aktivität der GAK zurückzuführen ist, die vereinfacht als konstant mit 15 % angegeben wird. Die berechnete Beladung des belüfteten GAK-Betts wird bei 10.000 BV (adsorptiv erschöpft) zu 37 mg DOC/g GAK , bei unbelüftetem GAK-Bett zu 32 mg DOC/g GAK unter Berücksichtigung der als konstant angenommenen biologischen Elimination von 15 % angegeben.

MEDA (2012) weist darauf hin, dass durch die Annahme einer konstanten biologischen Elimination die Angaben von mg DOC/g GAK mit Unsicherheiten behaftet ist. Die so ermittelte Beladungsrate liegt deutlich unter der Beladungsrate, die mit Einzelstoffen z. B. aus der Gruppe der Organochlorverbindungen (z. B. Vinylchlorid) erzielt werden kann. MEDA (2012) deutet dies als Hinweis auf die schlechten Adsorptionseigenschaften der Hintergrundmatrix. NOWOTNY (2008) konnte mit einer EBCT von 5,1 min (Adsorberhöhe 0,85 m, Leerrohrgeschwindigkeit 10 m/h, Dichte 411 kg/m^3) nach 20 l Wasser/g GAK (entspricht 8.220 BV nach 30 Betriebstagen) eine biologische Restelimination von 10 bis 15 % verzeichnen, FROMM (2010) hingegen erst nach einem Durchsatz von 75 l/g (entsprechend 90 Betriebstage).

MEDA (2012) konnte in seinen Versuchen bei Durchsätzen bis 6.000 BV unter Belüftung und einer Filtergeschwindigkeit von 3,2 m/h den CSB -Schwellenwert der Abwasserverordnung von 20 mg/l sicher unterschreiten.

2.1.3 Forschungsstand zur Elimination von Spurenstoffen aus Abläufen kommunaler Kläranlagen

Im Folgenden wird der aktuelle Forschungsstand der GAK-Filtration von Abläufen kommunaler Kläranlagen mit dem Ziel der Spurenstoffelimination dargestellt und dabei – sofern in der entsprechenden Quelle vermerkt – für die entscheidenden Betriebsparameter wie EBCT, BV, etc. mit angegeben.

FAHLENKAMP et al. (2008) ordneten einen halbtechnischen Aktivkohle-Adsorber hinter einer Membranfiltration auf der Halbtechnischen Kläranlage (HtK) Neuss an. Dieser wurde mit einer Durchflussgeschwindigkeit von 10 m/h, einer GAK-Betthöhe von 0,85 m und mit DOC-Konzentrationen im Filterzulauf zwischen 8 und 13 mg/l betrieben. Die verwendete GAK (GAC1240, Fa. Norit) hatte einen mittleren Korndurchmesser von ca. 1,5 mm. In diesem Projekt galt der GAK-Adsorber als beladen, wenn die im Ablauf des Adsorbers gemessene Carbamazepin-Konzentration 10 % der Zulaufkonzentration ($c/c_0 = 0,1$) beträgt.

FAHLENKAMP et al. (2008) ermittelten bei Mischwasserzufluss und einer Filtergeschwindigkeit von 10 m/h Standzeiten von 115 Tagen für Carbamazepin (entspricht ca. 14.000 BV mit einer GAK-Dichte von 411 kg/m³) und 190 Tagen für Phenazon (entspricht ca. 23.000 BV mit einer GAK-Dichte von 411 kg/m³).

Mit dem Ziel der Elimination von prioritären Stoffen gemäß EU-Wasserrahmenrichtlinie wurden seit 2005 Untersuchungen an einem von oben nach unten durchströmten GAK-VersuchsfILTER auf der Kläranlage Hostermeer (Niederlande) durchgeführt. Zudem mussten die Grenzwerte von $N_{ges.} \leq 2,2$ mg/l und $P_{ges.} \leq 0,15$ mg/l im Ablauf des Filters eingehalten werden (MENKVELD, 2009). Zur N- und P-Elimination wurden eine C-Quelle und ein Fällmittel in den Filterzulauf dosiert. Zudem wurde ein spezielles Spülprogramm vorgesehen, das neben der regulären Spülung zur Entfernung der Feststoffe aus dem Filterbett auch ein sogenanntes ‚Bumping Cleaning‘ vorsieht. Dabei wird zur Entfernung des bei der Denitrifizierung entstehenden Stickstoffgases aus dem Filterbett eine kurze (min. 1 BV) reine Wasserspülung unterhalb des Lockerungspunktes (sehr langsame Spülung ohne Bettexpansion) vorgenommen.

Eingesetzt wurde eine GAK mit einem Korndurchmesser von 1,70 – 3,35 mm (entspricht 6 x 12 mesh) bei einer Filtrationsgeschwindigkeit von 10 m/h in Betthöhen zwischen 1,50 m und 1,95 m (1,5 bzw. 1,95 m³ eingesetztes GAK-Volumen). Das entspricht EBCTs von 9 min resp. 12 min. Nach 4.600 BV Betriebszeit (entspricht zwei Monaten) konnten für die untersuchten Spurenstoffe (Azitromycin, Carbamazepin, Clarithromycin, Diclofenac, Erythromycin, Lidocain, Metoprolol, Naproxen und Sulfamethoxazol) Eliminationsraten zwischen 31 % und 82 % gemessen werden. Nach 32.000 BV ergaben sich Eliminationsraten zwischen 0 % und 21 %. Für Metoprolol konnte von allen in diesem Projekt untersuchten Substanzen die beste Eliminationsleistung erzielt werden. Es wurden keine direkten Messungen zum Einfluss der Biomasse auf die Adsorption durchgeführt. Aus der Tatsache, dass die Jodzahl, als Maß für die innere Oberfläche und die Bindungswirkung von Jod an der Kohle, auch nach elf Monaten noch weiter abnahm wurde jedoch geschlossen, dass die Biomasse einen geringen Einfluss auf die Adsorptionskapazität hat. Die reguläre Rückspülung des Filters erfolgte im Mittel nach 12 h. (MENKVELD et al., 2009)

Die meisten der bei den Versuchen auf der Kläranlage Obere Lutter untersuchten Spurenstoffe (darunter Diclofenac, Metoprolol, Carbamazepin) zeigen Beladungen von etwa 0,02 bis 0,04 kg/Mg GAK. 1-H-Benzotriazol weist hingegen höhere Beladungen von etwa 0,8 kg/Mg GAK auf. EDTA zeigt Beladungen von etwa 0,25 kg/Mg GAK, wobei die maximale Beladung nicht am Ende der Laufzeit des Filters, sondern zuvor auftritt, was auf eine Desorption des EDTA aus dem Filterbett hindeutet. (NAHRSTEDT et al., 2011)

BESNAULT et al. (2012a) untersuchten die Elimination von Antibiotika (Filterzulaufkonzentration: 30 – 210 ng/l) und Betablockern (Filterzulaufkonzentration: 1 – 700 ng/l). Die EBCT betrug 10 min (BESNAULT, 2012b). Die Versuchsrandbedingungen sind in 2.1.2 dargestellt. Die Betablocker Atenolol und Metoprolol waren auch nach 13.500 BV nicht im Ablauf des Filters nachweisbar. Die Eliminationsleistung in Bezug auf Sulfamethoxazol lag nach Versuche bei 70 %.

In Bezug auf die untersuchten Spurenstoffe konnte MEDA (2012) bei der nachgeschalteten Filtration zum Teil geringere, zum Teil höhere Verbräuche von GAK gegenüber PAK abhängig vom betrachteten Spurenstoff nachweisen. Eliminationen von Spurenstoffen sind auch durch die reine Biofiltration mit inertem Filtermaterial (Blähton) möglich, sie sind jedoch unter praxisnahen Bedingungen wie Filtrationsgeschwindigkeiten und Spülmodalitäten vergleichsweise sehr gering.

Carbamazepin und Amidotrizoesäure können nach Untersuchungen von MEDA (2012) nicht durch Filtration über Blähton mittels biologischen Abbaus eliminiert werden.

Bei Durchsätzen bis 6.000 BV konnte MEDA (2012) Entfernungsraten von über 80 % für Sulfamethoxazol, Diclofenac und Carbamazepin verzeichnen. Diese Stoffe sowie Bezafibrat sind besser adsorbierbar als die organische Hintergrundmatrix quantifiziert als DOC. Amidotrizoesäure hingegen ist deutlich schlechter adsorbierbar als der DOC. Nach 20.800 BV entsprechend 47,7 l/g GAK konnten für Carbamazepin Eliminationsraten von immer noch über 80 % und Konzentrationen von unter 0,1 µg/l (GOW) im Ablauf der GAK-Säule gemessen werden. Die Mittelwerte von Carbamazepin und Diclofenac im Zulauf der Filtersäulen lagen während des Versuchszeitraums bei etwa 2,5 µg/l, für Sulfamethoxazol bei etwa 0,5 µg/l und für Amidotrizoesäure bei etwa 3,4 µg/l, letztere jedoch mit massiven Schwankungen mit einem Maximalwert von 24.000 µg/l.

MEDA (2012) verzeichnet für den Parameter Sulfamethoxazol negative Eliminationen, was er auf die Entstehung aus Konjugaten zurückführt.

2.2 Labor- und Onlineanalytik

2.2.1 Standard- und Spurenstoffanalytik

In Tabelle 1 sind die während der Versuchsphase analysierten Parameter zusammengestellt. Unterschieden wird zwischen den Betriebszeiträumen der 1., der 2. und der 3. GAK in den großtechnischen Versuchen (GT) sowie den halbtechnischen Versuchen (HT), die mit der 2. GAK durchgeführt wurden (s. Kap. 3.2 ff.). Abgesehen von der Trübung, die nur bei der GT bestimmt wurde, wurden bei allen Versuchen die Standardparameter bestimmt. Die analysierten Spurenstoffe untergliedern sich in die Gruppen Pharmaka, Diagnostika,

Korrosionsschutzmittel, endokrin wirksame Substanzen (EDC), perfluorierte Tenside, phosphororganische Verbindungen und Komplexbildner. Bei der HT wurde die Analytik aus wirtschaftlichen Gründen auf eine kleinere Auswahl an Spurenstoffen beschränkt. Bei der GT wurden zum Teil einzelne Spurenstoffe während der Projektlaufzeit hinzugenommen, da noch keine Messungen vorlagen, die Relevanz dieser Substanzen jedoch in anderen Projekten intensiv diskutiert wurde (z.B. EDCs). Die PFT wurden aufgrund der Nichtnachweisbarkeit im vorliegenden Abwasser wieder aus dem Untersuchungsumfang gestrichen.

Die Standardanalytik wurde vom Labor des WVER durchgeführt. Die Spurenstoffanalytik wurde am Umweltanalytischen Labor des ISA (kurz: ISA-Labor) durchgeführt. Die hierzu verwendete Methodik ist umfassend in PINNEKAMP et al. (2012) beschrieben und wird deshalb an dieser Stelle nicht erneut erläutert.

Die Entnahme und Behandlung der Spurenstoffproben erfolgte unter den folgenden Randbedingungen:

- Sammelgefäße in den Probennehmern für 24h-Mischproben aus Edelstahl (15 l-Edelstahleimer in falzloser Ausführung mit Schnaupe und Henkel)
- Kühlung der Proben im Probenehmer auf etwa 4°C
- Transport der Proben in 5 l Braunglasflaschen bei etwa 4°C
- Keine weitere Behandlung der Spurenstoffproben vor der Analyse (keine pH-Wert Erhöhung/Erniedrigung, keine Oxidationsmittel, keine Biozide etc.)

Neben der Laboranalytik wurden Onlinesonden des Typs Spektrolyser der Fa. SCAN Messtechnik GmbH, Österreich für die Parameter DOC, CSB_{filt} , CSB_{hom} und AFS verwendet. Die Trübung wurde kontinuierlich nach dem IR-Streuchlichtverfahren mit Online-Sonden der Firma Endress+Hauser Turbimax W CUS31 gemessen und dokumentiert.

Tabelle 1: Analysenplan

Gruppe	Parameter	Ab- kürzung	GT 1. GAK	GT 2. GAK	GT 3. GAK	HT 2. GAK	Methode	Bestimmungs- grenze	Einheit	Labor	Verfahren
Standard	Abfiltrierbare Stoffe (0,6 µm Glasfaserfilter)	AFS	X	x	x	x	DIN 380409 T2	1 mg/l (AFS < 100 mg/l))	mg/l	WVER	Online und 24h-MP bei GT, SP bei HT
	Chemischer Sauerstoffbedarf (aus filtrierter Probe, Glasfaserfilter 0,6 µm)	CSB _{filtr}	X	x	x	x	DIN 38 409 T41 / T44	15 mg/l / 5mg/l	mg/l	WVER	Online und 24h-MP bei GT, SP bei HT
	Chemischer Sauerstoffbedarf (aus homogenisierter Probe)	CSB _{hom}	X	x	x	x	DIN 38 409 T41 / T44	15 mg/l / 5mg/l	mg/l	WVER	Online und 24h-MP bei GT, SP bei HT
	Gelöster organischer Kohlenstoff	DOC	X	x	x	x	DIN-EN-ISO 1484	1,563 mg/l	mg/l	WVER	Online und 24h-MP bei GT, SP bei HT
	Gesamt-Phosphor	P	X	x	x	x	DIN-EN-ISO 6878	0,016 mg/l	mg/l	WVER	Online und 24h-MP bei GT, SP bei HT
	Trübung	NTU	X	x	x	–	k. A.	0,1 NTU	NTU	WVER	Online
	Elektrische Leitfähigkeit	LF	X	x	x	x	k. A.	k. A.	µS/cm	WVER	24h-MP bei GT, SP bei HT
	pH	pH	X	x	x	x	k. A.	k. A.	–	WVER	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Temperatur	T	–	–	–	x	k. A.	k. A.	°C	WVER	Online
Pharmaka	Carbamazepin	CBZ	X	x	x	x	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Diclofenac	DCF	X	x	x	x	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Metoprolol	MET	X	x	x	x	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	N4-Acetylsulfamethoxazol	N4-SMX	–	x	x	x	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Ritalinsäure	RA	X	x	–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Sulfamethoxazol	SMX	X	x	x	x	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HAT

Gruppe	Parameter	Abkürzung	GT 1. GAK	GT 2. GAK	GT 3. GAK	HT 2. GAK	Methode	Bestimmungsgrenze	Einheit	Labor	Verfahren
Diagnostika	Amidotrizoesäure (Diatrizoat)	DIATR	X	x	–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Iopamidol	IDOL	–	–	x	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Iopromid	IMID	–	–	x	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
Korrosionsschutzmittel	Benzotriazol	BTA	X	x	x	x	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
EDCs	Bisphenol-A	BPA	X	x	–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	E1-Estron	E1	–	–	x/–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	E2-17 β Estradiol	E2	–	–	x/–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	EE2-17 α Ethinylestradiol	EE2	–	–	x/–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
Perfluorierte Tenside	Perfluorooctansäure	PFOA	X	x	–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Perfluorooctansulfonsäure	PFOS	X	x	–	–	Hausmethode ISA	10 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
Phosphororganische Verbindungen	Tris(2-chlorisopropyl)-phosphat	TCPP	X	x	x	–	Hausmethode ISA	100 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
Komplexbildner	Diethylentriaminpentaessigsäure	DTPA	–	–	x	–	Hausmethode ISA	1.000 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Ethylendiamintetraessigsäure	EDTA	X	x	x	–	Hausmethode ISA	1.000 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT
	Nitrilotriessigsäure	NTA	–	–	x	–	Hausmethode ISA	1.000 ng/l	ng/l	ISA	24h-MP bei GT, SP bei HT

x: Parameter während des gesamten Zeitraums analysiert

–: Parameter während des gesamten Zeitraums nicht analysiert

x/–: Parameter während eines Teilzeitraums analysiert

24h-MP: 24h-Mischprobe, SP: Stichprobe, HT: Halbtechnischer Versuch, GT: Großtechnischer Versuch

2.2.2 LC-OCD

In der Regel wird der Anteil an gelöstem Kohlenstoff im Wasser als Summenparameter CSB oder DOC dargestellt. Eine weitere Charakterisierung ist mit diesen Parametern naturgemäß nicht möglich. Theoretisch wäre eine Einzelstoffanalyse der Stoffe denkbar, aus denen sich der DOC zusammensetzt. Aus praktischer Sicht ist dies jedoch aus Gründen der Komplexität kommunaler Abwässer nicht möglich.

An dieser Stelle greift das Analyseverfahren LC-OCD (Liquid Chromatographie - Organic Carbon Detection) an, bei dem der DOC in einzelne Fraktionen entsprechend ihrer Eigenschaften (insbesondere ihrer Größe) aufgetrennt wird. Es handelt sich um ein Verfahren, bei dem die zu analysierende Probe zunächst mit einer chromatographischen Säule aufgetrennt wird und die daraus anschließend sukzessiv entsprechend ihrer Eigenschaften eluierenden Fraktionen mittels eines DOC-Analysators und ggf. weiterer Detektoren separat quantifiziert werden. Im Rahmen dieser Arbeit wurde ein LC-OCD Gerät (UV-Detektor bei 254 nm und DOC-Detektor) der Firma DOC-Labor GmbH in Karlsruhe verwendet, die auch die Analysen durchführten.

Die in diesem Gerät zur Auftrennung der Fraktionen verwendete Chromatographiesäule ist mit einem Ionenaustauscherharz auf der Basis von Polymethylmethacrylat (schwacher Kationenaustauscher) als stationäre Phase gefüllt. Die Wasserprobe wird mit einem Phosphatpuffer als mobile Phase versetzt und zur Abtrennung der ggf. noch enthaltenen Partikel über einen 0,45 µm Membranfilter mittels Pumpe auf die Chromatographiesäule gegeben. Nähere Angaben zur Analysemethodik sind in HUBER et al. (2011a und 2011b) zu finden.

Aufgrund der spezifischen Eigenschaften der organisch gelösten Substanzen in der Probe lagern sich diese unterschiedlich stark an die stationäre Phase an und eluieren unterschiedlich schnell wieder zurück in die mobile Phase und damit in den Ablauf der Chromatographiesäule. Entscheidend hierbei sind Diffusionsvorgänge zwischen mobiler und stationärer Phase. Dabei können vier prinzipielle Mechanismen unterschieden werden die ineinander übergehen und die die Auftrennung des DOC in Einzelfraktionen innerhalb der Säule bestimmen:

- Hydrophile Moleküle mit sehr großer Molmasse können nicht in die stationäre Phase diffundieren und eluieren unmittelbar nach dem Totraumvolumen der mobilen Phase und damit in den Ablauf der Säule.
- Hydrophile Moleküle mit großer Molmasse diffundieren nicht sehr tief in die stationäre Phase und eluieren relativ schnell zurück in die mobile Phase und damit in den Ablauf der Säule.

- Hydrophile Moleküle mit kleiner Molmasse diffundieren tiefer in die stationäre Phase und eluieren entsprechend verzögert zurück in die mobile Phase und damit in den Ablauf der Säule.
- Vergleichsweise hydrophobe Moleküle verbleiben auf der stationären Phase, können damit analytisch nicht direkt erfasst werden und müssen nach einigen Messdurchgängen mittels pH-Wert Anhebung durch Spülung wieder desorbiert werden.

Der letztgenannte Anteil hydrophober Moleküle ergibt sich nach erfolgter Messung indirekt aus einer Differenzbetrachtung des gesamten DOC der Probe und der aufsummierten Einzelfraktionen. Neben der Molekülgröße sind weitere Einflussfaktoren wie z. B. die Ladung der einzelnen Fraktionen mitbestimmend, die die Wechselwirkung zwischen mobiler und stationärer Phase noch zusätzlich beeinflussen.

Der Chromatographiesäule nachgeschaltet sind DOC- und ggf. weitere Detektoren, die die einzelnen Fraktionen quantifizieren. Anders als bei der herkömmlichen DOC-Bestimmung kann hier aufgrund der hohen Salzfracht in der mobilen Phase keine Thermodetektor verwendet werden, sondern der DOC wird in einem UV-Reaktor oxidiert. Dabei handelt es sich um einen nach seinem Entwickler benannten GRÄTZEL-Dünnschichtreaktor (HUBER, 2011a). Dieser besteht aus zwei doppelwandigen gläsernen Hohlzylindern mit einem Ringspalt von etwa 1 mm, wobei sich der innere Zylinder durch einen Motor in gleichmäßiger Rotation befindet. Im Zwischenraum der beiden Zylinder fließt die Probe durch Gravitation und wird mittels Teflonstiften, die auf dem inneren Zylinder angebracht sind, kontinuierlich vermischt, um einen homogenen dünnen Flüssigkeitsfilm aufzuspannen. Durch die UV-Lampe in der Mitte des inneren Zylinders kann dieser dünne Flüssigkeitsfilm während einer Aufenthaltszeit von etwa 60 Sekunden optimal bestrahlt werden, um den Kohlenstoff zu oxidieren. Als Trägergas wird Stickstoff verwendet, der einerseits dazu dient im oberen Bereich des Reaktors durch Strippung den bereits im Wasser befindlichen anorganischen Kohlenstoff (inorganic carbon = IC) aufzunehmen (Aufenthaltszeit etwa 20 s) und im unteren UV-bestrahlten Bereich den organischen Kohlenstoff (organic carbon = OC) aufzunehmen. Die beiden mit Kohlendioxid angereicherten Stickstoffströme werden separat aus dem Reaktor geführt, entfuchtet und einem Infrarotdetektor zur Online-Quantifizierung des Kohlendioxids und damit des DOC aufgegeben.

Durch Darstellung des so erhaltenen DOC-Signals gegen die (Retentions-)Zeit, wie in Bild 2 zu sehen, lässt sich der DOC je nach untersuchtem Wasser in bis zu fünf Einzelfraktionen zerlegen und quantifizieren. Die Quantifizierung ergibt sich wie bei der Auswertung von Chromatogrammen üblich, durch Integration der Flächen der Einzelfraktionen über die (Retentions-)Zeit. Folgende Fraktionen lassen sich unterscheiden:

- Biopolymere:

Sehr hochmolekulare, hauptsächlich nicht-ionische Fraktion. Typische Vertreter dieser Gruppe sind Aminosucker, Proteine und Polysaccharide. Letztere sind vermutlich Hauptbestandteil der „Extrazellulären Polymeren Substanzen“ (FLEMMING et al., 2007). Biopolymere sind nur unwesentlich an Aktivkohle adsorbierbar, sie können jedoch durch mikrobielle Aktivität, wie sie in länger betriebenen Aktivkohlefiltern oder in Langsamsandfiltern vorzufinden ist, abgebaut werden (ZHENG, 2010). Ferner handelt es sich um die Fraktion, die im Wesentlichen für das Fouling von Membranen verantwortlich ist, wie Untersuchungen von HABERKAMP (2008) und ZHENG (2010) zeigten.

- Huminstoffe:

Hochmolekulare Fraktion, bestehend aus Fulvinsäuren, Huminsäuren und Huminen. Die Humine haben aufgrund ihrer sehr geringen Hydrophilie hier praktisch keine Relevanz, da sie entweder bereits nicht mehr in der flüssigen Phase zu finden sind oder auf der Chromatographiesäule als Teil der hydrophoben Fraktion (s. u.) verbleiben und somit nicht als DOC-Signal direkt erfasst werden können. Fulvinsäuren haben eine geringere molare Masse als Huminsäuren. Beide entstehen als Abbauprodukte von Mikroorganismen. Huminsäuren entstehen vorwiegend durch Zersetzungsprozesse in der belebten Bodenzone, Fulvinsäuren in der Boden- und Wasserzone. Die Wasserzone kann nicht nur ein natürliches Gewässer sein, sondern auch eine technische Anlage, in der mikrobieller Abbau stattfindet (Kanal / Kläranlage) und die damit auch Quelle von Fulvinsäuren ist. Huminstoffe zeigen durch die in ihrer Struktur enthaltenen ungesättigten Kohlenstoffringe eine ausgeprägte UV-Adsorption bei 254 nm und lassen sich damit gut mit Hilfe eines UV-Detektors darstellen. Huminstoffe können gut an Aktivkohle adsorbiert werden (KAZNER, 2011).

- Building Blocks:

Mittelmolekulare Fraktion, die den Huminstoffen ähnelt. Huminstoffe können durch Einwirkung äußerer Energie wie z. B. UV-Licht oder Ultraschall in Building Blocks zerlegt werden. Daraus folgern HUBER et al. (2011a), dass es sich um Grundbausteine der Huminstoffe handeln muss. Building Blocks sind der Flockung praktisch nicht zugänglich (HUBER et al., 2011a).

- Niedermolekulare Säuren:

Niedermolekulare, saure und anionische Fraktion, bestehend hauptsächlich aus organischen C1 bis C6 Säuren. In dieser Fraktion finden sich noch geringe Anteile an niedermolekularen Huminsäuren, die mit Hilfe eines empirischen Zusammenhangs herausgerechnet werden (HUBER, 2011a). Diese Fraktion ist in Bild 2 nicht ersichtlich, da sie im untersuchten Wasser nicht vorhanden war. Sie würde jedoch als scharf

abgegrenzter Peak zwischen den Building Blocks und den niedermolekularen Neutralstoffen erscheinen (BALZ, 2013).

- **Niedermolekulare Neutralstoffe:**

Sehr hydrophile bis amphiphile, niedermolekulare Fraktion, die praktisch keine UV-Adsorption zeigt. Typische Vertreter dieser Gruppe sind Alkohole, Aldehyde, Zucker, Ketone und Aminosäuren.

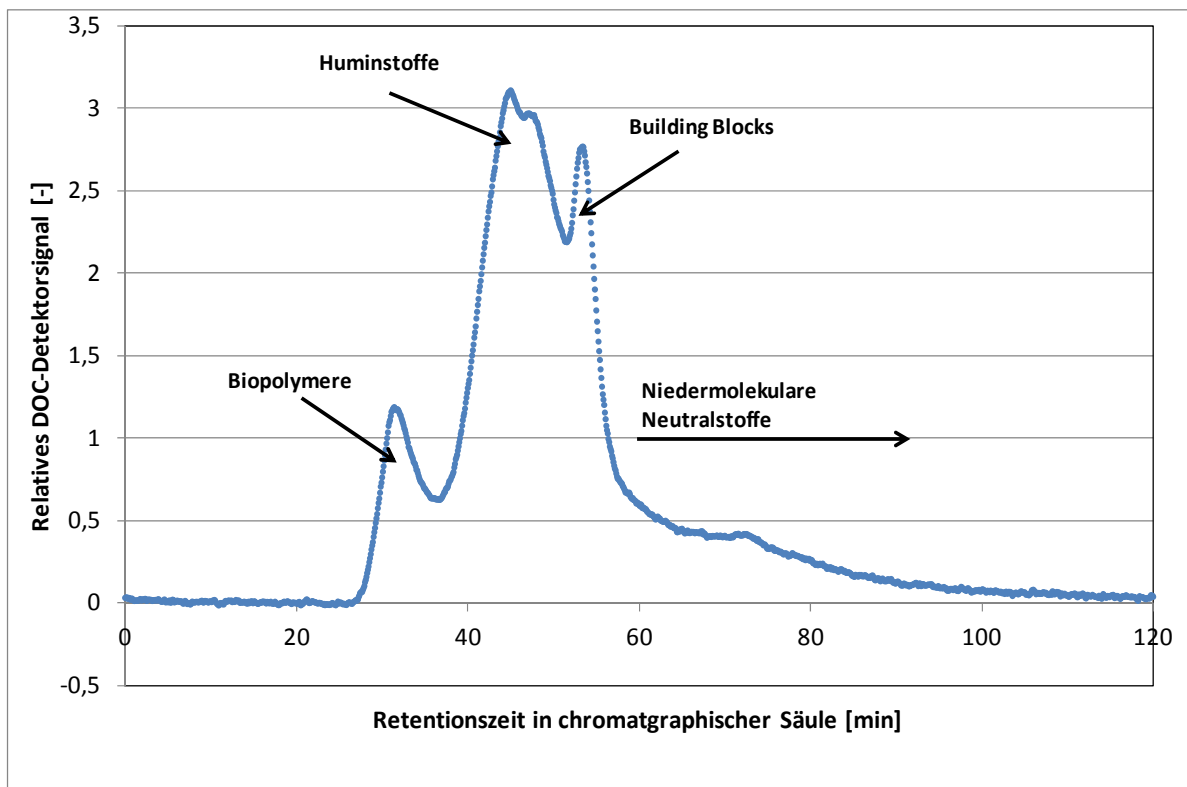


Bild 2: Chromatogramm der Einzelfractionen des DOC-Detektors am Beispiel eines Filterzulaufs (= Ablauf Nachklärung) der Kläranlage Düren des Wasserverbands Eifel-Rur

Für die Gruppe der niedermolekularen Neutralstoffe und der niedermolekularen Säuren konnten RUHL und JEKEL (2012) mit Hilfe von Modellsubstanzen zeigen, dass hier nicht die Molekülgröße den wesentlichen Einfluss auf die Retentionszeit der Stoffe hat. Vielmehr ist die Art und Menge funktionaler Gruppen maßgebend. So konnte insbesondere eine Korrelation zwischen der Retentionszeit und den Carboxylgruppen für die ausgewählten Modellsubstanzen (Reinsubstanzen) ermittelt werden.

Zeitlich nach den niedermolekularen Neutralstoffen würden theoretisch niedermolekulare Basen eluieren. Diese sind jedoch nicht von praktischer Relevanz, da sie in „natürlichen“ Wasserproben nicht enthalten sind. Gemäß THURMAN (1985) zeigen – abgesehen von Aluminiumoxiden bei pH-Werten kleiner 9 – alle natürlichen Sedimente Kationen-, jedoch praktisch keine Anionentauschkapazitäten. Zugleich adsorbieren organische Basen und

dabei insbesondere die in dieser Stoffgruppe vorherrschenden Aminosäuren leicht an solchen „natürlichen“ Kationentauschern. Weiterhin können manche Huminsäuren kationische Austauschstellen aufweisen. Dies könnte ein Hinweis darauf sein, warum organische Basen nur sehr selten in natürlichen Wässern zu finden sind.

Durch die Fa. Huber wurde eine Probe eines Oberflächengewässers in 6-facher Wiederholung gemessen und die Streuung innerhalb der einzelnen DOC-Fraktionen ermittelt (HUBER, 2013). Eine Streuung der niedermolekularen Säuren konnte hier nicht ermittelt werden, da diese Fraktion in der untersuchten Probe nicht nachweisbar war. Deutlich zeigt sich, dass bei den Fraktionen „niedermolekulare Neutralstoffe“ und bei der „hydrophoben Fraktion“ die höchsten Streuungen zu verzeichnen sind. Die Streuung der hydrophoben Fraktion ist damit zu erklären, dass sie rechnerisch aus einer Differenzbildung aus zwei Werten ermittelt werden muss, da sie nicht direkt gemessen werden kann (s. o.). Die vergleichsweise hohe Streuung der niedermolekularen Fraktion begründet sich in der Tatsache, dass prinzipbedingt über ein langes Intervall integriert werden muss, so dass sich das „Hintergrundrauschen“ des DOC-Detektors entsprechend stärker als Streuung bemerkbar macht. Die Fraktion der Huminstoffe hingegen streut insgesamt am wenigsten.

Die unterschiedlichen Fraktionen unterscheiden sich auch hinsichtlich ihrer Eliminationsfähigkeit durch typische Aufbereitungsverfahren. So nimmt die Flockbarkeit der Fraktionen im Allgemeinen mit fallender molekularer Masse ab (HUBER et al., 2011a; VELTEN et al., 2011 und HABERKAMP, 2008). Die Adsorbierbarkeit von Biopolymeren an Aktivkohle ist gering, die der anderen Fraktionen dagegen vergleichsweise höher. Die Adsorbierbarkeit der hydrophoben Fraktion, die irreversibel an der Säule adsorbiert ist, ist naturgemäß sehr hoch.

2.2.3 Auswertung der Analysedaten

Für die Auswertung der durch das Labor des WVER und des ISA analysierten Parameter (Tabelle 1) wurden die Rohdaten nach der im Folgenden beschriebenen Methodik bearbeitet, um die Messfehler zu minimieren bzw. im Falle der Iteration eine Auswertung erst zu ermöglichen: Folgende Verfahren wurden angewandt:

- Bestimmungsgrenze für analysierte Parameter gem. Tabelle 1
- Kompensation des Rückspülfehlers durch Mischungsrechnung
- Iteration der Durchbruchkurven (Ausgleichsfunktionen) für die Berechnung der Parallelschaltung von Filterzellen

Bestimmungsgrenze:

Die Parameter wurden seitens der Labore mit den in Tabelle 1 angegebenen Bestimmungsgrenzen ermittelt. Würde man für die Abwasserproben, für die ein Wert unterhalb der

Bestimmungsgrenze analysiert wurde, – der definitionsgemäß nicht näher quantifiziert werden kann – die Bestimmungsgrenze ansetzen, so würde die tatsächliche Konzentration in der Probe überschätzt werden. Alternativ könnte an Stelle der Bestimmungsgrenze der Wert „0“ angesetzt werden. Das würde jedoch zu einer Unterschätzung der tatsächlichen Konzentration in der Wasserprobe führen, da der Wert „0“ in der Praxis nie erreicht werden kann. Aufgrund von Empfehlungen der Länder Arbeitsgemeinschaft Wasser (LAWA, 2008), sollte, sofern 10 % oder mehr der analysierten Wasserproben einer Messstelle oberhalb der Bestimmungsgrenze des analysierten Parameters liegen, für Proben, die Ergebnisse unterhalb der Bestimmungsgrenze aufweisen, die halbe Bestimmungsgrenze angesetzt werden. Andernfalls (< 10% der Werte) sollte für die Werte, die unterhalb der Bestimmungsgrenze liegen, der Wert „0“ angesetzt werden. Damit soll erreicht werden, dass die Fehler, die durch Über- oder Unterschätzung der Messwerte entstehen, bestmöglich minimiert werden.

Kompensation des Rückspülfehlers:

Bei der Entnahme von 24 h-Mischproben aus den Abläufen der Filterzellen bei den großtechnischen Versuchen am Filter der Kläranlage Düren-Merken, bei denen lediglich eine von mehreren Filterzellen mit GAK als Filtermedium ausgerüstet wurde, tritt ein systematischer Messfehler auf.

Dies ist dadurch zu erklären, dass das Druckrohr, aus dem die Probe entnommen wird, bei der Rückspülung des Filters Rückspülwasser (kein Schlammwasser!) enthält. Das Rückspülwasser stammt aus den Abläufen aller in Filtration befindlichen Filterzellen. Damit entspricht es in erster Näherung dem Ablauf der als Referenz dienenden Filterzelle 11, die wie die Filterzellen 1 bis 10 inertes Filtermaterial enthält (3.1.1). Damit kommt es bei der Probenahme aus dem Ablauf der Filterzelle 11 nicht zu einer Verfälschung, da mit gleichartigem Filtrat rückgespült wird. Bei Filterzelle 12 hingegen, die GAK als Filtermaterial enthielt, kommt es zu einer Verunreinigung bei der Probenahme, da die Filtratqualität von Filterzelle 12 „besser“ ist, als das Wasser, mit dem zurückgespült wird. Da die Anzahl der Rückspülungen je Probenahmeintervall vom Leitsystem der Kläranlage aufgezeichnet wurde, kann der durch Rückspülung hervorgerufene Fehler durch eine Mischungsrechnung in erster Näherung „herausgerechnet“ werden. Dazu wird anteilig für die Zeit der Rückspülung (Ansatz: 30 min je Spülung) die Ablaufqualität von Filterzelle 11 in die gemessene Konzentration des Ablaufs der Filterzelle 12 eingerechnet. Die Berechnung erfolgt nach folgender Formel, wobei immer ein Intervall von 24 h (entspricht der Entnahme der 24h-Mischprobe) betrachtet wird:

aus
$$C_{FZ12, \text{ Mischung}} = \frac{(C_{FZ12} \cdot t_1) + (C_{FZ11} \cdot t_2)}{t_1 + t_2}$$

folgt:
$$C_{FZ12} = \frac{[C_{FZ12, \text{ Mischung}} \cdot (t_1 + t_2)] - (C_{FZ11} \cdot t_2)}{t_1}$$

mit:

$C_{FZ12, \text{ Mischung}}$ = gemessene Konzentration im Ablauf FZ12 (verunreinigt mit Spülwasser) in mg/l

C_{FZ11} = Ablaufkonzentration FZ11 (gemessen) in mg/l

C_{FZ12} = Ablaufkonzentration FZ12 (berechnet) in mg/l

t_1 = Summe der Filtrierzeit in min

t_2 = Summe der Rückspülzeit in min

$t_1 + t_2 = 1.440 \text{ min} = 24 \text{ h}$

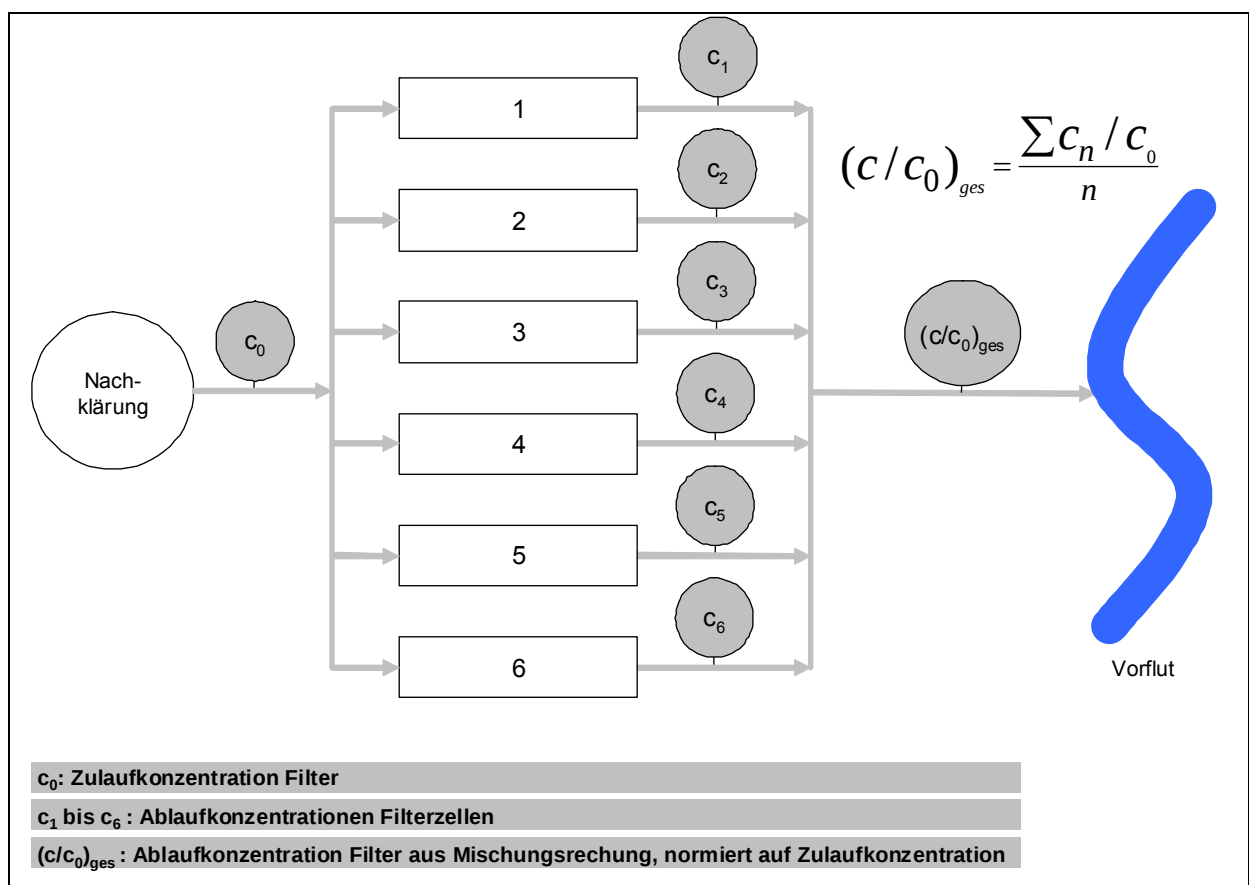


Bild 3: Ermittlung der Ablaufkonzentration des gesamten Filters mit Mischungsrechnung der Ablaufkonzentrationen der Filterzellen 1 bis 6 (Da beladene GAK immer in zwei Filterzellen gleichzeitig gegen unbeladene GAK ausgetauscht wird, reduziert sich die zu betrachtende Anzahl der Filterzellen von 12 auf 6)

Iteration der Durchbruchskurven für die Berechnung der Parallelschaltung von Filterzellen:

Granulierte Aktivkohle (GAK) muss nach Erreichen eines definierten Schadstoffgrenzwerts im Filterablauf ausgetauscht werden. Die Bettvolumina, nach denen ein GAK-Filterbett ausgetauscht werden muss, um den definierten Grenzwert einzuhalten, lassen sich jedoch nicht direkt aus den Durchbruchskurven ablesen, da diese nur eine Filterzelle abbilden. Vielmehr muss, basierend auf den ermittelten Durchbruchskurven und der Anzahl der Filterzellen, eine Umrechnung erfolgen, die zu einem signifikant längeren Austauschintervall führt. ROBERTS und SUMMERS (1982) konnten anhand der Integration einer gemessenen TOC-Durchbruchskurve zeigen, dass durch Verwendung von zehn parallel geschalteten Filterzellen die durchschnittliche Standzeit gegenüber einer Einzelfilterzelle verdoppelt werden kann.

Im großtechnischen Maßstab werden Filterzellen seriell oder parallel betrieben, um die GAK maximal zu beladen und diese damit zur Betriebs- und Kostenoptimierung bestmöglich auszunutzen. Bei Flockungsfiltern auf kommunalen Kläranlagen ergibt sich der Parallelbetrieb von mehreren Filterzellen konstruktionsbedingt, für einen seriellen Betrieb müsste das Wasser hingegen erneut gepumpt werden.

Eine Parallelschaltung von GAK-Filterzellen führt zu einer deutlich besseren Ausnutzung der verwendeten GAK und damit zu einer längeren durchschnittlichen Standzeit als der Betrieb einer einzelnen Filterzelle, sofern immer die höchstbeladene GAK gegen unbeladene GAK ausgetauscht wird (SONTHEIMER et al., 1988). Dieses Vorgehen liegt darin begründet, dass durch den sukzessiven Austausch der GAK ein Teil der Filter immer deutlich unterhalb des geforderten Ablaufwertes betrieben wird. Da jedoch nur die Mischung aus allen Filterabläufen einen definierten Grenzwert unterschreiten muss, kann ein Teil der Filterzellen oberhalb des zulässigen Grenzwerts betrieben werden. Damit kann eine maximale Beladung der GAK bei gleichzeitiger Einhaltung eines geforderten Grenzwertes erreicht werden.

In einem ersten Schritt müssen dazu die Messwerte, die an einer einzelnen Filterzelle ermittelt wurden als c/c_0 gegen die durchgesetzten Bettvolumina [m^3 Wasser/ m^3 GAK] aufgetragen werden. Anschließend müssen die Messwerte durch eine Funktion beschrieben werden. Die Funktion kann dann verwendet werden, um die Mischungsrechnung durchzuführen. Im Projekt MIKROFLOCK (BORNEMANN et al, 2012) wurde zur Beschreibung der Durchbruchskurven vereinfachend ein linearer Zusammenhang zwischen durchgesetzten Bettvolumina und erzielter Elimination unterstellt, um die erzielbaren Bettvolumina bei vorgegebenem Grenzwert durch Mischungsrechnung abzuschätzen. Im vorliegenden Bericht wird ein exponentieller Zusammenhang zu Grunde gelegt, der eine bessere Beschreibung des Durchbruchverhaltens ermöglichen soll.

Die verwendete Exponentialfunktion ist in Anlehnung an CARLSON et al. (1994) in Bild 4 schematisch dargestellt. Es wird deutlich, dass sich die normierte Konzentration gemessen als Quotient zwischen Zu- und Ablauf des Filters in diesem Modell aus drei hier farbig markierten Komponenten zusammensetzt. Beim nicht adsorbierbaren Anteil handelt es sich um die Wasserinhaltsstoffe, die aufgrund ihrer stark hydrophilen Natur und/oder ihrer Molekülgröße (2.2.2) bei den vorliegenden betriebstechnischen Randbedingungen nicht an die GAK adsorbieren und das Filterbett passieren. Diese Fraktion wird über die Betriebszeit des Filters vereinfacht als konstant angenommen.

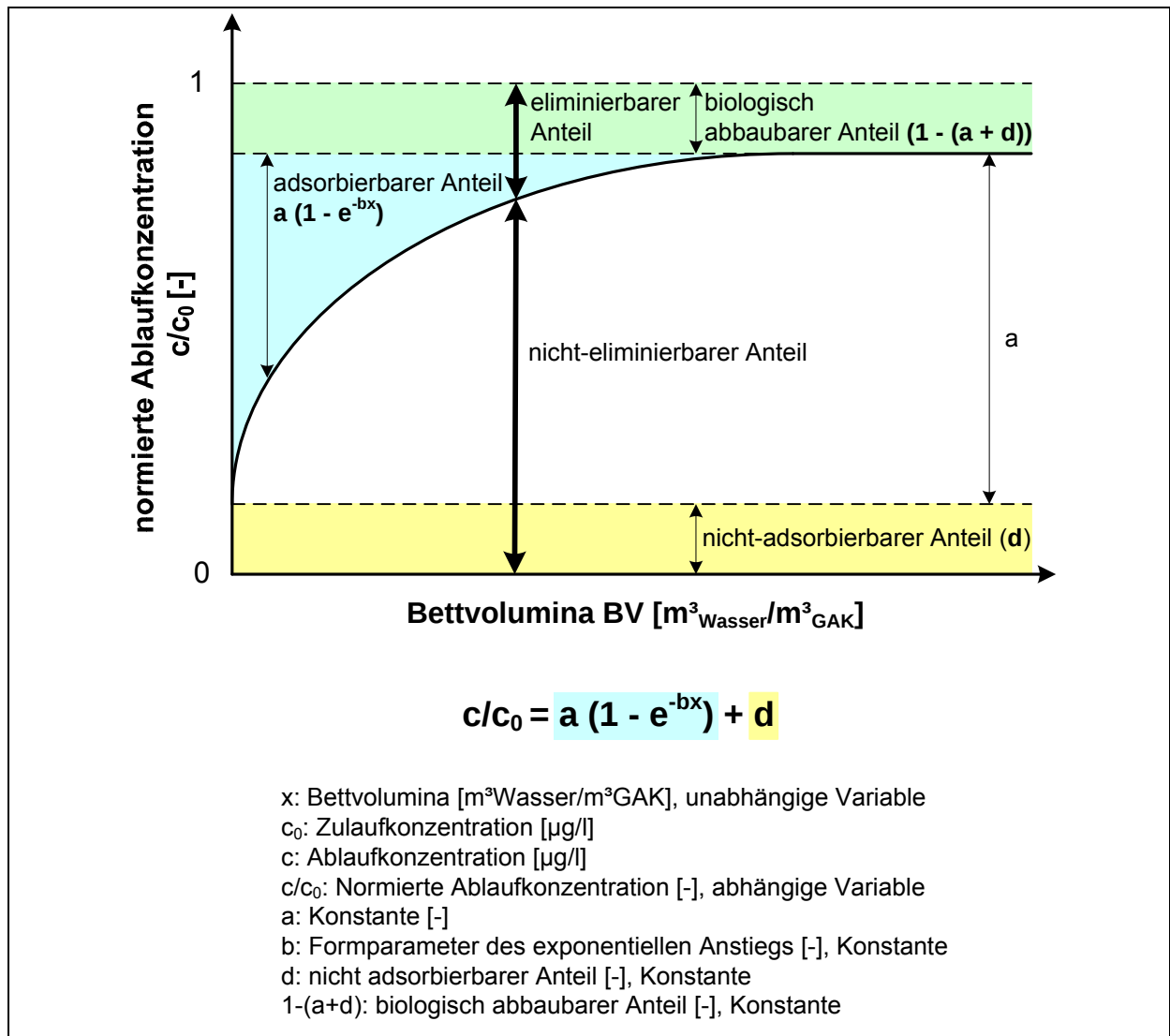


Bild 4: Beschreibung der Durchbruchkurven mittels Exponentialfunktion (nach CARLSON, 1994)

Der Anteil, der durch Adsorption an die GAK eliminiert wird, ist abhängig von den durchgesetzten Bettvolumina. Zu Beginn des Filterbetriebs ist dieser Anteil maximal, nach einer entsprechend hohen Anzahl durchgesetzter Bettvolumina strebt er asymptotisch einen Wert an und stellt zunehmend einen vernachlässigbaren Anteil an der gesamten Elimination

im Filterbett dar. Der adsorbierbare Anteil wird durch einen exponentiellen Zusammenhang beschrieben.

Wenn die adsorptive Elimination vernachlässigbar gering ist (am Ende der Laufzeit eines GAK-Filters), wird die ggf. noch verbleibende Elimination auf den biologischen Abbau im Filterbett zurückgeführt. Dieser biologisch abbaubare Anteil wird ebenso wie der nicht adsorbierbare Anteil über die Betriebszeit des Filters vereinfachend als konstant angenommen.

Neben der Notwendigkeit einer solchen Ausgleichsfunktion für die sich anschließende Mischungsrechnung zur Parallelschaltung von Filterzellen (s. u.), ist diese in weiterer Hinsicht sinnvoll. Beim Einsatz von PAK wird i. A. ein Mittelwert oder ein Median aus den ermittelten Messdaten berechnet, um Messwertschwankungen, die vor allem bei der Spurenstoffanalytik im größeren Maße auftreten, zu glätten und die Belastbarkeit der Ergebnisse zu erhöhen. Anders als bei der PAK existiert im Falle der GAK jedoch zusätzlich zur Abhängigkeit von der betrachteten Versuchseinstellung auch eine Abhängigkeit von der (Lauf-)Zeit bzw. den durchgesetzten Bettvolumina, so dass eine Mittelwert- bzw. Medianbildung aus den Messwerten nicht möglich ist. Deshalb kann die Erstellung einer Ausgleichsfunktion, sofern eine zeitliche Abhängigkeit erkennbar ist, bei der GAK hilfreich sein um kleinere Messwertschwankungen – ähnlich wie bei einer Mittelwertbildung beim PAK-Einsatz – auszugleichen.

Die Ausgleichsfunktionen zur Beschreibung der Messdaten wurden mit dem Programm „SOLVER“ mittels Iteration gewonnen („Curve Fitting“). SOLVER ist ein Add-In für das Programm Excel von Microsoft. Nach Vorgabe der Funktionsstruktur (Bild 4), iteriert SOLVER die Konstanten (a, b und d) bis die Summe der quadrierten Abstände zwischen den Messwerten und der Funktion minimal wird. Ergebnis ist eine Funktionsgleichung des Typs gem. Bild 4, die die Messwerte bestmöglich beschreibt.

Mit Hilfe dieser Ausgleichsfunktion kann nun durch Mischungsrechnung ermittelt werden, wie hoch die Laufzeit (durchgesetzte BV) ist, bis die parallel geschalteten Filterzellen den zuvor definierten Grenzwert als arithmetischen Mittelwert aller derzeit in Betrieb befindlichen n Filterzellen überschreiten. Diese Laufzeit ist naturgemäß länger als bei Betrieb einer einzelnen Filterzelle (siehe oben). Dieser Sachverhalt ist in Bild 5 schematisch dargestellt.

Der Mischungsrechnung zur Ermittlung der Laufzeit der GAK bei Parallelschaltung liegen folgende Annahmen zu Grunde:

- Zwölf Filterzellen (gem. Bauzustand Düren) werden parallel mit GAK betrieben
- Beladene GAK wird aus zwei Filterzellen gleichzeitig ausgebaut

- Beladene GAK wird aus den zwei höchstbeladenen Filterzellen (längste Laufzeit bzw. höchste BV) ausgebaut und gegen unbeladene GAK ersetzt
- GAK wird ausgebaut, sobald die zu erreichende Eliminationsleistung im Ablauf des Gesamtfilters (Mischung aus allen Filterzellen) nicht mehr erreicht wird
- Zeitintervall bzw. durchgesetzte Bettvolumina zwischen GAK-Austauschen ist immer gleich lang

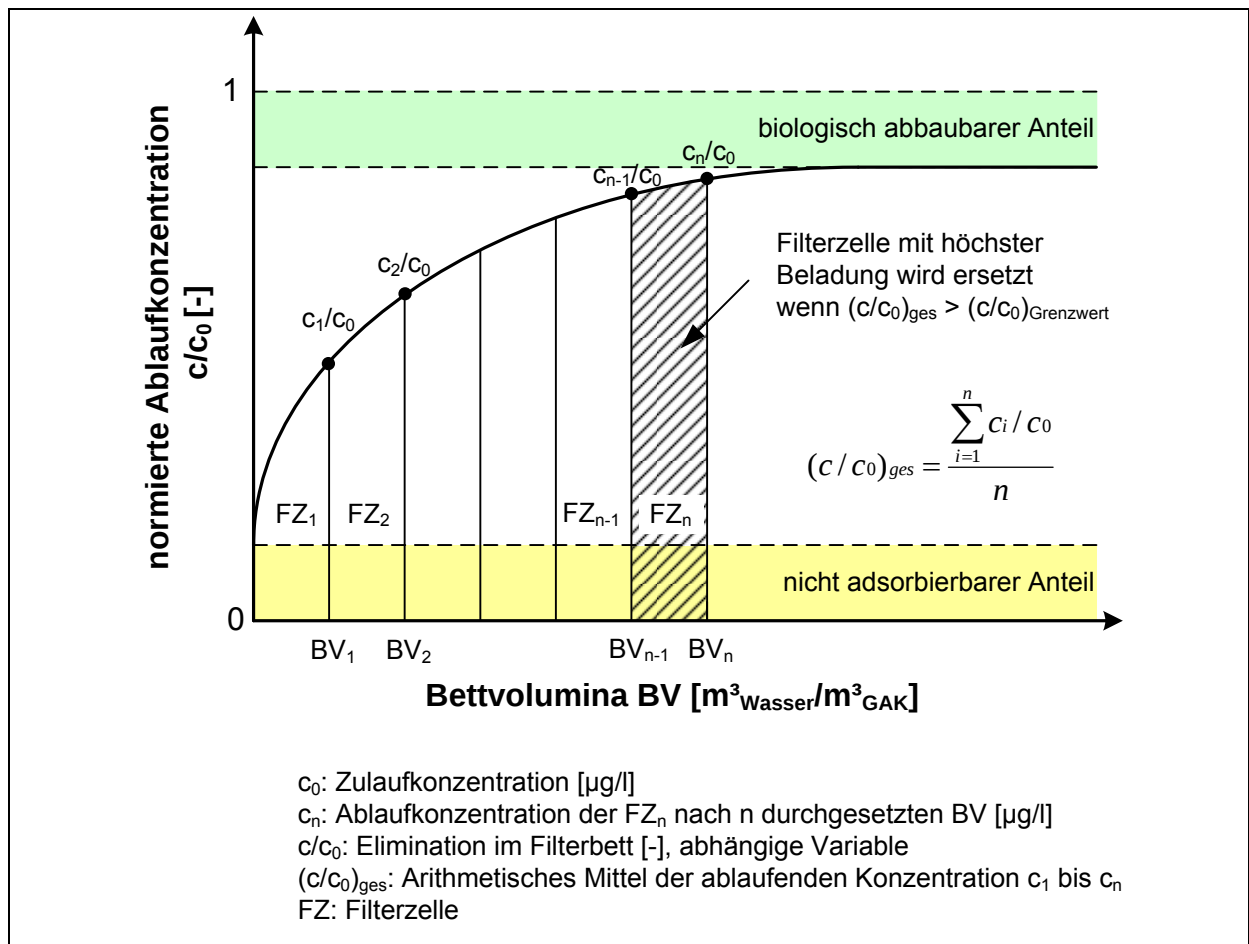


Bild 5: Berechnung der normierten Gesamtablaufkonzentration von n parallel betriebenen Filterzellen aus der für eine Filterzelle ermittelten Ausgleichsfunktion

Da es sich bei der Mischungsrechnung um eine Iteration handelt (das für alle Filterzellen gleich große Zeitintervall zwischen den GAK-Austauschen muss so lange sukzessive erhöht werden, bis der Grenzwert im Ablauf aller Filterzellen noch erfüllt wird), wurde am ISA ein Programm geschrieben. Das Programm berechnet unter Angabe der Anzahl der Filterzellen, der Ausgleichsfunktion und des einzuhaltenden Grenzwertes im Ablauf aller Filterzellen mittels Iteration das zur Kostenermittlung maßgebende Austauschintervall.

3 AP 2: Planung, Beschaffung und Inbetriebnahme der Versuchseinrichtungen

3.1 Kläranlage Düren-Merken

Die Kläranlage Düren-Merken (KA Düren) liegt nördlich der Stadt Düren. Das Einzugsgebiet der Anlage umfasst neben der Stadt Düren zahlreiche weitere Ortslagen. Die Ausbaugröße der KA Düren beträgt 310.000 EW. Der zufließende Abwasserstrom ist durch einen ca. 50 % industriell-gewerblichen Anteil geprägt. Die organische Belastung wird maßgeblich durch die ortsansässige Papierindustrie bestimmt, so dass die Anschlussgröße ca. 430.000 EW beträgt, bedingt durch die hohen vorwiegend industriell verursachten Frachten von Kohlenstoffverbindungen, die zum Teil auch refraktär vorliegen. In Bezug auf die P- und N-Elimination sind ausreichende Reserven vorhanden. Die Anlage ist als Belebungsstufe mit Vor- und Nachklärung und anschließender Filtration ausgeführt. Eine anaerobe Stabilisierung des Schlammes erfolgt in der KA Düren seit Mitte 2010 im Regelbetrieb. Der ausgefaulte Primär- und Überschussschlamm wird nach maschineller Entwässerung vor Ort getrocknet und in einem Wirbelschichtofen verbrannt. Aufgrund des hohen BSB_5 -Gehaltes im Abwasser liegen nahezu ideale Verhältnisse für die biologische Umsetzung der Inhaltsstoffe vor. Auf den Einsatz von Fällmitteln zur Phosphorelimination kann zumeist verzichtet werden. Lediglich während gleichzeitig auftretender Betriebspausen in indirekt einleitenden Industriebetrieben z. B. zur Weihnachtszeit kann eine Phosphorfällung mittels Eisen(III)-Chlorid erforderlich werden.

Im Zulauf zur Kläranlage sind durchschnittlich ca. 600 mg/l CSB enthalten. Der Überwachungswert für CSB der KA Düren liegt bei 75 mg/l (Eigenerklärung 55 mg/l).

3.1.1 Flockungsfilter- und Filterschichtenaufbau

Der Filter wurde im Rahmen der Ertüchtigung der KA Düren hauptsächlich zur Phosphoreliminierung Anfang der 1990er Jahre errichtet und 1992 in Betrieb genommen. Zu dieser Zeit konnten die vorgegebenen P-Grenzwerte ohne Filter nicht sicher eingehalten werden.

Es handelt sich hierbei um einen Mehrschicht-Flockungsfilter, der eine weitergehende Feststoffentnahme hinter der Nachklärung bewirkt. Errichtet wurden zwölf abwärts durchströmte, offene Betonfilterzellen mit einer Fläche von jeweils 37,5 m². Die Beschickung der Filterzellen sowie die Abführung des Schlammwassers der Rückspülung erfolgt über eine einseitig angeordnete Spülrinne. Die Filterschichten setzen sich gemäß Planungsunterlagen aus dem Jahr 1992 von oben nach unten aus Blähschiefer (Durchmesser: 1,4 – 2,5 mm; h = 1,2 m) und Sand (0,71 – 1,25 mm; h = 0,5 m) zusammen. Unterhalb der eigentlichen Filterschichten

befinden sich zwei Kiesschichten (jeweils 0,1 m mit einem Partikeldurchmesser von 3,15 – 5,6 mm bzw. 5,6 – 8 mm), die das Filterbett tragen (Stützschiicht).

Bild 6 zeigt die Filterstufe der KA Düren. Unterhalb der Filter befindet sich ebenerdig der Betriebsraum der Filteranlage. In diesem sind die Leitungen, die Schieber, Klappen etc. einer jeden Filterzelle zugänglich.

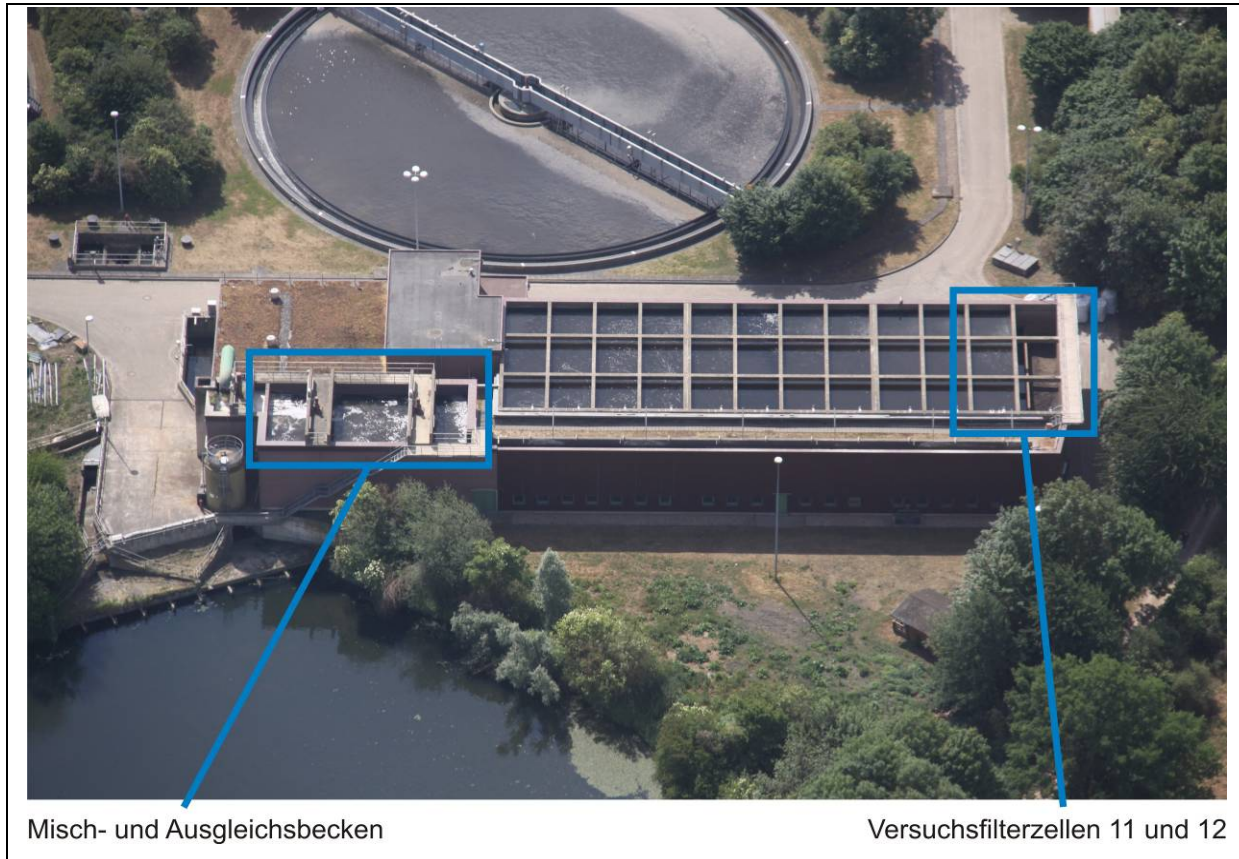


Bild 6: Luftbildaufnahme Filter (Foto: Jens Mesenholl)

Bild 7 zeigt eine Filterzelle und das Zulaufgerinne des gesamten Filters.



Bild 7: Filter der Kläranlage Düren (links: Nahaufnahme einer Filterzelle, rechts: Gesamtansicht mit Zulaufgerinne)

Im Rahmen des Projekts wurde die Blähschieferschicht und/oder Sandschicht einer Filterzelle durch eine Schicht aus GAK ersetzt. Insgesamt wurden so drei verschiedenen GAK im großtechnischen Versuch getestet (3.4.3). Untersucht wurden die Möglichkeiten, den bestehenden Filter so umzurüsten und den Aufbau des Filters so zu gestalten, dass unter der Maßgabe eines wirtschaftlichen Betriebs neben der bestmöglichen Eliminationsleistung des CSB bzw. relevanter Spurenstoffe eine gute Partikelabscheidung erfolgt.

3.1.2 Betrieb und Rückspülung des Filters

Der Filter ist für einen maximalen Durchsatz von 6.000 m³/h ausgelegt. Die automatische Steuerung des Filters über das Prozessleitsystem (PLS) genügt folgenden Kriterien:

- Alle Filterzellen haben die gleiche Überstauhöhe, da sie über ein gemeinsames Zulaufgerinne nach dem Prinzip der kommunizierenden Röhren mit Abwasser aus dem Ablauf der Nachklärung versorgt werden.
- Der Durchfluss wird bei allen beschickten Filterzellen auf den gleichen Wert über einen separaten Schieber im Ablaufrohr jeder Filterzelle geregelt.
- Bei Unterschreitung des Durchsatzes von 200 m³/h pro Filterzelle durch zu geringen Filterzulauf werden solange einzelne Filterzellen außer Betrieb gesetzt, bis der Durchsatz je Filterzelle den Wert von 200 m³/h stabil überschreitet.
- Bei Überschreitung des Durchsatzes von 300 m³/h pro Filterzelle durch erhöhten Filterzulauf werden sukzessive Filterzellen wieder in Betrieb genommen. Wenn bereits alle Filterzellen in Betrieb genommen sind, wird der Durchfluss der Filterzellen durch Öffnen der Ablaufschieber so lange gesteigert, bis maximal 6.000 m³/h (500 m³/h pro Filterzelle) über den Filter abgeführt werden können.

Nach einer gewissen Laufzeit müssen die Filterzellen zur Entfernung der in ihnen abgeschiedenen Feststoffe und damit zur Wiederherstellung der Filterleistung rückgespült werden. Dazu wird die zu spülende Filterzelle mittels Schieber vom Zulaufgerinne getrennt. Das in der Filterzelle vorhandene Wasser wird abfiltriert bis sich der Überstau unterhalb der Spülrinne bzw. kurz oberhalb des Filtermaterials befindet.

Die Spülung erfolgt zunächst mit Luft zum Aufbrechen der Verblockungen und anschließend mit Wasser zum Austrag der Verschmutzungen über die Spülrinne, die sich einseitig in jeder Filterzelle befindet. Ausgelöst wird die Filterspülung, sobald eines der folgenden Kriterien erfüllt wird:

- Zeitkriterium: Filtrationszeit länger als 16 h
- Mengenkriterium: Filtrierte Menge größer als 6.000 m³

- **Druckkriterium:** Da der Druckabfall im Filterbett auch von der Filtrationsgeschwindigkeit abhängig ist, bildet das Leitsystem den Quotienten aus Differenzdruck im Filterbett und aktueller Filtrationsgeschwindigkeit, den sogenannten Verschmutzungsgrad. Dieser darf 0,5 mbar/m³h nicht überschreiten.

Einen Überblick der Betriebsparameter des Filters gibt Tabelle 2.

Tabelle 2: Eckdaten des Filters Kläranlage Düren-Merken

Anzahl Filterzellen	12
Filterfläche	12 * 37,5 m ² = 450 m ²
Durchsatz Filter	Trockenwetter (TW): bis 3.000 m ³ /h; Regenwetter (RW): bis 6.000 m ³ /h
Filtrationsgeschwindigkeit	v _{TW} = 7,5 m/h; v _{RW} = 14 m/h
Überstauhöhe	2,4 m

Das Filterspülprogramm wurde seit Inbetriebnahme des Filters 1992 immer wieder angepasst. Insbesondere wurden die nach den Planungsunterlagen vorgesehenen Wasser-rückspülgeschwindigkeiten auf etwa die Hälfte reduziert. Die Spülgeschwindigkeiten sind Kap. 4.3.1 zu entnehmen.

3.2 Labortechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionspassage (Variante 1a)

3.2.1 Versuchsaufbau

In der Variante 1a wird geprüft, ob sich eine dem Flockungsfilter nachgeschaltete Adsorptionspassage zur Reduzierung organischer Restverschmutzungen eignet. Dazu soll im labortechnischen Maßstab ein Gerinne erprobt werden, in das granulierte Aktivkohle in Körben eingebracht wird (Bild 8). Von diesen Gerinnen könnten bei Bedarf mehrere in Reihe oder parallel geschaltet werden. Das Abwasser passiert mit einem möglichst geringen Widerstand die Körbe und wird somit adsorptiv gereinigt. Die Leistungsfähigkeit einer solchen Passage soll zunächst im Labormaßstab geprüft werden.

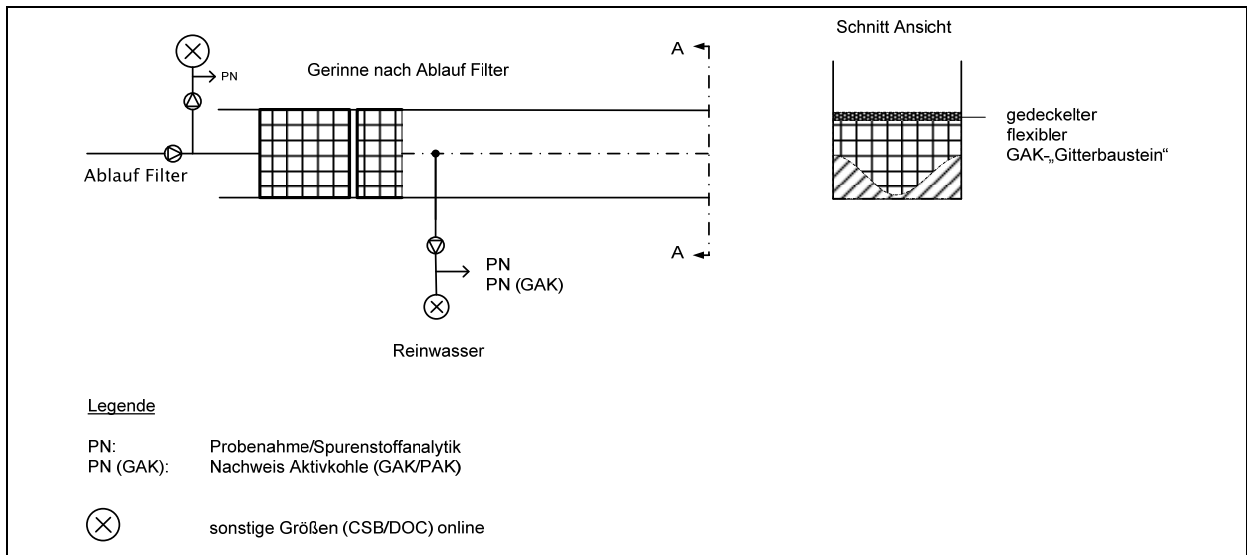


Bild 8: Verfahrensprinzip einer nachgeschalteten Adsorptionspassage

Zu einer ersten Abschätzung der Machbarkeit einer solchen Adsorptionspassage wurde auf der Halbtechnischen Kläranlage in Neuss (HtK-Neuss) ein Gerinne im labortechnischen Maßstab aufgestellt, das mit einer GAK-Schüttung versehen wurde (Bild 9). Das Gefälle des Gerinnes wurde mit 1 ‰ eingestellt. Die Aktivkohle wird mittels Siebplatten innerhalb des Gerinnes gehalten. Diese Konstruktion stellt den Einbau eines flexiblen Gitterbausteins gem. (Bild 8) im labortechnischen Maßstab nach.

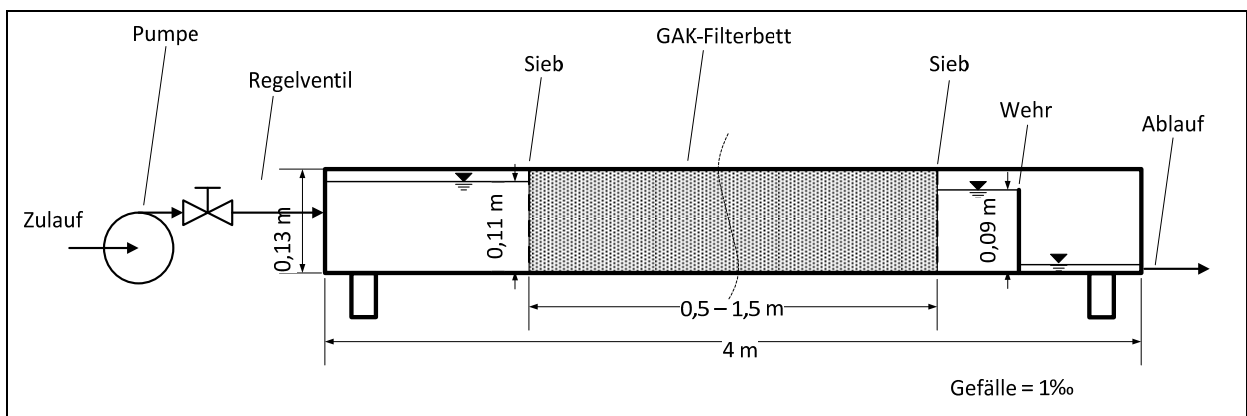


Bild 9: Aufbau der nachgeschalteten Adsorptionspassage im labortechnischen Maßstab auf der HtK-Neuss (Ansicht in Querrichtung)

3.2.2 Versuchsdurchführung

Das GAK-Filterbett wurde in fünf unterschiedlichen Längen nacheinander aufgebaut (0,50; 0,75; 1,00; 1,25; und 1,50 m) und die durchsetzbare Wassermenge jeweils bei einem Einstau von 0,11 m Höhe ermittelt (Bild 10).



Bild 10: Adsorptionspassage mit eingebauter GAK (hier 0,5 m) auf der HtK-Neuss (Ansicht in Längsrichtung)

Durch den Einsatz eines Wehres war es möglich die GAK nahezu vollständig mit Wasser einzustauen und somit fast das gesamte Volumen der GAK zur Adsorption zu nutzen (s. Bild 9). Aus den beiden Einstauhöhen vor 0,11 m und hinter 0,09 m der GAK-Schüttung ergibt sich das für den Durchfluss durch die Schüttung zur Verfügung stehende hydraulische Gefälle zu 0,02 m. Das hydraulische Gefälle ist damit sehr klein, für den nahezu vollständigen Einstau der GAK kann dieses jedoch nicht wesentlich größer gewählt werden. Ein übermäßiger Einstau der GAK würde hingegen dazu führen, dass ein bedeutender Teil des Wassers oberhalb der GAK abfließt, ohne mit ihr in Kontakt zu kommen und damit ungereinigt abfließt. Ein geringes hydraulisches Gefälle ist damit systembedingt. Am Ablauf des Gerinnes wurde der Durchsatz gemessen, der sich unter den o. g. Bedingungen einstellt. Mit Hilfe der durchströmten Fläche ($0,0165 \text{ m}^2$) und den verwendeten GAK-Schüttungslängen (s. o.) wurden die Leerbettkontaktzeiten ermittelt. Alle Versuche wurden mit feststofffreiem Trinkwasser durchgeführt und stellen damit den günstigsten anzunehmenden Fall ohne den Einfluss von Kolmation des GAK-Filterbetts dar.

Insgesamt wurden fünf unterschiedliche GAK untersucht, die sich hinsichtlich ihrer Korngröße unterschieden (Tabelle 3). Die verschiedenen Adsorptionseigenschaften der verwendeten GAK wurden nicht näher betrachtet, da es das Ziel dieses orientierenden Versuchsschrittes war, die hydraulische Leistungsfähigkeit der Adsorptionspassage zu testen.

Tabelle 3: Kenndaten der GAK für die Adsorptionspassage im labortechnischen Maßstab

GAK	Lieferant	Korngröße
HC 500	CSC, Vettweiß	2,5 – 8,0 mm (Sondersiebung)
HC 900	CSC, Vettweiß	2,36 – 4,75 mm (Sondersiebung)
Hydraffin WR	Donau Carbon, Frankfurt a. M.	0,43 – 1,7 mm (Typische GAK-Standardkorngröße)
NRS GA	Norit	0,5 – 2,5 mm (Typische GAK-Standardkorngröße)

GAK zur Wasseraufbereitung wird üblicherweise in der Standardkörnung 8x30 mesh (entspricht 0,60 – 2,4 mm) geliefert. Die Standardkörnung 12x40 mesh (entspricht 0,43 – 1,70 mm) kommt ebenfalls häufiger zum Einsatz. Leichte Abweichungen von diesen Spezifikationen sind dabei üblich und herstellerspezifisch. Das Produkt NRS GA entspricht damit der Standardkörnung 8x30 mesh, das Produkt GAK Hydraffin WR entspricht der Standardkörnung 12x40 mesh. Die deutlich gröberen GAK-Produkte HC 500 und HC 900 sind nicht als Standardprogramm bei den betrachteten Aktivkohlelieferanten erhältlich. Hier handelt es sich um Sondersiebungen, die vom Hersteller (in diesem Fall CSC, Vettweiß) für diese Versuche als Muster zur Verfügung gestellt wurden.

3.3 Halbtechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionsfiltration (Variante 1b)

3.3.1 Versuchsaufbau und verwendete GAK

Für die halbtechnischen Versuche kamen zwei Filtersäulen zum Einsatz, die vom ISA zur Verfügung gestellt und in einem Container des WVER frostsicher untergebracht wurden (Bild 11). Die Säulen wurden mit einer Tauchpumpe betrieben, die in den Ablaufkanal der KA Düren unmittelbar vor Einleitung in die Vorflut eingebaut war. Die Beschickung der beiden seriell geschalteten Säulen erfolgte kontinuierlich, der Durchfluss wurde mit Hilfe eines rückgekoppelten Schwimmerventils am Ablauf der 2. Filtersäule auch bei zunehmendem Filterdruck mechanisch auf einen konstanten Durchfluss eingeregelt.



Bild 11: Halbtechnische Filtersäulen (rechts) im Container

Die Kennwerte der halbtechnischen Filtersäulen sind in Tabelle 4 dargestellt. Die Füllhöhe der GAK und die Filtrationsgeschwindigkeit wurde so gewählt, dass sich in der 1. Filtersäule in etwa die EBCT (SOLL) einstellte wie im großtechnischen Maßstab. Mit dem Durchfluss der 2. Filtersäule stand dem aufzubereitenden Wasser dann in etwa die doppelte Kontaktzeit wie in der Großtechnik zur Verfügung. Die Betriebsdaten, die sich während des Betriebs aufgrund der technischen Randbedingungen tatsächlich eingestellt haben, werden im folgenden Kapitel in Tabelle 5 dargestellt.

Tabelle 4: Kenndaten der halbtechnischen Filtersäulen

	1. Filtersäule (HT1)	2. Filtersäule (HT2)
Durchmesser	0,4 m	
Höhe	1,7 m	
Filtrationsfläche	0,126 m ²	
Material	rostfreier Stahl	
Verwendete GAK	NRS GA, Fa. Norit, 0,5 – 2,5 mm (in identischer Charge wie großtechnischer Maßstab 2. GAK)	
Durchströmungsrichtung	abwärts	
Filtrationsgeschwindigkeit (SOLL)	3,71 m/h	
Durchsatz (SOLL)	0,47 m ³ /h	
Füllhöhe GAK (IST)	0,88 m	0,99 m
Kontaktzeit EBCT (SOLL)	14 min	30 min (inkl. 1. Säule)

Für die halbtechnischen Filtersäulen wurde die in den großtechnischen Versuchen ebenfalls verwendete GAK der Fa. Norit (Produkt NRS GA) in identischer Produktionscharge verwendet, um den Einfluss von Qualitätsschwankungen auszuschließen, die während der Produktion eines Produktes auftreten können. Gleichzeitig handelt es sich bei der hier verwendeten GAK um das mit einer Korngröße von 0,5 bis 2,5 mm feinkörnigste Produkt aller drei großtechnisch verwendeten GAK. Da die halbtechnischen Filtersäulen im Ablauf der KA betrieben wurden, war nicht mit einem erhöhten Aufkommen von Feststoffen und damit häufigen Rückspülintervallen insbesondere bei feinkörnigen GAK zu rechnen.

Das Verfahrensfließbild der halbtechnischen Filtersäulen ist in Bild 12 mit den Probenahmestellen „Zulauf HT“, „Ablauf HT1“ und „Ablauf HT2“ dargestellt. Mit Hilfe einer Multispektrometersonde wurden analog zum großtechnischen Maßstab die Parameter AFS, CSB_{filt} , und CSB_{hom} , und DOC online an der Messstelle „Ablauf HT2“ gemessen. Dabei handelt es sich nicht um eine direkte Messung der Parameter, sondern um die Messung der Lichtschwächung, die über eine Korrelation mittels Laboranalysen von der Software der Sondensteuerung auf den jeweiligen Parameter umgerechnet wurde. Die analysierten Parameter der drei Messstellen sind in Tabelle 1 dokumentiert.

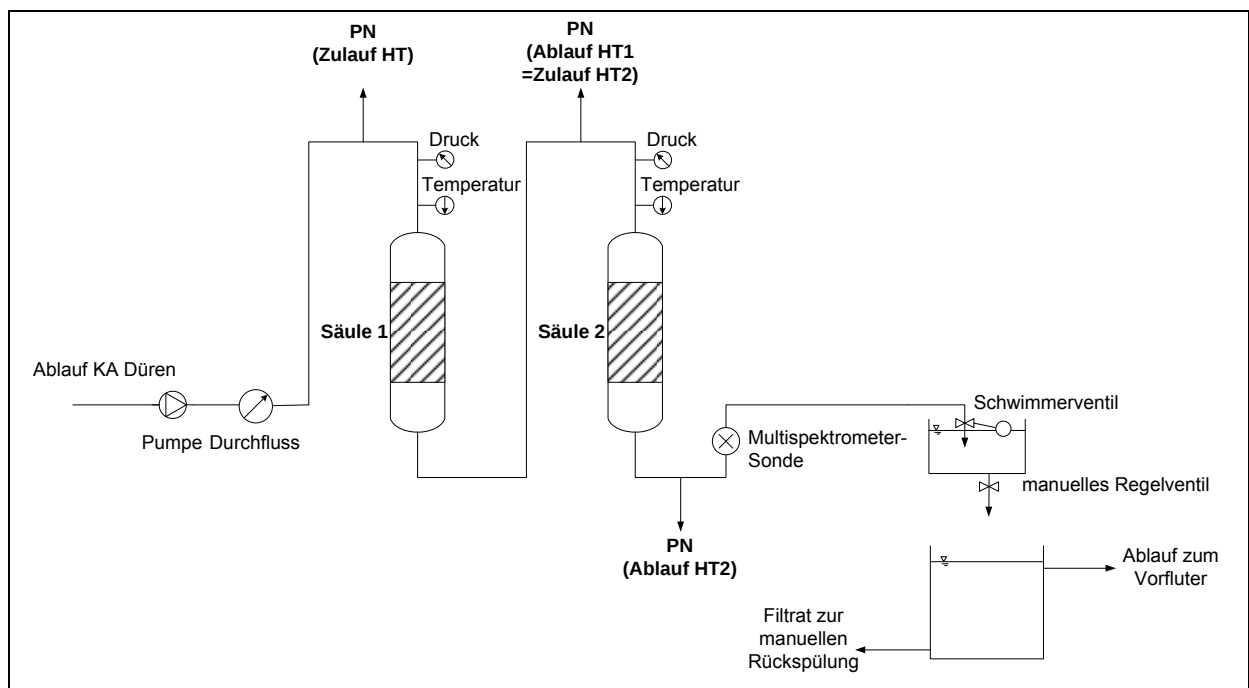


Bild 12: Verfahrensfliessbild der halbtechnischen Filtersäulen mit den drei Probenahmestellen (PN)

3.3.2 Versuchsdurchführung

Die GAK wurde trocken in die Filtersäulen eingebaut und über mehr als drei Tage im Überstau gewässert, um die Aktivkohle mit Wasser zu benetzen, den Porenraum vollständig mit Wasser zu füllen und so einen Austrag von GAK durch Rückspülung zu verhindern. Zur

Inbetriebnahme der GAK wurde nach der Wässerung eine Inbetriebnahmespülung durchgeführt, um die bei Herstellung, Transport und Einbau entstandenen Feinkornanteile aus dem Bett auszuspülen und damit ein vorzeitiges hydraulisches Verblocken zu verhindern. Die Inbetriebnahmespülung erfolgte am 13.08.2012 mit einer Geschwindigkeit von 31 m/h (entspricht 3,9 m³/h) und damit etwas schneller als die Spülungen während des Betriebs, um ein nachträgliches Austragen von GAK während des Betriebs zu unterbinden. Die Inbetriebnahmespülung wurde bei beiden Säulen fortgesetzt, bis das Wasser frei von sichtbaren Feinstkohlepartikeln war.

In Tabelle 5 sind die fünf Betriebsphasen der halbtechnischen Filtersäulen dargestellt, die sich abweichend von den in Tabelle 4 dargestellten SOLL-Kenndaten eingestellt haben. Insbesondere dadurch, dass die Zulaufpumpe aufgrund der örtlichen Randbedingungen im Ablaufgerinne der Kläranlage aufgestellt werden musste, war diese einem hohen mechanischen Verschleiß ausgeliefert, da die Pumpe nicht optimal fixiert werden konnte. Weiterhin wies der verwendete mechanische Regelmechanismus (Bild 12) eine Schwankungsbreite auf (die tatsächliche Durchflussmenge schwankt um den eingestellten Soll-Wert entsprechend der Trägheit des manuellen Reglers). Die Verwendung einer leistungsschwächeren, aber direkt verfügbaren Ersatzpumpe im Betriebsraum 2 führte durch den verringerten Durchfluss zu einer verringerten Filtrationsgeschwindigkeit und damit zu einer höheren EBCT im Filterbett. Im Betriebsraum 4 war die halbtechnische Anlage aufgrund der erneut defekten Tauchpumpe außer Betrieb. Insgesamt konnte die 1. Filtersäule bis zum Ende der Laufzeit 18.734 BV, die 2. Filtersäule 8.849 BV durchsetzen. Die EBCT, mit der die Säulen tatsächlich betrieben wurden, beläuft sich auf 15,51 min (Median) für die 1. Säule (SOLL-EBCT: 14 min gem. Tabelle 4) und 32,95 min (Median) für die 2. Säule inkl. der 1. Säule (SOLL-EBCT: 30 min gem. Tabelle 4) und weichen damit weniger als 10 % von den SOLL-EBCT ab.

Die Spülung der halbtechnischen Filtersäulen erfolgte ausschließlich mit Wasser (gesammeltes Filtrat der Säulen, Bild 12), eine Luftspülung wie bei den großtechnischen Versuchen war nicht erforderlich. Zur Wasserspülung wurde bei zu starkem Druckabfall und nach Verfügbarkeit des Personals vor Ort eine Spülung vorgenommen, in dem jede Säule separat gespült wurde. Dabei wurde etwa 5 min gespült bei einer Rückspülgeschwindigkeit von 3,5 m³/h, entsprechend 28 m/h. Hierdurch konnte eine ausreichende Bettausdehnung von mindestens 20 % erreicht werden, ohne Filtermaterial auszuspülen. Insgesamt mussten die Säulen jeweils fünfmal über den gesamten Betriebszeitraum gespült werden, was bei einem Betriebszeitraum von 219 d durchschnittlich einem Intervall von mehr als 40 Tagen ohne erforderliche Rückspülung entspricht.

Tabelle 5: Betriebsphasen der halbtechnischen Filtersäulen

	Betriebsphasen					
	B1	B2	B3	B4	B5	Gesamt
Beschreibung	Tauchpumpe gem. Bemessung in Betrieb	Ersatztauchpumpe mit geringerer Leistung in Betrieb	Instandgesetzte Tauchpumpe gem. Bemessung in Betrieb	Anlagenausfall wg. defekter Tauchpumpe (Stillstand)	Instandgesetzte Tauchpumpe gem. Bemessung in Betrieb	
Startdatum	13.08.2012	19.09.2012	19.10.2012	17.01.2013	06.02.2013	13.08.2012
Enddatum	19.09.2012	19.10.2012	17.01.2013	06.02.2013	09.04.2013	09.04.2013
Laufzeit [d]	37	30	90	20	62	219 (ohne B4)
BV HT1 Start – Ende	0 – 3.281	3.281 – 5.030	5.030 – 12.860	12.860 – 12.860	12.860 – 18.734	
BV HT2 Start – Ende	0 – 1.550	1.550 – 2.376	2.376 – 6.074	6.074 – 6.074	6.074 – 8.849	
BV Summe HT1	3.281	1.749	7.830	0	5.874	18.734
BV Summe HT2	1.550	826	3.698	0	2.775	8.849
Median Filtrationsgeschwindigkeit [m/h]	3,62	2,69	3,25	0	3,44	3,40 (ohne B4)
Median Kontaktzeit EBCT HT1 [min]	14,59	19,62	16,23	0	15,33	15,51 (ohne B4)
Median Kontaktzeit EBCT HT2 [min]	31,00	41,70	34,48	0	32,57	32,95 (ohne B4)
Anzahl der Rückspülungen	1	1	2	0	1	5

3.3.3 Messprogramm

Abweichend von den in den großtechnischen Untersuchungen sehr umfänglichen Spurenstoffanalysen wurde bei den halbtechnischen Untersuchungen vorwiegend aus Kostengründen ein reduziertes Analysespektrum untersucht. Dabei wurden die Spurenstoffe ausgewählt, die

- im Ablauf der KA Düren nachweisbar waren,
- derzeit Gegenstand aktueller Diskussionen bzgl. der Einführung von gesetzlichen Grenzwerten sind,
- sich mittels GAK mit den gewählten Kontaktzeiten EBCT über eine längere Zeit entfernen lassen und
- sich mit dem gleichen Analyseverfahren (LC-MS) mit gleicher Anreicherungsmethodik kostensparend bestimmen lassen.

Unter Berücksichtigung dieser Bedingungen gelangte man zu den Spurenstoffen, die im Rahmen der halbtechnischen Untersuchungen neben der gewöhnlichen Begleitanalytik analysiert wurden (Tabelle 1).

Alle Proben zur Analytik wurden jeweils für die drei Probenahmestellen „Zulauf HT“, „Ablauf HT1“ und „Ablauf HT2“ gemäß Bild 12 als Stichproben entnommen. Die Proben wurden so entnommen, dass sich unter Berücksichtigung der personellen Verfügbarkeit in den jeweiligen Betriebszeiträumen über den gesamten Betriebszeitraum ein annähernd konstantes Zeitraster ergab.

3.4 Großtechnischer Maßstab: Umrüstung einer bestehenden FlockungsfILTERZELLE auf GAK (Variante 2)

3.4.1 Programmierung der Filterspülung

Die Programmierung der Filterspülung ist in Kap. 4.3.1 beschrieben.

3.4.2 Inbetriebnahme der umgerüsteten Filterzelle

Die Inbetriebnahme der umgerüsteten Filterzelle für die 1. und 2. GAK ist BORNEMANN et al. (2012) zu entnehmen. Hier ist neben dem Ablauf einer Inbetriebnahmespülung auch eine Fotodokumentation der Befüllung und Absaugung der GAK festgehalten.

Während der Einbau der 1. und 2. GAK im trockenen Verfahren mittels Big-Bag und Kran erfolgte, wurde die 3. GAK nass eingespült. Dazu wurde die GAK im Silofahrzeug trocken angeliefert, und vor Ort mittels Hydrantenanschluss (Brauchwasser) und Injektor in die Filterzelle nass eingespült. Diese Verfahrensweise ist ebenso möglich wie der trockene Einbau,

wobei darauf geachtet werden muss, die Filterzelle mit Wasser einzustauen, damit die eingespülte GAK nicht direkt auf die Stützsichten trifft und diese stört bzw. zerstört. Durch vorherigen Einstau der Zelle, kann der Strahl aus Wasser und GAK soweit abgebremst werden, dass es zu keiner Beeinträchtigung der in der Filterzelle noch befindlichen Schicht kommt. Eine Wässerung der eingespülten GAK muss bei beiden Verfahren erfolgen, um die GAK vollständig mit Wasser zu benetzen und einen Auftrieb zu vermeiden. Hier bietet es sich aus betrieblicher Sicht an, die GAK am Ende einer Woche einzubauen/einzuspülen, während des Wochenendes die Benetzung vollziehen zu lassen und sie am Anfang der folgenden Woche mittels Inbetriebnahmespülung (BORNEMANN et al., 2012) in Betrieb zu nehmen.

3.4.3 Filterschichtaufbau und verwendete GAK

In Bild 13 ist der Filterschichtaufbau der GAK-Filterzelle und der Referenz-Filterzelle in den Betriebszeiträumen der 1., der 2. und der 3. GAK dargestellt.

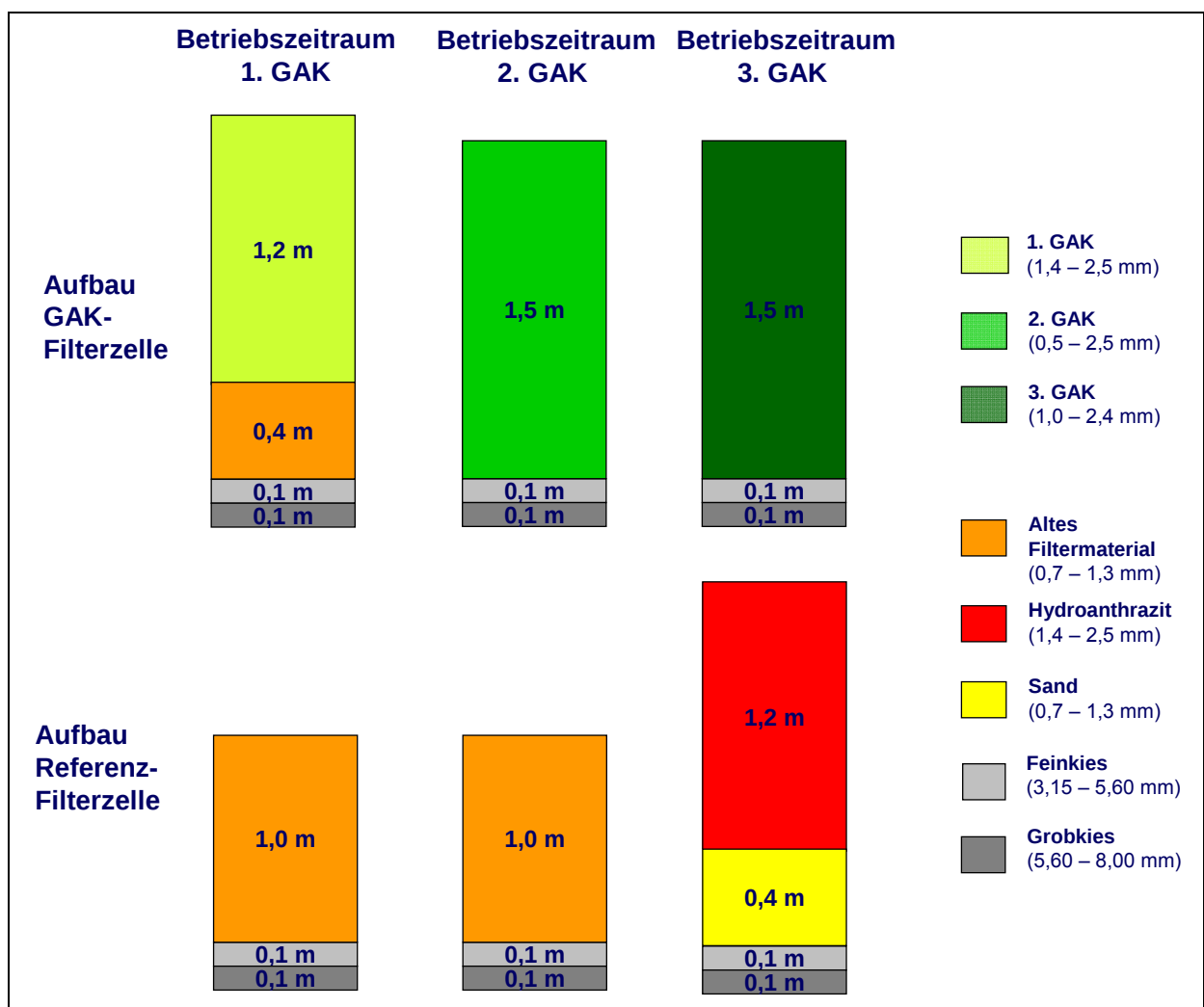


Bild 13: Aufbau der Filterschichten in der GAK- und Referenz-Filterzelle während der drei Betriebszeiträume

Im großtechnischen Maßstab wurde parallel zur umgerüsteten GAK-Filterzelle stets eine Referenz-Filterzelle betrieben (Bild 14).

Als 1. GAK wurde ein Material verwendet das nach Körnung und Schichthöhe dem Blähschiefer der Flockungsfilterzelle im Bauzustand (1992) entsprach. Als feinkörnigere Schicht wurde ein Teil des alten Filtermaterials in der Filterzelle belassen. Ziel war es den Filteraufbau des ursprünglichen Flockungsfilters mit GAK nachzubilden. Bei der 2. und 3. GAK wurde das Ziel verfolgt mit einer feineren GAK-Körnung die Adsorptionskinetik und mit einer größeren Schichthöhe die Kontaktzeit im Filterbett zu erhöhen, um insgesamt die Eliminationsleistung der Filterzelle in Bezug auf Kohlenstoff/Spurenstoffe zu erhöhen.

Die Referenz-Filterzelle wurde in den Betriebszeiträumen der 1. GAK und 2. GAK mit dem ursprünglichen Filtermaterial betrieben, welches jedoch aufgrund des Alters (Einbau 1992) nicht mehr in klarer Schichtung erhalten ist. Zudem ist der Füllstand des Filtermaterials geringer als im ursprünglichen Planungszustand. Im Betriebszeitraum der 3. GAK wurde die Referenz-Filterzelle gem. des Bauzustandes von 1992 nach Filterschichthöhe und Korndurchmessern bestückt. Diesmal wurde jedoch an Stelle des 1992 verbauten Blähschiefers als obere Schicht Hydroanthrazit verwendet.

Die hier verwendeten GAK wurden durch Voruntersuchungen das AVT (Institut Aachener Verfahrenstechnik, RWTH Aachen) im Rahmen des Projekts MIKROFLOCK ausgewählt (BORNEMANN et al., 2012). Die Auswahl wurde mittels RSSCT (Rapid-Small-Scale-Coloumn-Tests) und Adsorptionsisothermen durchgeführt. Die in den großtechnischen Versuchen verwendeten GAK sind in Tabelle 6 dargestellt.

Tabelle 6: Verwendete GAK in den großtechnischen Versuchen

Bezeichnung	Lieferant	Produktname	Korngröße [mm]	Typ	Rohstoffbasis
1. GAK	Carbon Service & Consulting GmbH (CSC) & Co. KG, Vettweiß	HCR 700	1,4 – 2,5	Reaktivat	Steinkohle
2. GAK	Norit, Amersfoort, Niederlande	NRS GA	0,5 – 2,5	Reaktivat	Steinkohle
3. GAK	Jacobi Carbons GmbH, Frankfurt a. M.	Resorb HC	1,0 – 2,4	Reaktivat	Steinkohle

3.4.4 Messprogramm

Für die Versuche erhielten die Referenz- und GAK-Filterzelle die gleiche Mess- und Probenahmetechnik (Bild 14). Zur Probenentnahme wurden Probennehmer an den Messstellen MF1, MF2 und MF3 installiert. Diese entnahmen 2 x je Woche eine zeitproportionale 24 h-Mischprobe. Die Spurenstoffanalytik aus diesen Proben wurde 1 x je Woche und die Standardanalytik 2 x je Woche durchgeführt.

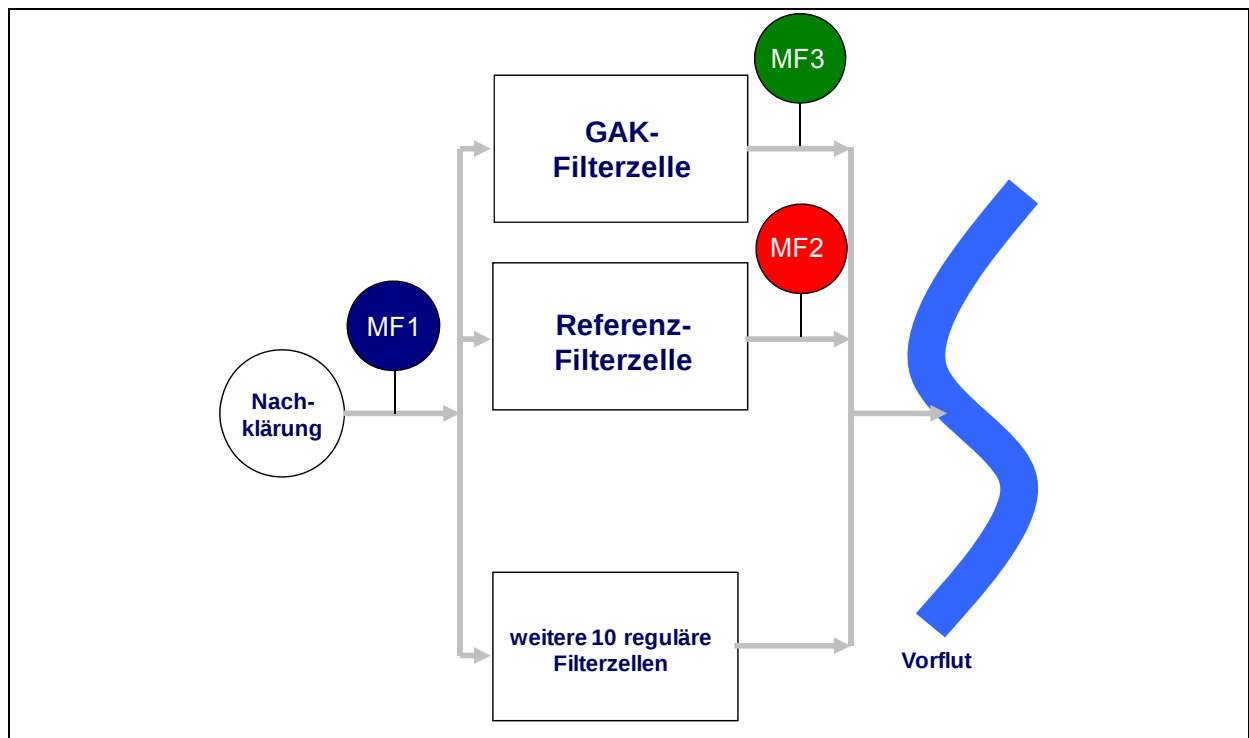


Bild 14: Lage der Messstellen für GAK- und Referenz-Filterzelle

Über das Leitsystem der KA Düren werden die Volumenströme an MF1 bis MF3 aufgezeichnet. Zudem wurde die Filterbetthöhe mit Hilfe eines Lots gemessen (Bild 15) und über die Betriebszeit der eingesetzten drei GAK dokumentiert, um die GAK-Verluste zu quantifizieren.



Bild 15: Messung der Filterbetthöhe (hier mit abgelassenem Überstau)

Neben der Messung der Filterbetthöhe wurden Proben des Filtermaterials mittels eines Probenahmesaugers in verschiedenen Tiefen entnommen, um Sieblinien zu erstellen. Die entsprechende Methodik und die Ergebnisse der Sieblinien sind in BORNEMANN et al., (2012) zusammengestellt.

4 AP 3: Validierung der Betriebsgrenzen und Vergleich der groß- und halbtechnischen Versuche

4.1 Ergebnisse labortechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionspassage (Variante 1a)

Die sich einstellenden Leerbettkontaktzeiten im GAK-Filterbett der labortechnischen Adsorptionspassage sind in Tabelle 7 dargestellt. Bei der Berechnung der Leerbettkontaktzeit wird das mit GAK gefüllte Volumen berücksichtigt, Leerräume der Schüttung oder der Porenraum innerhalb der Aktivkohlekörner werden nicht berücksichtigt. Das Volumen ist somit von der Konstruktion der Versuchseinrichtung und nicht von der gewählten GAK abhängig. Gem. Tabelle 7 zeigt sich, dass die GAK mit den marktüblichen Körnungen (im vorliegenden Fall NRS GA und Hydriffin WR) einen sehr geringen Durchfluss und damit eine hohe Kontaktzeit im GAK-Bett zeigten. Beide GAK konnten hydraulisch nur für die kleinste GAK-Filterbettlänge von 0,5 m betrieben werden, da der Durchfluss bei längeren Filterbettlängen praktisch 0 war und damit keine Leerrohrkontaktzeit darstellbar ist.

Tabelle 7: Leerbettkontaktzeiten der vier GAK bei fünf unterschiedlichen GAK-Filterbettlängen

GAK- Filterbettlänge [m]	Leerbettkontaktzeit [min]			
	CSC HC 500 2,5 – 8,0 mm	CSC HC 900 2,36 – 4,75 mm	Norit NRS GA 0,5 – 2,5 mm	DC Hydriffin WR 0,43 – 1,7 mm
0,50	2,5	5,2	49,5	99,0
0,75	6,2	10,6	–	–
1,00	9,9	19,8	–	–
1,25	14,6	27,5	–	–
1,50	19,3	37,1	–	–

Die Sondersiebungen HC 500 und HC 900 konnten mit allen Filterbettlängen betrieben werden. Hier ergaben sich rechnerisch Kontaktzeiten zwischen 2,5 min und 19,3 min bei der HC 500 und Kontaktzeiten zwischen 5,2 min und 37,1 min für die HC 900. Damit zeigt erwartungsgemäß die GAK mit der größten Korngröße (HC 500) den größten Durchfluss und damit die geringste Kontaktzeit.

Aufgrund dieser orientierenden Messungen und den Voraussetzungen, dass die GAK möglichst vollständig mit Wasser eingestaut, gleichzeitig aber nicht überströmt werden soll, damit nicht wesentliche Anteile Wasser unbehandelt bleiben (3.2), wurde überschlägig eine erste Hochrechnung auf eine mögliche großtechnische Umsetzung durchgeführt, die im Folgenden erläutert wird.

Um auch in der großtechnischen Umsetzung dieselbe Kontaktzeit zu erreichen wie im orientierenden Laborversuch, muss in erster Annäherung die gleiche Filterbettlänge verwendet werden. An dieser Stelle wird eine Kontaktzeit von 10 min angenommen, die schon eine vergleichsweise kurze Kontaktzeit zur Spurenstoffelimination darstellt. Aufgrund des höheren Durchflusses in der Großtechnik im Vergleich zur Labortechnik ergibt sich dann eine entsprechend vergrößerte Fläche, die zur Anströmung bereitgestellt werden muss.

Mit gleicher Kontaktzeit t von 10 min im Filterbett ergibt sich zur Umrechnung von der Labortechnik (LT) auf die Großtechnik (GT) bei gleich langer GAK-Schüttung s von 1 m die gleiche Geschwindigkeit:

$$v = \frac{s}{t} \left[\frac{m}{h} \right]$$

$$v_{LT} = v_{GT}$$

$$\Leftrightarrow \frac{Q_{LT}}{A_{LT}} = \frac{Q_{GT}}{A_{GT}}$$

Umgestellt nach A_{GT} folgt:

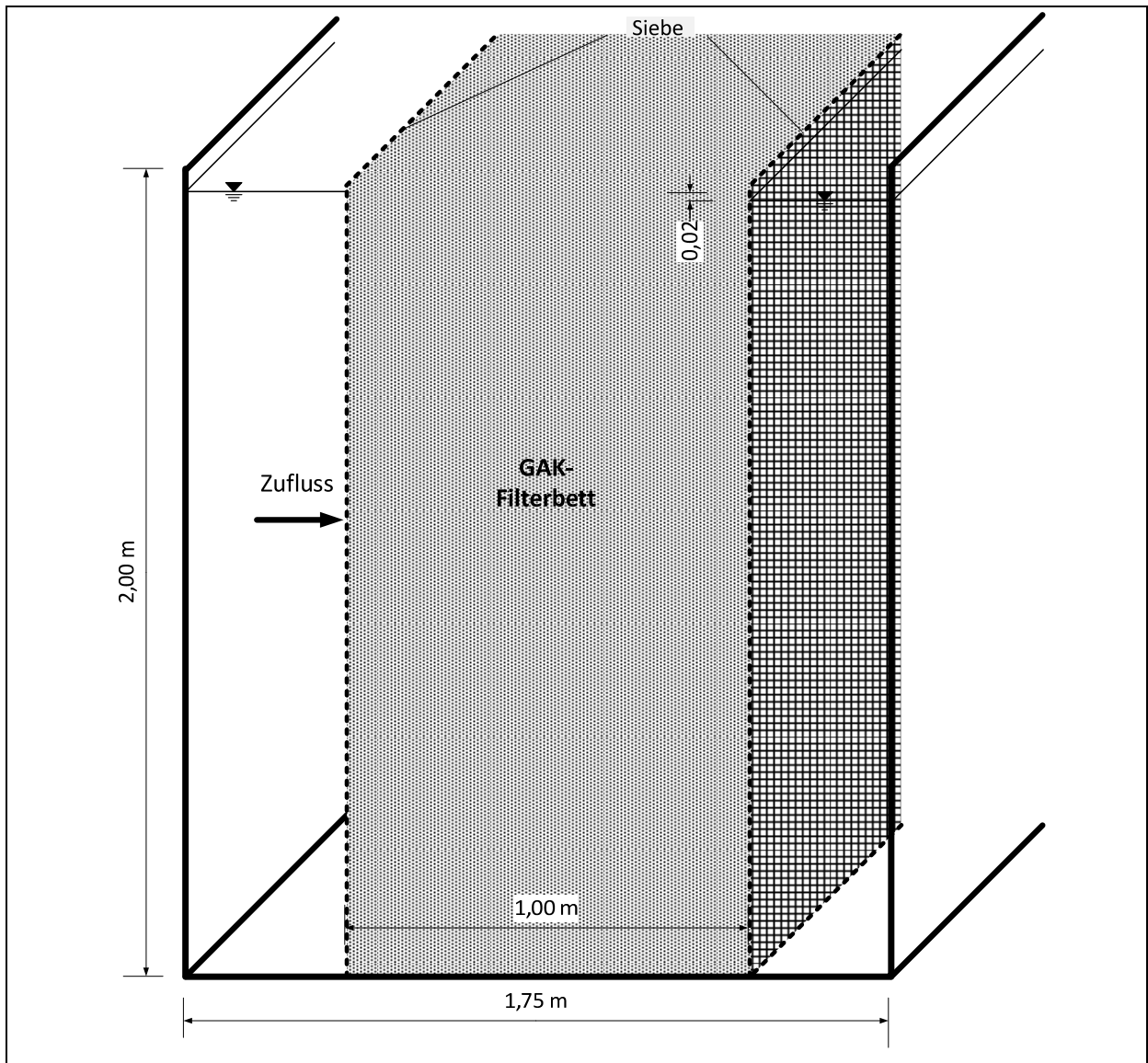
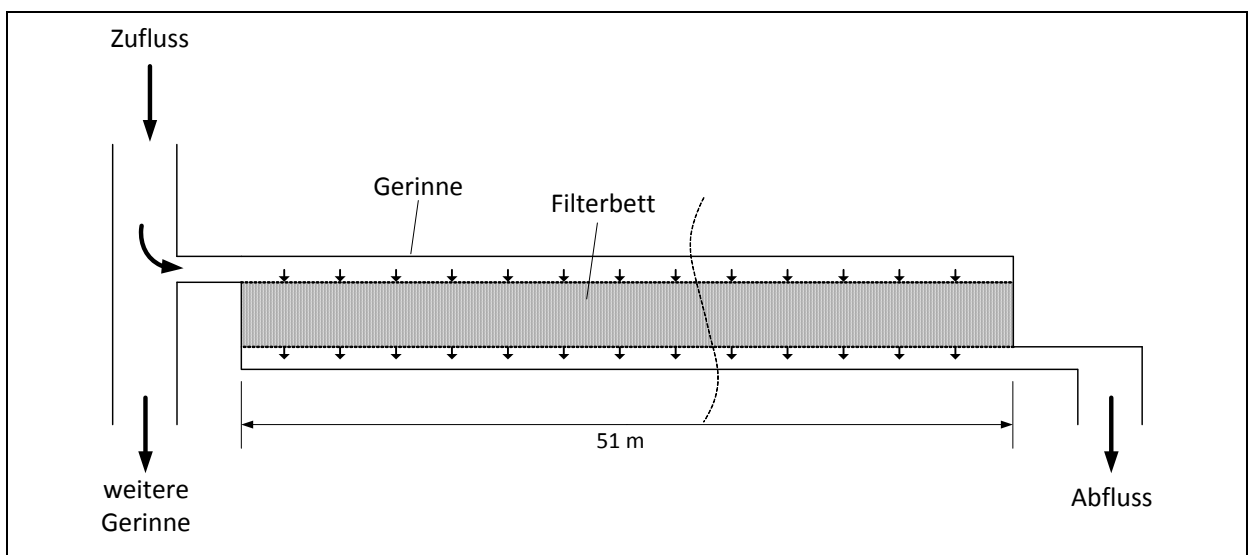
$$\Leftrightarrow A_{GT} = A_{LT} \cdot \frac{Q_{GT}}{Q_{LT}}$$

Die durchströmte Fläche im orientierenden Labormaßstab betrug $A_{LT} = 0,0165 \text{ m}^2$.

$$\text{CSC HC 500: } Q_{LT}(1\text{m}) = 2,778 \cdot 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 0,10 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Daraus resultiert für die grobkörnigste der vier betrachteten GAK (CSC HC 500), für den großtechnischen Maßstab mit einem maximalen Durchfluss von $6.000 \text{ m}^3/\text{h}$ eine durchströmte Fläche von $A_{GT} = 990 \text{ m}^2$.

Für die großtechnische Konstruktion einer solchen Adsorptionspassage würden Standard-Gerinne verwendet, die es ermöglichen würden eine 1 m breite GAK-Schüttung zu durchströmen und gleichzeitig die erforderliche durchströmbare Fläche von 990 m^2 bereitzustellen. Gewählt wurde hier ein Gerinneprofil von 2 m Tiefe und 1,75 m Breite. Unter der Maßgabe, möglichst wenig Fläche zu beanspruchen, bietet es sich an die GAK-Schüttung im Gerinne abweichend von den orientierenden Laboruntersuchungen quer statt längs zu durchströmen. Die konstruktive Umsetzung für ein Gerinne ist in Bild 16 als Querschnitt und in Bild 17 als Draufsicht dargestellt.

**Bild 16: Adsorptionspassage im großtechnischen Maßstab: Querschnitt eines Gerinnes****Bild 17: Adsorptionspassage im großtechnischen Maßstab: Draufsicht eines Gerinnes**

Bei einer gewählten Höhe von 2 m muss das Gerinne insgesamt ca. 500 m lang sein. Daraus ergeben sich 10 Gerinne á 50 m. Da ein Gerinneprofil 3 Meter lang ist, wird eine Gerinnelänge von 51 m gewählt. Zusätzlich wird noch ein weiteres Gerinne als Redundanz berücksichtigt, damit die Durchströmung auch beim Austausch der GAK-Schüttung eines Gerinnes gewährleistet werden kann. Diese Parallelschaltung von elf Gerinnen, die in erster Näherung einen Durchfluss von maximal 6.000 m³/h erreichen könnte, ist in Bild 18 dargestellt.

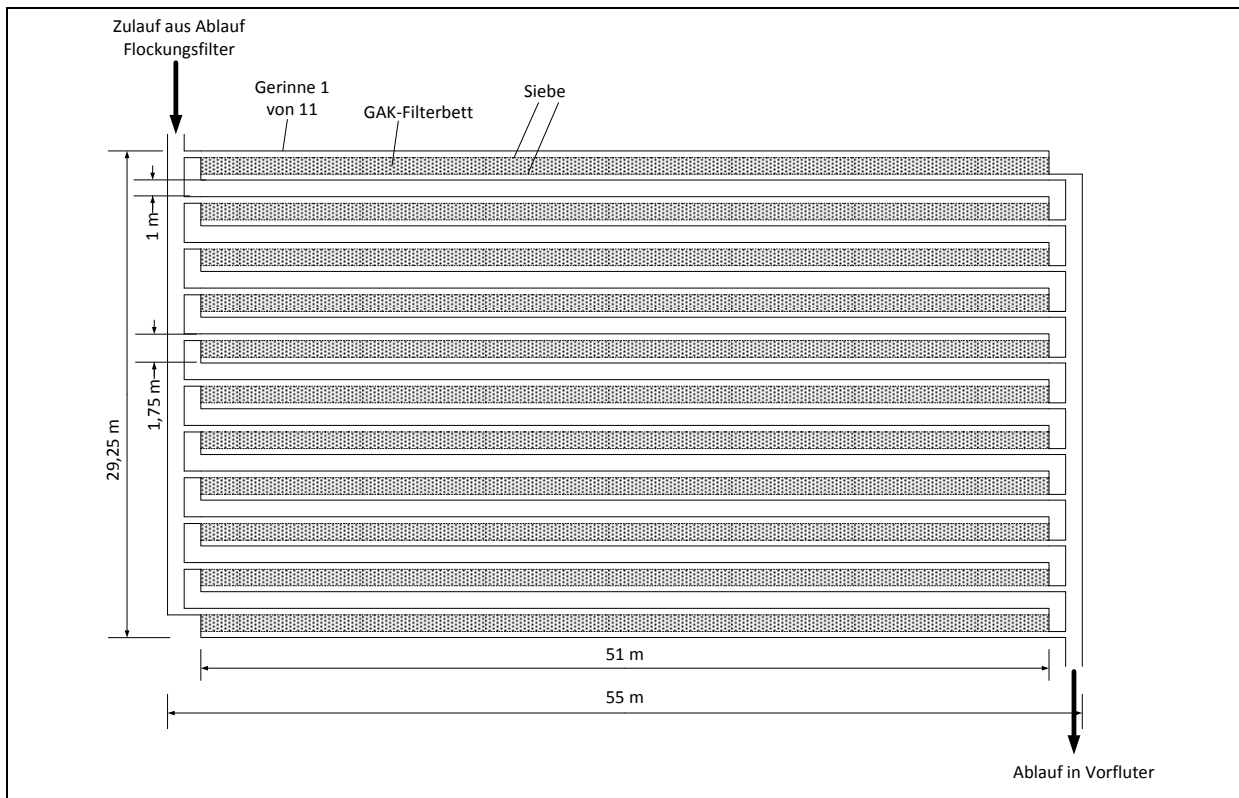


Bild 18: Adsorptionspassage im großtechnischen Maßstab: Parallelschaltung von elf Gerinnen zur Erreichung des Bemessungsdurchflusses von 6.000 m³/h bei einer Leerbettkontaktzeit von 10 min unter Verwendung der grobkörnigsten GAK (2,5 – 8,0 mm)

Mit Hilfe der aus orientierenden Untersuchungen mit feststofffreiem Leitungswasser im Labormaßstab gewonnenen Durchflussraten für vier GAK unterschiedlicher Korngröße wurde eine Adsorptionspassage für den großtechnischen Maßstab überschlägig dimensioniert. Folgende Randbedingungen wurden dabei angesetzt:

- Vergleichsweise kurze Leerbettkontaktzeit von 10 min.
- Verwendung der grobkörnigsten GAK (potentiell teure Sondersiebung, und wegen des großen Korndurchmessers schlechte Reaktionskinetik).
- Versuche wurden mit feststofffreiem Leitungswasser durchgeführt.

Abschließend lässt sich feststellen, dass eine nachgeschaltete Adsorptionspassage aus folgenden Gründen nicht praktikabel ist:

- Das Filterbett ist konstruktionsbedingt nicht rückspülbar. Zwar wird die Passage mit feststoffarmen Ablauf der Filter beschickt, eine Rückspülung ist aber zwangsläufig erforderlich. Das lässt sich auch aus den Ergebnissen der halbtechnischen Versuche (siehe dort) ableiten, die ebenfalls mit feststoffarmen Wasser beaufschlagt wurden.
- Es ergeben sich keine Vorteile hinsichtlich des Handlings beim Ein- und Ausbau der GAK aus den Gerinnen, da hier die GAK nicht besser als aus einem großtechnischen Filter abgesaugt werden kann.
- Die für die großtechnische Umsetzung der Adsorptionspassage erforderliche Filterfläche beträgt in der hier durchgeführten Dimensionierung 990 m². Im Vergleich dazu hat der existierende Flockungsfilter eine Filtrationsfläche von 450 m². Damit benötigt die Adsorptionspassage im besten anzunehmenden Fall (siehe Randbedingungen oben) schon die doppelte Filterfläche und damit auch bei etwa gleicher Kontaktzeit die doppelte Menge an GAK, die vorzuhalten wäre.
- Die relativ kurze Leerbettkontaktzeit von 10 min in Verbindung mit einer marktuntypisch groben GAK führt aufgrund der trägen Kinetik eines solchen Systems zwangsweise zu schlechten Eliminationsergebnissen. Die feineren, marktgängigen GAK erbrachten zwar eine hohe Kontaktzeit, aber demzufolge auch einen sehr geringen Durchfluss, der großtechnisch praktisch nicht umsetzbar gewesen wäre (Tabelle 7)

4.2 Ergebnisse halbtechnischer Maßstab: Nachgeschaltete Adsorptionsfiltration (Variante 1b)

Im Folgenden sind die Ergebnisse des halbtechnischen Maßstabs dargestellt. Die Versuchsrandbedingungen wie EBCT, verwendete GAK, Filtrationsgeschwindigkeit etc. sind in 3.3 dargestellt.

4.2.1 Chemischer Sauerstoffbedarf aus Sondenmessungen und EBCT

In Bild 19 ist der mit der Multispektrometersonde (Anordnung der Sonde vgl. Bild 12) aufgezeichnete homogenisierte CSB_{hom} im Ablauf der halbtechnischen Anlage in Bezug auf die durchgesetzten Bettvolumina dargestellt. Der Betrachtungszeitraum wurde, wie in Tabelle 5 dargestellt, in fünf Phasen (B1 bis B5) eingeteilt, die sich im oberen Teil des Bildes wiederfinden. Phase B4 erscheint hier jedoch nicht, da eine Auftragung über die durchgesetzten Bettvolumina gewählt wurde und in Phase B4 aufgrund des Anlagenstillstands (s.

Tabelle 5) kein Wasser und damit keine Bettvolumina durchgesetzt wurden. Der filtrierte CSB_{filt} verhält sich analog zum homogenisierten CSB_{hom} , da die Feststoffe durch den großtechnischen Flockungsfilter bereits im Zulauf der halbertechnischen Anlage auf ein Minimum reduziert wurden. Zudem ist die Kontaktzeit EBCT der gesamten halbertechnischen Anlage aufgetragen.

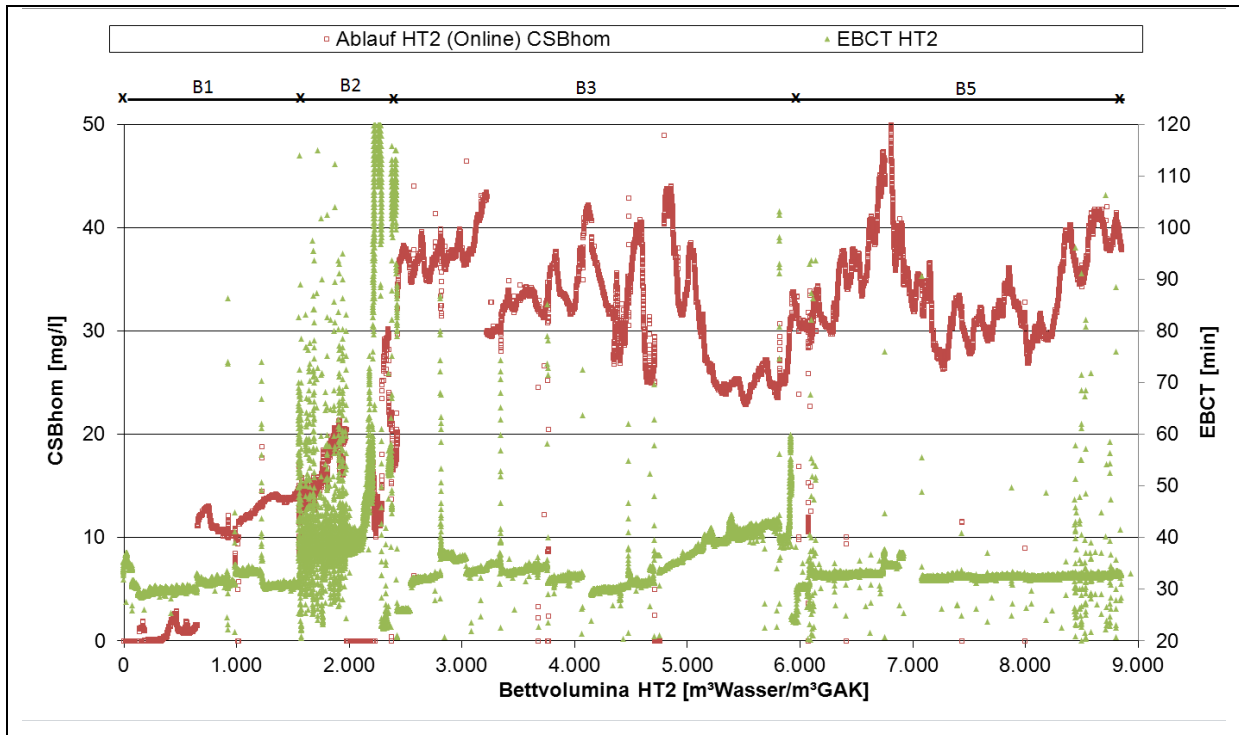


Bild 19: CSB_{hom} aufgezeichnet mit der Online-Sonde im Ablauf des 2. Adsorbers HT2 und die aus dem Durchfluss berechnete EBCT

Zum Teil lag die EBCT (hier nicht mehr dargestellt) über 120 min während des im Vergleich zu den anderen Betriebszeiträumen sehr kurzen Betriebszeitraums B2. Ausgelöst wurde das durch eine leistungsschwächere Ersatzpumpe mit geringerer Druckhöhe und Förderleistung (s. Tabelle 5) als die bemessenen Pumpe.

Nach dem Betriebszeitraum B2 kommt es zu einem sprunghaften Anstieg des homogenisierten CSB_{hom} . Im Betriebszeitraum B3 und B5 schwankt der homogenisierte CSB_{hom} etwa zwischen 30 und 40 mg/l. Auffällig ist hier der Abfall des homogenisierten CSB_{hom} zwischen 5.000 und 6.000 BV auf knapp 25 mg/l bei gleichzeitig steigender EBCT, ausgelöst durch einen reduzierten Durchsatz in der Filtersäule. Der relativ hohe homogenisierte CSB_{hom} bei etwa 6.500 BV hingegen korreliert nicht mit einer geringeren EBCT und ist damit auf eine Schwankung der Ablaufqualität der Kläranlage zurückzuführen.

4.2.2 Chemischer Sauerstoffbedarf

In Bild 20 ist die Konzentration des homogenisierten CSB_{hom} im Ablauf der 1. und 2. Säule der halbtechnischen Filter dargestellt. Neben den Messpunkten ist der Funktionsterm der Ausgleichsfunktionen (vgl. Kap. 2.2.3) für HT1 und HT2 sowie die Zulaufkonzentration der halbtechnischen Filter als Median der gesamten Betriebszeit angegeben. In Bezug auf den CSB_{hom} lässt sich feststellen, dass die erste Säule HT1 einen etwas schnelleren Durchbruchverlauf zeigt als die 2. Säule HT2. Insgesamt zeigen die Messwerte relativ große Streuungen.

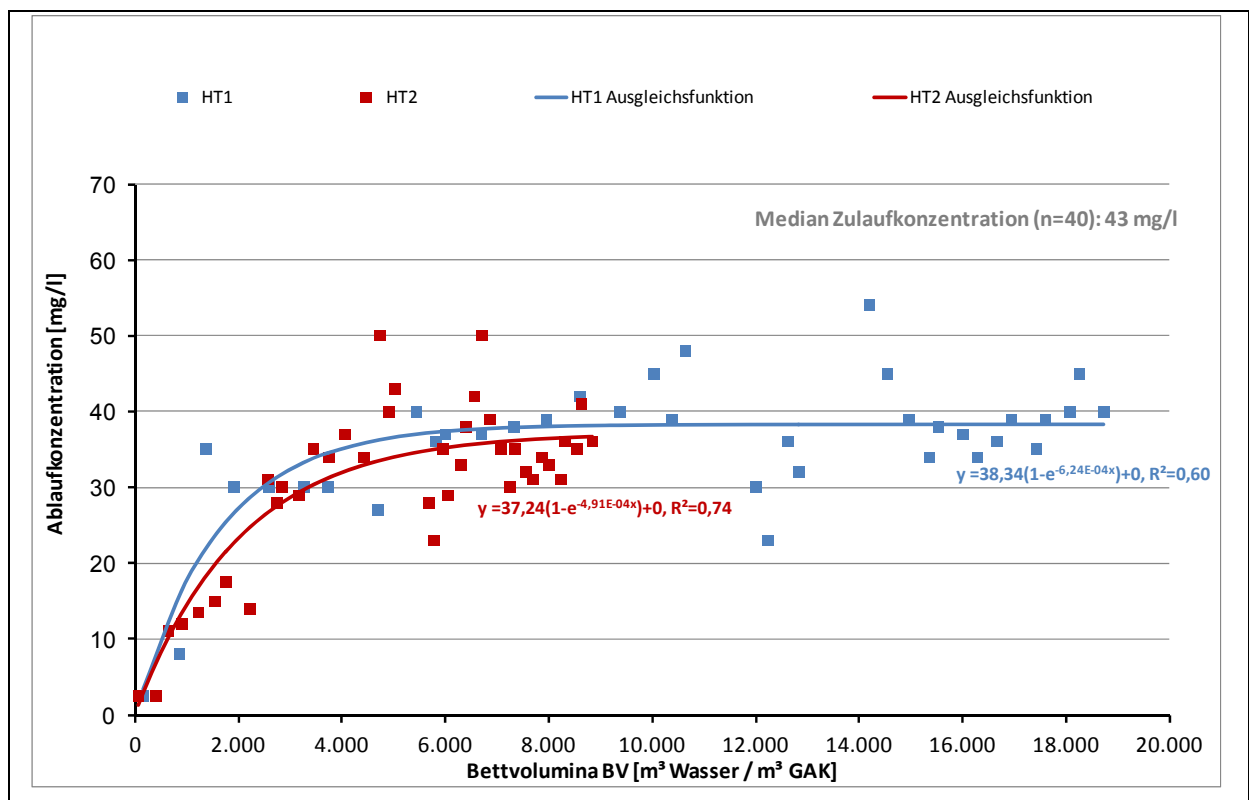


Bild 20: CSB_{hom} -Konzentration im Ablauf der halbtechnischen Anlage

In Bild 21 ist die Elimination des filtrierten CSB_{filt} bei den halbtechnischen Säulen dargestellt. Nach 18.000 BV ist bei HT1 noch eine Elimination zwischen 0,9 und 1,0 festzustellen. Diese wird auf biologische Aktivität im Filterbett zurückgeführt. HT2 zeigt einen stetigeren Kurvenverlauf als HT1. Zudem ist die Eliminationsleistung etwas besser als bei HT1. Aus betrieblichen Gründen konnte HT2 nicht weit über 8.000 BV hinaus betrieben werden, so dass eine abschließende Aussage, wann sich wie bei HT1 ein quasi-stationärer Zustand einstellt, nicht getroffen werden kann.

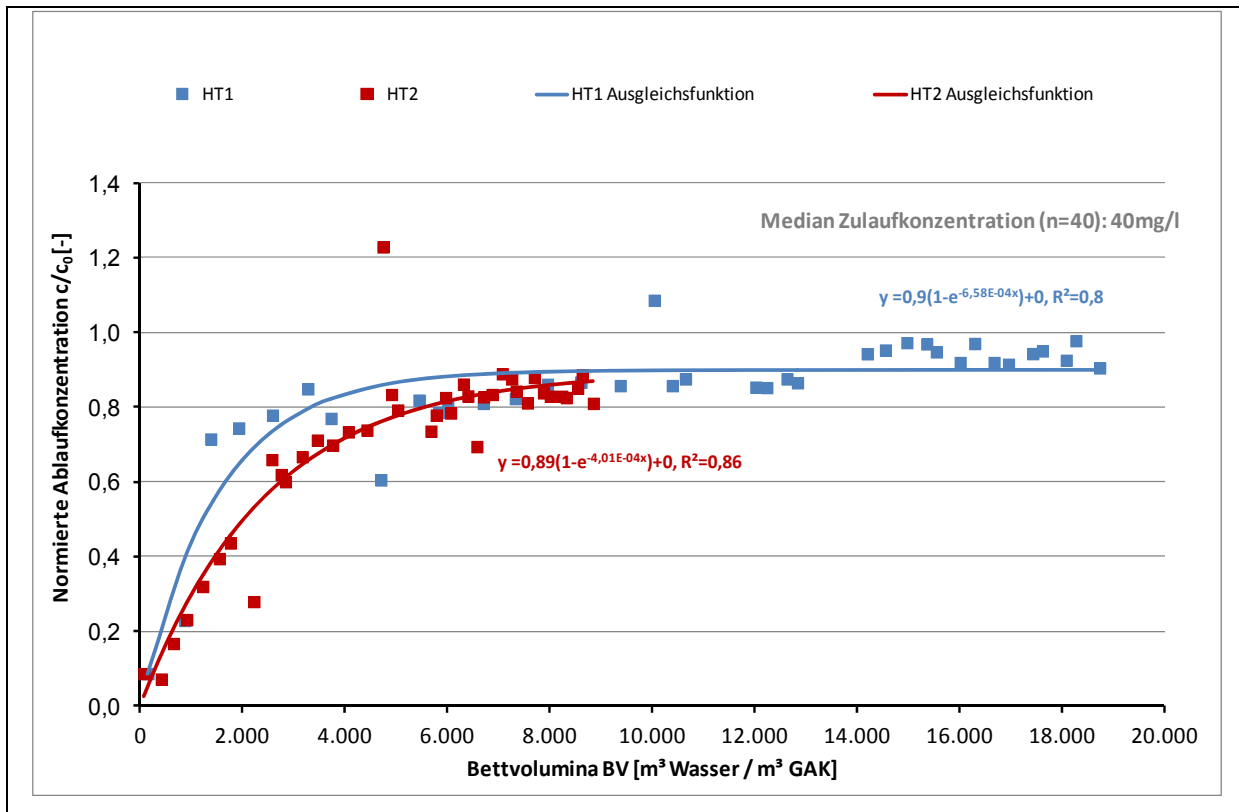


Bild 21: CSB_{filt} -Elimination der halbtechnischen Anlage bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

4.2.3 Dissolved Organic Carbon

Beim gelösten organischen Kohlenstoff als DOC (Bild 22) zeigt sich ein sehr ähnliches Bild wie beim CSB_{filt} . Es zeigt sich auch, dass der DOC nach gut 2.000 BV nur noch zu 50 % eliminiert wird. Bei der 1. Säule erfolgt die Unterschreitung eines 50-prozentigen Rückhaltes sogar noch frühzeitiger.

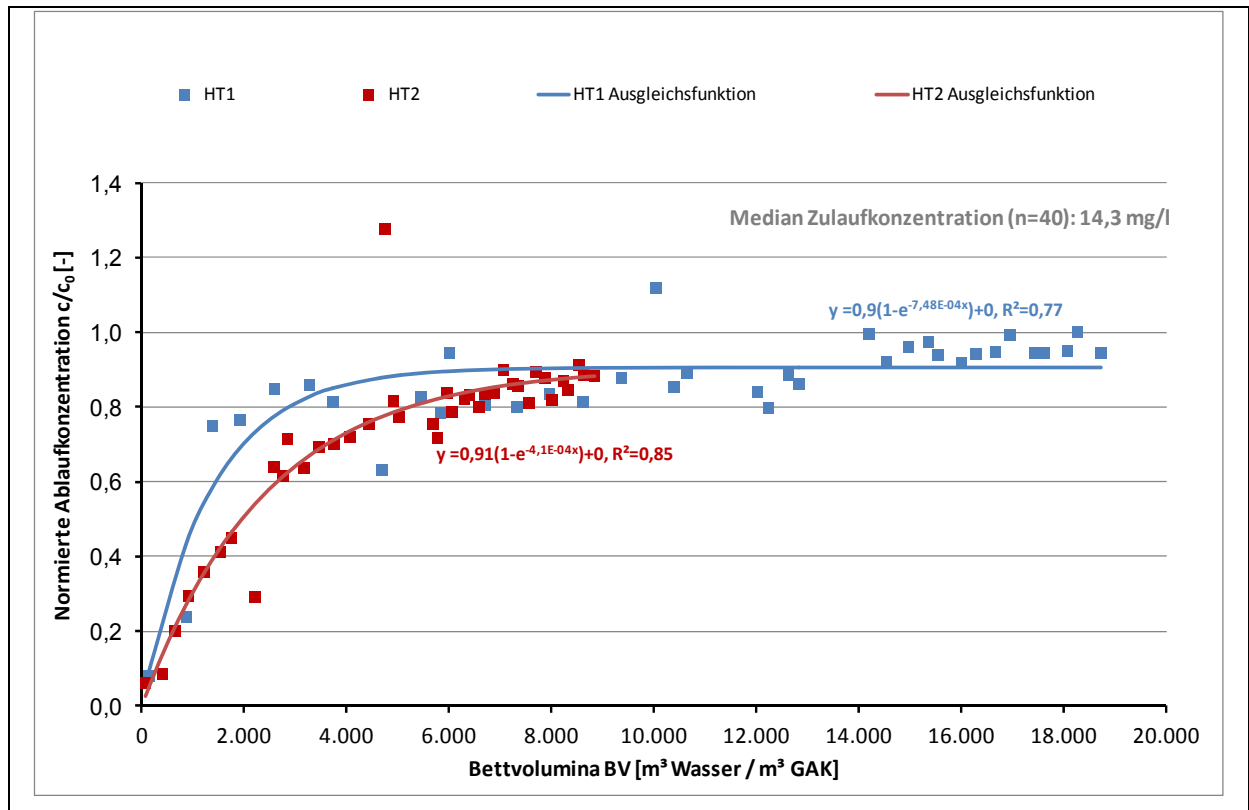


Bild 22: DOC-Elimination der halbtechnischen Anlage, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

4.2.4 Spurenstoffe

In Bild 23 bis Bild 28 sind die in den halbtechnischen Filtersäulen erzielten Eliminationen dargestellt. Bis auf Sulfamethoxazol (Bild 27) konnten Ausgleichsfunktionen für die ermittelten Messwerte iteriert werden. Ein Grund für die starken Streuungen der Messwerte für Sulfamethoxazol könnte die starke Transformationsneigung dieses Stoffes sein, die auch in anderen Untersuchungen bereits beobachtet wurde (BORNEMANN et al. 2012 und MEDA, 2012). Insgesamt lässt sich für alle hier untersuchten Spurenstoffe mit Ausnahme des Sulfamethoxazols Folgendes feststellen:

- Die erzielten Eliminationen sind mit doppelter EBCT (HT1 im Vergleich zu HT2) deutlich höher.
- Es sind nur vereinzelt Ausreißer (jeweils in den Bildern mit angegeben) festzustellen, die außerhalb des gewählten Darstellungsbereichs liegen.
- Das Durchbruchverhalten ist um ein Vielfaches langsamer als das des DOC oder CSB_{filt} (vgl. 4.2.2 und 4.2.3).
- Die ermittelten Durchbruchkurven (Ausgleichsfunktionen) zeigen im Gegensatz zu denen des DOC oder CSB_{filt} (vgl. 4.2.2 und 4.2.3) einen pseudo-linearen Verlauf, der sich jedoch auch mit dem gewählten Funktionstyp abbilden lässt.

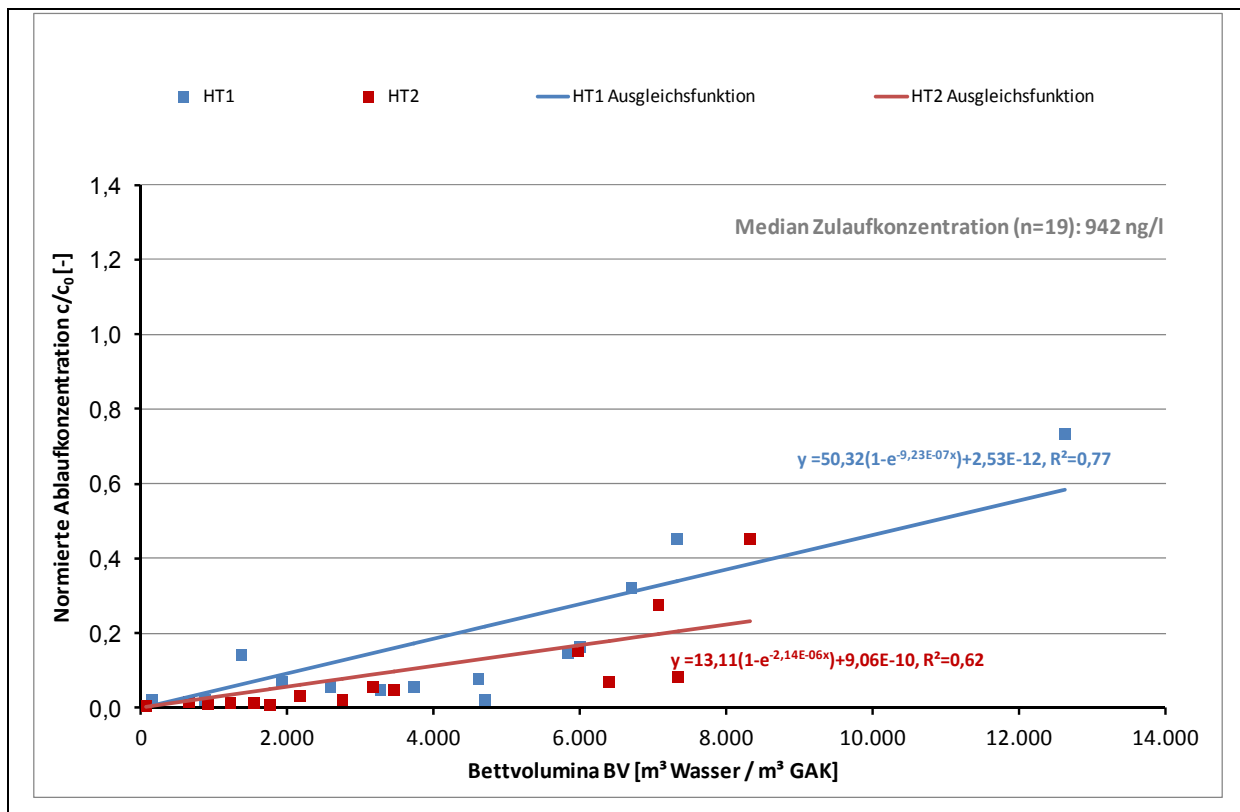


Bild 23: Elimination Carbamazepin, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

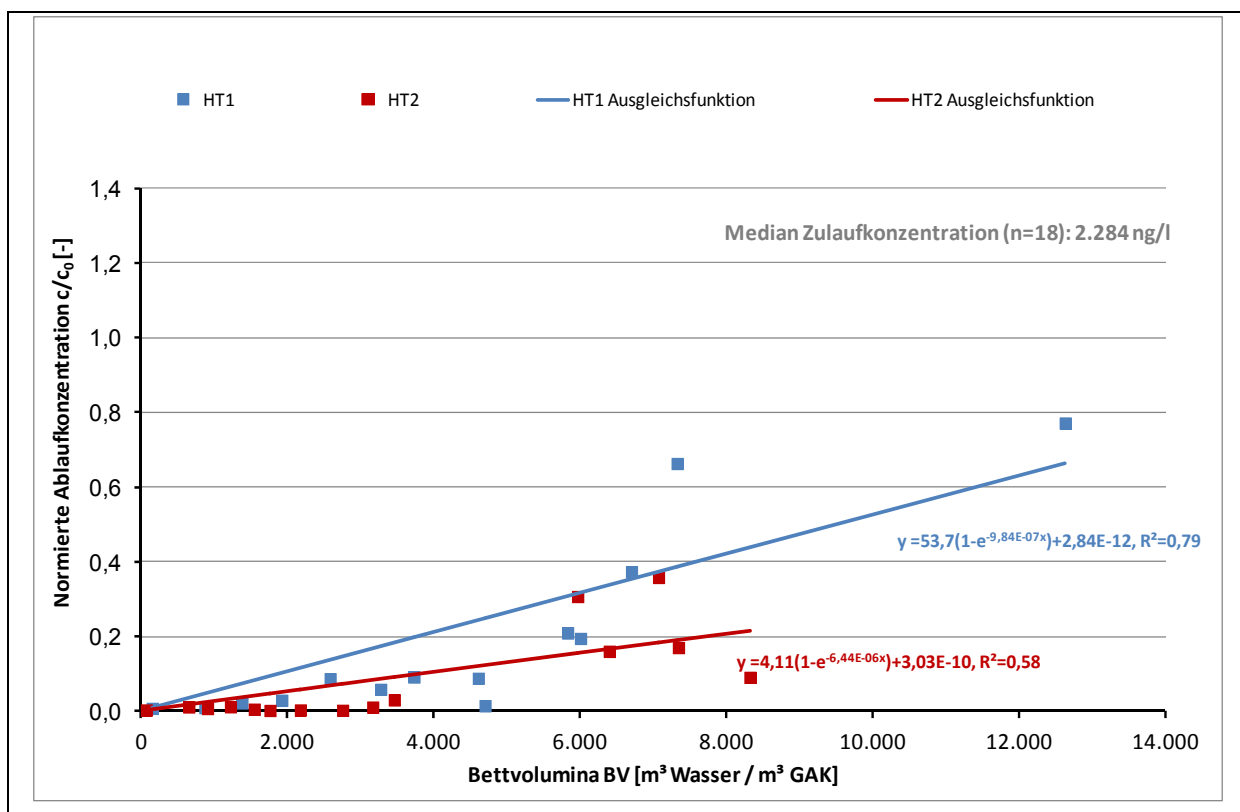


Bild 24: Elimination Diclofenac, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

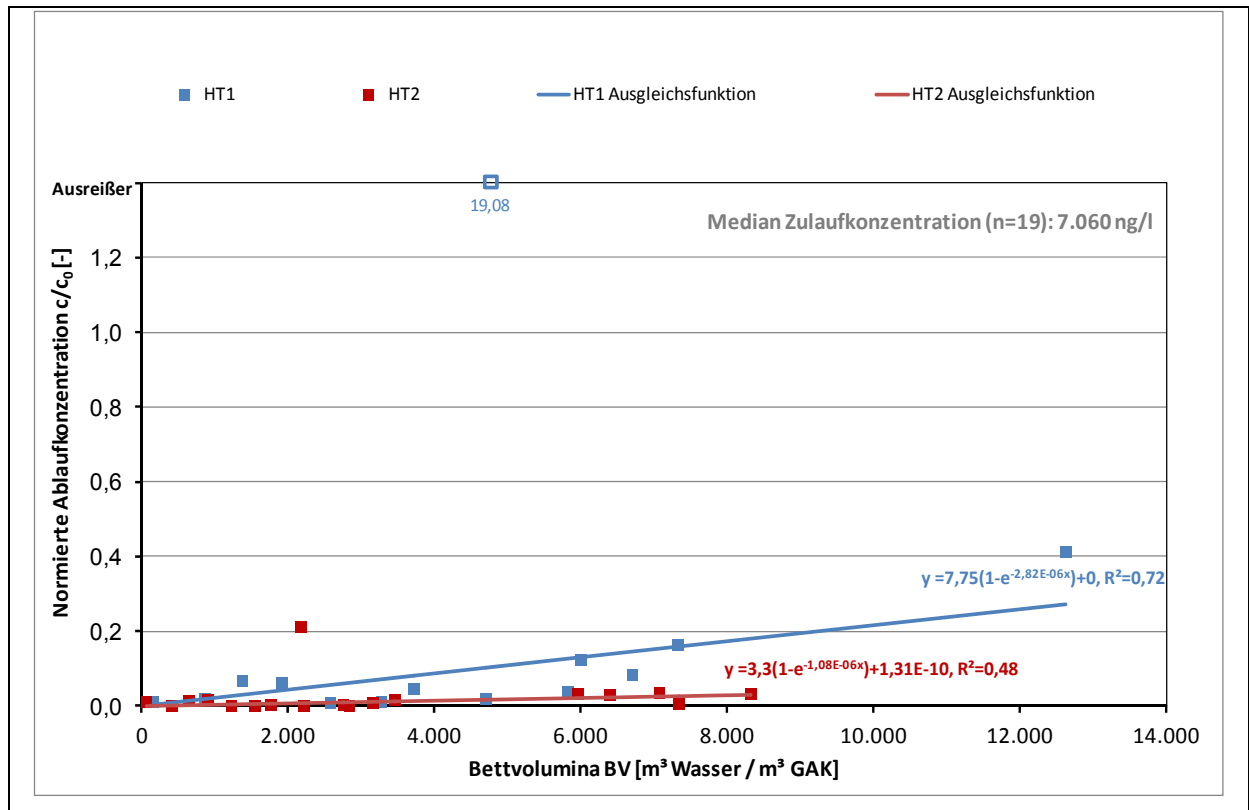


Bild 25: Elimination H-Benzotriazol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

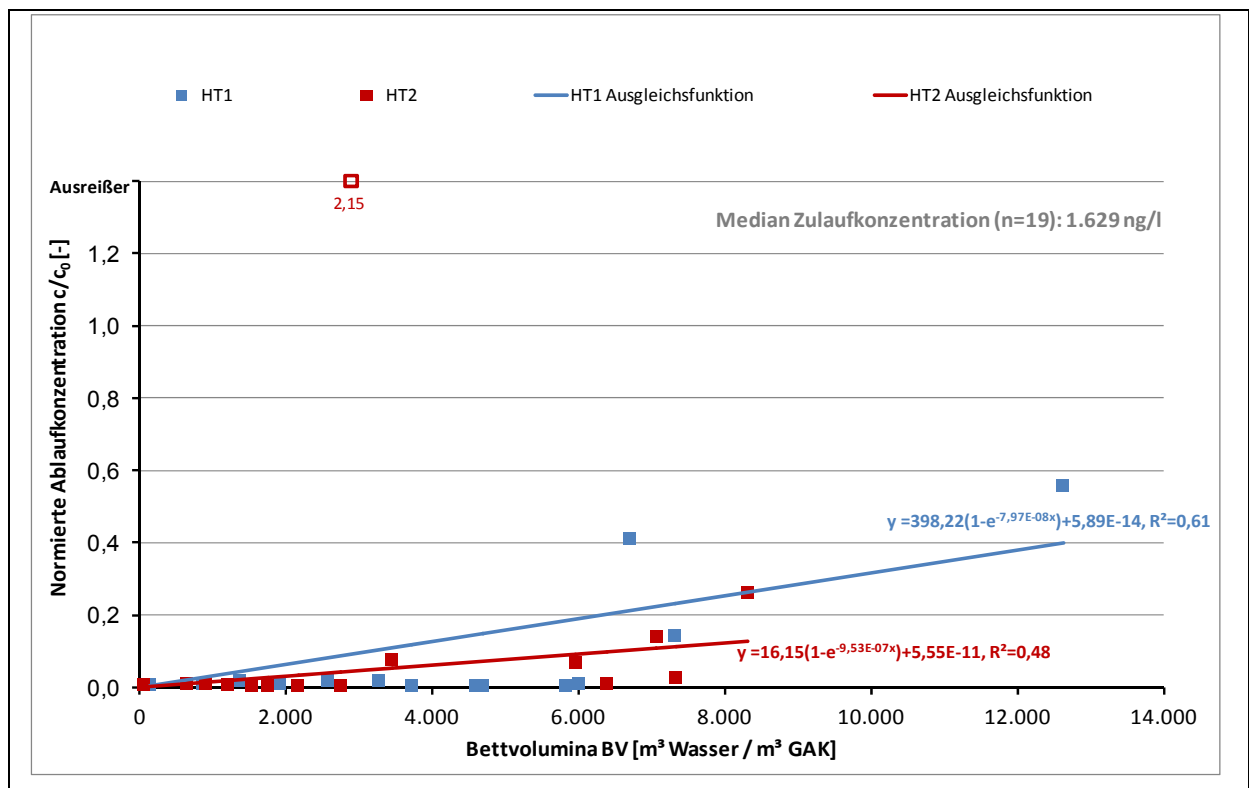


Bild 26: Elimination Metoprolol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

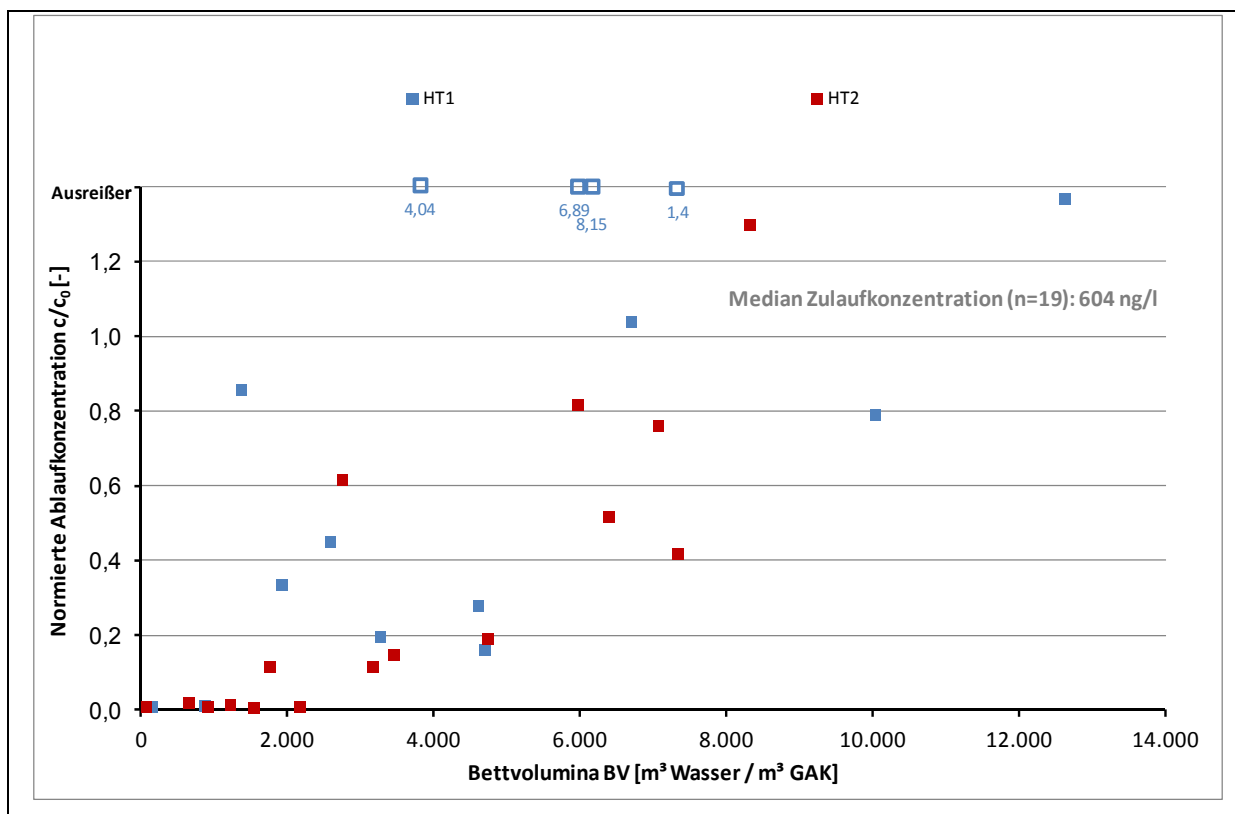


Bild 27: Elimination Sulfamethoxazol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

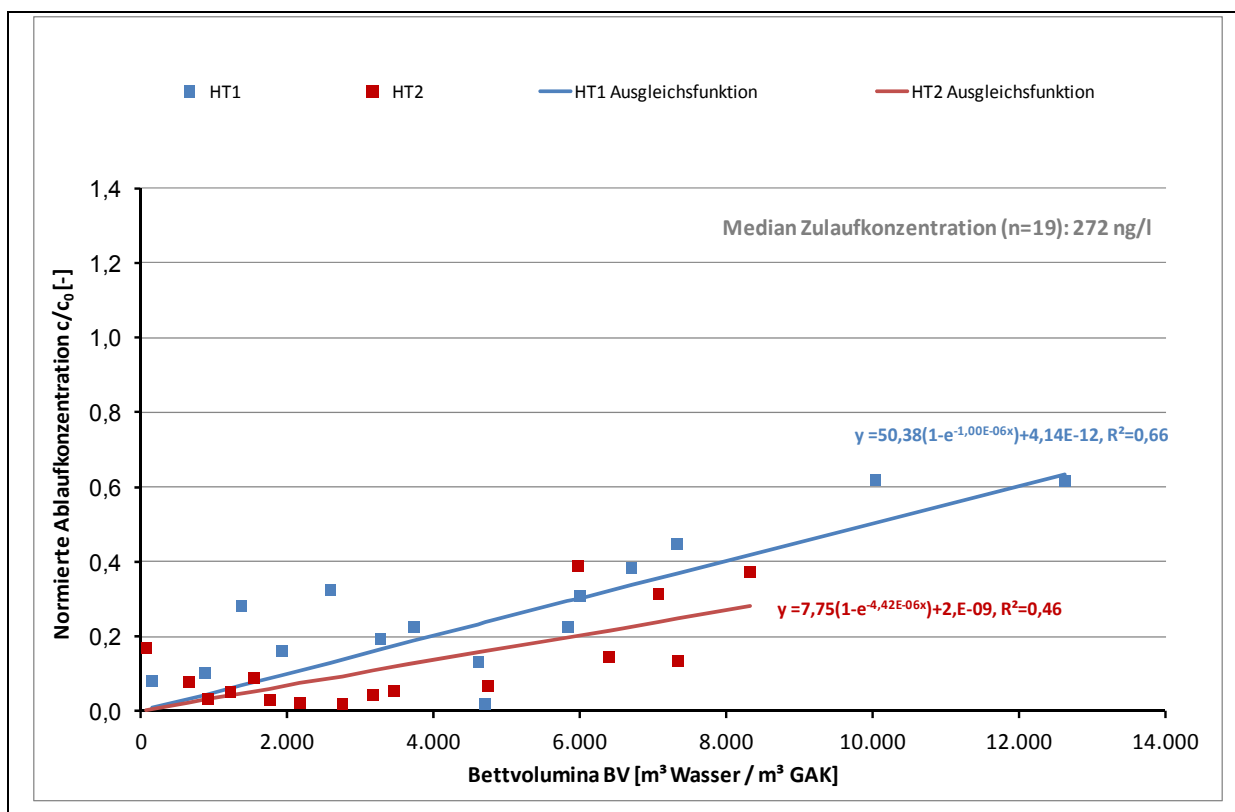


Bild 28: Elimination N4-Acetylsulfamethoxazol, halbtechnische Filtersäulen, bezogen auf den Zulauf der halbtechnischen Anlage (Zulauf HT1) c_0

4.2.5 Sonstige Abwasserparameter

In Bild 29 ist die P-Gesamtkonzentration im Ablauf der halbertechnischen Filtersäulen HT1 und HT2 dargestellt. Korrespondierend zum jeweiligen Messwert ist die Konzentration im Zulauf der halbertechnischen Filter (Zulauf HT1) aufgetragen. Die ermittelten Konzentrationen liegen in einer Spannbreite zwischen etwa 0,1 und 0,3 mg/l für alle Zu- und Abläufe. Die GAK-Filtration führt zu einer geringfügigen weiteren P-Elimination, wie aus Bild 29 ersichtlich wird. Ob die Reduktion des Phosphors auf die weitergehende Entfernung von Feststoffen zurückzuführen ist, kann an dieser Stelle nicht zweifelsfrei geklärt werden. In Bild 30 sind der pH-Wert und die elektrische Leitfähigkeit der Abläufe der halbertechnischen Filtersäulen dargestellt.

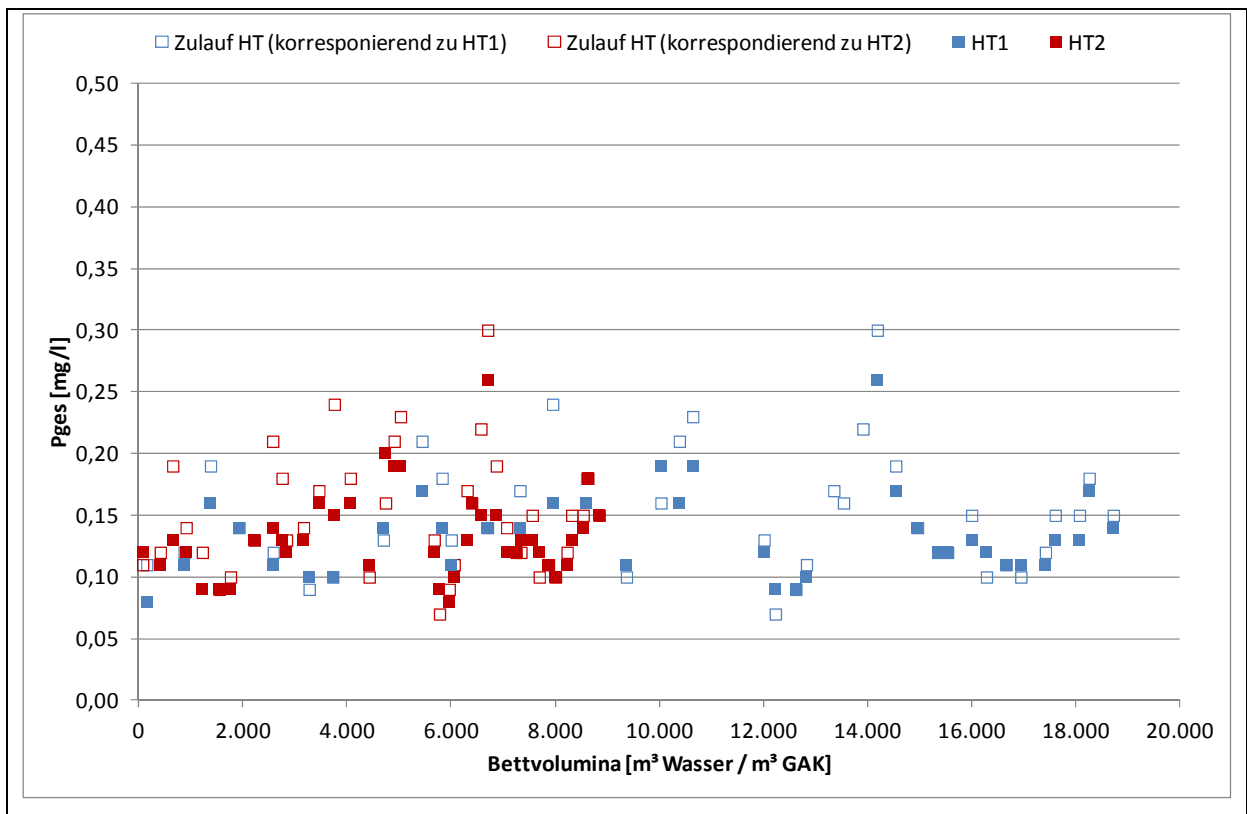


Bild 29: Phosphor-Gesamt, halbertechnische Filtersäulen, Gegenüberstellung der Abläufe HT1 und HT2 mit dazu jeweils korrespondierender Konzentration im Zulauf

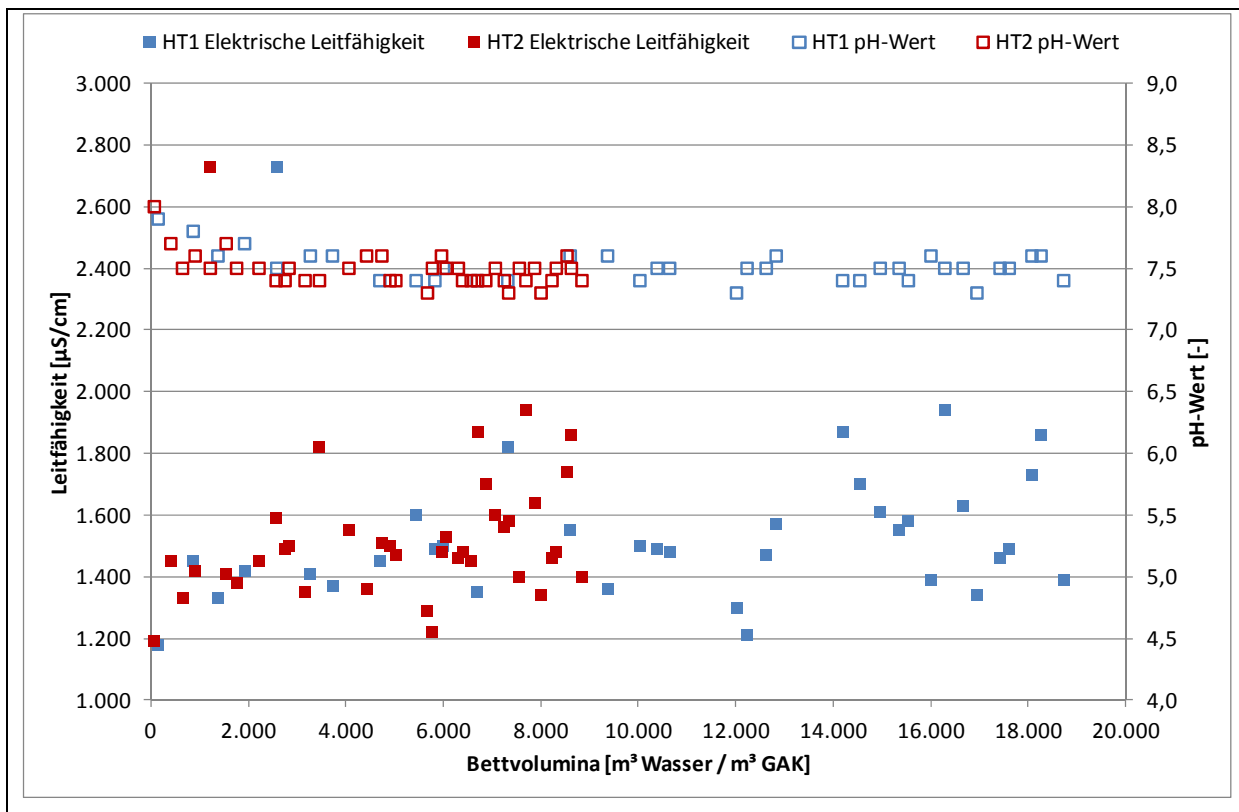


Bild 30: Elektrische Leitfähigkeit und pH-Wert, Abläufe der halbertechnische Filtersäulen

Der pH-Wert verhält sich insgesamt während des gesamten Betriebsraums sehr stabil und schwankt etwa zwischen pH 7 und pH 8. Die elektrische Leitfähigkeit schwankt insgesamt zwischen 1.200 $\mu\text{S/cm}$ und 2.000 $\mu\text{S/cm}$. Jeweils ein Messwert bei HT1 und HT2 liegt jedoch mit etwa 2.700 $\mu\text{S/cm}$ deutlich außerhalb des Bereichs, wobei die Ursache für diese Messwertspitzen nicht ermittelt werden konnte.

4.3 Großtechnischer Maßstab: Umrüstung einer bestehenden Flockungsfilterzelle auf GAK (Variante 2)

4.3.1 Optimierung des Spülprogramms

In Tabelle 8 sind die Rückspülprogramme der Referenz-Filterzelle schematisch dargestellt. Die Spülung der Referenz-Filterzelle mit altem Filtermaterial erfolgte entsprechend langjähriger Erfahrung des Kläranlagenbetriebspersonals. Nach Einbau des neuen Filtermaterials wurde eine langsame sukzessive Erhöhung der Wasserspülgeschwindigkeit angestrebt. Gleichzeitig wurde die Höhe des Filtermaterials im Filter gemessen, um so einen Verlust von Filtermaterial durch eine zu hohe Wasserspülgeschwindigkeit frühzeitig zu erkennen. Bis zum Abschluss der Messungen wurde die Wasserspülgeschwindigkeit in der Referenz-Filterzelle noch weiter erhöht, so dass die in Tabelle 8 angegebenen 44 m/h die Spülgeschwindigkeit zum Stand Mitte April 2013 darstellt.

In Tabelle 9 sind die Spülprogramme der GAK-Filterzelle schematisch dargestellt. GAK ist aufgrund des höheren Porenanteils im Vergleich zu inertem Filtermaterial wie z. B. Hydroanthrazit empfindlicher für Abrasion bei Rückspülungen. Dass hierbei fast ausschließlich die Luftspülung der entscheidende Faktor ist, konnte im Rahmen von Voruntersuchungen am ISA gezeigt werden (LEHDE, 2010). Deshalb wurde die Luftspülung hinsichtlich ihrer Intensität für alle GAK-Füllungen im Gegensatz zur Referenz-Filterzelle reduziert, um die Abrasion der GAK durch Luftspülung zu minimieren. Dazu wurde die Luftspülgeschwindigkeit von 70 m/h sukzessive reduziert, bis immer noch ein gleichmäßiges Blasenbild gegeben war. Unter dieser Voraussetzung wurde die Luftspülgeschwindigkeit für alle drei GAK auf 56 m/h festgesetzt. Die Spülung mit Luft wird aufgrund der hohen Feststofffracht im Zulauf des Filters der Kläranlage Düren als unverzichtbar angesehen, um die entstandenen Verblockungen im Filterbett aufzubrechen.

Die automatische Rückspülung der GAK-Filterzelle für den regulären Betrieb nach Inbetriebnahme wurde aufgrund folgender Kriterien angepasst:

- halbtechnische Vorversuche am ISA
- Empfehlungen der GAK-Lieferanten,
- Beobachtungen bei Inbetriebnahme der jeweiligen GAK,
- Erfahrungen des Betriebspersonals der KA Düren,
- Reduzierung der Wasserspülgeschwindigkeit im Winterbetrieb zur Anpassung an erhöhte Viskosität des Wassers durch Temperaturabfall.

Der optimalen Reinigung der Filterzelle und der Sicherstellung des regulären Kläranlagenbetriebs wurden dabei eine höhere Priorität eingeräumt als der weiteren Minimierung der Spülwassermenge.

Tabelle 8: Spülprogramme Referenz-Filterzelle

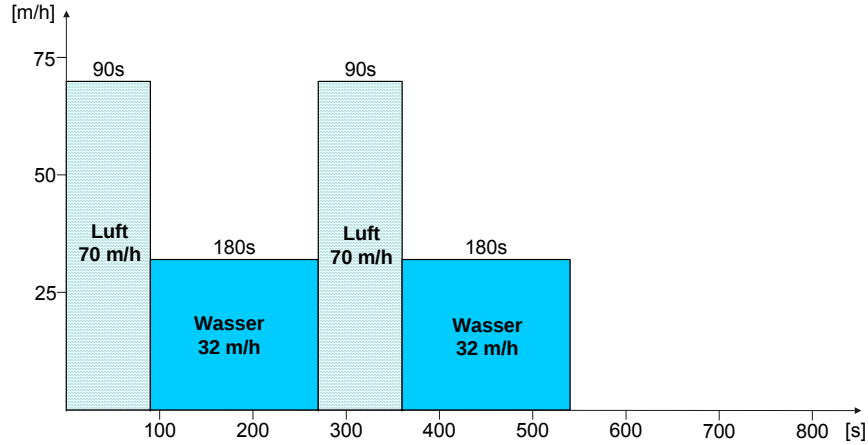
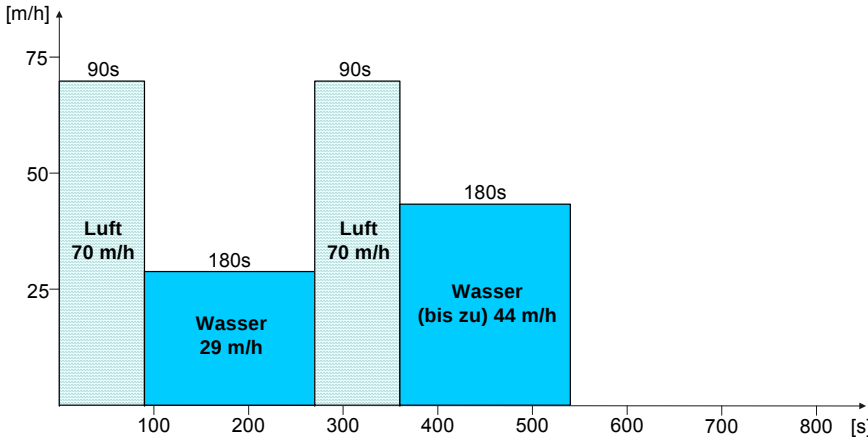
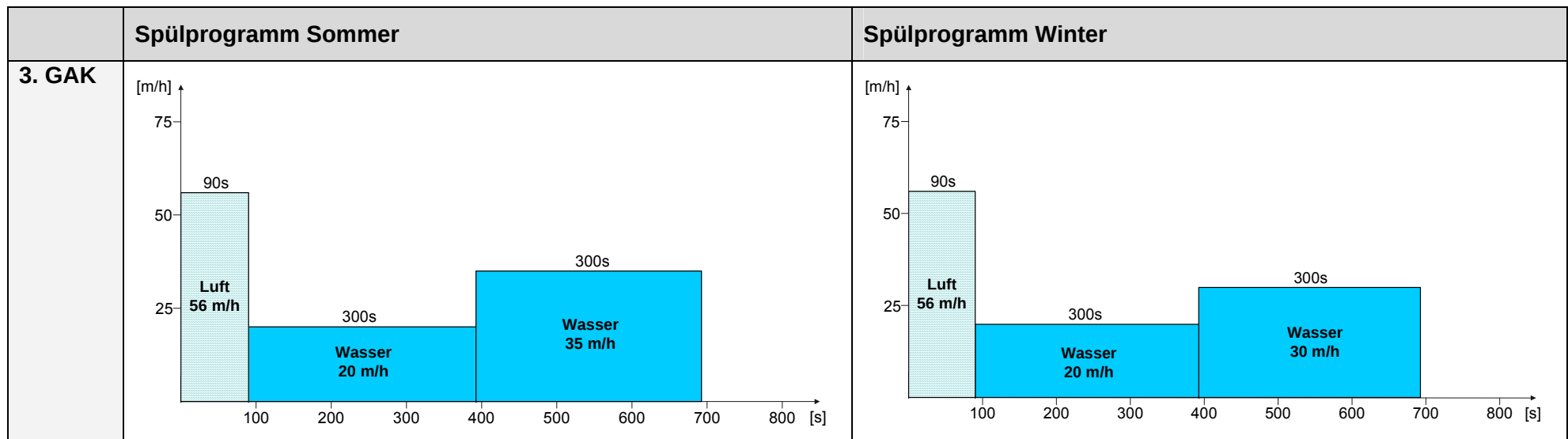
	Spülprogramm Sommer	Spülprogramm Winter
altes Filtermaterial (Betriebszeitraum 1. und 2. GAK)		
neues Filtermaterial (Betriebszeitraum 3. GAK)		

Tabelle 9: Spülprogramme GAK-Filterzelle

	Spülprogramm Sommer	Spülprogramm Winter
1. GAK		Kein Winterbetrieb der 1. GAK
2. GAK		



4.3.2 Chemischer Sauerstoffbedarf: Ergebnisse aus Sondenmessungen

Im Folgenden werden die Ergebnisse der Filtratuntersuchungen der Referenz- und der GAK-Filterzelle (Messstellen MF2 und MF3, s. Bild 14) dargestellt. Vergleichend werden diese dem Zulauf der Filterzellen (MF1) – der aufgrund der Parallelschaltung der Zellen gleich ist – gegenübergestellt. Zudem werden jeweils die Betriebszeiträume der 1. GAK (14.06.2011 – 19.09.2011), der 2. GAK (26.09.2011 – 20.02.2012) und der 3. GAK (14.10.2012 – 28.02.2013) betrachtet. Zur besseren Vergleichbarkeit der Betriebszeiträume sind die Abszissen von 0 bis 13.500 BV skaliert, obwohl der erste Betriebszeitraum aufgrund des Ausbaus der 1. GAK bereits nach ca. 12.000 BV endet. Bei den Parametern (AFS, CSB_{hom} , CSB_{filt}) bei denen Online-Sonden zum Einsatz kommen, wurden diese jeweils vor der Versuchsphase auf die entsprechenden Laborwerte kalibriert. Kalibrierungen, die zusätzlich während des Versuchsbetriebs durchgeführt wurden, sind als Pfeile in den jeweiligen Diagrammen gekennzeichnet. Die Laborwerte sind ebenfalls in den Abbildungen eingetragen. Unterschieden wird dabei zwischen Stichproben, nach denen bei Bedarf die Sonden kalibriert werden konnten und regulären 24h-Mischproben.

Im Weiteren wird zwischen dem chemischen Sauerstoffbedarf der homogenisierten, un-filtrierten Probe (CSB_{hom}) und dem chemischen Sauerstoffbedarf der filtrierten Probe (CSB_{filt}) unterschieden. In Bild 31 ist der CSB_{hom} für den Betriebszeitraum der 1. GAK gegen die in der GAK-Filterzelle durchgesetzten BV aufgetragen. Der CSB_{hom} des Filterzulaufs schwankt im Bereich von etwa 40 bis 100 mg/l. Der Ablauf der Referenz-Filterzelle schwankt zwischen etwa 25 und 40 mg/l. Die innerhalb kurzer Zeit auftretenden CSB_{hom} -Schwankungen im Filterzulauf bei z. B. 8.000 BV bilden sich auch im Ablauf der Referenz- und GAK-Filterzellen ab, sind jedoch dort aufgrund der Dämpfungswirkung der Filterzellen weniger stark ausgeprägt.

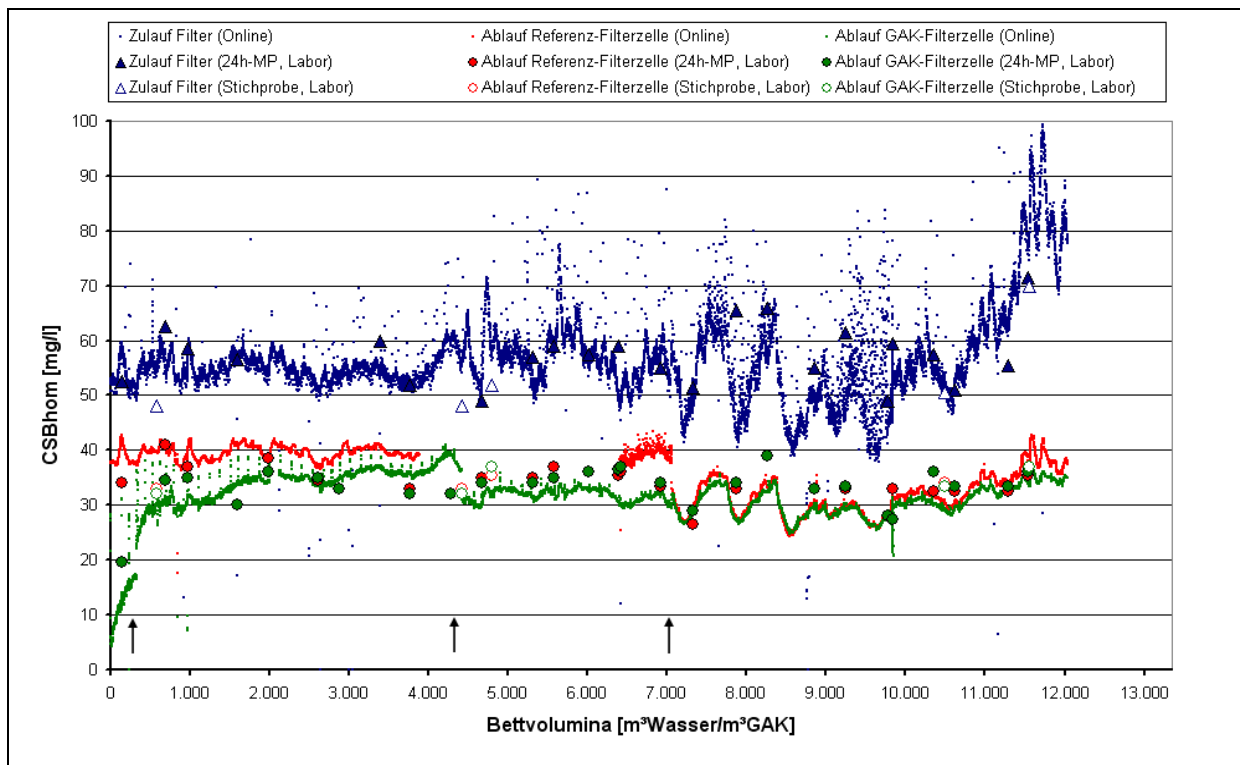


Bild 31: CSB_{hom} , Betriebszeitraum 1. GAK (14.06.11 – 19.09.11), Sondenmessungen (Pfeile = Sondenkalibrierungen)

Zwischen 4.000 und 7.000 (BV) kam es während der Betriebszeit der 1. GAK zum Ausfall der Online-Sonde im Ablauf der Referenz-Filterzelle. Im Ablauf der Referenz- und GAK-Filterzelle lagen die mit den Sonden ermittelten Werte in den meisten Fällen unterhalb der Werte, die mit Küvettentests im Labor ermittelt wurden (24h-Mischproben und Stichproben). Dieses Phänomen, das vor allem bei niedrigen CSB-Werten auftritt, wird auf zwei wesentliche Ursachen zurückgeführt:

- Die Ergebnisse der Online-Sonde sind im höheren CSB-Messbereich genauer, da die Sonde vor Versuchsstart in diesem Bereich kalibriert wurde bzw. naturgemäß mit der alten Filterfüllung (keine GAK), die aufgrund fehlender Adsorptionswirkung keine niedrigen CSB-Werte lieferte, kalibriert werden musste.
- Die verwendeten CSB-Küvettentests haben einen zulässigen Messbereich von 5 – 60 bzw. 15 – 160 mg/l. Damit liegen die zu Beginn niedrigen CSB-Werte im Ablauf der GAK-Filterzelle in der Nähe des unteren zulässigen Messbereichs der Tests und sind dort weniger exakt.

Die CSB_{hom} -Werte der GAK-Filterzelle zeigen neben der deutlich ausgebildeten Kurve Ausreißer bis zum CSB_{hom} -Wert der Referenz-Filterzelle. Diese Werte entstehen, wenn die GAK-Filterzelle rückgespült wird, da sich die Online-Sonden im gemeinsamen Rohr für den Ablauf der Filterzelle (Filtrat) und den Zulauf des Rückspülwassers befinden. Dies ist dem Versuchscharakter der Untersuchungen geschuldet und würde bei kompletter Umstellung

aller Filterzellen auf GAK nicht mehr auftreten, da dann auch das Rückspülwasser vollständig und nicht nur zu einem Zwölftel mit GAK behandelt wäre.

Die Konzentration des CSB_{hom} im Ablauf der GAK-Filterzelle lag unmittelbar nach Inbetriebnahme der Filterzelle bei etwa 5 mg/l. Die zu Beginn hohe Eliminationsleistung ließ sich auch an der Entfärbung des ansonsten mit bloßem Auge erkennbaren klaren, aber gelblichen Ablaufs der Filterzellen ohne GAK erkennen (Bild 32).

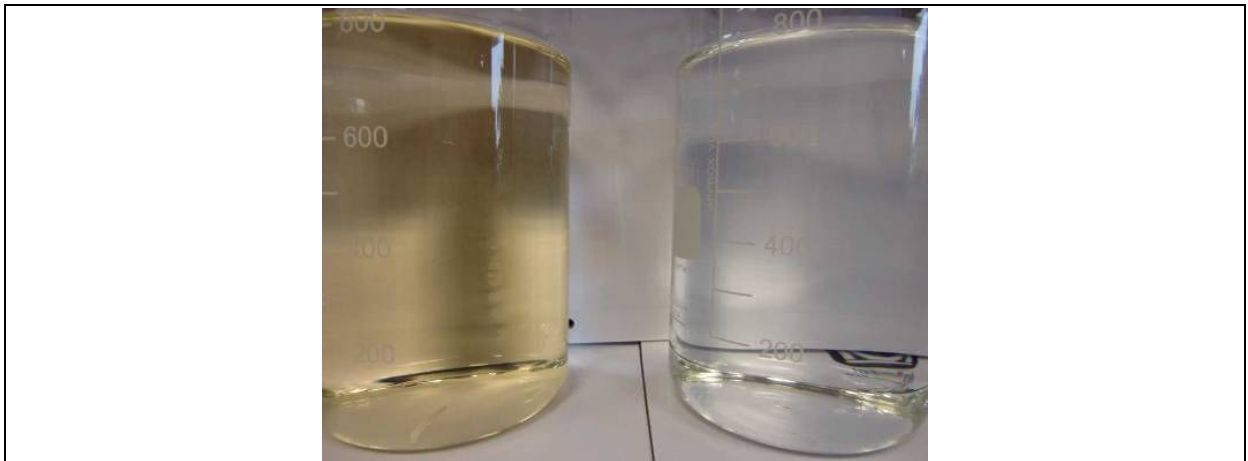


Bild 32: Färbung Referenz-Filterzellenablauf (l.) und GAK-Filterzellenablauf (r.) einige Tage nach Inbetriebnahme am Beispiel der 2. GAK

Die CSB_{hom} -Werte des GAK-Filterzellenablaufs lagen bis etwa 4.000 durchgesetzten BV unter denen des Referenz-Filters. Exakt lässt sich das aufgrund eines Sondenausfalls an der Referenz-Filterzelle nicht bestimmen. Danach zeigte sich – auch bei hohen Belastungsschwankungen im Zulauf des Filters – ein nahezu identisches Eliminationsverhalten beider Zellen in Bezug auf den CSB_{hom} .

In Bild 33 sind für die 2. GAK der CSB_{hom} des Zulaufs des Filters sowie des Ablaufs der GAK- und der Referenz-Filterzelle gegen die Bettvolumina aufgetragen. Der CSB_{hom} des Filterzulaufs schwankt in einem Bereich zwischen 45 mg/l bis über 100 mg/l (außerhalb des Messbereichs der Online-Sonde). Die außergewöhnlich hohen Messwerte entstanden aufgrund einer Betriebsstörung bei 10.500 bzw. 12.000 BV mit erheblichem Flockenabtrieb aus den Nachklärbecken. Damit liegt der CSB_{hom} des Filterzulaufs höher als im Betriebszeitraum der 1. GAK. Der Ablauf der Referenz-Filterzelle schwankt zwischen etwa 30 und 40 mg/l. Während der Betriebsstörung sind jedoch kurzzeitig CSB_{hom} -Werte von bis zu 60 mg/l im Ablauf der Referenz-Filterzelle zu verzeichnen. Der CSB_{hom} des GAK-Filterzellenablaufs liegt bei Betriebsbeginn bei < 5 mg/l und erreicht analog zum Ablauf der Referenz-Filterzelle Werte bis zu 60 mg/l während der Betriebsstörung. Der Vergleich des Ablaufs der GAK-Filterzelle mit dem der Referenz-Filterzelle zeigt, dass die CSB-Elimination erst nach ca. 7.000 BV quasi identisch ist und damit die Adsorptionskapazität der GAK in Bezug auf den CSB_{hom} unter den vorliegenden Betriebsbedingungen erschöpft ist.

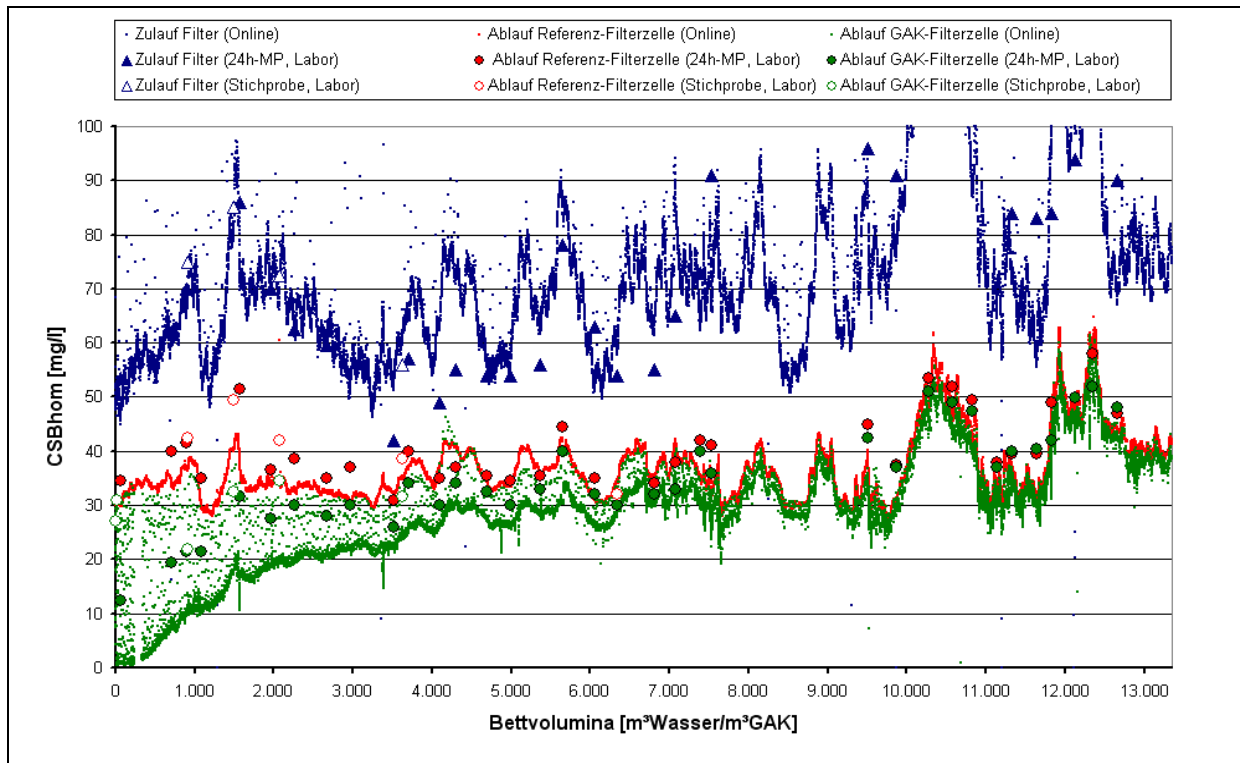


Bild 33: CSB_{hom}, Betriebszeitraum 2. GAK (26.09.11 – 20.02.12), Sondenmessungen

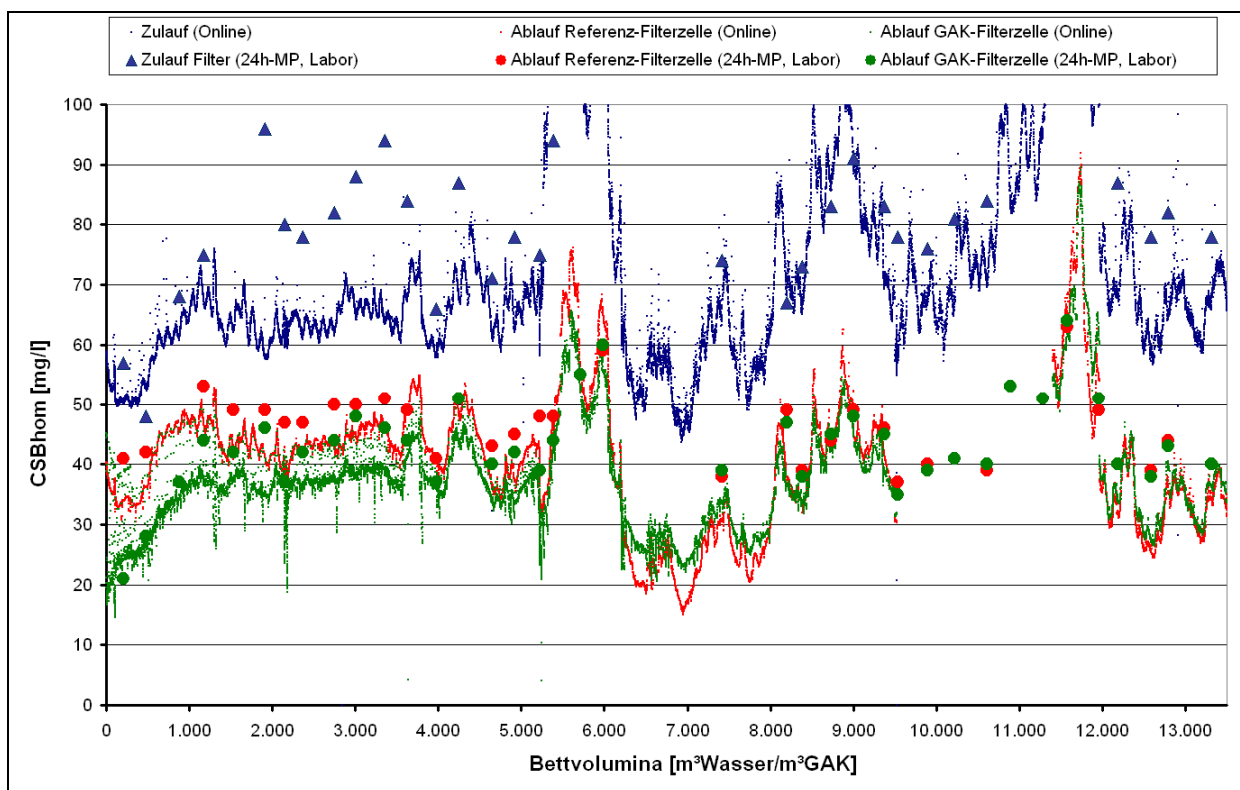


Bild 34: CSB_{hom}, Betriebszeitraum 3. GAK (14.10.2012 – 28.02.2013), Sondenmessungen

Auffällig in Bild 33 sind die ersten beiden Stichproben, die wenige Stunden nach Inbetriebnahme (5 bzw. 10 BV) am Ablauf der GAK-Filterzelle entnommen und im Labor analysiert wurden. Beide liegen bei etwa 30 mg/l und deuten darauf hin, dass sich in Folge der Inbetriebnahme noch Feststoffe in den Leitungen zur Probenahmestelle befanden, die zu

einer Verunreinigung der Probe führten. Am Folgetag (nach 62 BV) konnte bereits ein deutlich geringerer CSB_{hom} verzeichnet werden.

In Bild 34 sind für die 3. GAK der CSB_{hom} des Zulaufs des Filters sowie des Ablaufs der GAK- und der Referenz-Filterzelle gegen die Bettvolumina aufgetragen. Der CSB_{hom} des Filterzulaufs schwankt in einem Bereich zwischen 45 mg/l bis über 100 mg/l (außerhalb des Messbereichs der Online-Sonde). Die außergewöhnlich hohen Messwerte entstanden aufgrund von Betriebsstörungen in der Belebungsstufe bei etwa 5.000 bis 6.000 BV, 9.000 BV und 11.000 bis 12.000 BV mit Flockenabtrieb aus den Nachklärbecken. Der Ablauf der Referenz-Filterzelle schwankt zwischen etwa 30 und 50 mg/l und liegt damit höher als bei der 1. und 2. GAK. Während der Betriebsstörung sind kurzzeitig CSB_{hom} -Werte von bis zu 90 mg/l im Ablauf der Referenz-Filterzelle zu verzeichnen. Der CSB_{hom} des GAK-Filterzellenablaufs liegt schon bei Betriebsbeginn bei knapp 20 mg/l und damit zu Beginn deutlich höher als bei der 1. und 2. GAK. Während der Laufzeit erreicht die GAK-Filterzelle analog zum Ablauf der Referenz-Filterzelle während der Betriebsstörung zwischen 11.000 und 12.000 BV Werte bis knapp 90 mg/l.

Der Vergleich des Ablaufs der GAK-Filterzelle mit dem der Referenz-Filterzelle zeigt, dass die CSB_{hom} -Elimination nach ca. 6.000 BV quasi identisch ist und damit die Adsorptionskapazität der GAK in Bezug auf den CSB_{hom} unter den vorliegenden Betriebsbedingungen erschöpft ist.

Zusammenfassend lässt sich im Vergleich zur Referenz-Filterzelle und unter den gegebenen Betriebsbedingungen wie der EBCT Folgendes aus den Sonden-Messungen feststellen:

- Die 1. GAK zeigt nach ca. 4.000 BV keine CSB_{hom} Elimination mehr
- Die 2. GAK zeigt nach ca. 7.000 BV keine CSB_{hom} Elimination mehr
- Die 3. GAK zeigt nach ca. 6.000 BV keine CSB_{hom} Elimination mehr

4.3.3 Chemischer Sauerstoffbedarf: Ergebnisse aus Labor-messungen

In Bild 35 sind die Ablaufkonzentrationen des homogenisierten CSB der drei großtechnisch untersuchten GAK den Abläufen der Referenz-Filterzellen in den jeweiligen Betriebszeiträumen gegenübergestellt. Da es sich bei der Füllung der Referenz-Filterzelle um inertes Material, welches keine abnehmende Adsorptionskapazität aufweist, handelt wurden die Messdaten nicht als Durchbruchskurve wie bei den drei GAK ausgewertet, sondern der Median des jeweiligen Betriebszeitraums wurde dargestellt. Durchbruchskurven wurden entsprechend 2.2.3 aus den Datenpunkten iteriert.

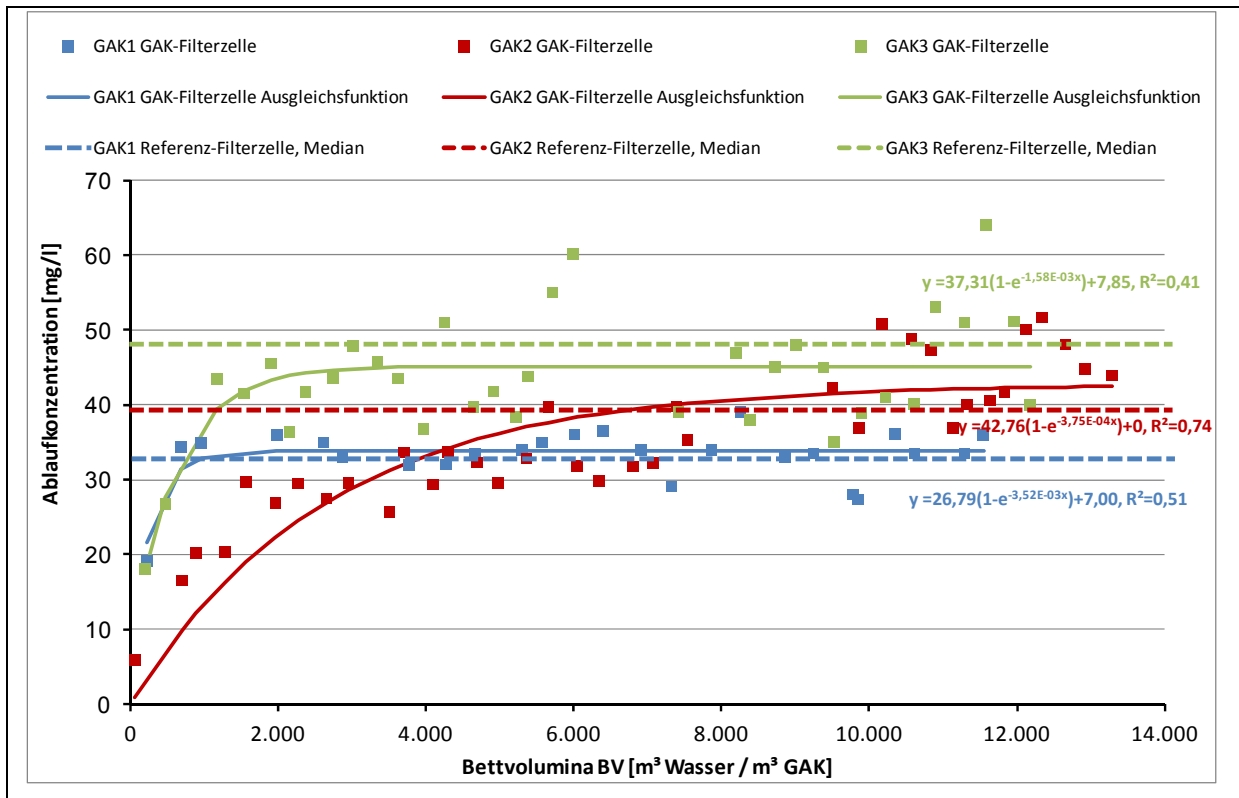


Bild 35: CSB_{hom}, Vergleich 1.GAK, 2.GAK und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum

Die Abläufe der Referenz-Filterzelle (Mediane) unterscheiden sich beim homogenisierten CSB in den drei Betriebszeiträumen deutlich voneinander, wie bereits aus der Auswertung der Sondendaten (4.3.2) hervorging. Der Ablauf der Referenz-Filterzelle liegt im 1. Betriebszeitraum mit etwa 32 mg/l unter den knapp 40 mg/l für die 2. GAK bzw. knapp 50 mg/l für die 3. GAK. Auch hier zeigt sich analog zu 4.3.2, dass die 2. GAK die beste Eliminationsleistung in Bezug auf den homogenisierten CSB aufweist.

In Bild 36 ist der auf den jeweiligen Filterzulauf normierte (c/c_0) filtrierte CSB der drei großtechnisch untersuchten GAK den normierten Abläufen der Referenz-Filterzellen als Mediane in den jeweiligen Betriebszeiträumen gegenübergestellt. Deutlich wird, dass die auf den Filterzulauf normierten Abläufe der Referenz-Filterzelle in allen drei Betriebszeiträumen bei etwa 0,9 liegen und somit nur einer geringen Schwankung unterliegen.

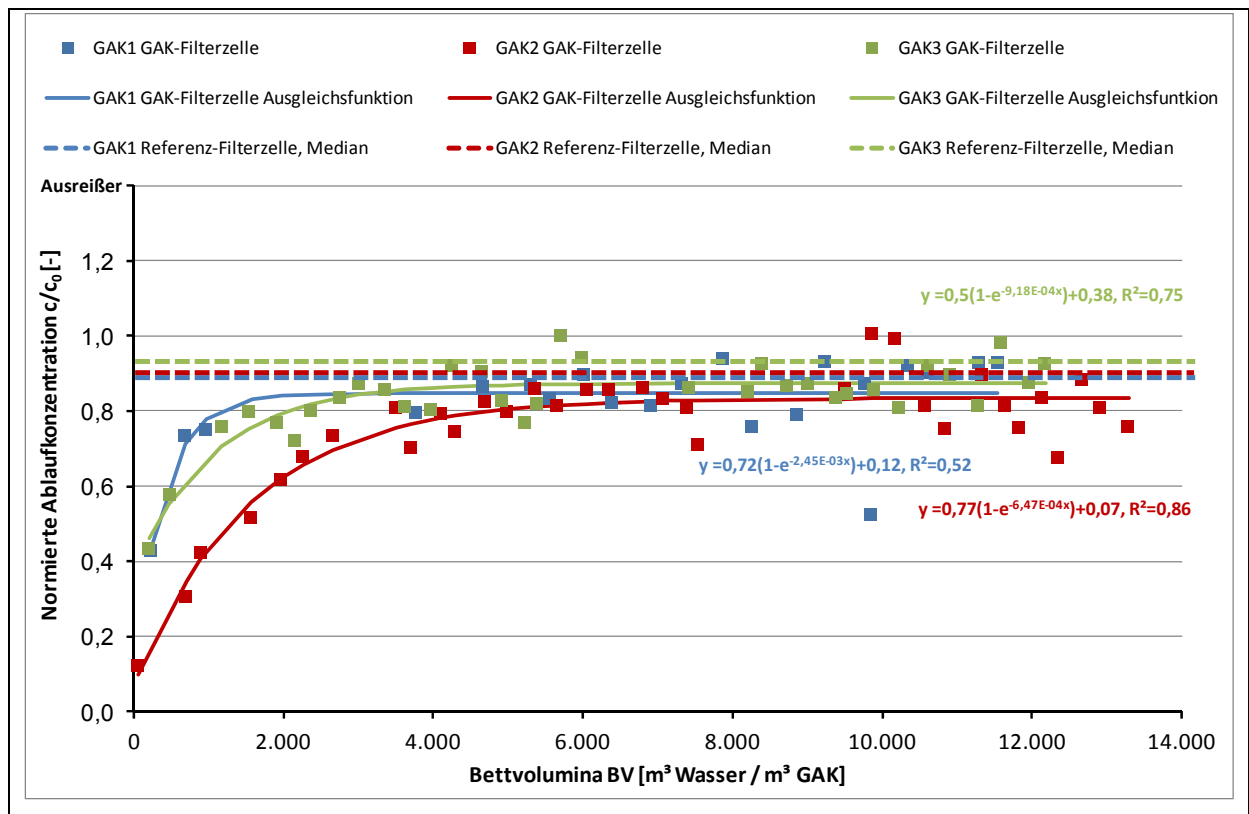


Bild 36: CSB_{filt} , Vergleich 1. GAK, 2. GAK und 3. AK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum

Auch hier zeigt sich analog zu Bild 35, dass die 2. GAK die höchste Eliminationsleistung in Bezug auf den CSB aufweist. Im Vergleich zwischen Bild 35 und Bild 36 können die Unterschiede im Zulauf in den drei betrachteten Betriebszeiträumen maßgeblich auf den Feststoffgehalt, nicht jedoch auf Unterschiede in der Konzentration des gelösten Kohlenstoffs, ausgedrückt als filtrierter CSB, zurückgeführt werden.

4.3.4 Chemischer Sauerstoffbedarf: Einfluss der Kontaktzeit EBCT

Die Kontaktzeit EBCT ist ein entscheidender Faktor bei der Auslegung von GAK-Filtern. Auf der KA Düren bestand aufgrund fehlender Probenahmestellen in der Mitte der Filterbettes keine Möglichkeit Proben nach kürzerer EBCT zu entnehmen. Ferner wurde die GAK-Filterzelle in den realen Anlagenbetrieb eingebunden und wurde so auf einen relativ konstanten Durchsatz und damit auf eine relativ konstante EBCT seitens des Leitsystems eingeregelt (3.1.2). Gelegentlich kommt es betriebsbedingt dazu, dass eine Filterzelle nicht direkt gespült wird. Damit fällt der Durchsatz der Filterzelle aufgrund des Druckabfalls unter den Sollwert und die EBCT erhöht sich entsprechend. In der folgenden Auswertung werden die Auswirkungen der so entstandenen höheren EBCT auf die Eliminationsleistung näher beleuchtet. Dabei wird der filtrierte CSB und nicht der homogenisierte CSB als Parameter verwendet, um den Einfluss der Menge an abfiltrierten Feststoffen im Filterbett auszu-schließen.

In Bild 37 ist der von den Online-Sonden für die 3. GAK aufgezeichnete filtrierte CSB_{filtr}, ausgedrückt als erzielte GAK-Leistung in Abhängigkeit von der EBCT, dargestellt. Die erzielte GAK-Leistung drückt die Eliminationsleistung der GAK-Filterzelle im direkten Vergleich zur Referenz-Filterzelle aus und ist auf der horizontalen Achse aufgetragen. Dabei ist bei einer GAK-Leistung größer 1,0 die Eliminationsleistung der Referenz-Filterzelle höher als die der GAK-Filterzelle. Bei einer GAK-Leistung kleiner 1,0 ist die Eliminationsleistung der GAK-Filterzelle in Bezug auf den filtrierte CSB höher als die der Referenz-Filterzelle.

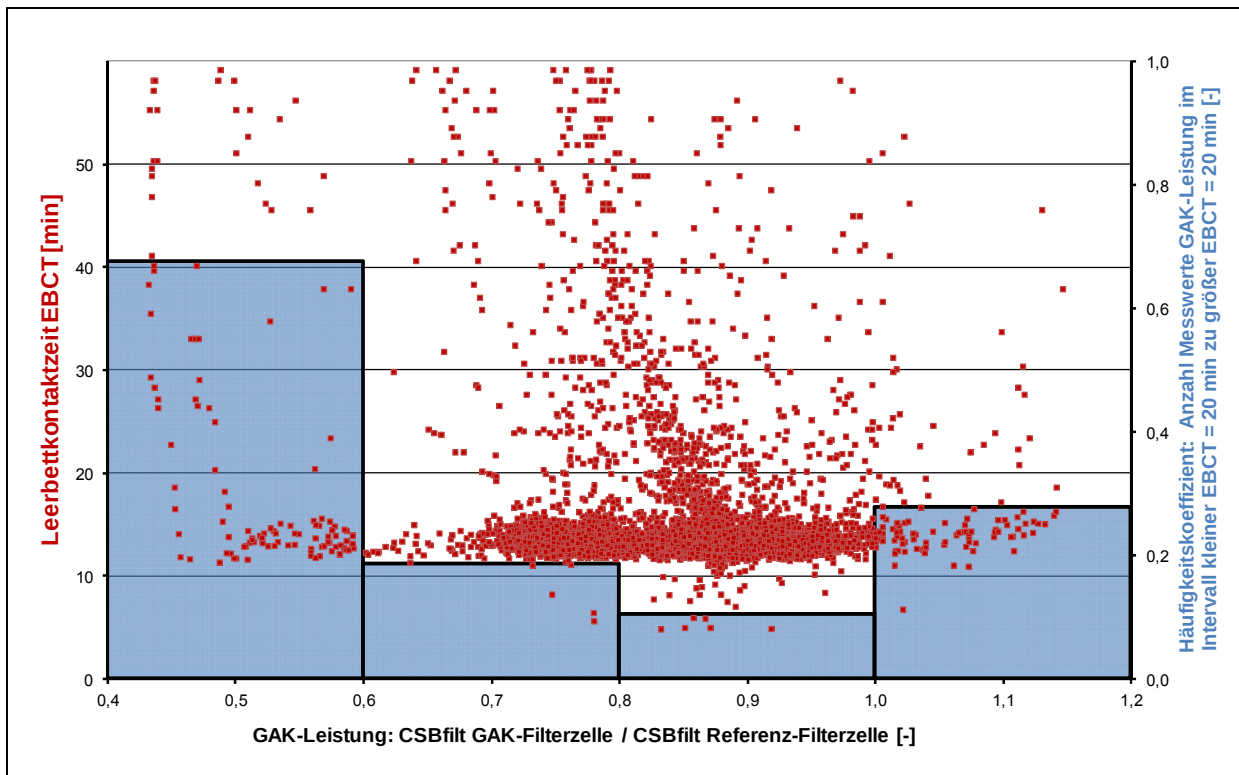


Bild 37: Aufgezeichnete Online-Messwerte als GAK-Leistung der 3. GAK in Abhängigkeit von der EBCT (rote Punkte) mit Auswertung der Anzahl der Werte, die bei EBCT kleiner 20 min und größer 20 min verzeichnet wurden, ausgedrückt als Verhältnis (blaue Balken)

Alle Daten der 3. GAK wurden von 0 bis 4.000 BV in die Betrachtung einbezogen, um sicher zu gehen, dass die erzielte zusätzliche Eliminationsleistung der GAK-Filterzelle vorwiegend auf die adsorptive Leistung der GAK und nicht auf biologische Abbauvorgänge zurückzuführen ist.

Die 3. GAK wurde mit einer mittleren EBCT von ca. 14 min betrieben, was auch aufgrund der Häufung der Messwerte um diesen Bereich deutlich wird (linke, vertikale Achse, Bild 37). Diese als Punkte aufgetragenen Daten wurden dahingehend ausgewertet, dass in vier Intervallen für die GAK-Leistung (0,4 bis 0,6; 0,6 bis 0,8; 0,8 bis 1,0 und 1,0 bis 1,2) die Anzahl der verzeichneten Messwerte mit EBCT kleiner 20 min mit den Werten größer 20 min als Häufigkeits-Koeffizient in Form von Säulen dargestellt wurde. Der Häufigkeitskoeffizient

ist auf der rechten vertikalen Achse dargestellt. Ein Häufigkeitskoeffizient größer 0,5 drückt dabei aus, dass die GAK-Leistung des betrachteten Intervalls vorwiegend mit EBCT zwischen 20 und 60 min erzielt wurde. Ein Häufigkeitskoeffizient kleiner 0,5 drückt aus, dass die GAK-Leistung des betrachteten Intervalls mit EBCT zwischen 20 min und 60 min erzielt wurde. Damit wird deutlich, dass die besten GAK-Leistungen von 0,4 bis 0,6 (1. Intervall) vorwiegend mit für den Betrieb in Düren untypisch langen EBCT (da größer 20 min) erzielt wurden.

Die erhöhte Eliminationsleistung bei höherer EBCT lässt sich auch sehr eindeutig in Bild 33 (bei etwa 1.500 und 3.500 BV) und Bild 34 (diverses Male zwischen 0 und 5.500 BV) ablesen, in denen der im Ablauf der GAK-Filterzelle verzeichnete CSB_{hom} punktuell abfällt. Die aufgrund der baulichen und hydraulischen Randbedingungen auf der KA Düren vorgegebene EBCT muss damit als zu kurz für eine optimale Reduktion des CSB_{filt} bezeichnet werden.

Die Zunahme des Häufigkeitskoeffizienten bei GAK-Leistungen größer 1,0 (und damit einer schlechteren Leistung der GAK-Filterzelle im Vergleich zur Referenz-Filterzelle) konnte bislang nicht geklärt werden.

4.3.5 Dissolved Organic Carbon

In Bild 38 ist der auf den jeweiligen Filterzulauf normierte (c/c_0) DOC der drei großtechnisch untersuchten GAK den normierten Abläufen der Referenz-Filterzellen als Mediane in den jeweiligen Betriebszeiträumen gegenübergestellt.

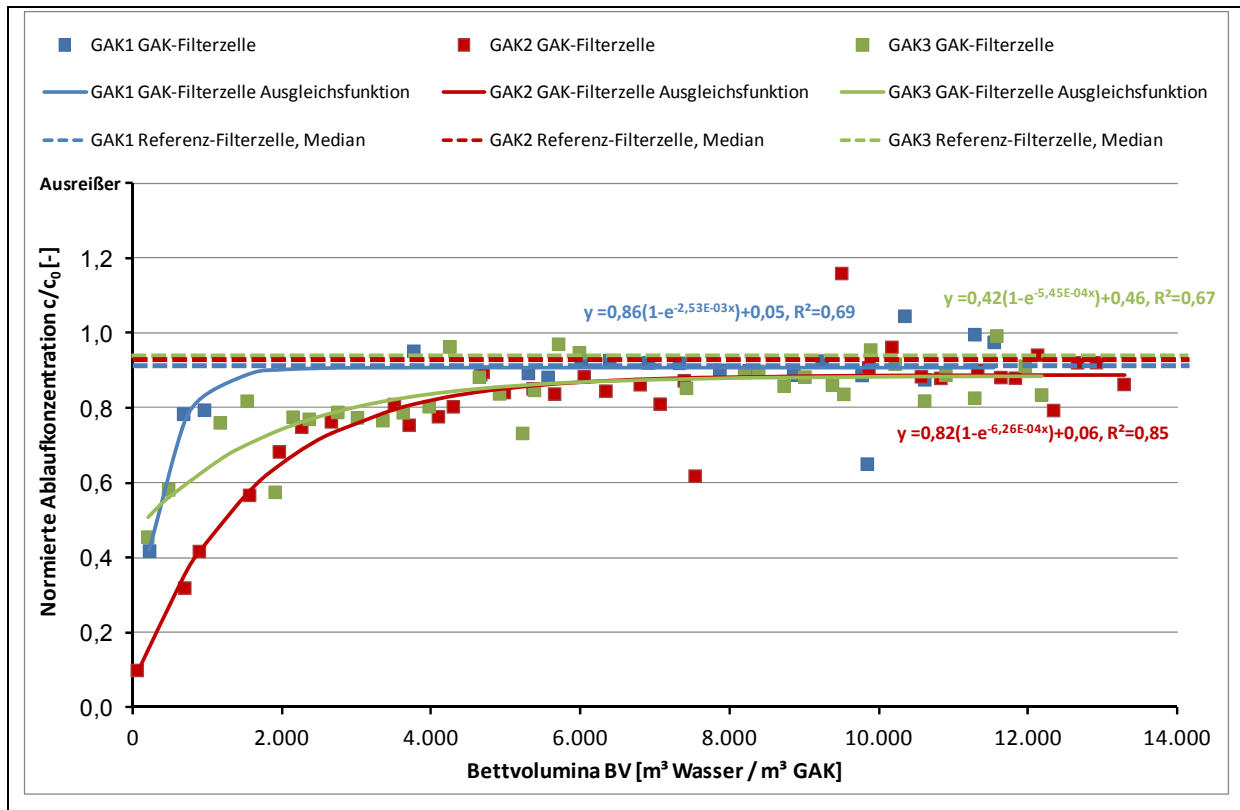


Bild 38: DOC, Vergleich 1. GAK, 2. GAK und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum

Die Mediane der normierten Ablaufkonzentrationen der Referenz-Filterzellen in den drei Betriebszeiträumen liegen alle bei über 0,9. Daraus folgt eine DOC-Elimination innerhalb des Filterbetts von unter 10 %. Die 1. GAK zeigt in Bezug auf die DOC-Elimination das schlechteste Ergebnis, die 2. GAK hingegen zeigte die beste Eliminationsleistung.

4.3.6 CSB_{filt} zu DOC Verhältnis

In Bild 39 ist das Verhältnis zwischen CSB_{filt} und DOC als Boxplot dargestellt. Dazu wurden die Laborwerte ausgewertet. Die Auftragung erfolgt getrennt nach den Betriebszeiträumen der drei GAK sowie weiterhin in die Probenahmestellen Zulauf Filter, Ablauf Referenz-Filterzelle und Ablauf GAK-Filterzelle. Die Mediane liegen bei allen Probenahmestellen zwischen 2,5 und 2,8. Damit können die Mediane als konstant und unabhängig von der Probenahmestelle angesehen werden.

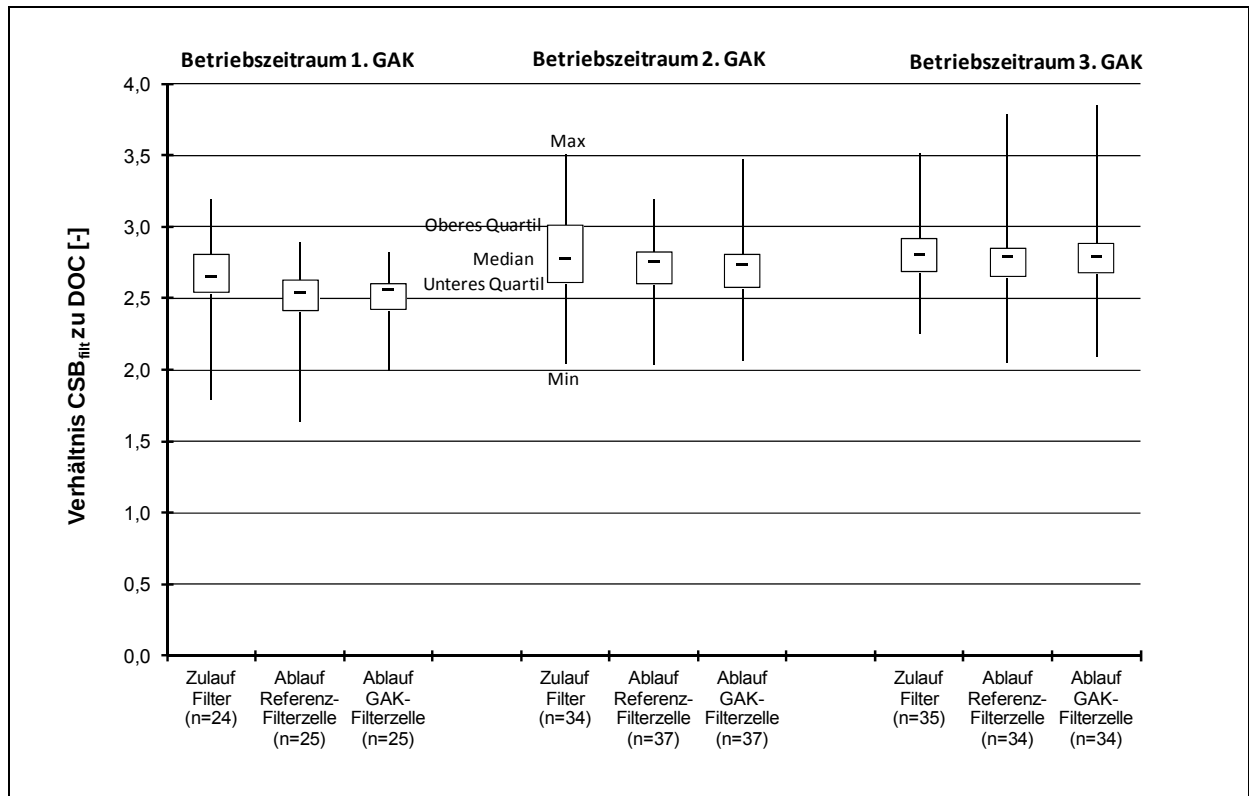


Bild 39: CSB_{fit} zu DOC Verhältnis in den drei Betriebszeiträumen

Abhängig von der Abwassermatrix kann das Oxidationsmittel, das zur Bestimmung des CSB verwendet wird, nicht alle gelösten Wasserinhaltsstoffe oxidieren. Bei einem hohen Anteil an schwer oxidierbaren gelösten Bestandteilen kann es daher zu Minderbefunden kommen. Anders verhält es sich bei der Bestimmung des DOC, sofern er – wie hier geschehen – durch ein thermokatalytisches Verfahren ermittelt wurde. Hierbei werden alle organischen Inhaltsstoffe oxidiert. Ein vergleichsweise niedriges CSB_{fit} zu DOC Verhältnis kann damit ein Hinweis auf eine Abwassermatrix mit relativ hohen Anteilen an schlecht adsorbierbaren gelösten organischen Substanzen sein.

Bereits in Kap. 4.3.2 wurde dargestellt, dass es im Betriebszeitraum der 2. und 3. GAK zu Betriebsstörungen mit Flockenabtrieb aus der Nachklärung kam. Aus Bild 39 wird deutlich, dass das Verhältnis zwischen CSB_{fit} und DOC im 1. Betriebszeitraum hinsichtlich der Mediane aber auch hinsichtlich der Minimal- und Maximalwerte etwas niedriger liegt als in den beiden anderen Zeiträumen. Da es im 1. Betriebszeitraum nicht zu Betriebsstörungen kam, konnte das Wasser optimal gereinigt werden. Daher ist in diesem Zeitraum davon auszugehen, dass der Anteil an nicht biologisch abbaubarem CSB („inertem CSB“) höher war, als in den beiden anderen Betriebszeiträumen, in denen die biologische Reinigung nicht optimal funktionierte. Im 2. und 3. Betriebszeitraum könnte der Anteil an inertem CSB entsprechend leicht geringer gewesen sein, was zu einem höheren CSB_{fit} zu DOC Verhältnis führt. Insgesamt kann jedoch die Schwankungsbreite der CSB_{fit} zu DOC Verhältnisse als relativ konstant über den Versuchszeitraum angesehen werden.

4.3.7 LC-OCD

Zur weitergehenden Charakterisierung der Abwassermatrix hinsichtlich des gelösten Kohlenstoffs, wurde die in 2.2.2 beschriebene LC-OCD Technik eingesetzt. Dazu wurden in einem ersten Schritt 24h-Mischproben aus den Abläufen von drei Kläranlagen des WVER entnommen. Einige typische Kennzahlen sind in Tabelle 10 zusammengestellt. Daraus wird ersichtlich, dass Kläranlagen gewählt wurden, die sich insbesondere hinsichtlich ihrer Größe und ihrer Abwasserzusammensetzung deutlich unterscheiden. Damit sollte untersucht werden, ob sich Unterschiede in der Abwasserzusammensetzung in Kläranlagenabläufen mittels LC-OCD darstellen lassen.

Tabelle 10: Kenndaten der mittels LC-OCD untersuchten Kläranlagen Hambach, Setterich und Düren des Wasserverbands Eifel-Rur

Kläranlage	Hambach*	Setterich	Düren
Filter in Betrieb?	Ja	Nein	Ja
angeschlossene Einwohner [E]	9.705	32.927	131.509
Ø EW, Zulauf Biologie (mit 120 g/(E*d))	7.495	35.932	440.666
85 % Perzentil EW, Zulauf Biologie (mit 120 g/(E*d))	10.390	40.706	502.093
Ø CSB, Zulauf Biologie [mg/l]	384	708	608
Ø CSB im Ablauf [mg/l]	17	26	42
CSB Abbauleistung, Frachtbezogen [%]	96	97	93
Typische Industrien im Einzugsgebiet	u.a. Kleingewerbe	k. A.	u.a. Papierindustrie

Stand: 30.06.2011

*auf der KA Hambach wird die Vorklärung nicht mehr betrieben, deshalb entspricht die Probenahmestelle „Zulauf Kläranlage = Ablauf Sandfang“ der Probenahmestelle „Zulauf Biologie“

In einer weiteren Untersuchung wurden auf der KA Düren je drei 24h-Mischproben an den in Bild 14 (s. S. 39) gezeigten drei Messstellen entnommen, um die Wirkung des Referenz-Filters und des GAK-Filters auf die Abwassermatrix zu untersuchen.

In Bild 40 ist die Zusammensetzung des DOC der drei kommunalen Kläranlagenabläufe dargestellt. Die untersuchten Wässer wiesen einen sehr unterschiedlichen DOC mit einer Höhe von 6,0, 6,9 und 11,2 mg/l auf. Bei den Proben handelt es sich um 24h-Mischproben, die am gleichen Tag bei Trockenwetterbedingungen (Niederschlag < 0,3 mm) entnommen wurden. Mit der Einschränkung, dass lediglich drei Kläranlagenabläufe untersucht wurden,

zeigt sich, dass die Fraktionen der Biopolymere, der Huminstoffe und der Buildingblocks nur geringfügigen Schwankungen unterliegen. Der hydrophobe DOC sowie die niedermolekularen Neutralstoffe weisen höhere Schwankungen auf. Der Anteil des hydrophoben DOC am Gesamt-DOC liegt zwischen 8,0 und 12,5 % und liegt damit gem. HUBER (2011a) im typischen Bereich für Kläranlagenabläufe, der mit 10 % angegeben wird. In Oberflächengewässern liegt dieser Wert typischerweise zwischen 1 und 5 %. Die Fraktion der niedermolekularen Säuren war in keinem der Abläufe der drei untersuchten Kläranlagen nachweisbar. Die Huminstoffe waren in allen Wässern mit mehr als 45 % nachweisbar und bilden damit die mit Abstand größte Fraktion.

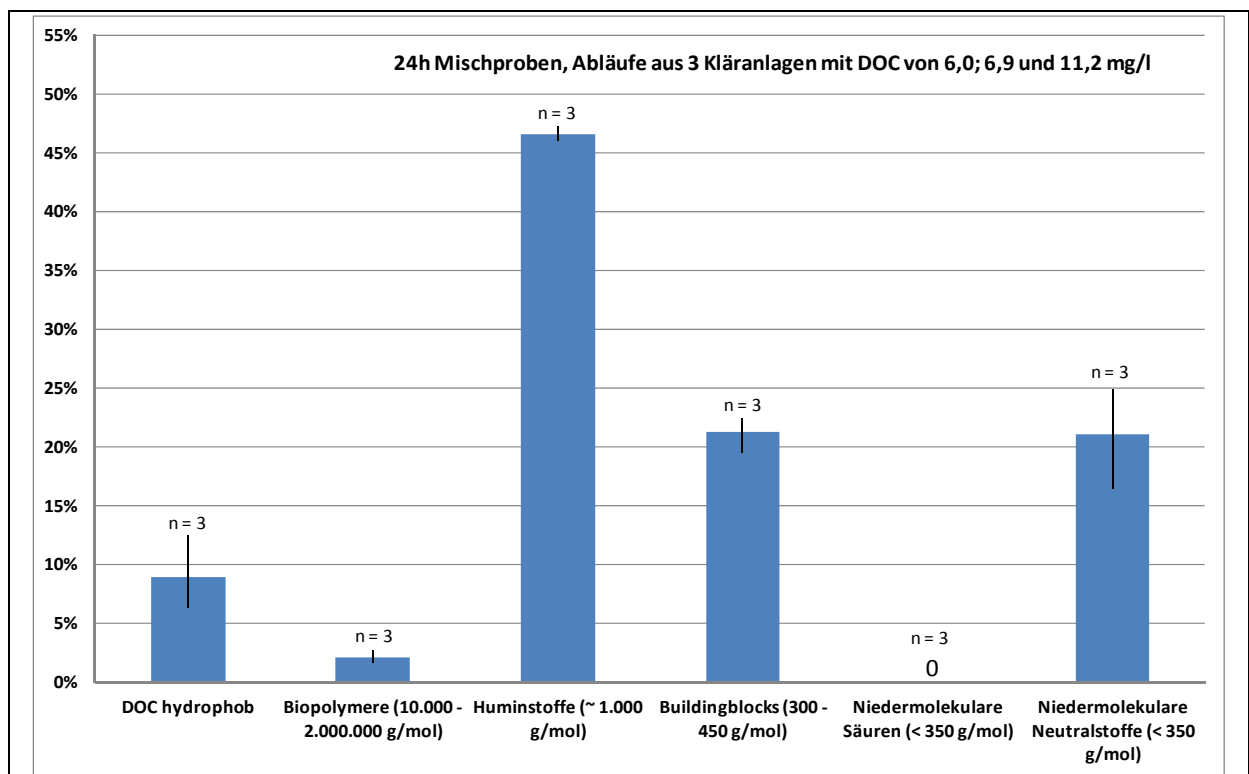


Bild 40: Vergleich der Anteile der DOC-Fraktionen von drei Kläranlagenabläufen

In Bild 41 ist der DOC an drei Messstellen gem. Bild 14 der Kläranlage Düren (Zulauf Filter = Ablauf Nachklärung, Ablauf Referenz-Filterzelle und Ablauf großtechnische GAK-Filterzelle) auf der linken Seite dargestellt. Der DOC vom Zulauf des Filter und dem Ablauf der Referenz-Filterzelle liegt im Mittel mit 16,68 mg/l resp. 16,20 mg/l auf dem gleichen Niveau und ist durch eine eher geringe Schwankung innerhalb der jeweils drei analysierten Messwerte geprägt. Im Filter zeigt sich damit nur ein vernachlässigbar geringer biologischer Abbau, der zu einer Verringerung des DOC in der zur Verfügung stehenden Kontaktzeit im Filterbett führt.

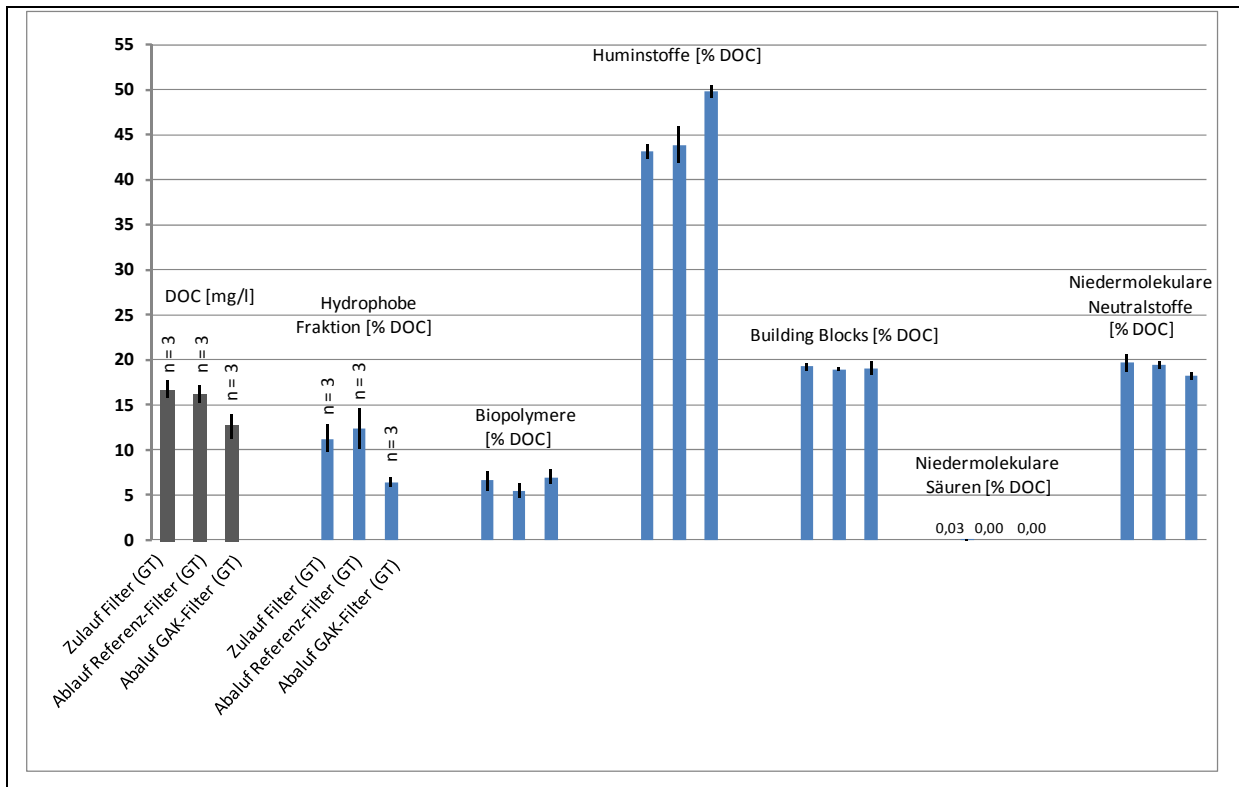


Bild 41: Vergleich des absoluten DOC (1. Säulenbündel links, grau) und der darin enthaltenen Anteile der DOC-Fractionen der drei Messstellen (Zulauf Filter = Ablauf Nachklärung, Ablauf Referenz-Filterzelle und Ablauf GAK-Filterzelle) der Kläranlage Düren-Merken des WVER

Der DOC im Ablauf der großtechnischen GAK-Filterzelle liegt im Mittel bei 12,72 mg/l. Alle ermittelten Werte liegen unterhalb der Messwerte des Filterzulaufs und des Referenz-Filters. Aufgrund der zunehmenden Beladung der GAK-Filterzelle und damit einer verfahrenstypischen mit der Zeit abnehmenden Rückhaltefähigkeit in Bezug auf den DOC, zeigt dieser erwartungsgemäß eine hohe Schwankungsbreite der drei Messwerte (25.10.12: 1.175 BV; 29.10.12: 1.534 BV; 19.11.2012: 3.353 BV).

Die sechs im Diagramm folgenden Säulenbündel geben die Anteile der einzelnen DOC-Fractionen am links dargestellten DOC der jeweiligen Messungen wieder. Die Anteile der Fractionen im Zulauf des Filters liegen auf einem ähnlichen Niveau wie der Ablauf der Referenz-Filterzelle. Die Schwankungen innerhalb der gemessenen Werte sind insbesondere bei der hydrophoben Fraction höher als bei den restlichen Fractionen. Die Fraction der niedermolekularen Säuren fehlt nahezu vollständig. Die Huminstoffe stellen mit Anteilen zwischen etwa 40 und 45 % die mit Abstand größte Fraction dar. Das liegt in guter Übereinstimmung mit REBHUN und MANKA (1971), die Abläufe der Kläranlage Haifa durch gezielte pH-Wert Änderung fraktionierten und so zu einem Anteil von 40 bis 50 % Huminstoffe – allerdings bezogen auf den CSB – kamen.

Für die jeweils drei hier durchgeführten Messungen konnte gezeigt werden, dass der DOC im Zulauf des Filters und im Ablauf der Referenz-Filterzelle keiner großen Schwankung bei regulärem Betrieb und im Trockenwetterfall unterliegt. Das ist dadurch zu erklären, dass es sich bei den Kläranlagenabläufen um biologisch aufgezehrte Wässer handelt, welche zudem durch den Fluss durch die Kläranlage eine Vergleichmäßigung der Konzentrationsganglinie erfahren. Zusätzlich lässt sich aus der LC-OCD Analytik erkennen, dass auch die sechs Anteile, in die der DOC aufgeschlüsselt wurde, insgesamt nur geringe Schwankungen für den Filterzulauf und Ablauf der Referenz-Filterzelle aufweisen.

Der Ablauf der GAK-Filterzelle zeigt im Mittel mit 6,4 % eine Abnahme der hydrophoben Fraktion gegenüber den 11,2 % des Filterzulaufs. Zudem ist eine Verringerung der Fraktion der niedermolekularen Neutralstoffe zu verzeichnen. Dieses Verhalten ist dadurch zu erklären, dass die Aktivkohle in Lösung befindliche vergleichsweise hydrophobe Stoffe sowie die niedermolekularen Neutralstoffe, die eine geringe molare Masse aufweisen, bevorzugt adsorbiert und somit eine Verringerung dieser Fraktionen im Filterablauf bewirkt. Die Verringerung dieser beiden Fraktionen führt zu einer relativen Zunahme der Anteile von Huminstoffen. Diese sind aufgrund ihrer hohen molaren Masse und ihrer Hydrophilie vergleichsweise schlechter an Aktivkohle zu adsorbieren.

Der Anteil an Biopolymeren bleibt auch beim Ablauf der GAK-Filterzelle auf einem ähnlichen Niveau wie der Zulauf des Filters resp. Ablauf der Referenz-Filterzelle. Biopolymere sind aufgrund ihrer sehr hohen molaren Masse praktisch nicht an Aktivkohle adsorbierbar. Auch ein biologischer Abbau dieser Fraktion ist hier aufgrund der geringen Kontaktzeit im Filter von nur etwa 14 min offensichtlich nicht möglich, wie es z. B. in Langsamsandfiltern mit deutlich höheren Verweilzeiten und feinerem Filtermaterial zu beobachten ist (HABERKAMP, 2008).

Die aus der Untersuchung von insgesamt zwölf Proben hervorgegangenen Ergebnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Die Abläufe der drei untersuchten Kläranlagen unterscheiden sich deutlich aufgrund der absoluten Höhe ihres DOC.
- Die Abläufe der drei untersuchten Kläranlagen unterscheiden sich in der prozentualen Zusammensetzung der Einzelfractionen des DOC nicht grundlegend.
- Die Huminstoffe bilden immer die Hauptfraktion, die hydrophobe Fraktion und niedermolekularen Neutralstoffe zeigen die größten Schwankungen, die jedoch wahrscheinlich durch das Analyseverfahren bedingt sind (s. „Reproduzierbarkeit“ in 2.2.2)
- Die Streuung des absoluten DOC im Ablauf der Nachklärung der Kläranlage Dören ist gering und liegt auf dem gleichen Niveau wie der Ablauf der Referenz-Filterzelle.

- Die prozentuale Zusammensetzung des DOC im Zulauf des Filters liegt für alle Fraktionen auf dem gleichen Niveau wie der Ablauf der Referenz-Filterzelle.
- Der DOC im Ablauf der GAK-Filterzelle ist geringer als im Zulauf des Filters resp. Ablauf des Referenz-Filters.
- Die Abnahme des DOC bei der GAK-Filterzelle ist durch die Abnahme der hydrophoben Anteile und der niedermolekularen Neutralstoffe bedingt.
- Anders als beim Vergleich der drei unterschiedlichen KA sind die Schwankungen der niedermolekularen Neutralstoffe innerhalb der KA Düren geringer.

4.3.8 Spurenstoffe

Im Folgenden werden die Spurenstoffkonzentrationen für den Filterzulauf sowie den Ablauf der Referenz- und GAK-Filterzelle innerhalb des Betriebszeitraums der 3. GAK dargestellt. Die untersuchten Spurenstoffe wurden zwecks besserer Übersichtlichkeit auf die drei folgenden Diagramme aufgeteilt. Die Aufteilung der Spurenstoffe auf die Diagramme erfolgte dabei aufgrund der Konzentrationsbereiche, innerhalb derer sie gemessen wurden.

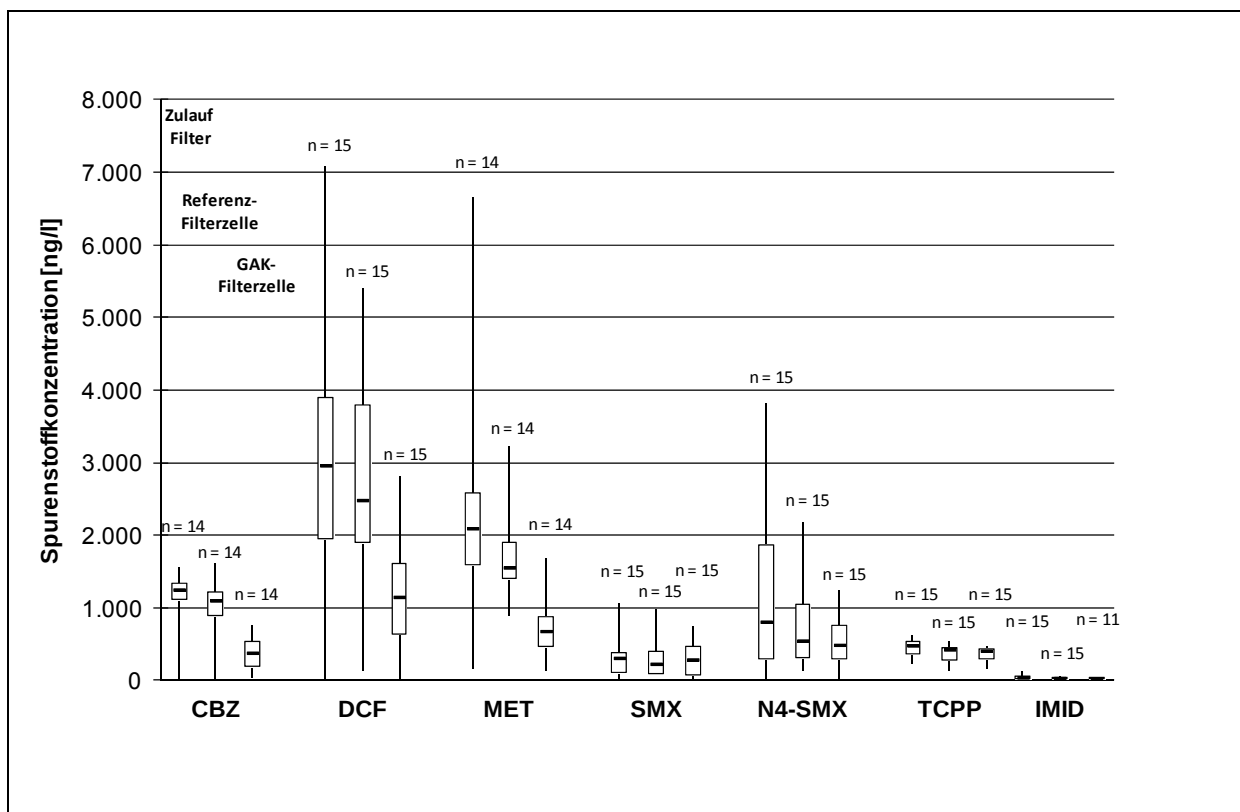


Bild 42: Boxplot der Spurenstoffkonzentrationen Konzentrationsbereich 0 bis 8.000 ng/l im Filterzulauf, im Ablauf Referenz-Filterzelle und im Ablauf GAK-Filterzelle (Min, 25. Perzentil, Median, 75. Perzentil und Max-Wert)

In Bild 42 sind die Spurenstoffe im Konzentrationsbereich zwischen 0 und 8.000 µg/l dargestellt. Die ermittelten Mediane liegen bei allen Spurenstoffen für die Konzentrationen im

Filterzulauf unterhalb von 3 µg/l. Für die Stoffe Carbamazepin, Diclofenac und Metoprolol lässt sich eine deutliche Konzentrationsreduktion im Ablauf der GAK-Filterzelle im Vergleich zum Filterzulauf feststellen. Eine Reduktion der Konzentration zwischen Filterzulauf und Referenz-Filterzelle ist beim Metoprolol zu beobachten, beim Diclofenac ist aufgrund der hohen Messwertstreuung (25. und 75. Perzentil) keine eindeutige Aussage möglich, beim Carbamazepin ist praktisch keine Konzentrationsreduktion erkennbar. Sulfamethoxazol, Tris(2-chlorisopropyl)phosphat und Iopromid liegen mit Medianen der Konzentrationen im Filterzulauf von kleiner 0,5 µg/l vergleichsweise niedriger, eine Reduktion der Konzentration dieser Stoffe in der Referenz-Filterzelle und GAK-Filterzelle kann hier nicht oder nur im sehr geringen Maße verzeichnet werden. Beim N4-Acetylsulfamethoxazol nimmt zwischen Filterzulauf, Referenz-Filterzelle und GAK-Filterzelle die Konzentration leicht ab. Dies geht mit einer deutlichen Reduktion der Streuung einher.

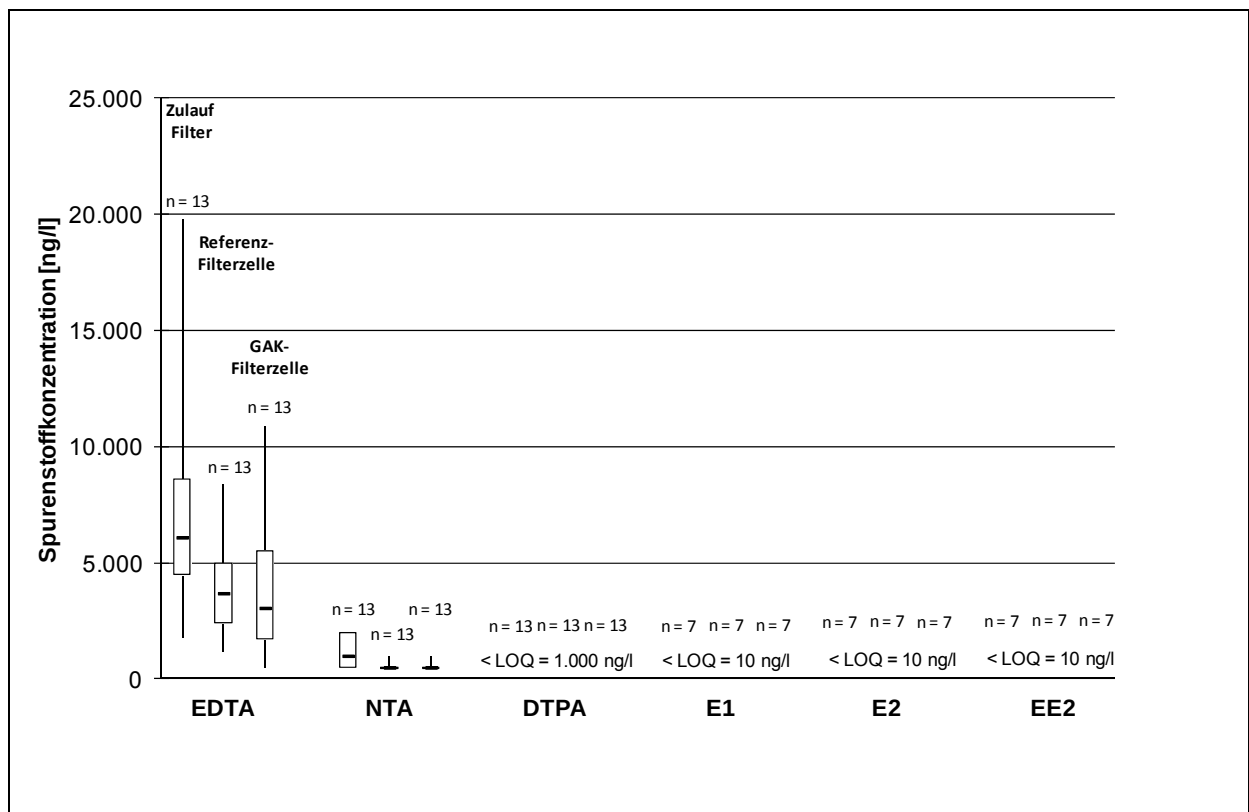


Bild 43: Boxplot der Spurenstoffkonzentrationen Konzentrationsbereich 0 bis 25.000 ng/l im Filterzulauf, im Ablauf Referenz-Filterzelle und im Ablauf GAK-Filterzelle (Min, 25. Perzentil, Median, 75. Perzentil und Max-Wert)

In Bild 43 sind die Spurenstoffe im Konzentrationsbereich zwischen 0 und 25.000 µg/l dargestellt. Bei den Komplexbildnern wurde EDTA in einer Konzentration von etwa 6 µg/l als Median der Konzentration im Filterzulauf nachgewiesen, NTA mit niedrigen zum Teil unter der Bestimmungsgrenze liegenden Konzentrationen, DTPA wurde in keiner der analysierten Proben nachgewiesen. Die untersuchten Hormone E1-Estron, E2-17β-Estradiol und EE2-17α-Ethinylestradiol waren in keiner der analysierten Proben nachweisbar.

In Bild 44 sind die Spurenstoffe im Konzentrationsbereich zwischen 0 und 40.000 µg/l dargestellt.

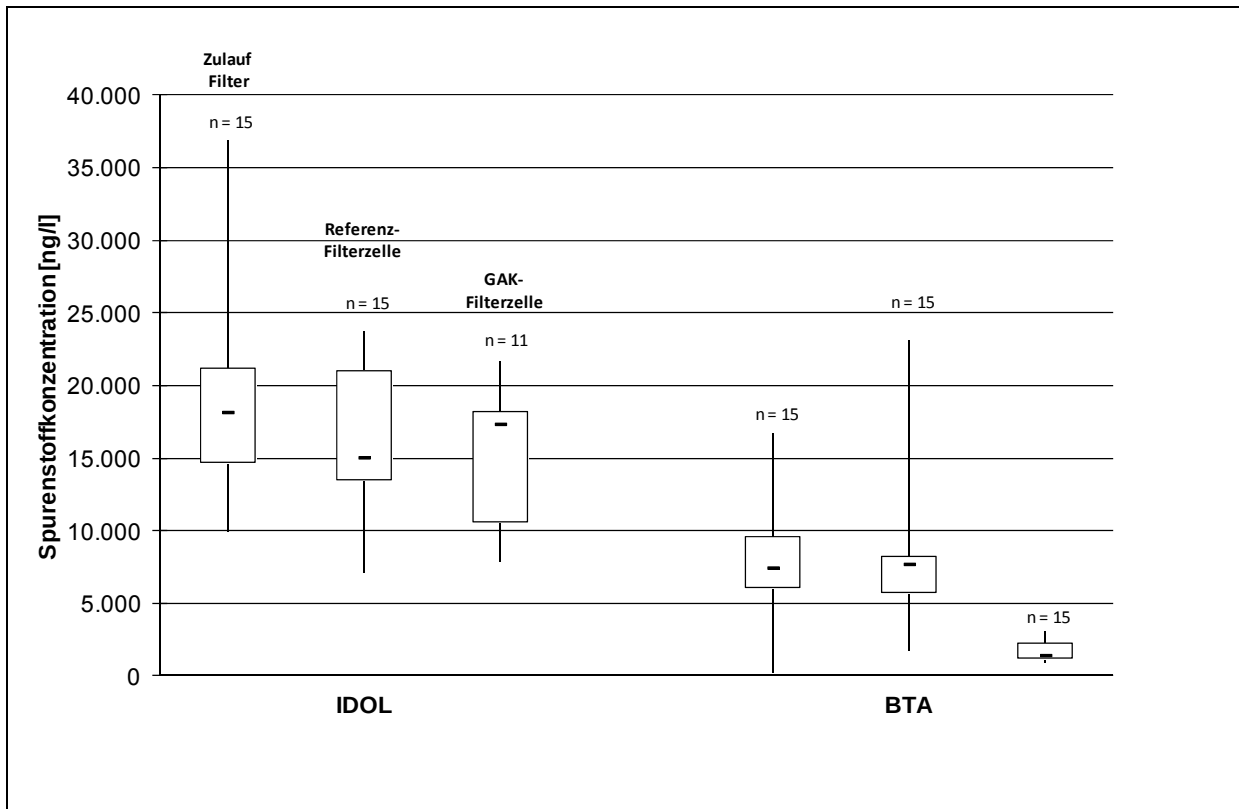


Bild 44: Boxplot der Spurenstoffkonzentrationen Konzentrationsbereich 0 bis 40.000 ng/l im Filterzulauf, im Ablauf Referenz-Filterzelle und im Ablauf GAK-Filterzelle (Min, 25. Perzentil, Median, 75. Perzentil und Max-Wert)

Beim Iopamidol liegt der Median der Konzentration im Filterzulauf bei etwa 18 µg/l, eine Elimination lässt sich für Referenz- und GAK-Filterzelle anhand der Messergebnisse nicht feststellen. Für Benzotriazol, das in einer Konzentration von gut 7 µg/l (Median) im Zulauf des Filters auftritt, lässt sich für die Referenz-Filterzelle keine, für die GAK-Filterzelle hingegen eine deutliche Reduktion auf etwa 1,4 µg/l (Median) nachweisen, wobei letztere auch mit einer Reduktion der Messwertstreuung einhergeht.

Insgesamt lässt sich für den Betriebszeitraum der 3. GAK zusammen mit denen bereits zuvor auf der KA Düren-Merken gewonnenen Ergebnissen für die Betriebszeiträume der 1. und 2. GAK (BORNEMANN et al., 2012) folgendes feststellen:

- Der Rückhalt der betrachteten Spurenstoffe in der biologischen Stufe ist insgesamt als gering zu bewerten (nur im 1. und 2. Betriebszeitraum untersucht).
- Bereits im Betriebszeitraum der 1. GAK sind die ermittelten PFOA (Median: 0,35 µg/l) und PFOS (Median: 0,05 µg/l) Konzentrationen im Filterzulauf gering, im Betriebszeitraum der 2. GAK lassen sich weder im Zulauf der biologischen Stufe noch im Zulauf des Filters PFOA / PFOS nachweisen.

- Diclofenac tritt im Betriebszeitraum der 2. und 3. GAK in höherer Konzentration (Median: 2,57 µg/l und 2,96 µg/l) auf als im Betriebszeitraum der 1. GAK (Median: 1,62 µg/l). Eine mögliche Erklärung ist gemäß MIEHE (2010) eine vermehrte Verschreibung von Rheumamitteln (in denen Diclofenac zum Teil enthalten ist) in den Wintermonaten (Betriebszeiträume der 2. und 3. GAK).
- Carbamazepin zeigt im Filterzulauf in beiden Betriebszeiträumen (Median Betriebszeitraum 1. GAK: 0,86 µg/l und Median Betriebszeitraum 2. GAK: 0,75 µg/l) eine sehr geringe und nahezu symmetrische Streuung der Messwerte. Bei der 3. GAK liegt der Median mit 1,25 µg/l höher, jedoch auch mit einer im Vergleich zu anderen Spurenstoffen wie Diclofenac geringeren Streuung.
- Carbamazepin, Diclofenac, Metoprolol und H-Benzotriazol zeigen über den gesamten Betrachtungszeitraum eine eindeutige (das 75. Perzentil des Ablaufs liegt unterhalb des 25. Perzentils des Zulaufs) Reduktion im Ablauf der GAK-Filterzelle.
- Bei TCP und EDTA wird im Zulauf des Filters in den Betriebszeiträumen der 1. und 2. GAK eine höhere Konzentration als im Zulauf der biologischen Stufe gemessen. Ursache dafür könnte eine Anhaftung dieser Spurenstoffe an im Abwasser enthaltenen Partikeln / Flocken sein. Wenn diese in der biologischen Stufe abgebaut werden, könnten die Spurenstoffe in die flüssige Phase freigesetzt werden und damit zu einem Mehrbefund führen.
- H-Benzotriazol, EDTA, Iopromid und Amidotrizoesäure kommen im Vergleich zu den anderen untersuchten Spurenstoffen in hohen Konzentrationen im Filterzulauf vor.
- Ritalinsäure kommt im 2. Betriebszeitraum mit einer Konzentration von 0,10 µg/l in vergleichsweise geringer Konzentration vor.
- Die untersuchten Hormone E1-Estron, E2-17β-Estradiol und EE2-17α-Ethinylestradiol waren in keiner der analysierten Proben nachweisbar.

Im Folgenden werden die in den großtechnischen Versuchen erzielten Spurenstoffeliminationen als normierte Ablaufkonzentrationen c/c_0 dargestellt. Die während der drei Betriebszeiträume (1. GAK, 2. GAK und 3. GAK) erzielten Eliminationen der Referenz-Filterzelle sind als Median verzeichnet. Die Datenpunkte der GAK-Filterzelle wurden zusätzlich mittels Ausgleichfunktion (vgl. Kap. 2.2.3) beschrieben, die als Volllinien dargestellt sind, wobei die als Ausreißer dargestellten Messpunkte von der Iteration der Ausgleichsfunktion ausgenommen wurden. Die Funktionsterme der Ausgleichsfunktionen sowie die Bestimmtheitsmaße R^2 sind jeweils angegeben. Es werden diejenigen Spurenstoffe dargestellt, die während des 3. Betriebszeitraums eine eindeutige Spurenstoffelimination (das 75. Perzentil des Ablaufs liegt unterhalb des 25. Perzentils des Zulaufs) erkennen ließen, so dass jeweils eine Ausgleichsfunktion erstellt werden konnte.

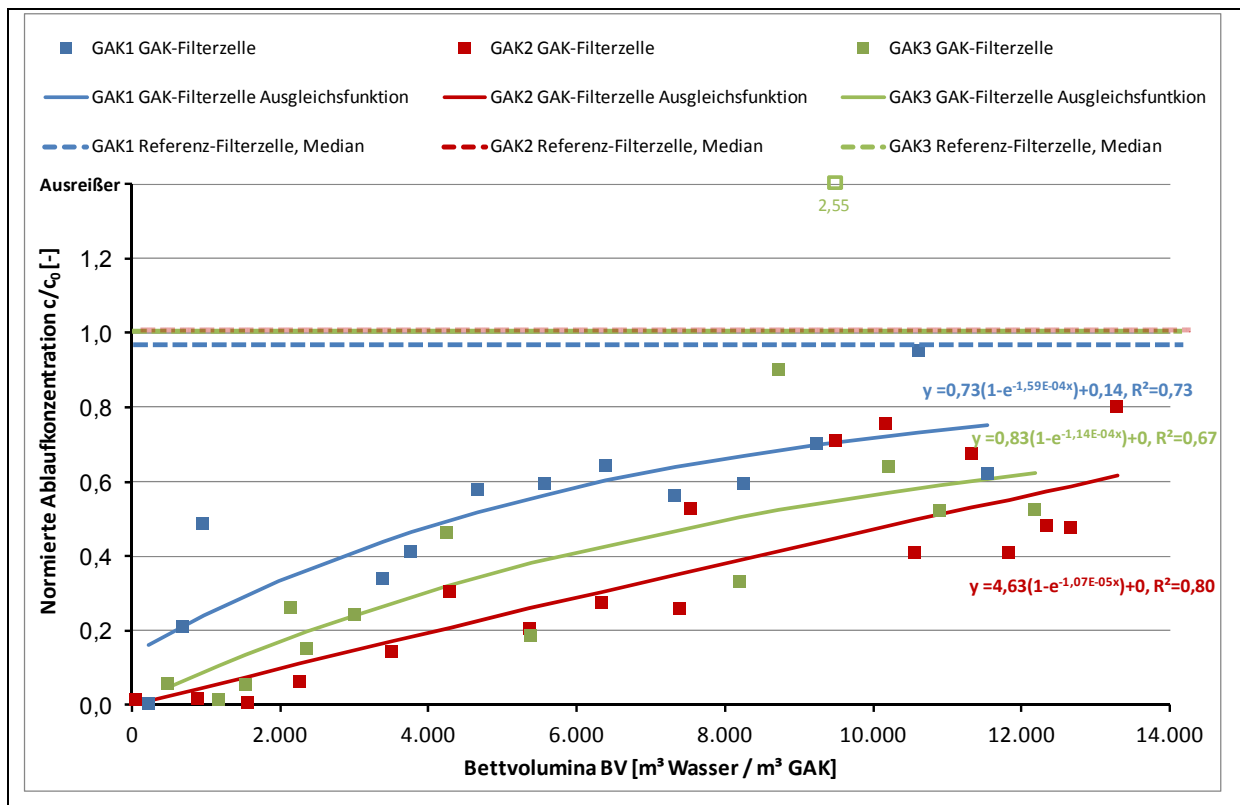


Bild 45: Elimination Carbamazepin, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum

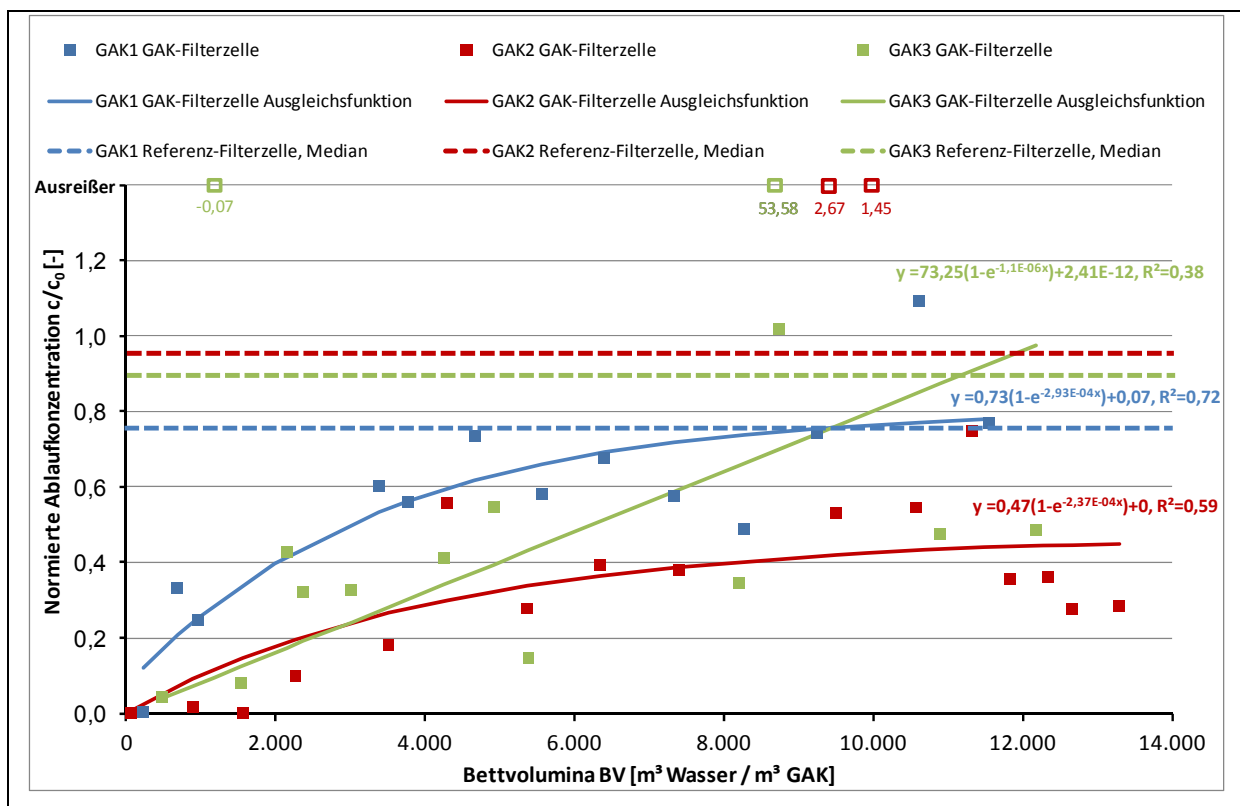


Bild 46: Elimination Diclofenac, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum

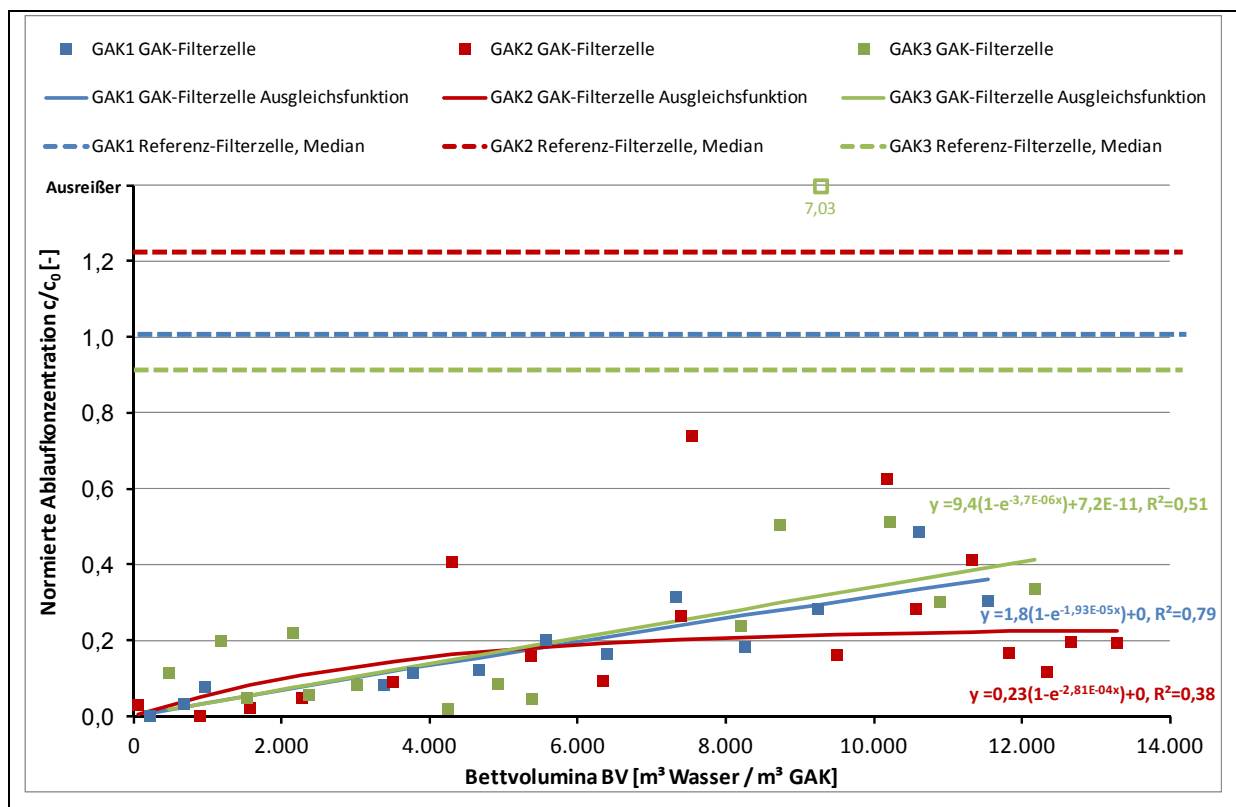


Bild 47: Elimination H-Benzotriazol, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum

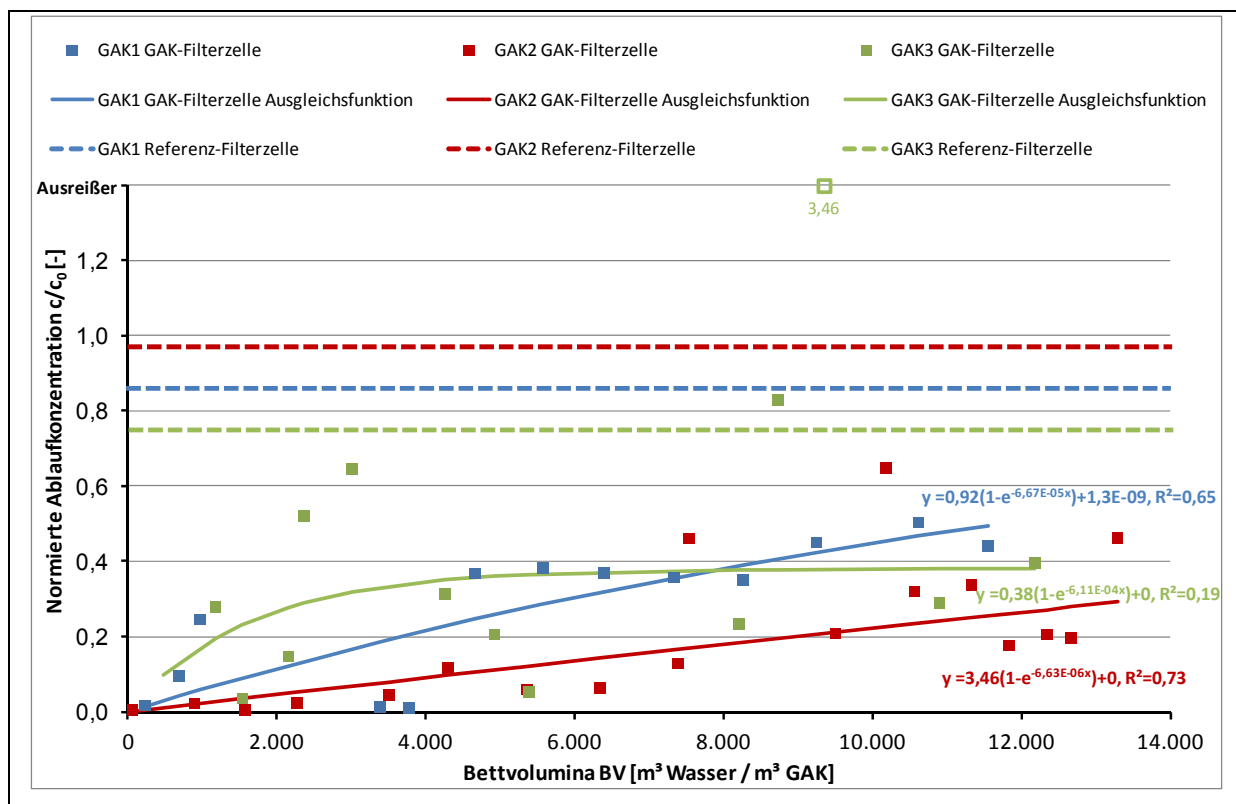


Bild 48: Elimination Metoprolol, Vergleich 1., 2. und 3. GAK jeweils mit der Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle als Median im jeweiligen Betriebszeitraum

Durch Vergleich von Bild 45, Bild 46, Bild 47 und Bild 48 lässt sich Folgendes feststellen:

- Die aus der Iteration der Ausgleichsfunktionen resultierenden Bestimmtheitsmaße liegen zwischen 0,19 (Metoprolol) und 0,80 (Carbamazepin) und zeigen damit eine sehr unterschiedlich große Streuung der Messwerte an.
- Die als Mediane dargestellten normierten Ablaufkonzentrationen der Referenz-Filterzelle liegen um oder unterhalb von 1, beim H-Benzotriazol (Betriebszeitraum 2. GAK) hingegen, liegt der Median oberhalb von 1,2. Eine Ursache, neben der Messungenauigkeit bei Spurenstoffen, ließ sich nicht ermitteln.
- Die iterierten Ausgleichsfunktionen zeigen entweder eine quasi-lineare Form wie z. B. bei der 2. GAK für den Spurenstoff Carbamazepin oder eine nach oben gerichtete Krümmung wie z. B. bei der 1. GAK für den Spurenstoff Diclofenac.

Die Ausgleichsfunktionen werden im Weiteren (s. 4.4.3) zur Berechnung der Parallelschaltung von Filterzellen herangezogen.

4.3.9 Feststoffe und Spülintervalle

Im Folgenden werden die Ergebnisse der Filtratuntersuchungen der Referenz- und der GAK-Filterzelle (Messstellen MF2 und MF3) dargestellt. Vergleichend werden diese dem Zulauf der Filterzellen (MF1) – der aufgrund der Parallelschaltung der Zellen gleich ist – gegenübergestellt. Zudem werden jeweils die Betriebszeiträume der 1. GAK (14.06.2011 - 19.09.2011), der 2. GAK (26.09.2011 - 20.02.2012) und der 3. GAK (16.10.2012 - 30.03.2013) betrachtet. In Bild 49 sind die Laborwerte der 24h-Mischproben (MP) der abfiltrierbaren Stoffe (AFS) für die Betriebszeiträume der 1., 2. und 3. GAK gegenübergestellt.

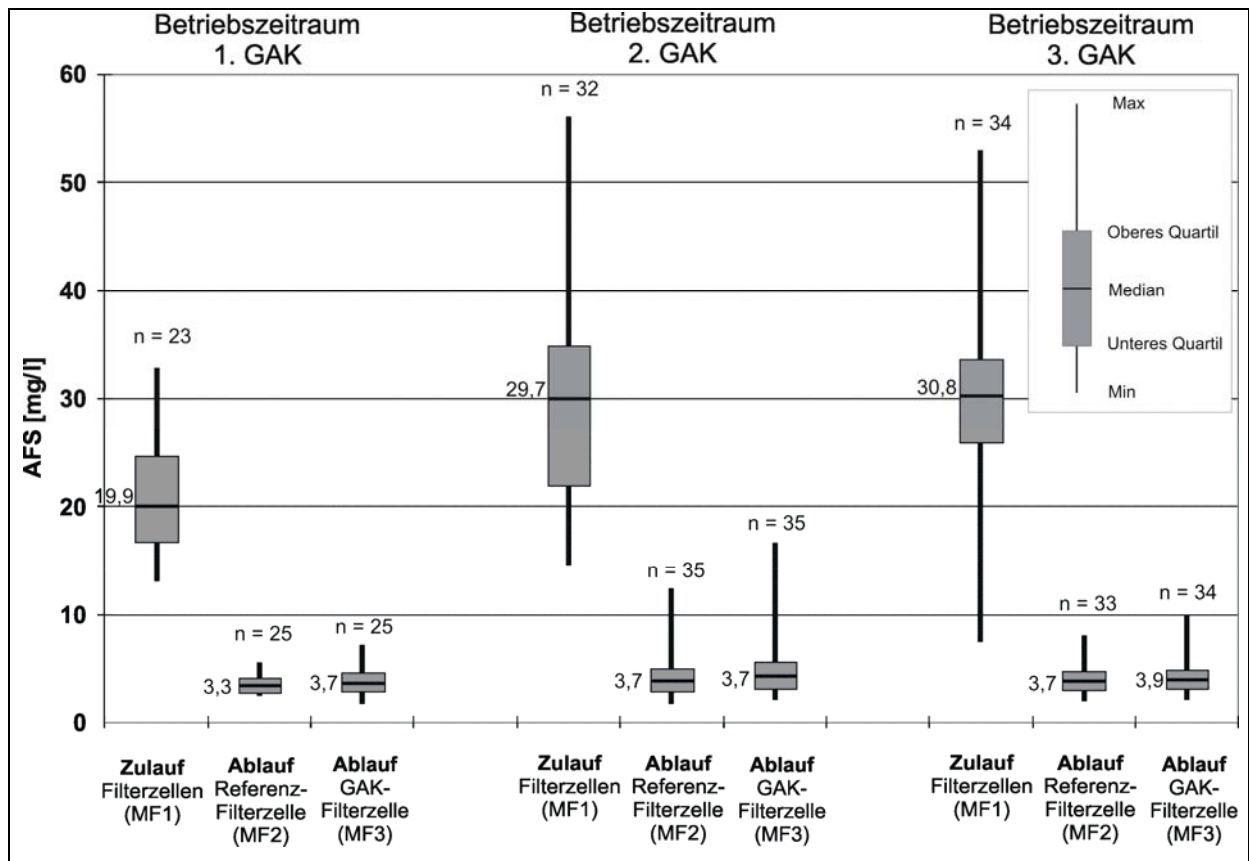


Bild 49: AFS in den Betriebszeiträumen der 1., 2. und 3. GAK (Datengrundlage: Labormessungen aus 24h-Mischproben mit 0,6 µm Glasfaserfilter)

In Bild 50 ist die Dauer der Filtrationszyklen bis zur automatischen Rückspülung durch das Leitsystem, ausgelöst durch das Druckkriterium, dargestellt (sogenannte SOLL-Filtrationszyklen).

Die AFS-Konzentration im Filterzulauf liegt im ersten Betriebszeitraum bei ca. 20 mg/l (Median), im zweiten und dritten Betriebszeitraum bei ca. 30 mg/l. Damit liegen die AFS für den Ablauf einer Nachklärung überdurchschnittlich hoch. Die Konzentrationen in den Abläufen der Referenz- und der GAK-Filterzelle befinden sich für alle Betriebszeiträume zwischen 3 und 4 mg/l und damit an der Bestimmungsgrenze des hier gewählten Messverfahrens (Es wurden je Bestimmung 2l Wasser filtriert). Damit ergibt sich in Bezug auf den AFS für alle drei GAK eine vergleichbar gute Elimination wie für die Referenz-Filterzelle. Im gesamten dritten Betriebszeitraum wurde die Referenz-Filterzelle mit neuem Filtermaterial betrieben. Im Rahmen der Bestimmungsgrenzen zeigte das neue Filtermaterial ein vergleichbares Eliminationsverhalten wie das alte Filtermaterial.

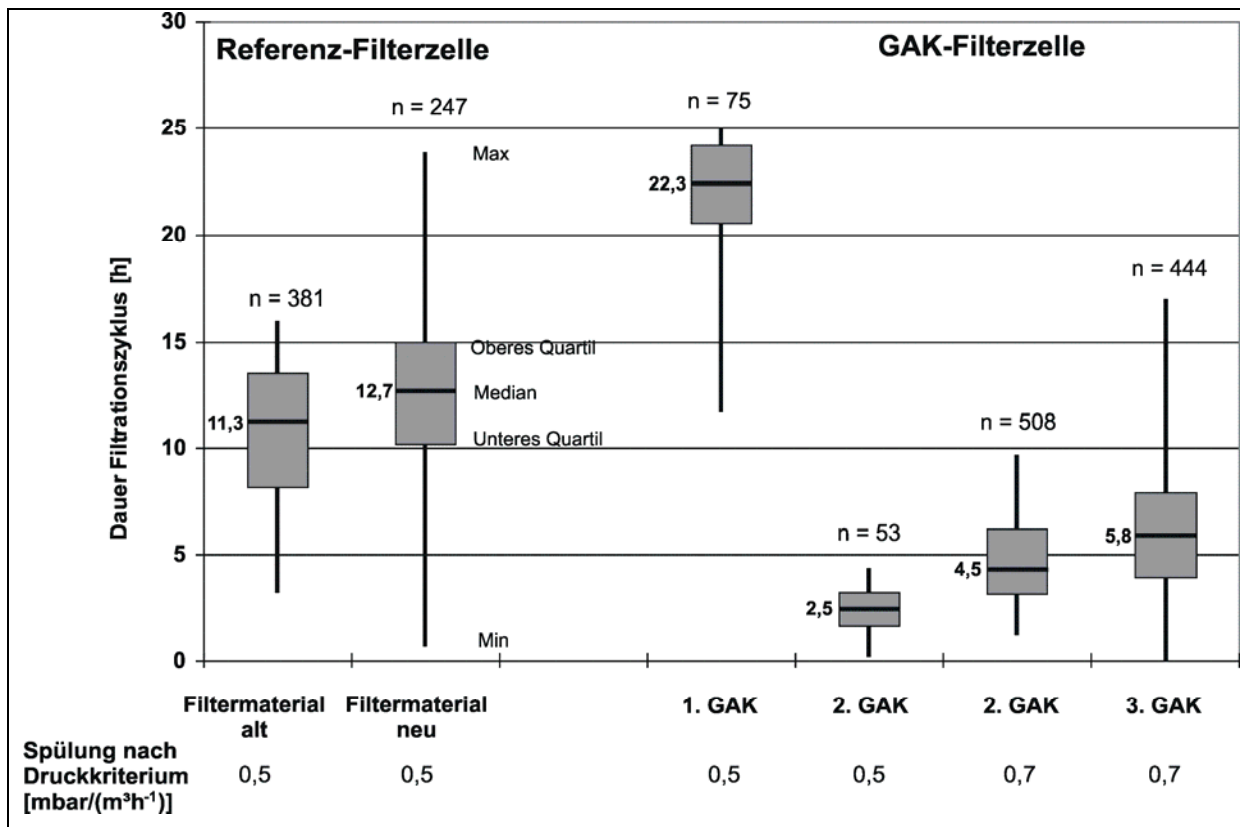


Bild 50: Dauer der SOLL-Filtrationszyklen für Referenz-Filterzelle mit altem und neuem Filtermaterial und 1. bis 3. GAK ausgewertet nach dem Druckkriterium

Die Referenz-Filterzelle mit altem Filtermaterial muss demnach aufgrund des Druckabfalls nach 11,3 h (Median) rückgespült werden. Mit dem neuen Filtermaterial konnte die Filtrationsdauer nur geringfügig auf 12,7 h gesteigert werden. Das Rückspülprogramm befand sich während des Betriebs des neuen Filtermaterials jedoch noch in der Optimierung (siehe 4.3.1), so dass mit der weiteren Erhöhung der Wasserrückspülgeschwindigkeit mit einer besseren Trennung der beiden Filterschichten zu rechnen ist. Damit könnte die Filtrationsdauer durch den besseren Raumfiltereffekt weiter verlängert werden.

Gemäß Bild 50 zeigt die 1. GAK einen längeren und damit in Hinblick auf die seltener durchzuführende Rückspülung vorteilhafteren Filtrationszyklus von 22,3 h. Im Gegensatz dazu musste die 2. GAK mit der feineren Körnung mit dem voreingestellten Druckkriterium von 0,5 mbar/(m³h⁻¹) bereits nach 2,5 h (Median) rückgespült werden. Die Rückspüldauer (inklusive Überstauabsenkung, Laufzeiten der Schieber und eigentliche Luft- und Wasserspülungen) beträgt etwa 0,5 h. Das Druckkriterium wurde daraufhin für die GAK-Filterzelle auf 0,7 mbar/(m³h⁻¹) erhöht, um eine längere Laufzeit der Filterzelle zu bewirken, so dass die Filterzelle den regulären Betrieb durch häufiges Rückspülen möglichst wenig beeinflusst. Nach Anpassung des Druckkriteriums stieg die Filtrationsdauer auf 4,5 h (Median). Aufgrund der Erfahrungen mit der 2. GAK wurde die 3. GAK ebenfalls mit dem erhöhten Druck-

kriterium von $0,7 \text{ mbar}/(\text{m}^3\text{h}^{-1})$ betrieben. Hier konnten Filtrationsdauern von 5,8 h (Median) ermittelt werden.

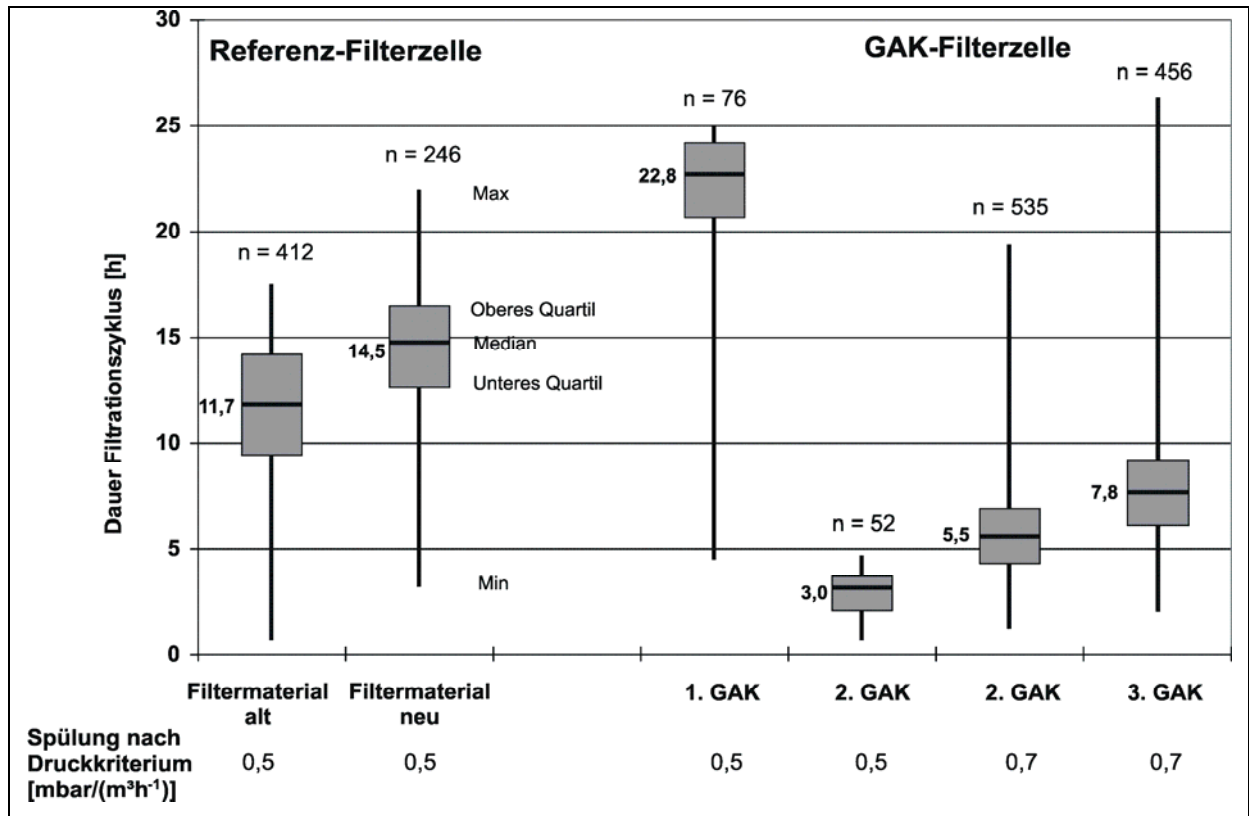


Bild 51: Dauer der IST-Filtrationszyklen für Referenz-Filterzelle mit altem und neuem Filtermaterial und 1. bis 3. GAK ausgewertet nach dem Druckkriterium

In Bild 51 sind analog zu Bild 50 die Dauern der Filtrationszyklen für die Referenz- und GAK-Filterzelle aufgetragen. Bei den hier aufgetragenen IST-Filtrationszyklen wurde jedoch nicht das alleinige Erreichen des Druckkriteriums zu Grunde gelegt, sondern die tatsächliche Filtrationsdauer, bis die Filterzelle rückgespült wurde, ausgewertet.

Vergleicht man die SOLL- und IST-Filtrationsdauern, so lassen sich folgende Unterschiede feststellen:

- Die IST-Filtrationsdauern liegen im Median über den SOLL-Filtrationsdauern.
- Die Spannbreiten der Filtrationsdauern sind bei den IST-Filtrationsdauern größer als bei den SOLL-Filtrationsdauern.
- Bei den Filtermaterialien mit kurzen Filtrationszyklen (2. und 3. GAK) ergeben sich beim Vergleich der Mediane relevante Differenzen von etwa 20 % zwischen den SOLL und IST-Filtrationsdauern, bei langen Filtrationszyklen sind die sich ergebenden Differenzen vernachlässigbar klein.

Ausgelöst werden diese Differenzen zwischen SOLL- und IST-Filtrationsdauern im Wesentlichen durch die folgenden drei Faktoren:

- Es kann immer nur eine Filterzelle zurückgespült werden, so dass eine Filterzelle, die das Druckkriterium erreicht, vom Leitsystem in eine „Warteschlange“ gestellt wird und bis zur tatsächlichen Spülung weiterhin filtriert.
- Mehrere Filterzellen können – insbesondere bei hoher hydraulischer Belastung – fast gleichzeitig das Druckkriterium erreichen, können aber nur nacheinander gespült werden.
- Das Betriebspersonal verschiebt händisch eine Filterzelle mit kurzem Filtrationsintervall (2. oder 3. GAK) in der Warteschlange nach hinten, um im Falle einer aktuell hohen hydraulischen Belastung vorzugsweise eine Filterzelle mit langem Filtrationsintervall zu spülen (Spülpriorisierung)

Zur Einordnung der erzielten Ergebnisse ist die Betrachtung der erzielten AFS-Beladungen in Bezug auf das Filtermaterial sinnvoll. Hierbei wird die von der Filterzelle zurückgehaltene Menge an AFS innerhalb eines Filtrationszyklus ermittelt und auf das Volumen des Filtermaterials bezogen. Für die Berechnung der Beladung wurden dabei für den AFS im Zu- und Ablauf der Filterzellen, für den Durchsatz sowie die Dauer der Filtrationszyklen jeweils die Mediane verwendet (siehe dazu auch Bild 49 und Bild 50). Als Filterbetthöhe, bezogen auf die jeweilige AFS-Fracht, wird gemäß dem Vorschlag von MEYER (1979) nur die obere, gröbere Filterschicht angesetzt, da in dieser die wesentliche Elimination des AFS stattfindet. Im Falle des alten Filtermaterials konnte nur die gesamte Filterschicht angesetzt werden, da keine eindeutige Trennung der Filterschichten mehr festzustellen war. Im Falle der 2. und 3. GAK handelte es sich um einen Einschichtfilter, bei dem die gesamte Schütthöhe der GAK angesetzt wurde. Somit wird der kommt der Ansatz nach MEYER (1979) nur für die Referenz-Filterzelle mit neuem Filtermaterial zum Tragen. Die zur Berechnung der Filterbettbeladung erforderliche Filterbettfläche beträgt in allen Fällen 37,5 m². Die Berechnungsergebnisse der Filterbettbeladungen sind in Tabelle 11 dargestellt.

Aus Tabelle 11 geht hervor, dass die erzielten Filterbettbeladungen der 2. und 3. GAK mit 0,5 resp. 0,6 kg/m³ deutlich geringer sind als die Filterbettbeladungen der 1. GAK mit Werten von 1,8 kg/m³. Das heißt, dass die gröbere 1. GAK um etwa den Faktor 3 höher beladen werden konnte als die beiden feineren GAK. Die Referenz-Filterzelle mit altem Material erzielte schlechtere Ergebnisse als die Referenz-Filterzelle mit neuem Material, die mit einer Beladung von 1,9 kg/m³ einem der 1. GAK ähnlichen Wert erzielte. Die Unterschiede dürften noch stärker ausfallen, wenn man bedenkt, dass aus praktischen Erwägungen die 2. und 3. GAK mit einem höheren Druckkriterium von 0,7 anstatt 0,5 betrieben wurden (Bild 50).

Tabelle 11: Erzielte AFS-Filterbettbeladungen der Referenz- und GAK-Filterzelle

		Mediane				Höhe Filterbett [m]	AFS- Filterbett- beladung [kg/m³]
		AFS Zulauf [mg/l]	AFS Ablauf [mg/l]	Durchsatz [m³/24h]	Dauer SOLL- Filtrations- zyklus [h]		
Referenz- Filterzelle	altes Filtermaterial (Druck- kriterium 0,5)	23,4	3,6	5.803	11,3	1,0	1,4
	neues Filtermaterial (Druck- kriterium 0,5)	30,8	3,7	5.954	12,7	1,2	1,9
GAK- Filterzelle	1.GAK (Druck- kriterium 0,5)	19,9	3,7	5.298	22,3	1,2	1,8
	2.GAK (Druck- kriterium 0,7)	29,7	3,7	5.432	4,5	1,5	0,5
	3.GAK (Druck- kriterium 0,7)	30,8	3,9	5.298	5,8	1,5	0,6

DOHMANN (1975) gibt für Mehrschichtraumfilter Beladungen von 5 – 6 kg/m³ an. SEYFRIED und BARJENBRUCH (1993) geben für Raumfilter ohne Flockung 3 bis 4 kg/m³, für Raumfilter mit Flockung 2,5 kg/m³ als Bemessungsgröße an. Im Projekt MIKROFLOCK (BORNEMANN et al., 2012) wurde auf der KA Buchenhofen des Wupperverbands PAK in den Filterüberstand dosiert. Dort konnte der Filter mit AFS-Beladungen von bis zu 2 kg/m³ noch sicher betrieben werden, d. h. AFS-Ablaufwerte kleiner 5 mg/l wurden eingehalten. Diese Literaturdaten liegen damit höher als die in Düren erzielten Beladungen. Dieses Ergebnis wird im Wesentlichen auf folgende drei Gründe zurückgeführt:

- Im Falle des neuen Filtermaterials in der Referenz-Filterzelle wurde bereits beschrieben, dass die Filterzelle nicht mit der optimalen Spülgeschwindigkeit, d. h. einer, die die korrekte Trennung von Hydroanthrazit und Sand gewährleistet, betrieben wird (s. 4.3.1).
- Die 1. GAK wurde mit der optimalen Rückspülgeschwindigkeit betrieben. Das Leitsystem führte jedoch generell Rückspülungen nach Ablauf von 24 h bei der 1. GAK durch, so dass, obwohl das Druckkriterium noch nicht erreicht wurde, die 1. GAK rückgespült wurde. Damit ergibt sich ein SOLL-Filtrationszyklus von 22,3 h auf Basis der Rückspülungen, die nach Druckkriterium erfolgten. Wie lange mögliche Filtrationszyklen

oberhalb von 24 h und wie hoch damit die maximalen Beladungen bei der 1. GAK gewesen wären ließ sich im Projekt nicht klären.

- Die Partikel, die aus der Nachklärung dem Filter zuströmen, sind leicht mit dem Auge wahrnehmbar und damit relativ groß. Vermutlich führen diese relativ großen Partikel zu einem verstärkten Flächenfiltrationseffekt, der eine Nutzung der gesamten Filterbetttiefe verhindert. Das wirkt sich im Falle der 2. und 3. GAK in extremer Form mit Filterbeladungen von nur 0,5 bzw. 0,6 kg/m³ AFS aus.

Abschließend lässt sich für die Kläranlage Düren feststellen, dass mit den hohen Feststoffgehalten von 20 bis 30 mg/l (Mediane von drei Betriebszeiträumen, Bild 49) im Zulauf des Filters ein Betrieb nur mit einem zweischichtigen Filteraufbau, wie mit der größten 1. GAK geschehen, hydraulisch zu vertreten ist. Ein Betrieb aller Filterzellen mit der 2. und 3. GAK ist trotz angepasstem Druckkriterium hydraulisch nicht umsetzbar. Selbst wenn die gröbere 3. GAK in allen Filterzellen eingebaut würde, wäre die Filtration mit einer Filtrationsdauer von etwa 5,8 h (Median) bei der 3. GAK und einer Rückspüldauer von etwa 0,5 h bei insgesamt 12 umzurüstenden Filterzellen hydraulisch auf der Kläranlage Düren nicht betreibbar.

4.3.10 Sonstige Abwasserparameter

Die P-Gesamtkonzentration im Betriebszeitraum der 3. GAK ist für den Filterzulauf sowie für den Ablauf der Referenz-Filterzelle und der GAK-Filterzelle in Bild 52 dargestellt. Im gesamten Betriebszeitraum lag die Konzentration abgesehen von drei Werten zwischen 0,3 und 0,8 mg/l. Im Ablauf der Referenz-Filterzelle wurden Konzentrationen zwischen etwa 0,1 und 0,2 mg/l P gemessen. Nur dort, wo im Zulauf Konzentrationsspitzen zu verzeichnen waren (ca. 6.000 BV und 12.000 BV), waren diese als erhöhte Ablaufkonzentration der Referenz-Filterzelle ebenfalls zu detektieren. Die GAK-Filterzelle verhielt sich sehr ähnlich wie die Referenz-Filterzelle, insgesamt konnte an einzelnen Messwerten eine geringfügig schlechtere P-Elimination verzeichnet werden (Bild 52). Dies kann auf die mutmaßlich etwas schlechtere Abscheidung von Phosphor in der festen Phase zurückgeführt werden. Die tatsächliche Ursache kann jedoch abschließend nicht identifiziert werden.

Der pH-Wert war insgesamt während des gesamten Betriebsraums der 3. GAK sehr stabil und schwankte etwa zwischen pH 7,5 und pH 8. Die elektrische Leitfähigkeit schwankte insgesamt zwischen 1.200 µS/cm und 1.800 µS/cm (s. Bild 53).

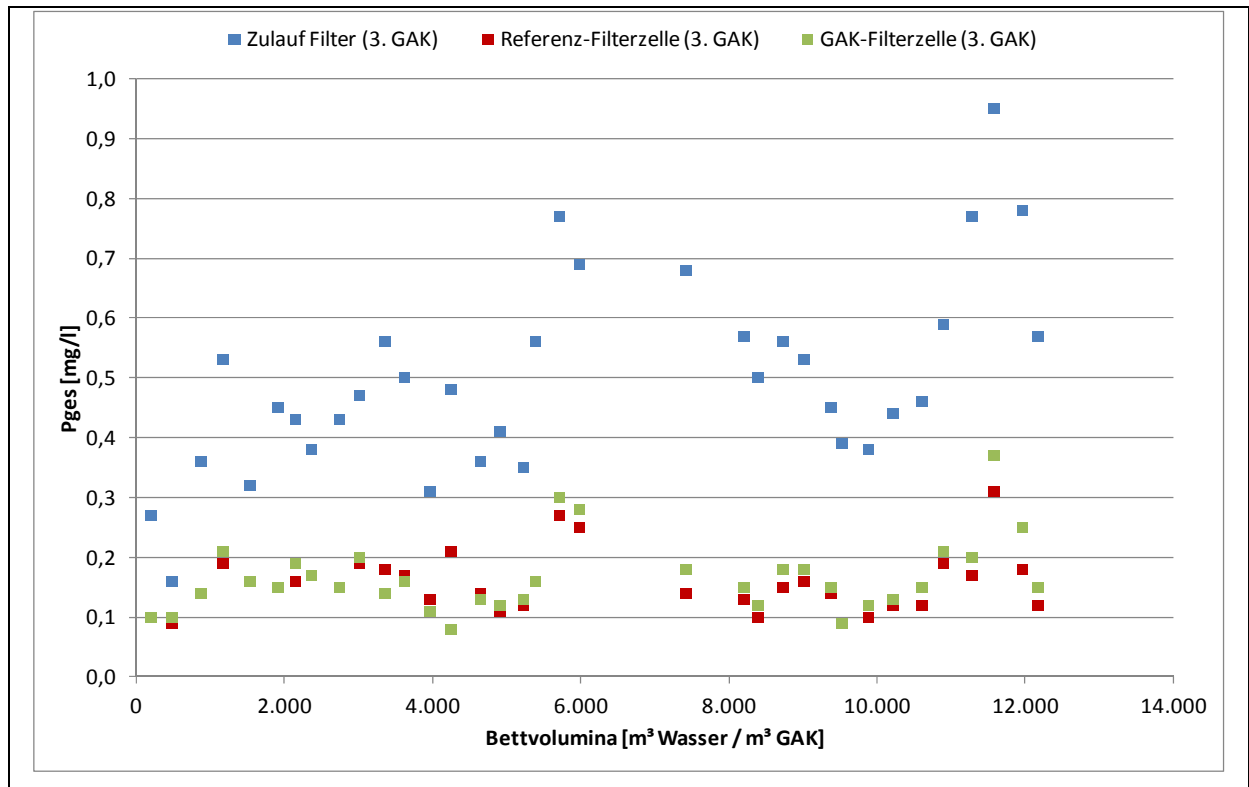


Bild 52: Phosphor-Gesamt, 3. GAK

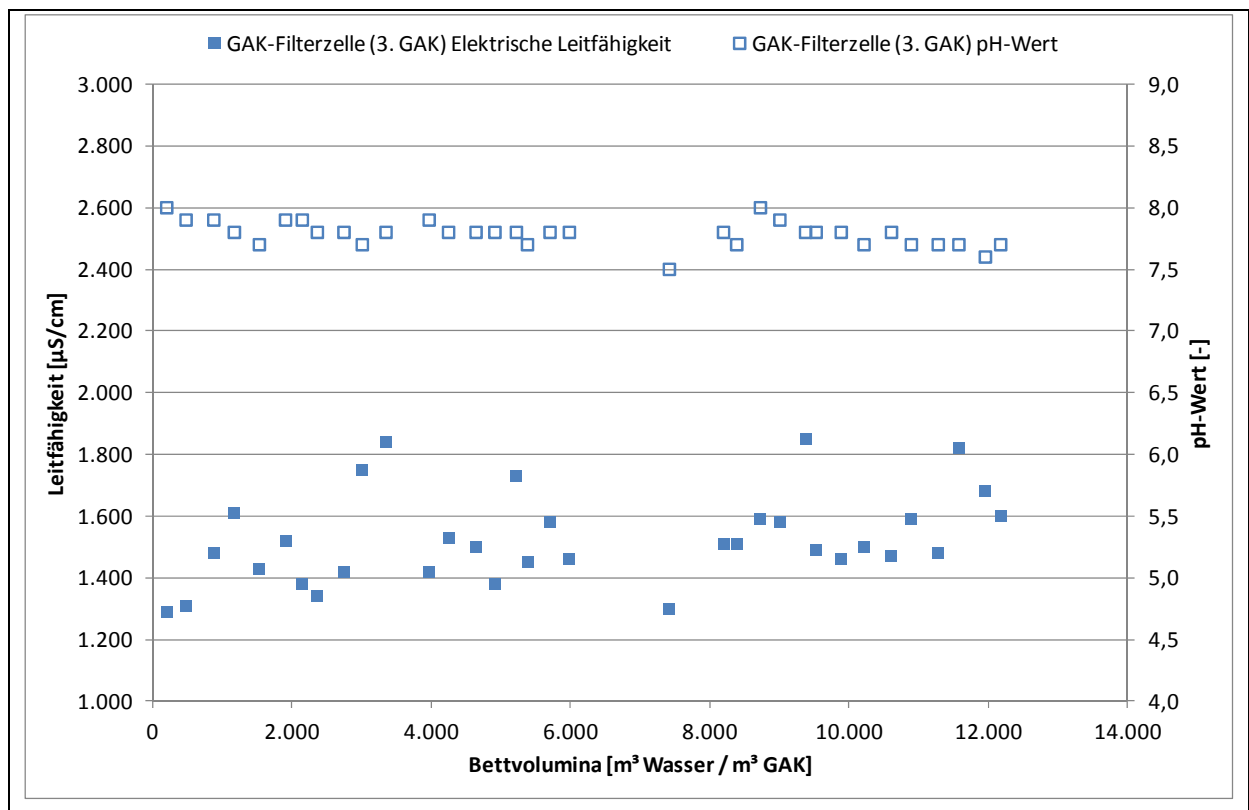


Bild 53: Elektrische Leitfähigkeit und pH-Wert, 3. GAK

4.3.11 GAK-Verluste

Die Filterschichthöhen des GAK-Filters wurden mit Hilfe eines Lotes und eines festen Bezugspunktes an der Filteroberkante gemessen, um Höhenänderungen der GAK-Schicht über die Betriebszeiträume der 1., 2. und 3. GAK zu dokumentieren. Unter Abzug der Stützschrift (ca. 0,2 m) und der nach Absaugung der im Filterbett verbliebenen alten Filterschicht (ca. 0,4 m) bei der 1. GAK sowie unter Abzug der Stützschrift (ca. 0,2 m) bei der 2. GAK und 3. GAK ergibt sich die Höhe der GAK-Schicht entsprechend Bild 54. Dabei wurde die Höhe der Stützschrift und die Höhe der alten Filterschicht bei der 1. GAK über die gesamte Betriebsdauer als konstant angenommen.

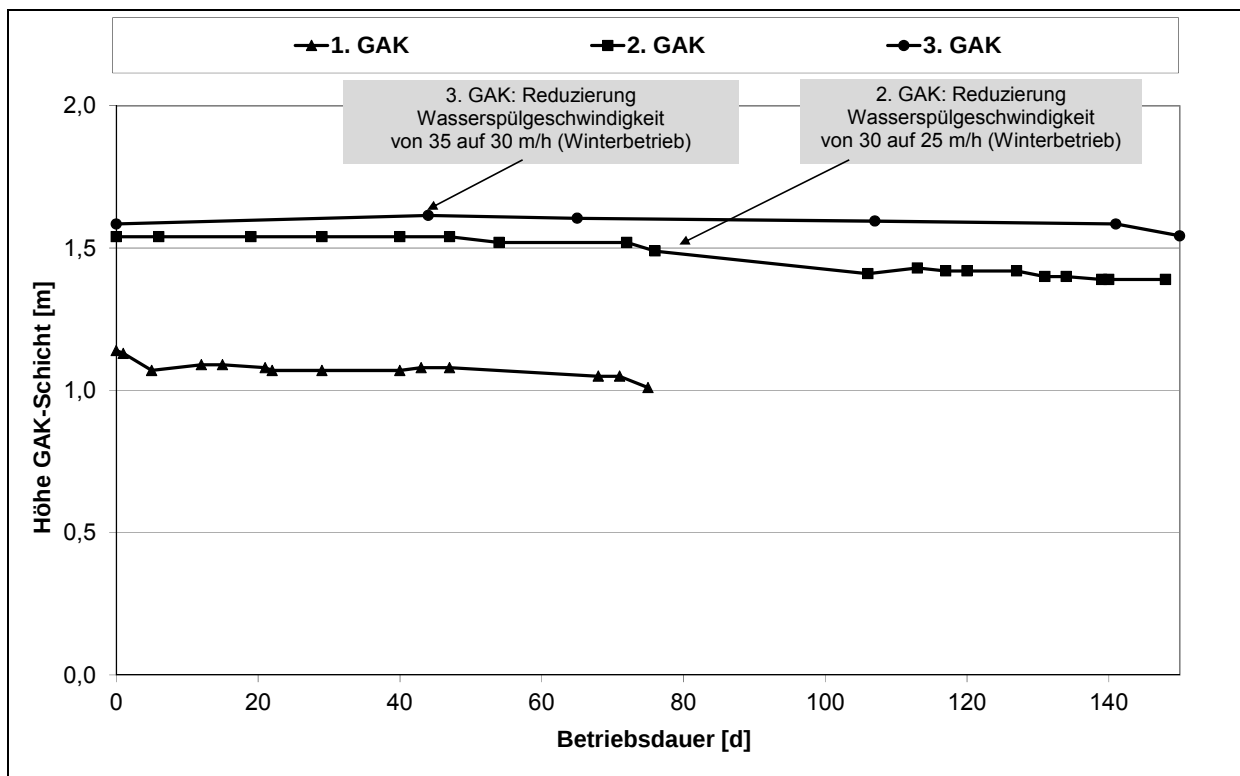


Bild 54: Entwicklung der GAK-Filterschichthöhen

Die 1. GAK hatte nach Einfüllung und Inbetriebnahmespülung (15.06.2011) eine Höhe von 1,14 m. Die 2. GAK hatte nach Einfüllung und Inbetriebnahmespülung (28.09.2011) eine Höhe von 1,54 m, die 3. GAK nach Einfüllung und Inbetriebnahmespülung (16.10.2012) eine Höhe von 1,59 m. Die daraus resultierenden prozentualen Abnahmen der GAK-Filterbett-höhen sind Tabelle 12 zu entnehmen und betragen etwa 10 % für die 1. GAK nach 75 Betriebstagen und für die 2. GAK nach 148 Betriebstagen. Die Abnahme der Filterschicht-höhe bei der 3. GAK nach 75 Betriebstagen um - 1 % lässt sich durch Ungenauigkeiten bei der Messung der Schichthöhe erklären. Auch nach 148 Betriebstagen konnte bei der 3. GAK eine Abnahme der Filterschichthöhe um nur 3 % verzeichnet werden.

Tabelle 12: Prozentuale Filterschichtabnahmen der 1., 2. und 3. GAK

Betriebsdauer [d]	Schichthöhenabnahme [%]		
	1. GAK	2. GAK	3. GAK
75	11,40	3,25	-1,26
148	Nicht mehr in Betrieb	9,74	3,14

Bei der 2. GAK wurde nach dem 78. Betriebstag (15.12.2011, ca. 7.500 BV), bei der 3. GAK nach dem, 48. Betriebstag (29.11.2012, ca. 4.300 BV) von Sommer- auf Winterbetrieb umgestellt (vgl. Bild 54). Aufgrund der jahreszeitlich bedingten Abnahme der Wassertemperatur und der damit einhergehenden temperaturabhängigen Erhöhung der Viskosität des Wassers wurden die Spülgeschwindigkeiten dazu reduziert. Bei der 2. GAK wurde von 25 auf 20 m/h reduziert, bei der 3. GAK von 35 auf 30 m/h. Hierdurch sollte ein Austrag von Filtermaterial über die Spülkante durch zu hohe Bettexpansion vermieden werden.

Die Gründe für die Abnahme der GAK-Filterschichthöhen um ca. 10 % nach 75 Betriebstagen für die 1. GAK und nach 148 Betriebstagen für die 2. Die 3. GAK zeigt nach 148 Tagen mit nur etwa einem Drittel der Abnahme der 2. GAK eine vergleichsweise geringe Abnahme der Filterschicht, die sich in der Nähe der Messgenauigkeit des hier gewählten Verfahrens bewegen dürfte.

Eine zu hoch eingestellte Rückspülgeschwindigkeit, die über die Betriebsdauer zum Austrag einzelner GAK-Körner bei der 1. und 2. GAK geführt hätte, ist durch die im Vorfeld durchgeführten halbertechnischen Versuche zur Ermittlung der Rückspülgeschwindigkeit auszuschließen (BORNEMANN et al., 2012). Zudem wäre ein Übertreten von Körnern über die Spülkante deutlich sichtbar und wurde im regulären Betrieb nicht beobachtet. Während der Inbetriebnahmespülung wurde die Rückspülgeschwindigkeit soweit erhöht, bis ein Übertreten von GAK über die Spülkante zu erkennen war. Die automatische Rückspülung wurde immer unterhalb dieser kritischen, durch die halbertechnischen Versuche ermittelten und während der Inbetriebnahme verifizierten, Rückspülgeschwindigkeiten betrieben.

Der Verlust von GAK aufgrund von Abrasion der Körner während der Luftspülung und ein Austrag dieser Feinstanteile über das Rückspülwasser (nicht hingegen mit dem Filtrat) ist eine mögliche Ursache für die abnehmende Betthöhe. Allein durch Abrasion der Körner lässt sich die Verringerung der Betthöhe jedoch nicht erklären. CLEMENS (2002) konnte in halbertechnischen Versuchen nach 50 h Dauerspülung mit Wasser von 8x30 und 12x40 mesh GAK keine Änderungen in der Sieblinie feststellen. WARDEN (1983) führte 5 h andauernde Dauerluftspülungen durch und konnte für eine GAK mit einer ähnlichen Schüttdichte wie die der hier verwendeten eine Massenabnahme in Höhe von etwa 0,5 % feststellen. Das ist

insofern nicht verwunderlich, als dass die Luftspülung deutlich stärkere Kräfte auf die GAK ausübt als eine Wasserspülung. Bei den in Düren durchgeführten Untersuchungen wurde die 1. GAK während der gesamten Betriebsdauer von 75 d aufgerundet 2 x pro Tag und die 2. GAK während der Betriebsdauer von 148 d ca. 5 x pro Tag rückgespült. Beide GAK wurden je Rückspülung 90 s mit Luft rückgespült. Daraus ergibt sich für die Betriebsdauer von 75 d eine gesamte Luftspüldauer von etwa 4 h für die 1. GAK, resp. etwa 9 h für die 2. GAK. Die kumulierte Dauer der Luftspülungen auf der Kläranlage Düren liegt damit in der Größenordnung der von WARDEN (1983) durchgeführten Dauerluftspülungen.

Daraus ist ersichtlich, dass die Abrasion nicht die alleinige Ursache für die abnehmende GAK-Filterbetthöhe der 1. und 2. GAK in der Filterzelle sein kann, da die GAK-Massenverluste um mehr als eine Größenordnung über denen der Versuche von WARDEN (1983) liegen. Um die Verluste durch Abrasion im laufenden Filterbetrieb zu quantifizieren, müssten die GAK-Feinstanteile von dem bei der Rückspülung ebenfalls ausgetragenen Schlamm getrennt werden. Ein geeignetes Verfahren existiert dazu bislang jedoch nicht. Ein Vergleich des Rückspülwassers der Referenz-Filterzelle mit der GAK-Filterzelle, um den GAK-Feinstanteil zu ermitteln, ist ebenfalls nicht möglich, da die Filterzellen nie gleichzeitig rückgespült werden und aufgrund der anderen Eigenschaften des Filtermaterials ein anderes Rückspülprogramm erforderlich ist.

Eine weitere mögliche Ursache für die abnehmende Filterbetthöhe bei der 2. GAK könnte die massenhafte Vermehrung von *Nais* sp. (Bild 55) gewesen sein. Durch stark erhöhten Schlammabtrieb aus der Nachklärung infolge einer Betriebsstörung während des Betriebszeitraums der 2. GAK kam es zu massenhaften Biomassenaufwuchs an den Filterwänden aller Filterzellen. Die Biomasse inkorporierte deutlich sichtbar GAK-Körner. Bei der Rückspülung der GAK-Filterzelle wurden diese GAK-Körner dann mit der Biomasse ausgetragen. Dieses Phänomen trat nur einmal für wenige Tage während des Betriebs der 2. GAK auf.



Bild 55: Entleerte Filterzelle mit Biomassenaufwuchs an der Filterinnenwand (l.), Nahaufnahme Biomasse mit inkorporierter GAK (m.) und licht-mikroskopische Aufnahme der Wassernymphe *Nais* sp. mit Eiern als Hauptbestandteil der Biomasse (r.)

Die Hauptursache für die Abnahme der Filtermaterialhöhe bei der 1. und 2. GAK ist jedoch wahrscheinlich auf eine steuerungstechnische Besonderheit auf der Kläranlage Düren zurückzuführen. Bei den Zulaufklappen der Filterzellen handelt es sich um elektrisch angetriebene Organe, die nur über eine Stellungsabfrage AUF/ZU verfügen. Eine Abfrage des aktuellen Öffnungswinkels über das Leitsystem ist indes konstruktionsbedingt nicht möglich. Zudem handelt es sich bei dem Klappenantrieb nicht um einen Schrittmotor, der in einzelnen Etappen auffahren kann.

Bei Wiederbefüllung der Filterzellen nach erfolgter Rückspülung mit Rohwasser kommt es dann zu starken Verwirbelungen im Filterbett, die zum Austrag von Filtermaterial über die Filterkante führen. Dieses Phänomen wurde vor Inbetriebnahme der 2. GAK-Filterzelle steuerungstechnisch dadurch gelöst, dass die Klappen bei automatischen Rückspülungen nur für wenige Sekunden auffahren, dann pausieren und anschließend wieder auffahren usw., so dass eine langsame Flutung der Filterzellen bis zum Erreichen des gewünschten Überstaus erzielt werden kann (sogenannte *Intervall-Öffnung*). Durch sukzessives Auffahren in kleinen Schritten kann eine zu starke Verwirbelung von Filtermaterial mit den daraus resultierenden Verlusten verhindert werden.

Wenn die Klappen jedoch im Handbetrieb aufgefahren werden müssen – wie es beispielsweise zur Entleerung der Filterzelle bei Beprobung des Filtermaterials aber auch bei anderen nicht-regulären Betriebsvorgängen erforderlich ist – ist die *Intervall-Öffnung* beim Betrieb der 1. und 2. GAK nicht aktiv und die Klappe fährt mit regulärer Geschwindigkeit auf. Das führt zu einem Austrag von GAK über die Spülkante, die nach erneutem Ablassen des Wassers aus der Filterzelle in der Spülrinne sichtbar wird (Bild 56). Dieses steuerungstechnische Phänomen tritt ebenso bei allen anderen, mit altem Filtermaterial befüllten Filterzellen auf. Jedoch wird durch die deutlich geringere Betthöhe des alten Filtermaterials und durch die höhere Dichte des Materials entsprechend weniger Material ausgetragen.

Vor dem Einfüllen der 3. GAK wurde aufgrund der Abnahme der Filterschichthöhen bei der 1. und 2. GAK eine weitere Umprogrammierung der Klappensteuerung durchgeführt. Dadurch wurde es möglich, die bislang nur beim automatischen Filterbetrieb aktive *Intervall-Öffnung* nun auch auf den manuellen Klappenbetrieb auszudehnen. Wie aus Bild 54 und Tabelle 12 ersichtlich wird, konnten dadurch die GAK-Verluste minimiert werden.



Bild 56: Spülrinne ohne (l.) und mit ausgetragener GAK (r.)

4.3.12 GAK-Austausch und Regeneration

Der Ein- und Ausbau der GAK erfolgte wie in Kap. 3.4.2 beschrieben in trockener und nasser Verfahrensweise. Nach dem Ausbau der GAK wurde diese vom jeweiligen Lieferanten der GAK in Silofahrzeugen oder Containern abtransportiert und reaktiviert. Die Reaktivierung erfolgte in allen drei Fällen thermisch in den Reaktivierungsanlagen der Lieferanten. Die 1. und 3. GAK wurden in Deutschland reaktiviert, die 2. GAK in den Niederlanden. Der Wiedereinsatz der reaktivierten GAK war im Projekt nicht vorgesehen, vielmehr wurden die reaktivierten GAK seitens der Lieferanten anderweitig verwendet.

Alle drei GAK konnten lt. Lieferanten erfolgreich reaktiviert werden und überschritten die bei der Annahme der GAK einzuhaltenden Grenzwerte (z. B. Schwermetalle) der Lieferanten nicht. Die von den Lieferanten übermittelten Kennzahlen der GAK sind in Tabelle 13 zusammengefasst. Unterschieden wird dabei in Kennzahlen, die für die unbeladene GAK, für die beladene GAK (nach Ausbau aus dem Filter) und für die reaktivierte GAK angegeben wurden. Für die unbeladenen GAK wird weiter unterschieden in Kennzahlen, die die Lieferanten als (Mindest-)Spezifikation für ihr Produkt angeben und den Kennzahlen, die die jeweilige gelieferte Charge aufweist.

Damit kann festgestellt werden, dass die drei hier im großtechnischen Versuch erprobten GAK zur Reaktivierung und damit Wiederverwendung zur Adsorption geeignet sind.

Tabelle 13: GAK-Kennzahlen aus Lieferantenangaben

GAK	Wassergehalt	Asche	Flüchtige Bestandteile	Schüttdichte	Dichte nach Rückspülung (Laborwert)	Jodzahl	BET
	[%]	[%]	[%]	[kg/m ³]	[kg/m ³]	[mg/kg]	[m ² /g]
1 GAK (unbeladen)	<5 / k. A.	14 / k. A.	3 / k. A.	500 / k. A.	k. A. / k. A.	700 / k. A.	700 / k. A.
1 GAK (beladen)	41,7	10,97	11,8	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.
1 GAK (reaktiviert)	k. A.	k. A.	< 3	k. A.	k. A.	718	665
2 GAK (unbeladen)	<5 / 0,3	k. A. / 10	k. A. / k. A.	500 / 470	430 / 410	800 / 850	k. A. / 975
2 GAK (beladen)	50 %	9,5	12,6 (TGA 100 – 800°C)	598	530	k. A.	k. A.
2 GAK (reaktiviert)	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.
3 GAK (unbeladen)	<5 / k. A.	k. A.	k. A.	450 / k. A.	k. A.	900 / k. A.	950 / k. A.
3 GAK (beladen)	46,5 ¹	9,9 ¹	1,75 ¹	571 ¹	k. A.	613 ¹	k. A.
3 GAK (reaktiviert)	<1	25,5	k. A.	617	k. A.	750	k. A.

n / m : Produktspezifikation / Chargenspezifikation

k. A.: keine Angaben

¹: Mittelwert aus 2 Eingangsproben

4.4 Vergleich der Ergebnisse aus halb- und großtechnischem Maßstab

Im Ablauf der KA Düren wurden zusätzlich zum großtechnischen Maßstab halbertechnische Filtersäulen betrieben. In Tabelle 14 sind die charakteristischen Kenngrößen wie verwendete GAK, AFS im Zulauf der Filter, Kontaktzeiten etc. gegenübergestellt.

Tabelle 14: Charakteristische Prozessgrößen der halb- und großtechnischen Versuche im Vergleich

	Halbertechnische Versuche		Großtechnische Versuche		
Kurzbezeichnung	HT1 (2. GAK)	HT2 (2. GAK)	GT (1. GAK 1)	GT (2. GAK 2)	GT (3. GAK)
Ort in Prozesskette	hinter Flockungsfilter		hinter Nachklärung		
Verwendete GAK	2. GAK		1. GAK	2. GAK	3. GAK
AFS im Zulauf (Median)	< 4 mg/l		20 mg/l	30 mg/l	
Kontaktzeit EBCT (Median)	16 min	33 min	11 min	14 min	

4.4.1 Chemischer Sauerstoffbedarf

In Bild 57 sind die normierten Ablaufkonzentrationen des CSB_{filt} der halbertechnischen und großtechnischen Versuche vergleichend gegenübergestellt. Die Darstellung der Ausgleichsfunktionen beginnt bei den BV, bei denen der erste Messpunkt der jeweiligen Messreihe analysiert wurde. So ist erkennbar, dass bei der 1. und 3. GAK der großtechnischen Versuche erst nach einer höheren Menge durchgesetzter Bettvolumina betriebsbedingt die erste Probenahme erfolgte. Zudem war die Messdichte bei den Versuchen HT2 aufgrund der langen Kontaktzeit und langen Betriebszeit höher als bei den großtechnischen Versuchen und HT1 (Vgl. Bild 21 und Bild 36).

Die 1. und 3. GAK zeigen in Bezug auf den filtrierte CSB eine insgesamt schlechtere Eliminationsleistung, die sich zudem schneller erschöpft als bei der 2. GAK (HT und GT). Die 2. GAK verhält sich mit vergleichbaren Kontaktzeiten zwischen halbertechnischen Versuchen (16 min) und großtechnischen Versuchen (14 min) bis etwa 2.000 BV sehr ähnlich, bei höheren BV zeigt die 2. GAK jedoch in den großtechnischen Versuchen eine bessere Adsorptionsleistung. Bei etwa doppelter Kontaktzeit (33 min) weist die 2. GAK zwischen etwa 0 bis über 5.000 BV eine deutlich bessere Eliminationsleistung auf als bei allen anderen Versuchen. Bei allen Ausgleichsfunktionen der HT und GT stellt sich ein quasi-stationärer Zustand zwischen etwa 0,8 und 0,9 ein, was einer verbleibenden Elimination des filtrierte CSB_{filt} nach erschöpfter adsorptiver Eliminationsleistung der GAK von 10 bis 20 % entspricht.

Diese Restelimination beruht wahrscheinlich auf einem biologischen Abbau im Filterbett (Bild 5). NOWOTNY (2008) gibt die biologische Restelimination mit 10 bis 15 % an, MEDA (2012) mit 15 %. Die hier ermittelten Resteliminationen liegen damit für alle durchgeführten Untersuchungen auf dem gleichen Niveau.

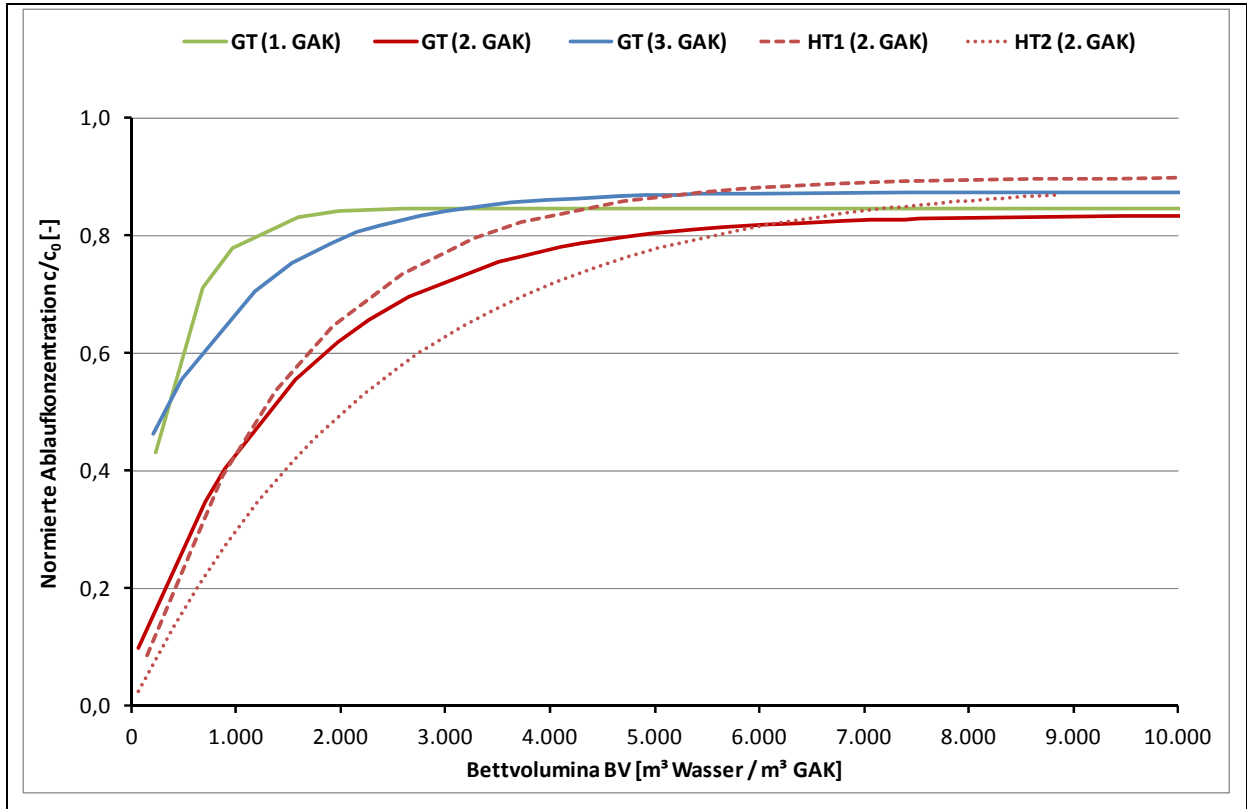


Bild 57: CSB_{filt} als Ausgleichsfunktionen der normierten Ablaufkonzentrationen, Vergleich der halb- und großtechnischen Versuche (jeweils Einzeladsorber)

In Bild 58 sind die erzielten CSB_{filt} -Beladungen nach unterschiedlichen Bettvolumina für die halb- und großtechnischen Versuche dargestellt. Die Beladung ergibt sich mittels Integration der im GAK-Filterbett eliminierten Menge von filtriertem CSB_{filt} über die Zeit mit Hilfe der Trapezregel. Für die 1. GAK (GT) konnte für 2.500 BV aufgrund einer zu geringen Anzahl von Messwerten keine Angabe gemacht werden, bei HT2 (2. GAK) wurde der Versuch vor Erreichen von 10.000 BV aus zeitlichen Gründen beendet.

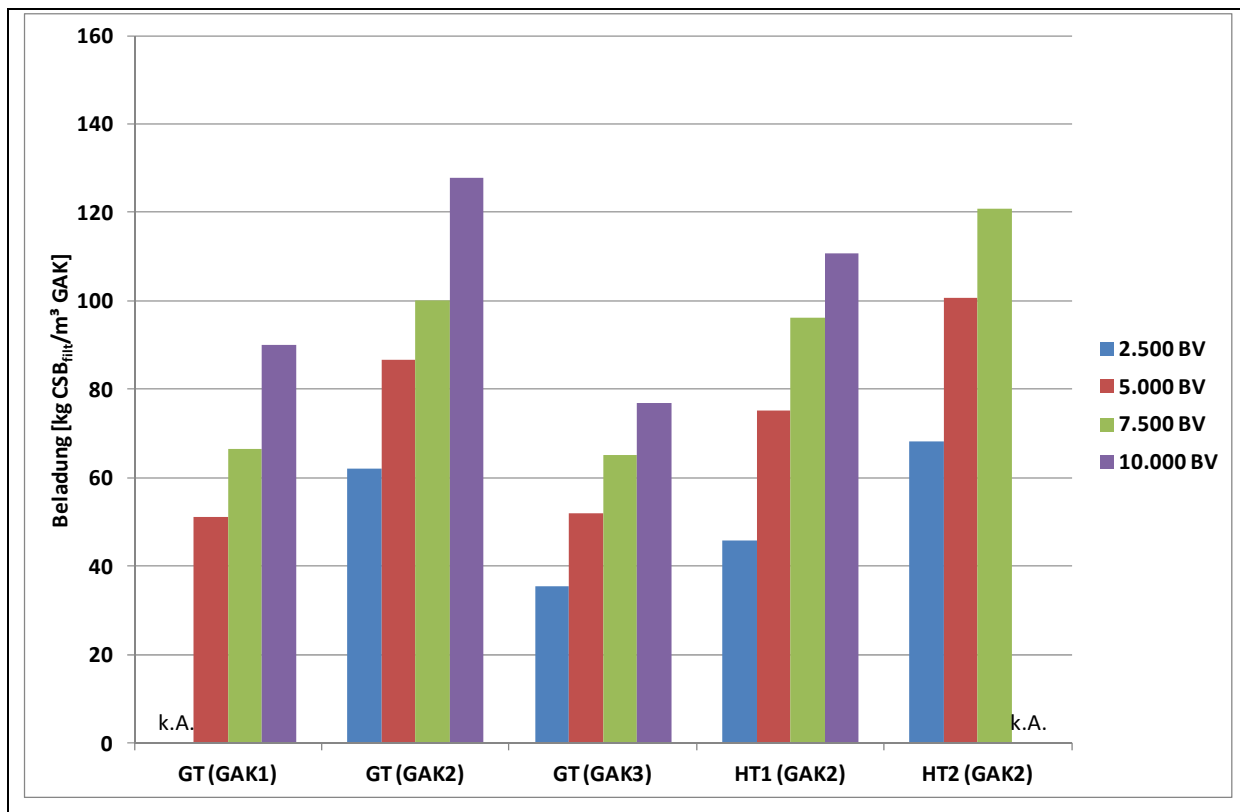


Bild 58: Erzielte CSB_{filtr}-Beladungen der groß- (GT) und halbtechnischen (HT) Versuche

Bild 58 spiegelt die Ergebnisse aus Bild 57 wieder. Die 1. und 3. GAK zeigen bei den großtechnischen Untersuchungen die geringsten Beladungen (bei 7.500 BV etwa 65 kg CSB_{filtr}/m³ GAK), die 2. GAK mit etwa 100 kg CSB_{filtr}/m³ GAK bei 7.500 BV eine vergleichsweise höhere Beladung. Bei den halbtechnischen Versuchen weist die 2. GAK mit knapp 100 kg CSB_{filtr}/m³ GAK bei etwa gleicher EBCT wie bei den großtechnischen Versuchen eine etwas geringere Beladung auf. Die höchsten Beladungen erzielt die 2. GAK in den halbtechnischen Untersuchungen mit verdoppelter EBCT (33 min). Hierbei wurden gut 120 kg CSB_{filtr}/m³ GAK erzielt. Dabei bleibt offen, zu welchen Anteilen die höhere Beladung bei doppelter EBCT auf die Adsorption resp. den biologischen Abbau zurückzuführen ist. Insbesondere bei BV über 10.000 BV ist davon auszugehen, dass die weitere Zunahme der Beladung auf biologische Aktivität zurückzuführen ist.

Legt man zwecks überschlägigen Vergleichs eine Dichte der GAK von 500 kg/Mt (Tabelle 13) zu Grunde, ergeben sich Beladungen nach 7.500 BV zwischen 0,13 kg CSB_{filtr}/kg GAK (für 65 kg CSB_{filtr}/m³ GAK) und 0,24 kg CSB_{filtr}/kg GAK (für 120 kg CSB_{filtr}/m³ GAK). Damit liegt die erreichte CSB_{filtr}-Beladung nach 7.500 BV zwischen 13 und 24 Massenprozent in Bezug auf die GAK. Das liegt in guter Übereinstimmung mit KRÜCKELS et al. (1976), die die erzielbare CSB-Beladung aus kommunalem Abwasser von Aktivkohle mit 0,1 bis 0,4 g CSB/ g GAK angeben.

4.4.2 Spurenstoffe

Im Folgenden werden beispielhaft für einen Spurenstoff die erzielten Eliminationsleistungen in den halb- und großtechnischen Versuchen gegenübergestellt. Dazu wurden die Ausgleichsfunktionen der jeweiligen Versuche (4.2.4 und 4.3.8) in Bild 59 zusammengefasst. Als Spurenstoff wurde beispielhaft Carbamazepin ausgewählt, da die Abbaurate in der biologischen Stufe als sehr gering zu bewerten ist. Zudem liegen die Schwankungen der Messwerte im Zulauf des Filters auf einem niedrigen Niveau (s. Bild 42 und BORNEMANN et al, 2012). Die für die Kostenbetrachtung relevanten erzielbaren Bettvolumina bei der Parallelschaltung von Filterzellen werden in 4.4.3 für verschiedene Spurenstoffe berechnet.

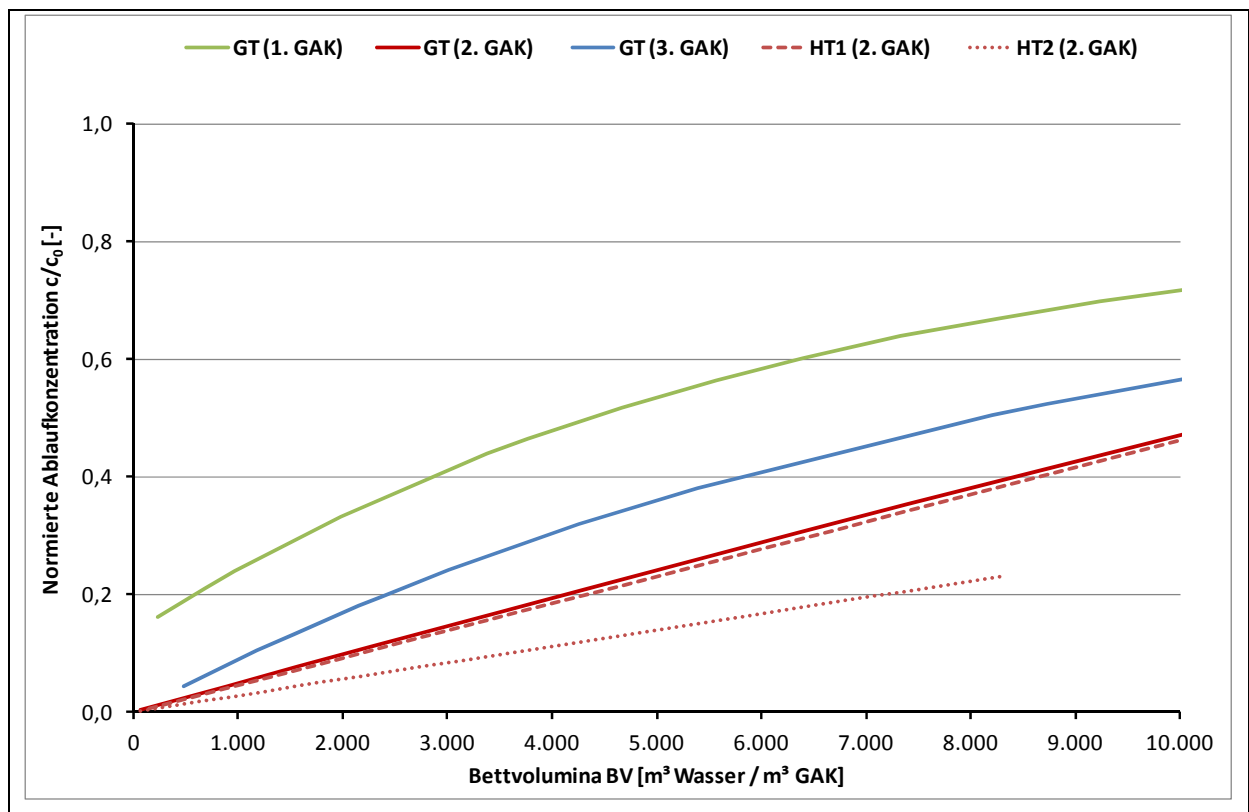


Bild 59: Elimination Carbamazepin als Ausgleichsfunktionen der normierten Ablaufkonzentrationen, Vergleich der halb- und großtechnischen Versuche (jeweils Einzeladsorber)

Aus Bild 59 lässt sich im Falle der Elimination von Carbamazepin Folgendes ableiten:

- Die GAK mit der größten Körnung und gleichzeitig der geringsten EBCT von 11 min (GT (1. GAK)) zeigt die schlechtesten Eliminationsleistungen.
- Die Eliminationsleistung der 2. GAK liegt für den umgebauten Flockungsfilter (GT (2. GAK)) und die nachgeschaltete Variante (HT1 (2. GAK)) auf dem gleichen Niveau.
- Die Eliminationsleistung der 2. GAK mit verdoppelter EBCT von etwa 33 min zeigt eine deutlich bessere Eliminationsleistung, jedoch keine doppelte so hohe Elimination.

4.4.3 Parallelschaltung von Filterzellen

Wie bereits unter 2.2.3 dargelegt, führt die Parallelschaltung von Filterzellen insgesamt zu einer erhöhten Anzahl durchsetzbarer Bettvolumina, bis ein gewähltes (GAK-) Wechselkriterium am Ablauf der gesamten Filteranlage erreicht wird. Im Folgenden werden aus den an den Einzeladsorbern (GT und HT) ermittelten Ausgleichsfunktionen mittels einer Mischungsrechnung gem. 2.2.3 erzielbare Bettvolumina für eine Parallelschaltung berechnet.

Dazu wurden sieben Szenarien gewählt, die sich hinsichtlich ihres Austauschkriteriums, bei dem die GAK in der Filterzelle mit der längsten Laufzeit (= höchste Beladung = höchste durchgesetzte Bettvolumina) gegen neue ausgetauscht werden muss, unterscheiden. Szenario 1 und 2 beruhen auf der Unterschreitung einer Konzentration im Ablauf der Kläranlage, die Szenarien 3 bis 7 beruhen auf der Unterschreitung von Eliminationen bezogen auf den Zulauf der Kläranlage. Die Wahl der Szenarien erklärt sich wie folgt:

- Szenario 1 bezieht sich auf die Unterschreitung des CSB-Schwellenwerts von 20 mg/l entsprechend der Abwasserverordnung (ABVV, 2013)
- Szenario 2 bezieht sich auf die Unterschreitung des vorgeschlagenen Vorsorgewertes (Umweltqualitätsnorm, UQ-V) von 0,1 µg/l Diclofenac für aquatische Lebensgemeinschaften unter Berücksichtigung histologischer Veränderungen bei Forellen (UBA, 2013)
- Szenario 3, 5, 6 und 7 beziehen sich auf die Reduktion des jeweils betrachteten Spurenstoffs um 80 % zwischen Filterzulauf und Filterablauf. Eine Elimination von 80 % wurde bereits in BORNEMANN et al. (2012) zur Kostenbetrachtung herangezogen. Die ggf. zusätzliche Elimination innerhalb der vorgeschalteten biologischen Stufe bleibt hierbei ebenso wie in BORNEMANN et al (2012) unberücksichtigt, so dass es sich um einen konservativen Ansatz handelt.
- Szenario 4 basiert auf Szenario 3 für Diclofenac, jedoch wird hier eine zusätzliche Elimination in der biologischen Stufe von 10 % angenommen, so dass im GAK-Filter selbst nur noch 78 % in Bezug auf den Filterzulauf eliminiert werden müssen.

Die Szenarien sind mit den berechneten erzielbaren Bettvolumina für die maßgebliche Parallelschaltung in Tabelle 15 und Bild 63 dargestellt. In Klammern sind zusätzlich die erzielten Bettvolumina für die Einzeladsorber dargestellt.

Tabelle 15: Erzielbare Bettvolumina für ausgewählte Szenarien für den Betrieb als Adsorber im Parallelbetrieb und Einzeladsorber

Szenario	Austauschkriterium (Eliminationen sind auf den Zulauf der Kläranlage bezogen)	Angenommene Elimination in der biologischen Stufe	Zu leistende Elimination im Filter bezogen auf Zulauf Filter	GT (1. GAK)	GT (2. GAK)	GT (3. GAK)	HT1 (2. GAK)	HT2 (2. GAK)
				erzielbare BV Parallelbetrieb (in Klammern erzielbare BV Einzeladsorber)				
1	CSB _{hom} < 20 mg/l (Schwellenwert Abwasserabgabe) im Ablauf der Kläranlage	nicht relevant	nicht relevant	300 (180)	3.120 (1.680)	420 (240)	2.220 (1.180)	2.940 (1.560)
2	DCF < 0,1 µg/l (GOW-Wert) im Ablauf der Kläranlage	nicht relevant	nicht relevant	660 (390)	780 (480)	660 (400)	1.680 (990)	1.860 (1.110)
3	DCF-Elimination < 80%	0 %	80 %	1.140 (660)	4.260 (2.330)	4.260 (2.480)	6.480 (3.790)	13.320 (7.740)
4	DCF-Elimination < 80% ¹	10 %	78 %	1.380 (780)	4.920 (2.660)	4.680 (2.730)	7.140 (4.170)	14.700 (8.540)
5	MET-Elimination < 80%	0 %	80 %	6.480 (3.670)	15.480 (8.980)	2.280 (1.220)	10.800 (6.300)	22.440 (13.070)
6	BTZ-Elimination < 80%	0 %	80 %	10.560 (6.100)	17.460 (7.240)	9.960 (5.810)	15.840 (9.230)	99.960 (57.880)
7	CBZ-Elimination < 80%	0 %	80 %	900 (530)	7.080 (4.120)	4.260 (2.410)	7.380 (4.310)	12.300 (7.180)

¹Durch die Annahme, dass 10 % des Stoffes zwischen Zulauf der Kläranlage und Ablauf der Nachklärung eliminiert werden, muss im Filter noch eine Elimination von 78 % (= 70 % / 90 %) bezogen auf den Zulauf des Filters geleistet werden, um eine Elimination von 80 % bezogen auf den Zulauf der Kläranlage zu erreichen.

In Bild 60 sind die durch Parallelschaltung von sechs Filterzellen durchsetzbaren Bettvolumina dem Betrieb als Einzeladsorber am Beispiel des Szenarios 7 für Groß- und Halbtechnik gegenübergestellt. Deutlich wird, dass sich bei Betrachtung der reinen Adsorptionsleistung kein Vorteil der nachgeschalteten Variante (HT1) gegenüber dem direkten Einbau der GAK in den Flockungsfilter ergibt (GT). Die etwa verdoppelte EBCT bei der HT2 bewirkt eine signifikante Verbesserung der Adsorptionskapazität von 4.310 BV auf 7.180 BV. Gleiches gilt für die Parallelschaltung. Hier können durch die deutlich bessere Ausnutzung der GAK-Kapazität in jedem einzelnen Adsorber die durchsetzbaren Bettvolumina am Beispiel des Carbamazepins von 7.180 auf 12.300 signifikant gesteigert werden. Dies entspricht einer Steigerung der durchsetzbaren Bettvolumina von gut 70 % durch Parallelschaltung.

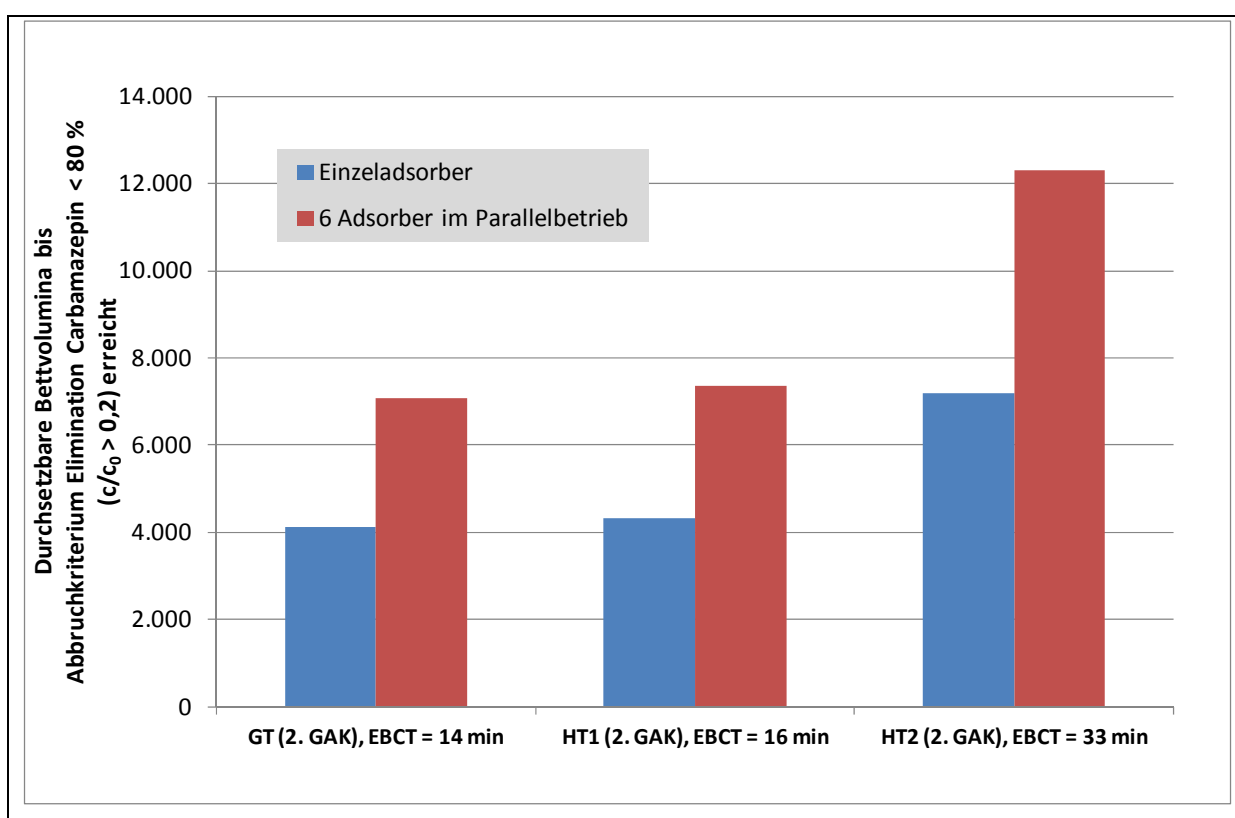


Bild 60: Vergleich der durch Parallelschaltung erzielbaren Laufzeitverlängerungen gegenüber dem Betrieb als Einzeladsorber ausgedrückt in Bettvolumina für das Szenario 7

Aufgrund der für die großtechnische Praxis relevanten Parallelschaltung von Filterzellen wird diese für die folgenden Darstellungen und Berechnungen verwendet. In Bild 60 sind die für die sieben Szenarien erzielbaren Bettvolumina für alle Versuchsreihen dargestellt.

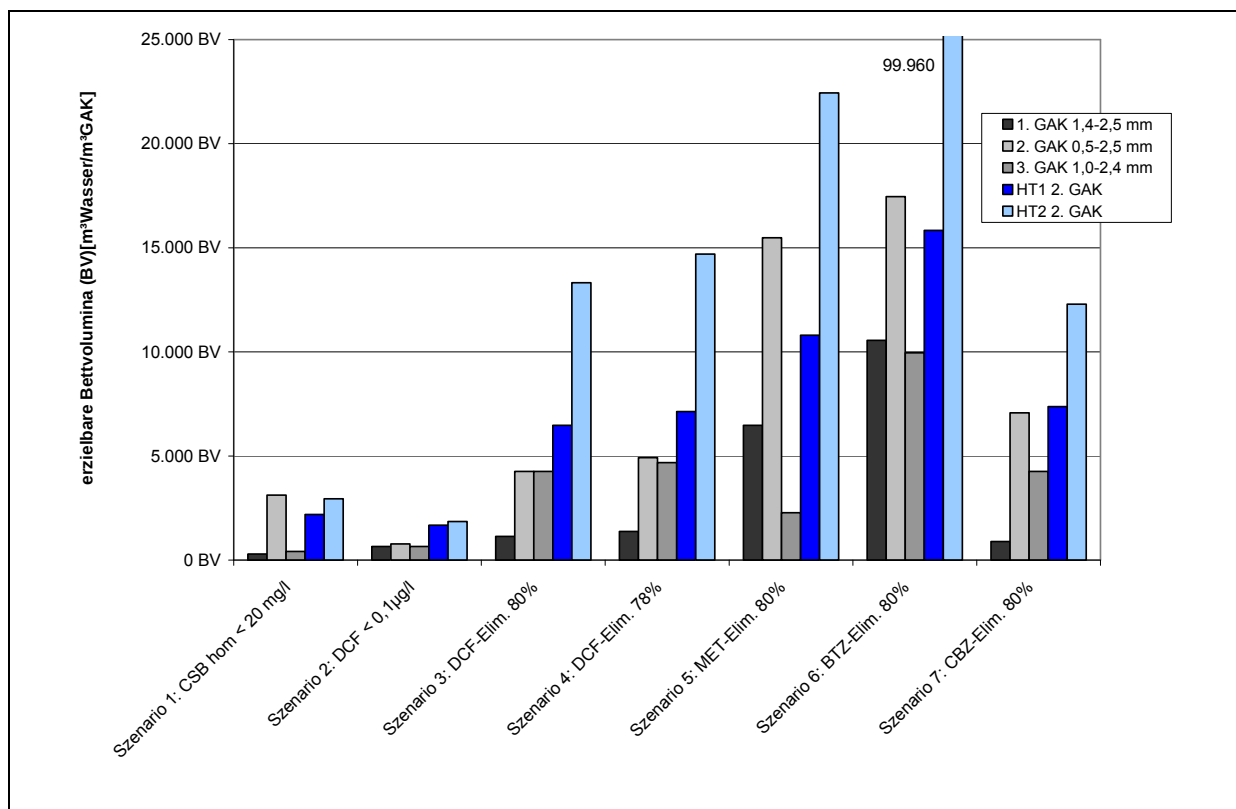


Bild 61: Erzielbare Bettvolumina ausgewählter Szenarien für Adsorber im Parallelbetrieb

Deutlich werden hierbei die sich einstellenden Unterschiede der erzielbaren Bettvolumina zwischen den einzelnen Szenarien. Die geringsten durchsetzbaren Bettvolumina entfallen dabei auf die Szenarien 1 und 2 zur Unterschreitung des CSB_{hom} -Schwellenwerts von 20 mg/l resp. zur Unterschreitung einer Diclofenac-Konzentration von 0,1 µg/l. Eine Elimination von Benzotriazol von 80 % im Filter führt indes zu den höchsten durchsetzbaren Bettvolumina.

Von den drei großtechnisch untersuchten GAK stellt sich 2. GAK eindeutig als vorteilhaft dar, wobei die Unterschiede zwischen den drei GAK abhängig vom Szenario sehr stark variieren. Die 2. GAK ist jedoch, wie in Abschnitt 4.3.9 erläutert wurde, aufgrund der spezifischen Randbedingungen der KA Dören-Merken hydraulisch nicht zu betreiben.

Ein Vorteil für die nachgeschaltete Variante HT1 (EBCT etwa 16 min bei der 2. GAK) in Bezug auf die Adsorptionsleistung gegenüber der GT (EBCT etwa 14 min bei der 2. GAK) mit etwa gleicher EBCT lässt sich nicht eindeutig ableiten. Für die Variante HT2 mit verdoppelter EBCT (33 min statt 16 min) hingegen, lassen sich signifikant höhere Bettvolumina erzielen.

5 AP4: Wirtschaftlichkeitsbetrachtung und Übertragbarkeit

5.1 Randbedingungen

Für die zuvor beschriebenen sieben Szenarien (vgl. Kap. 4.4) wird im Folgenden eine Kostenbetrachtung durchgeführt.

Der Vergleich der großtechnischen Versuche erfolgt analog der Berechnungen zum Projekt MIKROFLOCK (BORNEMANN et Al., 2012), bei denen die Investitionskosten vernachlässigt wurden, da es sich um die Umrüstung eines bestehenden Filters handelt. Um diesen Bericht mit dem Abschlussbericht des Projekts MIKROFLOCK (BORNEMANN et al., 2012) vergleichbar zu halten, werden die gleichen Annahmen getroffen, um die Daten der 3. GAK ergänzt und um die sieben Szenarien erweitert.

Für die in den halbtechnischen Versuchen (HT) erprobten Lösungen einer nach dem existierenden Filter nachgeschalteten, weiteren neuen Filterstufe mit GAK als Filtermedium, werden Kostenannahmen für eine großtechnische Umsetzung getroffen. Die im Folgenden betrachteten Varianten werden mit GUHt1 für **G**roßtechnische **U**msetzung **H**albtechnik 1“ für die Errichtung eines Filters mit ~ 15 Min EBCT und GUHt2 für die Errichtung eines Filters mit ~ 30 min Aufenthaltszeit bezeichnet. Es handelt sich hierbei um mit GAK befüllte Filter, die der derzeitigen bestehenden Sandfiltration zusätzlich nachgeschaltet sind und abwärts durchströmt werden.

Grundlage für die Investitionskostenermittlungen für die Filter waren die Kostenbetrachtungen von SCHRÖDER (1998), die mit Daten des statistischen Bundesamtes (DESTATIS 2013, 2013a, 2013b) auf Preise des Jahres 2012 hochgerechnet wurden.

SCHRÖDER (1998) ermittelte auf Grundlage einer Datenerhebung die Baukosten von ca. 150 erfassten Filtern, die in den Jahren 1992 – 1994 realisiert wurden. Daraus leitete er Kostenfunktionen für die Bautechnik, die maschinentechnische Ausrüstung und die EMSR-Technik ab. Er stellte fest, dass zwischen den Jahren 1994 und 1997 die Kosten für Filter nach dem Bauboom Anfang der 1990er zur Ertüchtigung der Kläranlagen zur weitergehenden Eliminierung von Phosphor und Stickstoff stark sanken und ermittelte für die einzelnen Kostenarten Korrekturfaktoren, um dies abzubilden. Die Kostenfunktionen, die den damals gültigen Mehrwertsteuersatz von 15 % berücksichtigen, jedoch nicht die Ingenieur- und Baunebenkosten, lauten:

Bautechnik:
$$K_B = (0,034 - k_{B,1}) \cdot A_{Fil}^{(0,863 - k_{B,2})} \cdot e_{B,1997} \quad [Mio.DM]$$

Maschinentechnik:
$$K_M = (0,044 - k_{M,1}) \cdot A_{Fil}^{(0,795 - k_{M,2})} \cdot e_{M,1997} \quad [Mio.DM]$$

Elektro-/MSR-Technik:
$$K_E = (0,014 - k_{E,1}) \cdot A_{Fil}^{(0,845 - k_{E,2})} \cdot e_{E,1997} \quad [Mio.DM]$$

$k_{B,n}$, $k_{M,n}$ und $k_{E,n}$ sind Kosten-Korrekturwerte, mit denen sowohl der nichtlineare Verlauf der Kosten im Zusammenhang mit der Filterfläche A_{Fil} als auch die unterschiedlichen Kostenanteile an den Gesamtbaukosten Berücksichtigung finden. Die Kostenentwicklung bis zum Jahr 1997 berücksichtigt SCHRÖDER (1998) mit den Kostenentwicklungsfaktoren $e_{i,1997}$.

In Tabelle 16 sind die in den Formeln benötigten Kosten-Korrekturwerte und die Kostenentwicklungsfaktoren für diskontinuierlich betriebene Raumfilter aufgeführt.

Tabelle 16: Kosten-Korrekturwerte $k_{B,i}$, $k_{M,i}$, $k_{E,i}$ und Kostenentwicklungsfaktoren $e_{i,1997}$ für 1997 (SCHRÖDER, 1998)

	Bautechnik			Maschinentechnik			EMSR-Technik		
	$k_{B,1}$	$k_{B,2}$	e_{B1997}	$k_{M,1}$	$k_{M,2}$	e_{M1997}	$k_{E,1}$	$k_{E,2}$	e_{E1997}
diskontinuierlich betriebene Raumfilter	-0,006	0,033	0,75	0,012	-0,057	0,70	-0,011	0,102	0,65

Um die Kosten für den Bau eines Filters zu Preisen von 2012 umzurechnen, muss die Preisentwicklung entsprechend berücksichtigt werden. Hierzu dienen Daten des Statistischen Bundesamtes. Für die Berechnung in der Tabelle 17 wurden Daten aus den statistischen Jahrbüchern 2003 (DESTATIS 2003) und 2013 (DESTATIS 2013a) entnommen, sowie die Daten aus den Preisindizes für die Bauwirtschaft herangezogen (DESTATIS 2013b). Die Preisindizes für den Ingenieurbau werden in DESTATIS (2013b) unterschieden nach Straßenbau, Brücken im Straßenbau und Ortskanälen. Die Baukostenentwicklung richtet sich in den weiteren Betrachtungen nach denen für die Kostenentwicklung für den Neubau von Ortskanälen. Für die Berechnung der Preissteigerungen für die Maschinentechnik und die E-Technik wurden die nach SCHRÖDER (1998) für 1997 ermittelten Kosten auf das Jahr 2000 hochgerechnet. Im Anschluss daran wurden diese mit den aktuell veröffentlichten Zahlen des Statistischen Bundesamtes auf das Jahr 2012 angepasst. Diese Vorgehensweise wurde gewählt, da durch eine Umstellung der Datenauswertung die Preisindizes in Reihen bis zum Jahr 2012/2013 nur ab dem Jahr 2000 vorliegen. Für die Maschinentechnik wurde aus dem Index der Erzeugerpreise gewerblicher Produkte (Inlandsabsatz) die durchschnittliche Preissteigerung für die Obergruppe „Maschinen“

zugrunde gelegt, bei der Anpassung der EMSR-Technik die Gruppe „Geräte der Elektrizitätserzeugung und -verteilung“ (DESTATIS 2003). Für die weitere Berechnung der Preissteigerungen wurden aus dem statistischen Jahrbuch 2013 (DESTATIS 2013a) für die Maschinenteknik die Jahresdurchschnittswerte aus dem Index der Erzeugerpreise gewerblicher Produkte (Inlandsabsatz) „Maschinen (Maschinenbauerzeugnisse) GP 28 und für die EMSR-Technik die Gruppe GP 27 „Elektrische Ausrüstungen“ herangezogen.

Das statistische Bundesamt erläutert, dass der „Erzeugerpreisindex gewerblicher Produkte (Inlandsabsatz) die durchschnittliche Preisentwicklung von Rohstoffen und Industrieerzeugnissen, die in Deutschland hergestellt und im Inland verkauft werden“, misst. (DESTATIS 2013c)

In Tabelle 17 wurden die Kosten nach SCHRÖDER (1998) sowohl mit als auch ohne Kostenentwicklungsfaktor berechnet.

Die Wahl einer Filterfläche von 450 m² bzw. 900 m² ergab sich aus den Ergebnissen der halbtechnischen Versuche (HT). Eine Filterfläche von 450 m² ermöglicht eine EBCT von etwa 15 min, so wie in den Versuchen HT1, und eine Filterfläche von 900 m² lässt eine EBCT von etwa 30 min zu, wie in HT2 erprobt.

Tabelle 17: Investitionskosten für diskontinuierlich betriebene Raumfilter zu Preisen von 2012 mit und ohne Korrekturfaktor $e_{i, 1997}$

	Filterkosten 1997, berechnet nach SCHRÖDER (1998) mit $e_{i, 1997}$		Preissteigerungsfaktor	Filterkosten 2012	
	$A_{FII} = 450 \text{ m}^2$	$A_{FII} = 900 \text{ m}^2$		$A_{FII} = 450 \text{ m}^2$	$A_{FII} = 900 \text{ m}^2$
Bautechnik	4.778.000 DM	8.496.000 DM	1,1713*	2.862.000 €	5.087.000 €
Maschinentechnik	4.081.000 DM	7.367.000 DM	1,2436**	2.595.000 €	4.684.000 €
EMSR-Technik	1.521.000 DM	2.546.000 DM	1,1223***	873.000 €	1.461.000 €
Summe:	10.383.000 DM	18.409.000 DM		6.330.000 €	11.232.000 €
	Filterkosten 1997, berechnet nach SCHRÖDER (1998) ohne $e_{i, 1997}$		Preissteigerungsfaktor	Filterkosten 2012	
	$A_{FII} = 450 \text{ m}^2$	$A_{FII} = 900 \text{ m}^2$		$A_{FII} = 450 \text{ m}^2$	$A_{FII} = 900 \text{ m}^2$
Bautechnik	6.371.000 DM	11.326.000 DM	1,1713*	3.816.000 €	6.783.000 €
Maschinentechnik	5.830.000 DM	10.524.000 DM	1,2436**	3.707.000 €	6.692.000 €
EMSR-Technik	2.340.000 DM	3.917.000 DM	1,1223***	1.343.000 €	2.248.000 €
Summe:	14.541.000 DM	25.767.000 DM		8.866.000 €	15.723.000 €
* Preisindizes für die Bauwirtschaft, Ortskanäle (DESTATIS 2013b) ** Index Erzeugerpreise gewerblicher Produkte, Maschinen GP 28 (DESTATIS 2003 und 2013a) *** Index Erzeugerpreise gewerblicher Produkte, elektrische Ausrüstung GP27 (DESTATIS 2003 und 2013a) Währungsumrechnung: 1 € = 1,95583 DM					

Die tatsächlichen Herstellungskosten für den Filter der KA Düren-Merken belaufen sich zu Preisen 1994/1996 auf ca. 6,9 Mio. €. Da die Trennung nach Maschinentechnik und EMSR-Technik nicht mehr nachzuvollziehen ist, wurde für die Preissteigerung der Kostenblock technische Ausrüstung den Angaben von SCHRÖDER (1998) folgend, zu 69 % der Maschinentechnik und zu 31 % der EMSR-Technik anteilig zugeordnet. SCHRÖDER (1998) stellte fest, dass die Investitionskosten für Filter mit gewissen Schwankungen zu 42 % den Baukosten, zu 40 % der Maschinentechnik und zu 18 % der EMSR-Technik zugeordnet werden können. In Tabelle 18 sind die Kosten aufgeschlüsselt und in Preise von 2012 umgerechnet dargestellt:

Tabelle 18: Tatsächliche Beschaffungskosten des Flockungsfilters KA Düren-Merken 1994/1996 und Widerbeschaffungskosten 2012 ($A_{Fil} = 450 \text{ m}^2$)

	Tatsächliche Kosten für Neubau Filter 1994/1996	Preissteigerungs- faktor	Kosten für Neubau Filter 2012
	$A_{Fil} = 450 \text{ m}^2$		$A_{Fil} = 450 \text{ m}^2$
Bautechnik	2.792.000 €	1,1713*	3.270.000 €
Maschinentechnik	2.843.000 €	1,2436**	3.536.000 €
EMSR-Technik	1.277.000 €	1,1223***	1.434.000 €
Summe:	6.912.000 €		8.240.000 €
* Preisindizes für Ortskanäle ** Index Erzeugerpreise gewerblicher Produkte, Maschinen GP 28 (DESTATIS 2003 und 2013a) *** Index Erzeugerpreise gewerblicher Produkte, elektrische Ausrüstung GP27 (DESTATIS 2003 und 2013a)			

Werden die in Tabelle 18 aufgeführten Kosten mit einem Zuschlag von 10 % für Ingenieurleistungen versehen, entsprechen sie in Ihrer Größenordnung mit 9,1 Mio. € etwa denen der auf Grundlage der Kostenfunktionsannahmen von SCHRÖDER (1998) ohne Korrekturfaktor $e_{i,1997}$ ermittelten Kosten von 8,9 Mio. €.

Für die Berechnungen der Investitionskosten für einen nachgeschalteten Filter, wie sie bei der Übertragung der Ergebnisse und der wirtschaftlichen Bewertung der halbtechnischen Versuche zur Anwendung kommen, dienen die in Tabelle 19 aufgeführten Kosten. Für einen Filter mit 450 m^2 Filterfläche werden die tatsächlichen Kosten 1994/1996 mit einem Aufschlag von 10 % verwendet. In der Summe entsprechen diese Kosten fast genau denen, die nach SCHRÖDER (1998) ohne Kostenkorrekturfaktor $e_{i,1997}$ und ohne Ingenieur- und Baunebenkosten ermittelt wurden (s. Tabelle 17).

Da es sich bei den Baupreisen um einen nichtlinearen Zusammenhang zur Filterfläche handelt, werden für einen Filter mit einer Filterfläche von $A_{\text{Fil}} = 900 \text{ m}^2$ für die weiteren Betrachtungen die nach SCHRÖDER (1998) ermittelten Kosten ohne Kostenkorrekturfaktor $e_{i,1997}$ und ohne Ingenieur- und Baunebenkosten herangezogen (Tabelle 19), da diese so ermittelten Kosten für einen Filter mit $A_{\text{Fil}} = 450 \text{ m}^2$ eine gute Übereinstimmung zeigten.

Tabelle 19: Beschaffungskostenansätze für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung für den Filter der KA Düren-Merken ($A_{\text{Fil}} = 450 \text{ m}^2$ und $A_{\text{Fil}} = 900 \text{ m}^2$)

	Kosten für Neubau Filter zu Preisen von 2012	
	$A_{\text{Fil}} = 450 \text{ m}^2$	$A_{\text{Fil}} = 900 \text{ m}^2$
Bautechnik	3.597.000 €	6.783.000 €
Maschinentechnik	3.890.000 €	6.692.000 €
EMSR-Technik	1.577.000 €	2.248.000 €
Summe:	9.064.000 €	15.723.000 €

Für die Jahreskostenbetrachtungen werden ein Zinssatz von 3 % und Abschreibungszeiträume für die Bautechnik von 30 Jahren, für die Maschinentechnik von 15 Jahren sowie die EMSR-Technik von 10 Jahren angesetzt.

In die Überlegungen wurden weder eine ggf. mögliche Reduzierung der Abwasserabgabe noch eine mögliche Förderung der Investitionen z. B. durch das Land NRW einbezogen.

5.2 Vergleich der Varianten

Im Rahmen dieses Vorhabens wurden drei verschiedene GAK in die VersuchsfILTERZELLE eingebaut und auf Ihre Wirksamkeit hin untersucht. Je nach betrachtetem Szenario unterscheiden sich die Kosten für den Spurenstoffrückhalt erheblich.

In den großtechnischen Versuchen (GT) erfolgte wie in Abschnitt 3.4 beschrieben die Umrüstung einer bestehenden Filterzelle. Es fallen keine weiteren Investitionskosten an. Die Betriebskosten erhöhen sich um den Austausch der GAK und die damit verbundenen Kosten für das Material, das Befüllen, das Entleeren und den damit einhergehenden zusätzlichen Aufwand des Betriebspersonales der Kläranlage. Hier wurde angenommen, dass für den Materialwechsel einer Filterzelle jeweils ein Mitarbeiter für 8 h benötigt wird und dem Lieferanten zur Seite stehen muss.

Die Kosten für die auf Grundlage der halbtechnischen Versuche als Großtechnik umzusetzende Verfahrensstufen setzen sich aus denen der vorhandenen Filterstufe (die nicht weiter betrachtet wird, da ohnehin in beiden Varianten vorhanden) und einer nach-

geschalteten, weiteren Filterstufe mit 450 m² (EBCT etwa 15 min) bzw. 900 m² (EBCT etwa 30 min) Filterfläche zusammen. Auch hier werden die Personalkosten sowie die Kosten für den Filtermaterialwechsel berücksichtigt. Ausgegangen wird von einem in Massivbauweise errichteten Filter. Eine mit Stahlbehältern betriebene Lösung wurde nicht weiter betrachtet, da hierfür ca. 65 bzw. 130 Silos mit jeweils ~ 7 m² Filterfläche benötigt würden und für ein belastbares Angebot ein Planungsauftrag zu vergeben gewesen wäre.

Bei den Kostenbetrachtungen wurde in die jährlich zu berücksichtigenden Investitionskosten der Filter eine konstante Zinsentwicklung von 3 % eingerechnet. Die GAK wurden ohne Kostensteigerungen zu den zum Zeitpunkt der Versuche bezahlten Kosten berücksichtigt.

Im Gegensatz zur Umrüstung des vorhandenen Filters auf GAK wurde für die Nachrüstung von offenen GAK-Filtern zusätzliche Personalkosten für die Betreuung der Filteranlage eingerechnet. Die Kostenstelle des Filter Düren wird derzeit mit durchschnittlich 2,8 Mitarbeitern (MA) zur Betreuung belastet. Für einen zusätzlichen Filter mit $A_{FII} = 450 \text{ m}^2$ Filterfläche wurde 0,5 zusätzliche Mitarbeiter, für eine Filterfläche $A_{FII} = 900 \text{ m}^2$ wurde ein weiterer Mitarbeiter mit je 50.000 €/a Kosten angesetzt.

5.3 Kostenbetrachtung einzelner Szenarien

Die Kosten werden im Wesentlichen von den erzielbaren Bettvolumina (BV) bestimmt.

In Bild 62 sind die erzielbaren BV für die sieben Szenarien im Filter dargestellt. Zugrunde gelegt ist die Mischungsrechnung gem. Abschnitt 2.2.3. Zum Vergleich werden die im Projekt MIKROFLOCK publizierten BV in die Graphik aufgenommen, die mit einer vereinfachten, linearen Mischungsrechnung ermittelt wurden (BORNEMANN et al., 2012).

In Bild 63 sind die zusätzlich zum Betrieb des bestehenden Filters entstehenden Bruttokosten für die sieben Szenarien im Filter (Zulauf - Ablauf) dargestellt. Zugrunde gelegt ist die Mischungsrechnung gem. Abschnitt 2.2.3. Zum Vergleich wurden analog zur Darstellung der BV die im Projekt MIKROFLOCK publizierten Kosten in die Graphik aufgenommen, bei der die möglichen erzielbaren BV mit einer vereinfachten, linearen Mischungsrechnung ermittelt wurden (BORNEMANN et al., 2012). Zu beachten ist, dass die Ausrüstung des Filters der KA Düren-Merken mit der 2. und 3. GAK unter den gegebenen Randbedingungen (v. a. dem hohen ASF im Zulauf der Filter) betrieblich nicht umsetzbar ist, unter günstigeren Randbedingungen jedoch betrieblich möglich sein kann.

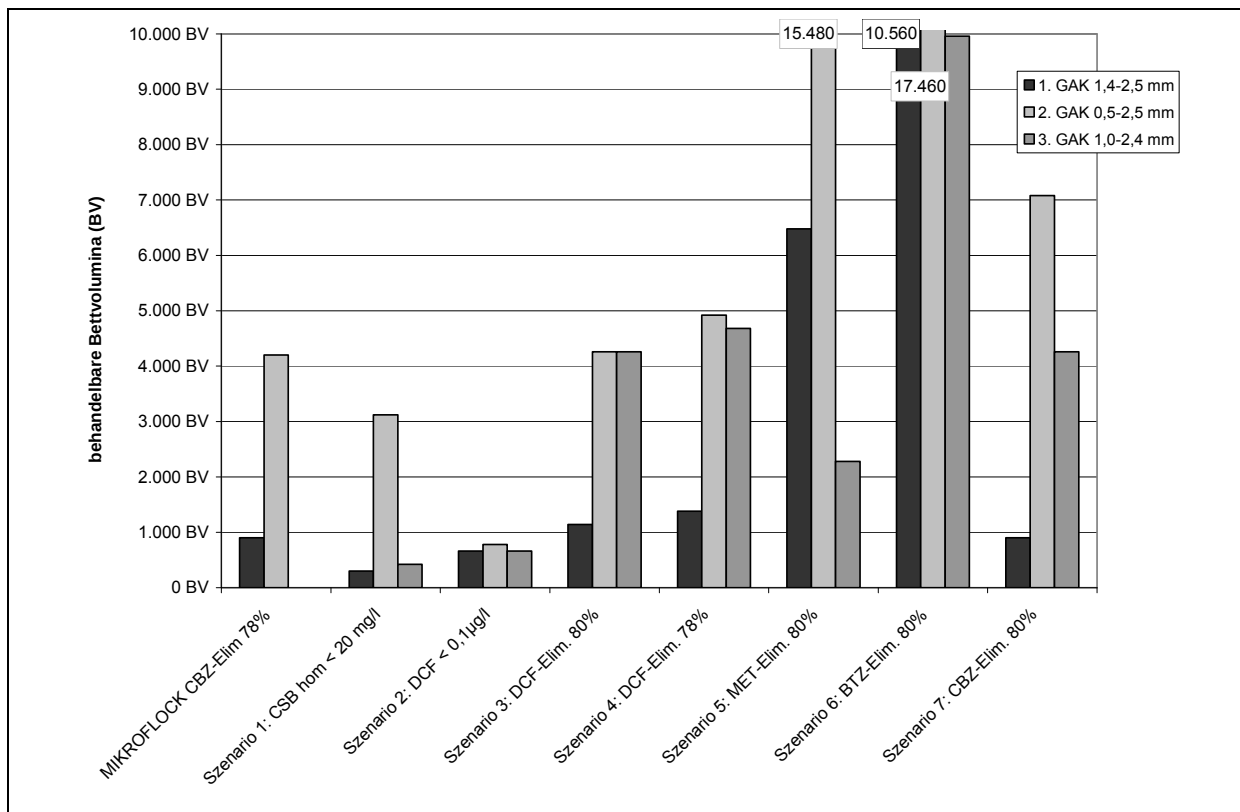


Bild 62: Für bestimmte Szenarien erzielbare BV für die 1. – 3. GAK

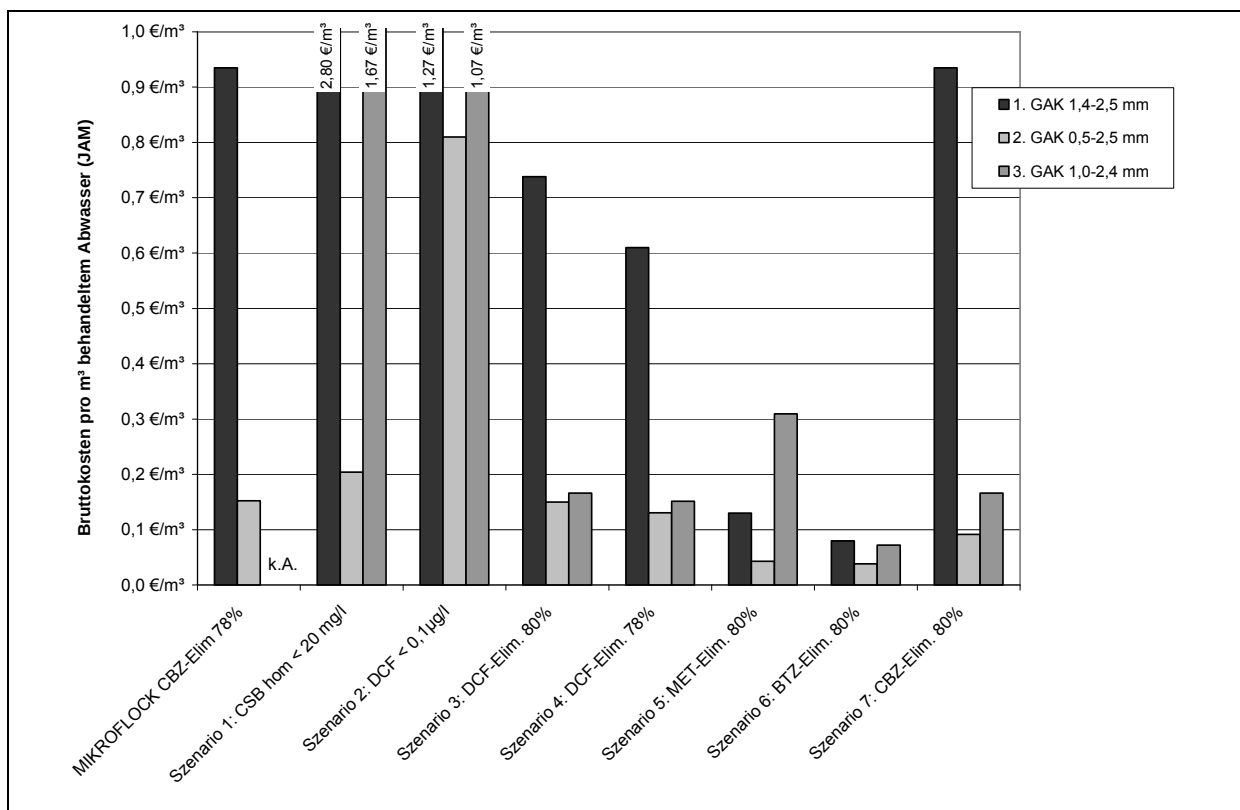


Bild 63: Zusätzliche Brutto-Kosten für umgerüsteten Flockungsfilter pro m³ behandeltem Abwasser (bezogen auf Jahresabwassermenge – JAM) für ausgewählte Szenarien der 1. – 3. GAK

Deutlich zu erkennen ist, dass die GAK mit der feinsten Körnung (2. GAK) die verhältnismäßig günstigste Variante zum Rückhalt von Spurenstoffen darstellt. Dies korreliert direkt mit den erzielbaren Bettvolumina (BV), wie in Bild 62 dargestellt.

Wie in Abschnitt 4.3 beschreiben, scheiden die 2. GAK und die 3. GAK mit der besseren Eliminationsleistung v. a. aufgrund der vergleichsweise hohen AFS-Belastung des Filterzulaufes von etwa 30 mg/l und den daraus resultierenden häufigen Rückspülungen für einen Einsatz unter den derzeit gegebenen Randbedingungen der Kläranlage Düren-Merken aus.

Bewertet werden muss, ob die feine 2. GAK als nachgeschaltete Filterstufe trotz der zusätzlichen Investitionskosten nach dem vorhandenen Filter wirtschaftliche Vorteile erzielen kann.

Bild 61 zeigt die in der nachgeschalteten Filterstufe erreichbaren Bettvolumina. In Bild 64 sind die zusätzlichen Bruttokosten der Filtration pro m³ behandeltem Abwasser für die sieben Szenarien den Kosten einer großtechnischen Umsetzung der in den halbtechnischen Versuchen (GUHt1 und GUt2) ermittelten Eliminationsleistungen gegenüber gestellt. Darin enthalten sind bereits u. a. die zusätzlichen Investitionskosten für die neu zu bauende Filterstufe (vgl. Abschnitt. 5.1).

Trotz der zusätzlichen Investitionen in eine neue, in der Größe der vorhandenen Filtration entsprechenden (2. GAK GUHt1 mit EBCT von etwa 15 min) bzw. sogar verdoppelten Filtrationsfläche (2. GAK GUHt2 mit EBCT von etwa 30 min) zeigen sich im Vergleich zur 1. und 3. GAK Vorteile.

In Bild 65 sind die Ergebnisse für die 2. GAK in GT (im Flockungsfilter) und einer großtechnisch umgesetzten nachgeschalteten weiteren Filtrationsstufe (GUHt) im direkten Vergleich der Bruttokosten pro behandeltem m³ Abwasser aufgetragen. Je nach Szenario ergeben sich Vorteile für die GT oder die GUHt.

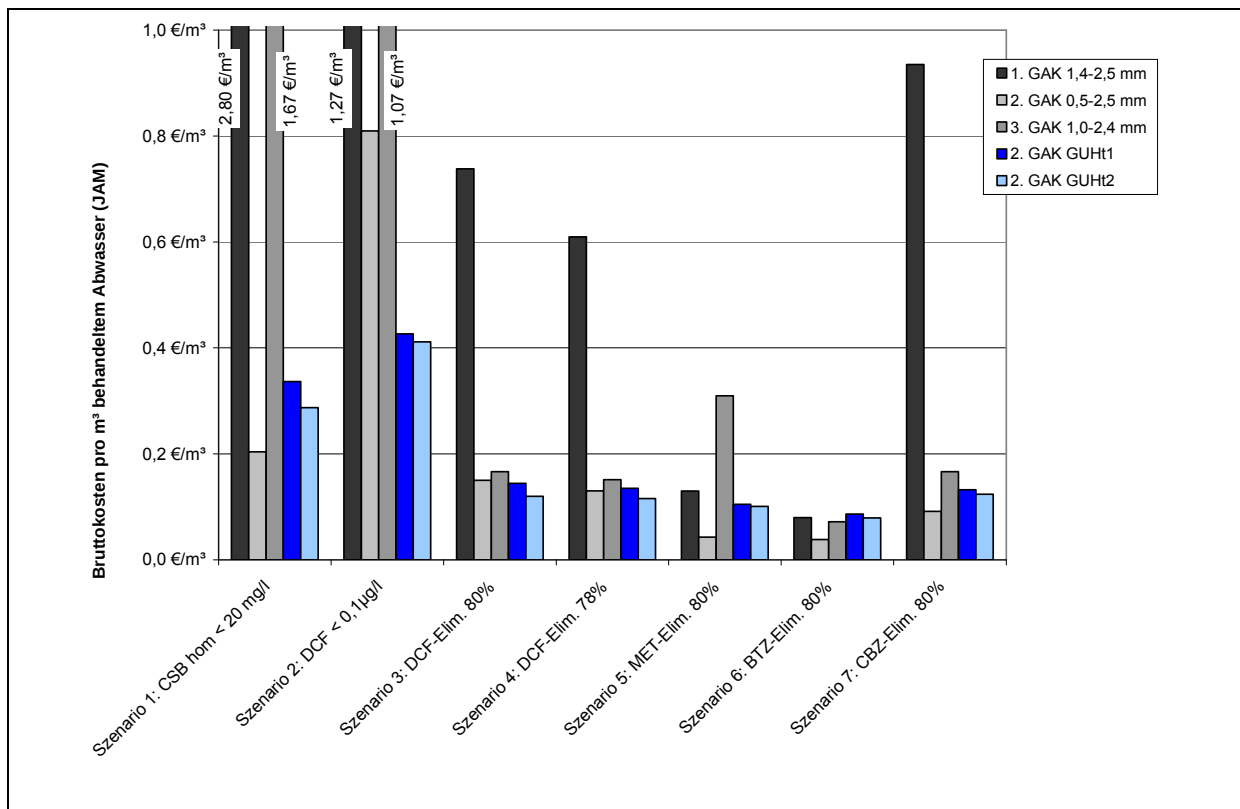


Bild 64: Zusätzliche Brutto-Kosten der Filtration pro m³ behandeltem Abwasser für 7 Szenarien der 1.-3. GAK im umgebauten Flockungsfilter sowie der 2. GAK in einer nachgeschalteten weiteren Filtrationsstufe inkl. Investitionskosten (GUH1 und GUH2)

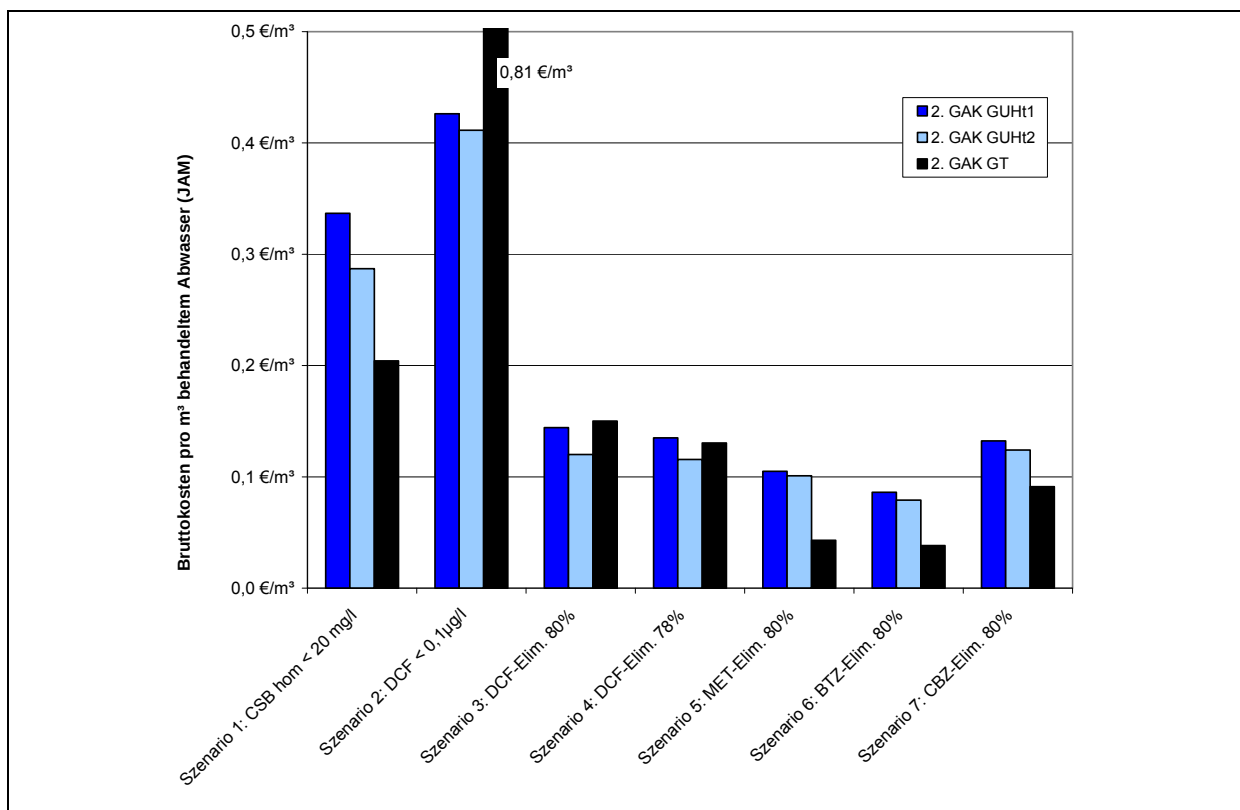


Bild 65: Zusätzliche Brutto-Kosten der Filtration pro m³ behandeltem Abwasser für 7 Szenarien der 2. GAK im Einsatz in der GT und einer nachgeschalteten, weiteren Filtrationsstufe inkl. Investitionskosten (GUH1 und GUH2)

Unter Berücksichtigung der betrieblichen Schwierigkeiten bei der Verwendung der 2. GAK in der GT zeigt sich, dass die nachgeschaltete Filtration am Standort der KA Düren unter den derzeitigen Randbedingungen und in Abhängigkeit von der gewünschten Eliminationsleistung (Restkonzentration bzw. Zielstoff) vorteilhaft sein kann.

Die den Darstellungen zugrundeliegenden Berechnungen sind tabellarisch im Anhang dargestellt.

Die Szenarien zeigen auf, dass die Umstellung auf eine Filtration über GAK zur alleinigen Reduktion des CSB nicht wirtschaftlich, d. h. kostendeckend sein kann. Für das Jahr 2012 war eine Abwasserabgabe auf die eingeleitete CSB-Fracht (ohne Verrechnung mit Maßnahmen) in Höhe von 444.600 € zu zahlen. Die Kosten für eine sichere Unterschreitung des Schwellenwertes von 20 mg CSB/l liegen je nach Szenario zwischen 7,7 und 52,4 Mio. €/a. Demnach würde sich durch Einsparung der Abwasserabgabe im günstigsten Fall – d. h. bei maximaler Einsparung und den geringsten Verfahrenskosten – eine Kostenreduktion der Jahreskosten um weniger als 6 % bezogen auf die Gesamtkosten der GAK-Filtration ergeben.

5.4 Vergleich der ermittelten Kosten mit Literaturangaben und Ergebnissen aus aktuellen Projekten

Im Abschlussbericht „Obere Lutter“ (NAHRSTEDT et al., 2011) werden für die mit GAK ausgerüsteten BIOFOR-Filterzellen des Verbandsklärwerkes „Obere Lutter“ Betriebskosten im Jahr von ~ 0,05 €/m³ behandeltem Abwassers genannt. Ob es sich hierbei um Brutto- oder Nettokosten handelt, ist nicht angegeben. Hierbei lag eine CSB-Reduktion im Fokus, die einen Ablaufwert unter 50 mg/l sicherstellen sollte, da aufgrund eines industriellen Einleiters z. T. erhebliche Spitzenbelastungen an inertem, gelöstem CSB auftreten. Die Laufzeit der GAK im Filter betrug ~ 9.000 BV. In dieser Zeit konnte eine mittlere Elimination des Diclofenac von 100 % erreicht werden, die über der mittleren Elimination in kontinuierlich betriebenen Kleinadsorbersversuchen von 79 % lag. Diese Kleinabsorber wurden mit wesentlich geringeren Kontaktzeiten bzw. höheren Filtergeschwindigkeiten um 10 m/h beaufschlagt (NAHRSTEDT et al., 2011).

Die Filter der Kläranlage Düren-Merken und Obere Lutter sind jedoch nicht gut vergleichbar, da der BIOFOR-Filter der KA Obere Lutter mit quasi-feststofffreiem Wasser aus dem Ablauf einer Festbett-Denitrifikation beschickt wird. Zudem liegt die mittlere CSB_{hom} Konzentration mit etwa 50 mg/l niedriger als in Düren mit etwa 70 mg/l. Als drittes Kriterium ist hier die Kontaktzeit EBCT zu nennen, die auf der Kläranlage Obere Lutter je nach Versuchseinstellung zwischen etwa 43 min und 75 min lag, in Düren jedoch anlagenspezifisch mit 11 min oder 14 min deutlich niedriger (BENSTÖM et al., 2013).

Daher sind mit den Ergebnissen der „Oberen Lutter“ im Wesentlichen die Ergebnisse der übertragbaren, additiven Filterstufe für die Kläranlage Düren-Merken vergleichbar. Hier zeigt sich, dass für den Standort Düren die Behandlungskosten zur Erzielung einer vergleichbaren Eliminationsleistung bei Diclofenac von 80 % zu deutlichen höheren Bruttokosten von $\sim 0,12 \text{ €/m}^3$ behandeltem Abwasser führt. Dies ist im Wesentlichen den notwendigen Kosten für die Errichtung einer weiteren, neuen Filtrationsstufe geschuldet. Werden diese Investitionskosten nicht berücksichtigt, liegen die Behandlungskosten in einer ähnlichen Größenordnung mit $0,06 \text{ €/m}^3$ für die Betrachtung der auf eine großtechnische Anwendung übertragenen Ergebnisse der halbtechnischen Versuche mit einer EBCT von 30 min (GUHt2), bei der hohe BV ($\sim 13.000 \text{ BV}$) erzielt werden könnten.

Derzeit werden Untersuchungen am Filter der Kläranlage Gütersloh-Putzhagen mit einer mit GAK ausgerüsteten, vorhandenen BIOFOR-Filterzelle durchgeführt. GRÖMPING (2013) berichtet von Nettobetriebskosten ohne Förderung in Höhe von $0,085 - 0,10 \text{ €/m}^3$ behandeltem Abwasser. Für diese Kostenbetrachtung wurde eine Filterstandzeit der GAK mit $\sim 7.000 \text{ BV}$ bei einer Filtergeschwindigkeit von im Mittel 5 m/h angesetzt (vgl. auch MERTEN, 2011). Diese Kosten liegen in etwa in der Größenordnung für den Filter der KA Düren bei einer anzustrebenden Eliminationsleistung von 78 - 80 % für Diclofenac mit ca. $\sim 0,10 \text{ €/m}^3$ (GUHt2; s. Bild 66).

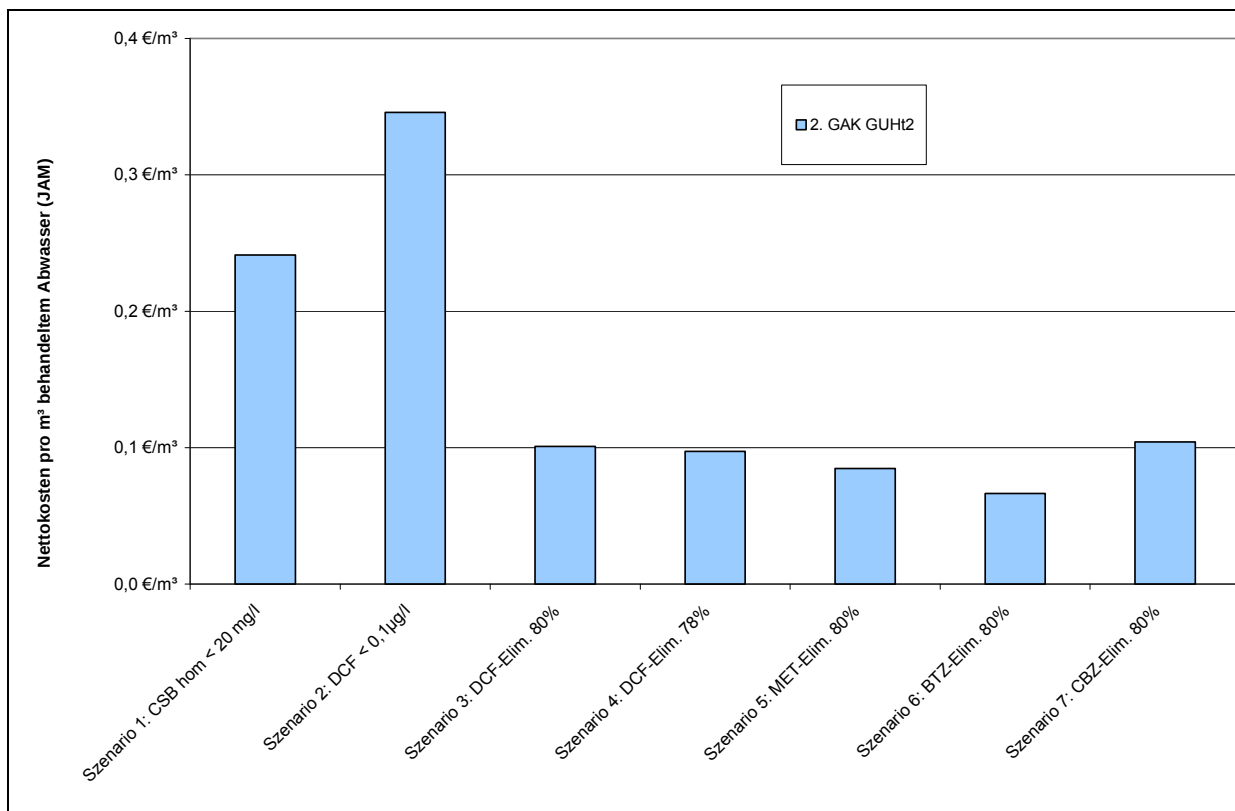


Bild 66: Zusätzliche Netto-Kosten der Filtration pro m^3 behandeltem Abwasser für 7 Szenarien der 2. GAK im Einsatz in einer nachgeschalteten, weiteren Filtrationsstufe inkl. Investitionskosten (GUHt2; EBCT=30 min)

Eine Studie für die Kläranlage Rietberg (KNOLLMANN und HÜBNER, 2013) ermittelt für eine nachgeschaltete GAK-Druckfilterstufe Bruttokosten von 0,15 €/m³ behandelten Abwassers, wobei die Filter in Reihe durchflossen werden und erzielbare Bettvolumina von ~ 13.000 BV angenommen wurden. Auch diese Kostenannahme, die die Investitionskosten enthält, deckt sich in etwa mit den für die Kläranlage Düren-Merken ermittelten Kosten von Überlegungen zu einer großtechnischen Umsetzung einer nachgeschalteten Filtrationsstufe (GUHt1 und GUHt2).

Ein Vergleich mit theoretisch untersuchten oder praktisch durchgeführten ähnlichen Projekten zeigt, dass für die Kosten der GAK-Filtration im Wesentlichen durch die erzielbaren Bettvolumina und die Beschaffungskosten für die GAK bestimmt werden.

Für die Kläranlage Düren-Merken wurden 7 Szenarien untersucht, die für die einzelnen Eliminationsziele sehr unterschiedliche erzielbare Bettvolumina ergeben. Da bislang von der Politik und den Aufsichtsbehörden keine Eliminationsziele vorgegeben sind, werden ca. 10.000 erzielbare Bettvolumina angenommen. Die damit ermittelten Bruttokosten liegen in allen Untersuchungen bei ~ 0,10 €/m³ behandelten Abwassers, nahezu unabhängig von der betrachteten peripheren Technik (bestehender Filter, nachgeschalteter Filter, umgerüsteter Dynasandfilter), da wesentlicher Kostenfaktor die betrieblichen Aufwendungen und hier vor allem die Beschaffungs- und Wiederbeschaffungskosten für die Aktivkohle sind. Dies liegt vor allem daran, dass in den Jahreskosten die Investitionskosten nur anteilig, da bis zu 30 Jahre abgeschrieben, enthalten sind.

Die am Filter der Kläranlage Düren-Merken erzielten Ergebnisse sind aufgrund des hohen AFS-Gehaltes im Zulauf der Filtrationsstufe bezgl. der erzielbaren BV nicht übertragbar. Die Versuche mit einer dem Filter nachgeschalteten Adsorption zeigen aber, dass ein weitgehend feststofffreies Abwasser den Einsatz einer GAK feinerer Körnung betrieblich ermöglichen kann und die erzielbaren Bettvolumina auch durch eine höhere Kontaktzeit EBCT von etwa 33 statt 16 min erhöht werden können.

6 Zusammenfassung

Im Projekt „Untersuchung an einer bestehenden Filterzelle mit dem Einsatz von Aktivkohle zur Entfernung organischer Restverschmutzung auf der Kläranlage Düren-Merken“ wurde das Filtermaterial einer von zwölf bestehenden großtechnischen Filterzellen gegen GAK (granulierte Aktivkohle) ausgetauscht. Ziel war es dabei die organische Restverschmutzung ausgedrückt als Summenparameter CSB und DOC im Ablauf der Kläranlage weiter mittels Adsorption an GAK zu verringern. Zudem wurde auch in Verbindung mit dem abgeschlossenen Projekt MIKROFLOCK (BORNEMANN et al., 2012) die Elimination ausgewählter Spurenstoffe durch granulierte Aktivkohle in den Jahren 2011 bis 2013 untersucht. Sofern es für das Verständnis erforderlich ist, werden die Ergebnisse des Projekts MIKROFLOCK an dieser Stelle verkürzt zusammenfassend mit dargestellt.

Neben den großtechnischen Untersuchungen mit drei unterschiedlichen GAK wurden im vorliegenden Projekt labor- und halbtechnische Untersuchungen durchgeführt, um weitere, alternative Anlagen- und Betriebskonfigurationen abzubilden. Um die für dieses Projekt besonders bedeutende Matrix gelöster Organik abseits der üblichen Summenparameter näher zu charakterisieren, wurde das Verfahren LC-OCD angewandt.

Abwassermatrix

Insgesamt lässt sich für den Betriebszeitraum der 3. GAK zusammen mit den bereits zuvor auf der Kläranlage Düren-Merken gewonnenen Ergebnissen für die Betriebszeiträume der 1. und 2. GAK (BORNEMANN et al., 2012) Folgendes feststellen:

- Der Rückhalt der betrachteten Spurenstoffe in der vorgeschalteten biologischen Stufe ist insgesamt als gering zu bewerten.
- Bereits im Betriebszeitraum der 1. GAK sind die ermittelten PFOA (Median: 0,35 µg/l) und PFOS (Median: 0,05 µg/l) Konzentrationen im Filterzulauf gering, im Betriebszeitraum der 2. GAK lassen sich weder im Zulauf der biologischen Stufe noch im Zulauf des Filters PFOA / PFOS nachweisen.
- Diclofenac tritt im Betriebszeitraum der 2. und 3. GAK in höherer Konzentration (Median: 2,57 µg/l und 2,96 µg/l) auf als im Betriebszeitraum der 1. GAK (Median: 1,62 µg/l). Eine mögliche Erklärung ist gemäß MIEHE (2010) eine vermehrte Verschreibung von Rheumamitteln (in denen Diclofenac zum Teil enthalten ist) in den Wintermonaten (Betriebszeiträume der 2. und 3. GAK).
- Carbamazepin zeigt im Filterzulauf in beiden Betriebszeiträumen (Median Betriebszeitraum 1. GAK: 0,86 µg/l und Median Betriebszeitraum 2. GAK: 0,75 µg/l) eine sehr geringe und nahezu symmetrische Streuung der Messwerte. Bei der 3. GAK liegt der

Median mit 1,25 µg/l höher, jedoch auch mit einer im Vergleich zu anderen Spurenstoffen wie Diclofenac geringer Streuung.

- Carbamazepin, Diclofenac, Metoprolol und H-Benzotriazol zeigen über den gesamten Betrachtungszeitraum eine eindeutige (das 75. Perzentil des Ablaufs liegt unterhalb des 25. Perzentils des Zulaufs) Reduktion im Ablauf der GAK-Filterzelle.
- Bei TCPP und EDTA wird im Zulauf des Filters in den Betriebszeiträumen der 1. und 2. GAK eine höhere Konzentration als im Zulauf der biologischen Stufe gemessen. Ursache dafür könnte eine Anhaftung dieser Spurenstoffe an im Abwasser enthaltene Partikeln / Flocken sein. Wenn diese in der biologischen Stufe abgebaut werden, könnten die Spurenstoffe in die flüssige Phase freigesetzt werden und damit zu einem Mehrbefund führen.
- H-Benzotriazol, EDTA, Iopromid und Amidotrizoesäure kommen im Vergleich zu den anderen untersuchten Spurenstoffen in hohen Konzentrationen im Filterzulauf vor.
- Ritalinsäure kommt im 2. Betriebszeitraum mit einer Konzentration von 0,10 µg/l in vergleichsweise geringer Konzentrationen vor.
- Die untersuchten Hormone E1-Estron, E2-17β-Estradiol und EE2-17α-Ethinylestradiol lagen in allen untersuchten Proben unterhalb der Bestimmungsgrenze von 10 ng/l.

Die Untersuchung des homogenisierten CSB_{fit} ergab innerhalb der Betriebszeiträume der 1., 2 und 3. GAK für den Ablauf der großtechnischen Referenz-Filterzelle Mediane von 34, 40 und 48 mg CSB_{hom}/l , was als relativ hoch zu bewerten ist. Das Verhältnis CSB_{fit} zu DOC wurde in allen drei Betriebszeiträumen für den Zulauf des Filters, sowie die Abläufe der Referenz- und GAK-Filterzelle ermittelt. Die Mediane der Verhältnisse liegen zwischen 2,5 und 2,8. Die existierenden Schwankungsbreiten zwischen den Betriebszeiträumen und den Probenahmestellen sind vergleichsweise gering.

Der DOC wurde mittels LC-OCD weiter charakterisiert. Dabei handelt es sich um eine Analysemethode, bei der die Wasserprobe nach Abtrennung der Feststoffe über eine chromatographische Trennsäule (LC = Liquid Chromatography) geführt wird und so die einzelnen Fraktionen des DOC entsprechend ihrer Eigenschaften diese mehr oder weniger verzögert passieren. Im Ablauf der Trennsäule befindet sich ein Detektor zur Messung des DOC (OCD = Organic Carbon Detector). Untersucht wurden Abläufe von drei hinsichtlich ihrer Abwasserzusammensetzung (Mittlerer CSB im Zulauf der biologischen Stufe: 384, 708, 608 mg/l) und Größe (9.705, 32.927 und 131.509 E) sehr unterschiedliche Kläranlagen (Hambach, Setterich und Düren-Merken); sowie der Zulauf des Flockungsfilters und die Abläufe der Referenz- und GAK-Filterzelle der Kläranlage Düren-Merken. Die Ergebnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Die Abläufe der drei untersuchten Kläranlagen unterscheiden sich deutlich aufgrund der absoluten Höhe ihres DOC (6, 7 und 11 mg/l).
- Die Abläufe der drei untersuchten Kläranlagen unterscheiden sich in der prozentualen Zusammensetzung der Einzelfractionen des DOC nicht grundlegend.
- Die Huminstoffe bilden immer die Hauptfraktion des DOC, die hydrophobe Fraktion und niedermolekularen Neutralstoffe zeigen die größten Schwankungen, die jedoch durch das Analyseverfahren bedingt sein können
- Die Streuung des absoluten DOC im Ablauf der Nachklärung der Kläranlage Düren ist gering und liegt auf dem gleichen Niveau wie der Ablauf der Referenz-Filterzelle.
- Die prozentuale Zusammensetzung des DOC im Zulauf des Filters liegt für alle Fraktionen auf dem gleichen Niveau wie der Ablauf der Referenz-Filterzelle.
- Der DOC im Ablauf der GAK-Filterzelle ist geringer als im Zulauf des Filters sowie Ablauf des Referenz-Filters.
- Die Abnahme des DOC bei der GAK-Filterzelle ist durch die Abnahme der hydrophoben Anteile und der niedermolekularen Neutralstoffe bedingt.
- Anders als beim Vergleich der drei unterschiedlichen KA untereinander sind die Schwankungen der niedermolekularen Neutralstoffe innerhalb der KA Düren geringer.

Labortechnik (Variante 1a)

In der Variante 1a wurde geprüft, ob sich eine dem Flockungsfilter nachgeschaltete Adsorptionspassage zur Reduzierung organischer Restverschmutzungen eignet. Dazu wurde ein Gerinne erprobt, in das GAK in Körben eingebracht wird. Nach Auswertung der Versuche lässt sich feststellen, dass eine als Gerinne ausgebildete nachgeschaltete Adsorptionspassage aus folgenden Gründen nicht praktikabel ist:

- Das Filterbett ist konstruktionsbedingt nicht rückspülbar. Zwar wird die Passage mit feststoffarmen Ablauf der Filter beschickt, eine Rückspülung ist aber zwingend erforderlich. Das lässt sich auch aus den Ergebnissen der halbtechnischen Versuche (siehe dort) ableiten, die ebenfalls mit feststoffarmen Wasser beaufschlagt wurden und einer Rückspülung bedurften.
- Es ergeben sich keine Vorteile hinsichtlich des Handlings beim Ein- und Ausbau der GAK aus den Gerinnen, da hier die GAK nicht besser als aus einem großtechnischen Filter abgesaugt werden kann.
- Die für die großtechnische Umsetzung der Adsorptionspassage erforderliche Filterfläche beträgt in der hier durchgeführten orientierenden Dimensionierung 990 m². Im Vergleich dazu hat der existierende Flockungsfilter eine Filtrationsfläche von 450 m². Damit

benötigt die Adsorptionspassage im besten anzunehmenden Fall (siehe Randbedingungen) schon die doppelte Filterfläche und damit auch bei etwa gleicher Kontaktzeit die doppelte Menge an GAK, die vorzuhalten wäre.

- Die relativ kurze Leerbettkontaktzeit von 10 min in Verbindung mit einer marktuntypisch groben GAK führt aufgrund der trägen Kinetik eines solchen Systems zwangsweise zu schlechten Eliminationsergebnissen. Die feineren, marktgängigen GAK erbrachten zwar eine hohe Kontaktzeit, aber demzufolge auch einen sehr geringen Durchfluss, der großtechnisch nicht umsetzbar gewesen wäre.

Halbtechnik (Variante 1b)

Da sich Variante 1a als praktisch nicht durchführbar erwiesen hat, wurde Variante 1b halbtechnisch untersucht. Für diese halbtechnischen Versuche kamen zwei Filtersäulen zum Einsatz, die seriell verschaltet wurden. Die Säulen wurden mit einer Tauchpumpe beschickt, die in den Ablaufkanal der KA Düren-Merken unmittelbar hinter dem Flockungsfilter, vor Einleitung in die Vorflut eingebaut war. Die Beschickung erfolgte kontinuierlich und mit konstantem Durchfluss. Durch Probenahme vor den Säulen, hinter der 1. Säule und hinter der 2. Säule war es möglich die Adsorptionsleistung der verwendeten GAK für zwei unterschiedliche Kontaktzeiten EBCT (ca. 16 resp. 33 min) zu untersuchen. Die Ergebnisse der halbtechnischen Versuche lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Eine Spülung der Säulen zur Entfernung von Feststoffen aus dem Filterbett war im Mittel erst nach 40 d erforderlich (Gesamtbetriebszeit: 219 d)
- Eine Luftspülung war nicht erforderlich, reine Wasserspülungen waren aufgrund des geringen Feststoffgehalts im Zulauf ausreichend
- Die erzielten Eliminationen sind mit doppelter EBCT (ca. 33 min statt ca. 16 min) für alle untersuchten Spurenstoffe sowie die Summenparameter DOC und CSB_{filt} deutlich höher
- Das Durchbruchverhalten der betrachteten relativ gut adsorbierbaren Spurenstoffe Benzotriazol, Carbamazepin, Diclofenac und Metoprolol ist um ein Vielfaches langsamer als das des DOC oder CSB_{filt}
- Die für diese Spurenstoffe ermittelten Durchbruchkurven zeigen im Gegensatz zu denen des DOC oder CSB_{filt} einen pseudo-linearen Verlauf

Großtechnik (Variante 2)

In großtechnischen Versuchen wurde das Filtermaterial einer der zwölf bestehenden Filterzellen im Ablauf der Nachklärung gegen drei unterschiedliche GAK ausgetauscht. Die GAK zeichneten sich u.a. durch unterschiedliche Körnungen aus, wobei die 1. GAK mit 1,4 – 2,5 mm die größte Körnung aufwies (Sondersiebung), und damit der Körnung der oberen Filterschicht des ursprünglichen Filtermaterials des Flockungsfilters entsprach. Die 2. GAK und 3. GAK waren handelsübliche GAK mit 0,5 – 2,5 mm resp. 1,0 – 2,4 mm. Bei allen drei GAK handelte es sich um reaktivierte Aktivkohlen auf Steinkohlenbasis. Bei der 1. GAK stellte sich aufgrund der Schütthöhe und der Filtrationsgeschwindigkeit eine EBCT von ca. 11 min, bei der 2. und 3. GAK von je etwa 14 min ein.

Die Untersuchung der betrieblichen Aspekte, wie das Einfüllen und der Ausbau der beladenen GAK, wurde bereits im Projekt MIKROFLOCK (BORNEMANN et al, 2012) beschrieben und im vorliegenden Projekt für die 3. GAK fortgeführt. Die Auswahl der GAK ist ausführlich in BORNEMANN et al (2012) dargestellt. Sowohl eine nasse mittels Injektor als auch trockene Einbauweise mittels Big-Bags und Kran wurde großtechnisch getestet, beide Varianten waren realisierbar. Erstere dürfte sich jedoch bei einer großtechnischen Umsetzung über den reinen Versuchsbetrieb hinaus dauerhaft als praktikabler erweisen. Für den Ein- und Ausbau der GAK im großtechnischen Versuchsbetrieb waren jeweils etwa 1 – 2 d erforderlich. Nach Einbringung der GAK (trocken oder nass) ist eine ausreichende, etwa 2 – 3 tägige Wässerung der GAK im Überstau unabdingbar, um diese vollständig mit Wasser zu benetzen und damit ein Abtrieb während der ersten Inbetriebnahmespülung zu verhindern. Die Inbetriebnahmespülung der GAK wurde mit sukzessiv gesteigerter Rückspülgeschwindigkeit durchgeführt, um den Feinstkornanteil aus der GAK-Schüttung zu entfernen. Der Feinstkornanteil würde andernfalls zu einem zu schnellen Druckabfall während des Filtrationsbetriebs führen. Die hier getesteten drei GAK wurden mit Wasserspülgeschwindigkeiten zwischen 25 und 50 m/h betrieben, um die erforderliche Bettexpansion von etwa 25 % zur optimalen Feststoffentfernung zu erreichen. Bei der 2. getesteten GAK wurde die Spülgeschwindigkeit im Winterbetrieb von 30 auf 25 m/h reduziert, um der veränderten Viskosität des Wassers Rechnung zu tragen. Zur Auflockerung des verschmutzten GAK-Betts erfolgte vor jeder Wasserspülung eine Luftspülung mit etwa 70 m/h.

Während der großtechnischen Untersuchungen wurde die Höhe des GAK-Betts gemessen. Der GAK-Verlust während des Betriebs der 1. und 2. GAK konnte darauf zurückgeführt werden, dass die Befüllungsklappe des Filters zu schnell öffnete und damit einen Teil der GAK während der Befüllung nach erfolgter Rückspülung aus dem Filter spülte. Nach Umprogrammierung der Klappe, so dass diese selbst im manuellen Betrieb nur langsam öffnete, zeigte die 3. GAK nach 148 d Betriebsdauer eine Reduktion der Betthöhe von etwa 3 %. Vor

der Umprogrammierung wurde eine Reduktion um knapp 10 % nach 148 d Betrieb der 2. GAK verzeichnet.

Alle drei GAK wurden seitens der Lieferanten nach adsorptiver Beladung ausgebaut und einer Reaktivierung zugeführt. Alle Lieferanten bestätigten die erfolgreiche Reaktivierung der verwendeten Aktivkohlechargen. Ein Wiedereinbau der Reaktivate in den gleichen Filter war in diesem Projekt nicht vorgesehen.

Die AFS-Konzentration lag im Zulauf des Filters im Betriebszeitraum der 1. GAK bei etwa 20 mg/l, im Betriebszeitraum der 2. und 3. GAK jeweils bei etwa 30 mg/l (jeweils Mediane) und damit auf einem vergleichsweise hohen Niveau für den Ablauf einer Nachklärung. In BORNEMANN et al. (2012) wurde bereits dargestellt, dass die GAK-Filterzelle mit der 1. und 2. GAK ebenso wie die Referenz-Filterzelle bis auf etwa 3 – 4 mg AFS/l eliminieren. Diese Ergebnisse konnten für die 3. GAK bestätigt werden. Die vor dem Betriebszeitraum der 3. GAK mit neuem Filtermaterial (Hydroanthrazit, Sand und Kies) befüllte Referenz-Filterzelle bewirkte ebenso eine Elimination bis auf 3 – 4 mg AFS/l. Damit erbrachten die Referenz-Filterzelle mit altem Filtermaterial und mit neuem Filtermaterial sowie die GAK-Filterzelle mit 3 GAK unterschiedlicher Körnung die gleiche AFS-Elimination.

Wie bereits in BORNEMANN et al. (2012) beschrieben, konnte durch Verwendung der groben 1. GAK eine Verlängerung des Filtrationsintervalls gegenüber der Referenz-Filterzelle von ca. 11 h auf ca. 23 h bis zur erforderlichen Rückspülung erreicht werden. Die 2. GAK hingegen musste selbst nach Heraufsetzung des Druckkriteriums, durch das die Spülung ausgelöst wird, bereits nach ca. 5 h gespült werden und zeigt damit eine sehr schlechte Raumfiltrationswirkung. Die 3. GAK musste bereits nach ca. 6 h gespült werden und ist damit nur geringfügig besser als die 2. GAK. Die Referenz-Filterzelle mit dem neuen Filtermaterial musste nach 13 h gespült werden und ist damit nur unwesentlich besser als die Referenz-Filterzelle mit dem alten Filtermaterial, was jedoch wahrscheinlich an einer noch nicht optimalen Rückspülgeschwindigkeit, d.h. zu langsamen Spülgeschwindigkeit liegt. Die erzielten Filterbettbeladungen lagen für die Referenz-Filterzelle mit altem Filtermaterial bei 1,4 kg AFS/m³, für das neue Filtermaterial (mit noch nicht optimaler Rückspülung) bei 1,9 kg AFS/m³, für die GAK-Filterzelle mit der 1. GAK bei 1,8 kg AFS/m³ und für die 2. GAK und 3. GAK bei nur 0,5 resp. 0,6 kg AFS/m³. Abschließend lässt sich feststellen, dass die 2. und 3. GAK bei unverändert hohem AFS im Zulauf des Filters (= Ablauf Nachklärung) der Kläranlage Düren-Merken hydraulisch nicht zu betreiben sind.

Die GAK-Filterzelle war in den realen Anlagenbetrieb eingebunden und wurde so auf einen relativ konstanten Durchsatz und damit auf eine relativ konstante EBCT seitens des Leitsystems eingeregelt. Gelegentlich kommt es betriebsbedingt dazu, dass eine Filterzelle nicht direkt gespült wird. Damit fällt der Durchsatz der Filterzelle aufgrund des Druckabfalls

unter den Sollwert und die EBCT erhöht sich entsprechend. Mit Hilfe der Multispektrometersonde im Ablauf der GAK-Filterzelle konnte gezeigt werden, dass eine EBCT von länger als 20 min zu höheren CSB_{filt} -Eliminationen führte. Die aufgrund der baulichen und hydraulischen Randbedingungen auf der KA Düren vorgegebene EBCT muss damit als zu kurz für eine optimale Reduktion des CSB_{filt} bezeichnet werden.

Durch Auftragung der auf den Filterzulauf normierten Ablaufkonzentration ausgewählter Spurenstoffe (c/c_0) und Iteration von Ausgleichsfunktionen, wurden Durchbruchskurven erstellt. Durchbruchskurven wurden nur für diejenigen Spurenstoffe erstellt, die während des 3. Betriebszeitraums eine eindeutige Spurenstoffelimination (das 75. Perzentil des Ablaufs liegt unterhalb des 25. Perzentils des Zulaufs) erkennen ließen, so dass jeweils eine Ausgleichsfunktion erstellt werden konnte. Dabei handelt es sich um die Spurenstoffe Carbamazepin, Diclofenac, H-Benzotriazol und Metoprolol. Für alle anderen untersuchten Spurenstoffe konnte unter den vorliegenden Versuchsbedingungen (z. B. geringe EBCT von 11 resp. 14 min) im großtechnischen Versuch der 1. bis 3. GAK aufgrund der starken Messwertschwankungen und der geringen Elimination keine Ausgleichsfunktion iteriert werden.

Eliminationsleistungen der halb- und großtechnischen Versuche

Bei allen drei großtechnisch untersuchten GAK wurden die Beladungen mit CSB_{filt} berechnet, wobei der Anteil, der durch biologischen Abbau aus dem Wasser eliminiert wird nicht separat erfasst werden konnte. Die berechneten Zahlen überschätzen somit tendenziell die tatsächliche Beladung durch Adsorption. Die 1. und 3. GAK zeigen bei den großtechnischen Untersuchungen die geringsten Beladungen (bei 7.500 BV etwa 65 kg $CSB_{\text{filt}}/\text{m}^3$ GAK), die 2. GAK mit etwa 100 kg $CSB_{\text{filt}}/\text{m}^3$ GAK bei 7.500 BV eine höhere Beladung. Die höchsten Beladungen erzielt die 2. GAK in den halbtechnischen Untersuchungen mit verdoppelter EBCT (33 min). Hierbei wurde eine Beladung von mehr als 120 kg $CSB_{\text{filt}}/\text{m}^3$ GAK erzielt.

Die Elimination des gelösten Kohlenstoffs ausgewertet über den Parameter DOC innerhalb des Filterbetts der großtechnischen Referenz-Filterzelle liegt in den Betriebszeiträumen der 1., 2. und 3. GAK jeweils unter 10 % (Mediane). Nach erschöpfter Adsorptionskapazität der GAK verbleibt in der GAK-Filterzelle eine Restelimination gleicher Größenordnung, die vermutlich auf biologischen Abbau zurückzuführen ist. Auch in den halbtechnischen Versuchen zeigt die GAK bei unterschiedlichen Kontaktzeiten eine verbleibende Elimination von etwa 10 %, wobei der stationäre Zustand für die längere EBCT von etwa 33 min zu Versuchsende noch nicht eindeutig erreicht war. Der ebenfalls gemessene CSB_{filt} verhält sich dazu analog.

Mit Hilfe der für die halb- und großtechnischen Versuche ermittelten Ausgleichsfunktionen (Durchbruchkurven) konnte eine aus einer Parallelschaltung von sechs Filterzellen zu erzielende Laufzeitverlängerung berechnet werden unter der Maßgabe, dass bei Erreichen des Grenzwerts im Ablauf aller Filterzellen nur die höchstbeladene GAK gegen unbeladene ausgetauscht wird. Da bislang keine Grenzwerte für Spurenstoffe existieren, wurden sieben unterschiedliche Szenarien (darunter Diclofenac) betrachtet, die diesem Umstand Rechnung tragen. Im Falle von Carbamazepin und einer Kontaktzeit von 33 min kann z. B. durch Parallelschaltung eine Erhöhung der durchsetzbaren Bettvolumina um 70 % erzielt werden.

Von den drei großtechnisch untersuchten GAK stellt sich die 2. GAK eindeutig als vorteilhaft dar, wobei die Unterschiede zwischen den drei GAK abhängig vom Szenario sehr stark variieren. Die 2. GAK ist jedoch, wie in Abschnitt 4.3.9 erläutert wurde, aufgrund der spezifischen Randbedingungen der KA Düren-Merken hydraulisch nicht zu betreiben.

Ein Vorteil für die nachgeschaltete Variante HT1 (EBCT ca. 16 min bei der 2. GAK) in Bezug auf die Adsorptionsleistung gegenüber der GT (EBCT etwa 14 min bei der 2. GAK) mit etwa gleicher EBCT lässt sich nicht eindeutig ableiten. Für die Variante HT2 mit verdoppelter EBCT (33 min statt 16 min) hingegen, lassen sich signifikant höhere Bettvolumina erzielen.

Kostenbetrachtung

Die 3 untersuchten GAK sind hinsichtlich der betrachteten Szenarien, d. h. hinsichtlich der Eliminationsziele unterschiedlich gut geeignet. Die 2. GAK ist im Einsatz im Filter die günstigste Variante mit 0,04 – 0,81 €/m³ behandeltem Abwasser, unter den derzeitigen Bedingungen der Kläranlage Düren-Merken jedoch betrieblich nicht umsetzbar. Eine Verwendung der 2. GAK in einer großtechnischen Umsetzung in einem nachgeschalteten Filter ist die nächst günstigere Variante (GUHt2), mit Bruttokosten von 0,08 – 0,41 €/m³ behandeltem Abwasser.

Der Vergleich der Kosten der nachgeschalteten Filter mit einer EBCT von ca. 16 min (GUHt1) und ca. 33 min (GUHt2) zeigt einen leichten Kostenvorteil für den Einsatz eines größeren Filter mit einer Kontaktzeit von etwa 33 min (450 m² vs. 900 m²). Die Kosten für die 7 betrachteten Szenarien liegen für GUHt1 zwischen 0,11 und 0,43 €/m³ und für GUHt2 zwischen 0,08 und 0,41 €/m³.

Erhebliche Kosten entstehen bei der Erfüllung des Ziels, den CSB sicher unter dem Schwellenwert von 20 mg CSB/l zu halten. Hier liegen die Bruttokosten in der günstigsten, betrieblich durchführbare Variante HT2 bei 0,29 €/m³. Auch das Reinigungsziel einer Eliminierung des Diclofenacs bis zu einem Grenzwert von unter 0,1 µg/l verursacht noch in der günstigsten, praktikablen Variante Bruttokosten von 0,41 €/m³ (GUHt2; Betriebs-

kostenanteil an Jahreskosten 81%). Eine Reduzierung des Diclofenacs um 80 % innerhalb der betrachteten Filterstufe wäre mit Bruttokosten von 0,12 €/m³ (GUHt2; Betriebskostenanteil an Jahreskosten 38%) inkl. den dazu notwendigen Investitionen für eine nachgeschaltete Filterstufe zu erzielen.

Ausschlaggebend für die Kosten der Eliminierung sind vor allem die Kosten für den Austausch der GAK (Betriebsmittelkosten).

In den Betrachtungen wurde die behandelte Jahresabwassermenge von 22,23 Mio. m³ angenommen. Eine Betrachtung einer auf die Jahresschmutzwassermenge reduzierte Wasserbehandlungsmenge (~ 20 Mio. m³) führt zu keiner nennenswerten Kostenverschiebung. Dies liegt am relativ hohen und kontinuierlichen Industrieabwasseranteil und dem überwiegend im Trennsystem entwässerten Einzugsgebiet der Kläranlage Düren-Merken.

Zur Ermittlung der tatsächlichen Dauer erzielbarer Filtrationszyklen bis zur Spülung nach möglicher Optimierung der Nachklärung der KA Düren-Merken mit daraus resultierendem geringeren Feststoffgehalt im Zulauf des Filters müssten Filtrationsversuche unter realen Bedingungen stattfinden.

7 Literatur

- ABWV (2013): Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer (Abwasserverordnung- AbwV), Bund, zuletzt geändert am 02.05.2013
- BALZ (2013): pers. Mitteilung, Hr. Balz, Fa. Huber, 17.04.2013
- BENSTÖM, F.; NAHRSTEDT, A.; ROLFS, T. (2013): Filtration über granulierten Aktivkohle (GAK) zur Spurenstoffelimination. Spurenstoffelimination auf Kläranlagen, DWA-Seminar, Siegburg 14.11.2013
- BESNAULT, S.; RUEL, S.-M.; BAIG, S.; HEININGER, B.; ESPERANZA, M.; BUDZINSKI, H.; MIEGE, C.; COQUERY, M. (2012a): Evaluation of advanced tertiary treatments for the reduction of refractory micropollutants in treated wastewater, 16th International EWA Symposium "Sustainable Wastewater Management – New solutions for new problems", Munich, Germany, 8-9 May 2012
- BESNAULT, (2012b): persönliche Mitteilung vom 19.07.2012
- BORNEMANN, C.; HACHENBERG, M.; YÜCE, C.; HERR, J.; JAGEMANN, P.; LYKO, S.; BENSTÖM, F.; MONTAG, D. PINNEKAMP, J.; PLATZ, S.; WETT, M.; BIEBERSDORF, N.; KAUB, J. M.; KOLISCH, G.; OSTHOFF, T.; TAUDIEN, Y.; ROLFS, T.; STEPKE, H. (2012): Teilprojekt 5: Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen, insbesondere kommunaler Flockungsfiltrationsanlagen durch den Einsatz von Aktivkohle. Abschlussbericht, gerichtet an das Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen
- CARLSON, M. A.; HEFFERNAN, K. M.; ZIESEMER C. C.; SNYDER, E. G. (1994): Journal American Waterworks Association, Vol. 86, No. 3
- CLEMENS, M. (2002): Granular Activated Carbon Management at a Water Treatment Plant, Magister Ingenieriae in Civil Engineering in the Faculty of Engineering at the Rand Afrikaans University, Dissertation
- DESTATIS (2003): Statistisches Jahrbuch 2003 für die Bundesrepublik Deutschland - 2003 Periodical, Statistisches Bundesamt Wiesbaden 2003
- DESTATIS (2013a): Index der Erzeugerpreise gewerblicher Produkte (Inlandsabsatz) nach dem Güterverzeichnis für Produktionsstatistiken, Ausgabe 2009 (GP 2009), Lange Reihen der Fachserie 17, Reihe 2 von Januar 2000 bis August 2013, Statistisches Bundesamt Wiesbaden 04.10.2013

- DESTATIS (2013b): Preisindizes für die Bauwirtschaft - Neuberechnung auf der Basis 2010, August 2013 (3. Vierteljahresausgabe), Fachserie 17 Reihe 4, Statistisches Bundesamt Wiesbaden 2013
- DOHMANN, M. (1975): Abwasserfiltration mit feinporigem Filtermaterial, Veröffentlichung des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität Hannover, Heft 42, Hrsg.: Förderkreis Wasser, Abwasser, Abfall, Hannover
- FAHLENKAMP, H.; NÖTHE, T.; NOWOTNY, N.; LAUNER, M. (2008): Untersuchungen zum Eintrag und zur Elimination von gefährlichen Stoffen in kommunalen Kläranlagen, Abschlussbericht Phase 3, gerichtet an das Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen
- FLEMMING, H.-C.; NEU, T. R.; WOZNIAK, D. J. (2007): The EPS matrix: the "house of bio-film cells", Journal of Bacteriology no. 189, pp. 7945–7947, doi:10.1128/JB.00858-07
- FROMM, J. (2010): Leistung von Kornaktivkohle im Vergleich zu Pulveraktivkohle bei der kommunalen Abwasserbehandlung, Institut WAR, Masterarbeit TU Darmstadt
- GRÖMPING, M. (2013): Einsatz von granulierter Aktivkohle auf der Kläranlage Gütersloh-Putzhagen, Vortrag beim DWA-Seminar „Strategien zur Spurenstoffelimination auf Kläranlagen“
http://www.hydro-ingenieure.de/img/pdf_Messen/DWA_20130703/5_Groemping.pdf
- HABERKAMP, J. (2008): Organisches Membranfouling bei der Ultrafiltration kommunaler Kläranlagenabläufe: Ursachen, Mechanismen und Maßnahmen zur Verringerung, Dissertation TU Berlin
- HUBER, (2013a): Internetauftritt der Fa. DOC-Labor Dr. Huber, Karlsruhe, <http://www.doc-labor.de/Repro.html>
- HUBER, S. A.; BALZ, A.; ABERT, M.; PRONK, W. (2011a): Characterisation of aquatic humic and non-humic matter with size-exclusion chromatography – organic carbon detection – organic nitrogen detection (LC-OCD-OND), Water Research, no. 45, pp. 879–885
- HUBER, S. A.; BALZ, A.; ABERT, M.; PRONK, W. (2011b): Characterisation of aquatic humic and non-humic matter with size-exclusion chromatography – organic carbon detection – organic nitrogen detection (LC-OCD-OND) – Supplementary Material Water Research, no. 45, pp. 879–885
- KAZNER, C. (2011): Advanced Wastewater Treatment by Nanofiltration and Activated Carbon for High Quality Water Reuse, Dissertation RWTH Aachen

- KNOLLMANN, J., HÜBNER, H. (2013): Ertüchtigung der Zentralkläranlage Rietberg zur Elimination von Spurenstoffen; Variantenbetrachtung, Machbarkeitsstudie; im Auftrag für die Stadt Rietberg - Abwasserbetrieb, Hannover 2013
- KRÜCKELS, W., WEYL, R., BUCHHOLZ, H. (1976): Untersuchung der Adsorption organischer Reststoffe an Aktivkohlen unter den Bedingungen der weitergehenden Abwasserreinigung: Schlussbericht über das Teilprojekt 4 des Sonderforschungsbereiches 82, München, Kommissionsverlag Oldenbourg ISBN: 3-486-20671-0
- LAWA (2008): Empfehlung des BLAK-Arbeitskreises „Internationale Berichtspflichten zu punktförmigen Abwassereinleitungen“, „Einheitliche Berechnungsmethode zur Frachtermittlung im Abwasser im Rahmen internationaler Berichtspflichten“, Stand: 04/2008
- LEHDE, M. (2010): Einsatz von granulierter Aktivkohle in Flockungsfiltern, Diplomarbeit am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft und Siedlungsabfallwirtschaft, RWTH Aachen
- MEDA, A. (2012): Einsatz von Biofiltern für die Wasser- und Nährstoffwiederverwendung und für die weitergehende Abwasserreinigung zur Spurenstoffentfernung, Dissertation TU Darmstadt
- MENKVELD, H. W. H.; NEEF, R.; SCHERRENBURG, S. M.; ZIJLSTRA, W.; POSTMA P. ; KLOEZE, A. M. T.; DANSCHUTTER, J. D.; DIKKENBERG, J. v. d. (2009): 1-Step Filter als Effluentpolishing -Techniek, STOWA, 2009, Rapport 34, Utrecht
- MERTEN, M. (2011): Spurenstoffelimination mittels Aktivkornkohle im Ablauf des Klärwerks Gütersloh-Putzhagen, Konzeptstudie für die Stadt Gütersloh, Aachen 2011
http://www.lanuv.nrw.de/wasser/abwasser/forschung/pdf/Abschlussbericht_Putzhagen.pdf
- MEYER, H. (1979): Untersuchungen zur Weitergehenden Reinigung Biologisch gereinigten Abwassers – die praktische Anwendung der Abwasserfiltration und ihre Bedeutung in der Abwassertechnologie, Dissertation, RWTH Aachen
- MIEHE, U. (2010): Wirksamkeit technischer Barrieren zur Entfernung von anthropogenen Spurenstoffen – Kläranlagen und Raumfilter, Dissertation an der TU Berlin
- NAHRSTEDT, A., GIMBEL, R., ALT, K., BARNSCHIEDT, I., FRITZSCHE, J., SURDER, T., BURBAUM, H., KLAKE, A. (2011): CSB- und Spurenstoffadsorption am Aktivkohlefestbett, Abschlussbericht zum Angebot 10263/2010/21451 für das Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen,
http://www.lanuv.nrw.de/wasser/abwasser/forschung/pdf/Abschlussbericht_AOL.pdf

- NOWOTNY, N. (2008): Zur Bestimmung und Berechnung des Adsorptionsverhaltens von Spurenstoffen an Aktivkohle in biologisch gereinigten Abwässern, Dissertation TU Dortmund
- PINNEKAMP, J.; SCHULZE-HENNINGS, U.; MONTAG, D.; KAZNER, C.; KOCHAN, J., JARDIN, N.; DOTT, W.; MÖLLER, M.; BRÜNSING, J.; STEPKES, H.; HÜBNER, M. (2012): Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen: Entwicklung von Konzeptionen und innovativen, kostengünstigen Reinigungsverfahren, Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben „Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen durch den Einsatz von Verfahren mit UV-Behandlung“ „MIKROLIGHT“ Phase 1, gerichtet an das Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen
- REBHUN, M. und MANKA, J. (1971): Classification of Organics in Secondary Effluents, *Environmental Science & Technology*, vol. 5, no. 7, pp. 606 – 609
- ROBERTS, P. V.; SUMMERS, R. S. (1982): Performance of granular activated carbon for total organic carbon removal, *Journal American Water Works Association*, vol. 74, no. 2, pp. 113 – 118
- RUHL, A. S.; JEKEL, M. (2012): Elution Behaviour of low molecular weight compounds in size exclusion chromatography, *Journal of water supply: Research and Technology – Aqua*, pp. 32 – 40, Volume 61, Issue 1
- SCHRÖDER, M. (1998): Bewertung der Abwasserfiltration als Verfahrensschritt der kommunalen Abwasserbehandlung, Dissertation am Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen, GWA Band 169, Aachen 1998, ISSN 0342-6068
- SEYFRIED, C. F.; BARJENBRUCH, M. (1993): Grundlagen der Filtrationstechnik und Hinweise zur Bemessung von Raumfiltern, In: *Wasser+Boden*, Heft 5, S. 320-325, Blackwell Verlag, Berlin
- SONTHEIMER, H.; CRITTENDEN, J. C.; SUMMERS, S. R.; FRICK, R.; FETTIG, J.; HÖRNER, G.; HUBELE, C.; ZIMMER, G. (1988): *Activated Carbon for Water Treatment*, DVGW-Forschungsstelle, Engler-Bunte-Institut, Universität Karlsruhe, ISBN: 3-922671-20-9
- SONTHEIMER, H.; FRICK, B. R.; FETTIG, J., HÖRNER, G.; HUBELE, C.; ZIMMER, G. (1985): *Adsorptionsverfahren zur Wasserreinigung*. DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut der Universität Karlsruhe (TH), ISBN: 3-922671-11-X
- THURMANN, E. M. (1985): *Organic Geochemistry of natural waters*, Verlag Nijhoff/Junk, Leiden, Niederlande

- UBA (2013): Internetauftritt Umweltbundesamt, ETOX: Informationssystem Ökotoxikologie und Umweltqualitätsziele, Abruf am 24.10.2013,
<http://webetox.uba.de/webETOX/public/basics/ziel.do?id=3247>
- VELTEN, S.; KNAPPE, D. R. U.; TRABER, J; KAISER, H.-P.; VON GUNTEN, U.; BOLLER, M.; MEYLAN, A. (2011): Characterization of natural organic matter adsorption in granular activated carbon adsorbers, *Water Research*, no. 45, pp. 3951–3959
- WARDEN, A. (1983): Qualitätskriterien für die Beurteilung und Auswahl von Filtermaterialien für die Mehrschichtfiltration. In: BBR Brunnenbau, Bau von Wasserwerken, Rohrleitungsbau 34 (1983) Nr.1, Köln.
- ZHENG, X. (2010): Major Organic Foulants in Ultrafiltration of Treated Domestic Wastewater and their Removal by Bio-filtration as Pre-treatment, Dissertation TU Berlin

8 Autorenverzeichnis

Autor(en)	Bearbeitete(s) Kapitel inkl. der dazugehörigen Anhänge
Frank Benstöm	1., 2., 3., 4., 5. und 6
Hermann Stepkes	5. und 6.
Thomas Rolfs	–
Dr.-Ing. David Montag	–
Univ.-Prof. Dr.-Ing. Johannes Pinnekamp	–

Anhang

Tabelle 20: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 1. GAK (GT)

	Kosten der Kornaktivkohlebehandlung		1. GAK 1,4 - 2,5 mm							
	Kläranlage Düren 461.500 EW									
A	Technische Daten									
	Q_ Teil [m³/h]	6.750 m³/h								
	Anzahl Filterkammern	12								
	Filterfläche	37,5 m²								
	Anzahl Filterkammern HT2	24	vereinfachte linearisierte Mischungsrechnung	modifizierte Mischungsrechnung nach 2.2.3						
	Daten Filtermaterial und –betrieb		MIKROFLOCK (CBZ-Elim 78%)	CSBhom<20 mg/l	DCF < 0,1µg/l	DCF-Elim. 80%	DCF-Elim. 78%	MET-Elim. 80%	BTZ-Elim. 80%	CBZ-Elim. 80%
	Kohle		CSC HRC 700	CSC HRC 700	CSC HRC 700	CSC HRC 700	CSC HRC 700	CSC HRC 700	CSC HRC 700	CSC HRC 700
	ausgetauschte Bettvolumen (BV) (aus Mischungsrechnung)		900	300	660	1.140	1.380	6.480	10.560	900
	Höhe Filterschicht Aktivkohle		1,2 m	1,2 m	1,2 m	1,2 m	1,2 m	1,2 m	1,2 m	1,2 m
	behandelte Wassermenge je Filterfüllung		40.500,0 m³	13.500,0 m³	29.700,0 m³	51.300,0 m³	62.100,0 m³	291.600,0 m³	475.200,0 m³	40.500,0 m³
	Austausch/(Jahr und Filter)		45,7	137,2	62,4	36,1	29,8	6,4	3,9	45,7
B	Investitionskosten, netto	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt
	Baukosten (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.597.000,00 €								
	Maschinentechnik (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.890.000,00 €								
	Elektro (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	1.577.000,00 €								
	Baukosten (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.783.000,00 €								
	Maschinentechnik (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.692.000,00 €								
	Elektro (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	2.248.000,00 €								
C	Laufende Kosten									
1	Kapitalkosten	entfällt								
2	Personalkosten									
	Pro Filtermaterialwechsel MA Kläranlage		8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h
	Stundenpreis MA		40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h
	Personalkosten KA pro Filtermaterialwechsel		320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 0,5MA = 625 h	625 h								
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 1MA = 1250 h	1250 h								
	Personalkosten pro Jahr		175.644,44 €	526.933,33 €	239.515,15 €	138.666,67 €	114.550,72 €	24.395,06 €	14.969,70 €	175.644,44 €
	Zwischensumme betriebsgebundene Kosten		175.644,44 €	526.933,33 €	239.515,15 €	138.666,67 €	114.550,72 €	24.395,06 €	14.969,70 €	175.644,44 €
3	Kosten Kohle + Wechsel									
3.1	Aktivkohle CSC (450 €/m³)		450,00 €/m³	450,00 €/m³	450,00 €/m³	450,00 €/m³	450,00 €/m³	450,00 €/m³	450,00 €/m³	450,00 €/m³
	Aktivkohle NORIT (1,10 €/kg)									
	Jacobi ReSorb HC 8x18 mesh (510 €/m³) inkl. Einbau Masse pro Filter									
	Volumen Filterfüllung		45,0 m³	45,0 m³	45,0 m³	45,0 m³	45,0 m³	45,0 m³	45,0 m³	45,0 m³
	Kosten GAK/Filterfüllung		20.250,00 €	20.250,00 €	20.250,00 €	20.250,00 €	20.250,00 €	20.250,00 €	20.250,00 €	20.250,00 €
3.2	Einbau Kohle (Big-Bags mit Kran)		1.850,00 €	1.850,00 €	1.850,00 €	1.850,00 €	1.850,00 €	1.850,00 €	1.850,00 €	1.850,00 €
	Einspülen aus Saugwagen (Frachtkosten)									
3.3	Ausbau Kohle (mit Saugfahrzeug) u. Entsorgung		9.400,00 €	9.400,00 €	9.400,00 €	9.400,00 €	9.400,00 €	9.400,00 €	9.400,00 €	9.400,00 €
	Gesamtkosten Filterwechsel		31.500,00 €	31.500,00 €	31.500,00 €	31.500,00 €	31.500,00 €	31.500,00 €	31.500,00 €	31.500,00 €
	Kosten pro 1.000 m³ Abwasser		777,78 €/1.000 m³	2.333,33 €/1.000 m³	1.060,61 €/1.000 m³	614,04 €/1.000 m³	507,25 €/1.000 m³	108,02 €/1.000 m³	66,29 €/1.000 m³	777,78 €/1.000 m³
4	Energiekosten Filterrückspülung									
	Annahme zusätzliche Rückspülungen/d		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	Energiekosten pro Rückspülung und Filter		3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €
	Energiekosten Rückspülung/d		0,00 €/d	0,00 €/d	0,00 €/d	0,00 €/d	0,00 €/d	0,00 €/d	0,00 €/d	0,00 €/d
	Energie Pumpen	0,0410 kWh/m³								
	Energiekosten	0,1521 €/kWh								
5	Kein Ansatz von Kostenreduzierung durch A-Kohlereaktivierung									
	Summe									
	kapital- und betriebsgebundene Kosten	netto	175.644,44 €/a	526.933,33 €/a	239.515,15 €/a	138.666,67 €/a	114.550,72 €/a	24.395,06 €/a	14.969,70 €/a	175.644,44 €/a
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Zeit (365d/a)	netto	0,00 €/a	0,00 €/a	0,00 €/a	0,00 €/a	0,00 €/a	0,00 €/a	0,00 €/a	0,00 €/a
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Abwassermenge	netto	777,78 €/1.000 m³	2.333,33 €/1.000 m³	1.060,61 €/1.000 m³	614,04 €/1.000 m³	507,25 €/1.000 m³	108,02 €/1.000 m³	66,29 €/1.000 m³	777,78 €/1.000 m³
	Jahresabwassermenge 2010 (Quelle: ELWAS-IMS)		22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a
	Verbrauchsgebundene Kosten	netto	17.290.000,00 €/a	51.870.000,00 €/a	23.577.272,73 €/a	13.650.000,00 €/a	11.276.086,96 €/a	2.401.388,89 €/a	1.473.579,55 €/a	17.290.000,00 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	netto	17.465.644,44 €/a	52.396.933,33 €/a	23.816.787,88 €/a	13.788.666,67 €/a	11.390.637,68 €/a	2.425.783,95 €/a	1.488.549,24 €/a	17.465.644,44 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	brutto (19 % MwSt)	20.784.116,89 €/a	62.352.350,67 €/a	28.341.977,58 €/a	16.408.513,33 €/a	13.554.858,84 €/a	2.886.682,90 €/a	1.771.373,60 €/a	20.784.116,89 €/a
	Kosten bezogen auf behandelte Wassermenge	brutto (19 % MwSt)	0,935 €/m³	2,805 €/m³	1,275 €/m³	0,738 €/m³	0,610 €/m³	0,130 €/m³	0,080 €/m³	0,935 €/m³
	Reduzierung Abwasserabgabe		wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt

Tabelle 21: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 2. GAK (GT)

	Kosten der Kornaktivkohlebehandlung		2. GAK 0,5 - 2,5 mm							
	Kläranlage Düren 461.500 EW									
A	Technische Daten									
	Q_Teil [m³/h]	6.750 m³/h								
	Anzahl Filterkammern	12								
	Filterfläche	37,5 m²								
	Anzahl Filterkammern HT2	24	vereinfachte linearisierte Mischungsrechnung!	modifizierte Mischungsrechnung nach 2.2.3						
	Daten Filtermaterial und -betrieb		MIKROFLOCK (CBZ-Elim 78%)							
	Kohle		Norit GA 0,5-2,5	CSB _{nom} < 20 mg/l	DCF < 0,1µg/l	DCF-Elim. 80%	DCF-Elim. 78%	MET-Elim. 80%	BTZ-Elim. 80%	CBZ-Elim. 80%
				Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5
	ausgetauschte Bettvolumen (BV) (aus Mischungsrechnung)		4.200	3.120	780	4.260	4.920	15.480	17.460	7.080
	Höhe Filterschicht Aktivkohle		1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m
	behandelte Wassermenge je Filterfüllung		236.250,0 m³	175.500,0 m³	43.875,0 m³	239.625,0 m³	276.750,0 m³	870.750,0 m³	982.125,0 m³	398.250,0 m³
	Austausch/Jahr und Filter		7,8	10,6	42,2	7,7	6,7	2,1	1,9	4,7
B	Investitionskosten, netto	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt
	Baukosten (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.597.000,00 €								
	Maschinentechnik (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.890.000,00 €								
	Elektro (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	1.577.000,00 €								
	Baukosten (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.783.000,00 €								
	Maschinentechnik (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.692.000,00 €								
	Elektro (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	2.248.000,00 €								
C	Laufende Kosten									
1	Kapitalkosten	entfällt								
2	Personalkosten									
	Pro Filtermaterialwechsel Mitarbeiter der Kläranlage		8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h
	Stundenpreis Mitarbeiter		40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h
	Personalkosten KA pro Filtermaterialwechsel		320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 0,5MA = 625 h	625 h								
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 1MA = 1250 h	1250 h								
	Personalkosten pro Jahr		30.110,48 €	40.533,33 €	162.133,33 €	29.686,38 €	25.704,07 €	8.169,51 €	7.243,07 €	17.862,15 €
	Zwischensumme betriebsgebundene Kosten		30.110,48 €	40.533,33 €	162.133,33 €	29.686,38 €	25.704,07 €	8.169,51 €	7.243,07 €	17.862,15 €
3	Kosten Kohle + Wechsel									
3.1	Aktivkohle CSC (450 €/m³)									
	Aktivkohle NORIT (1,10 €/kg)		1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg
	Jacobi ReSorb HC 8x18 mesh (510 €/m³) inkl. Einbau									
	Masse pro Filter		22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg
	Volumen Filterfüllung		56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³
	Kosten GAK/Filterfüllung		25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €
3.2	Einbau Kohle (Big-Bags mit Kran)		1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €
	Einspülen aus Saugwagen (Frachtkosten)									
3.3	Ausbau Kohle (mit Saugfahrzeug) u. Entsorgung		2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €
	Gesamtkosten Filterwechsel		29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €
	Kosten pro 1.000 m³ Abwasser		124,68 €/1.000 m³	167,84 €/1.000 m³	671,36 €/1.000 m³	122,93 €/1.000 m³	106,44 €/1.000 m³	33,83 €/1.000 m³	29,99 €/1.000 m³	73,96 €/1.000 m³
4	Energiekosten Filterrückspülung									
	Annahme zusätzliche Rückspülungen/d		3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0
	Energiekosten pro Rückspülung und Filter		3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €
	Energiekosten Rückspülung/d		115,20 €/d	115,20 €/d	115,20 €/d	115,20 €/d	115,20 €/d	115,20 €/d	115,20 €/d	115,20 €/d
	Energie Pumpen	0,0410 kWh/m³								
	Energiekosten	0,1521 €/kWh								
5	Kein Ansatz von Kostenreduzierungen durch A-Kohlereaktivierung									
	Summe									
	kapital- und betriebsgebundene Kosten	netto	30.110,48 €/a	40.533,33 €/a	162.133,33 €/a	29.686,38 €/a	25.704,07 €/a	8.169,51 €/a	7.243,07 €/a	17.862,15 €/a
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Zeit (365d/a)	netto	42.048,00 €/a	42.048,00 €/a	42.048,00 €/a	42.048,00 €/a	42.048,00 €/a	42.048,00 €/a	42.048,00 €/a	42.048,00 €/a
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Abwassermenge	netto	124,68 €/1.000 m³	167,84 €/1.000 m³	671,36 €/1.000 m³	122,93 €/1.000 m³	106,44 €/1.000 m³	33,83 €/1.000 m³	29,99 €/1.000 m³	73,96 €/1.000 m³
	Jahresabwassermenge 2010 (Quelle: ELWAS-IMS)		22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a
	Verbrauchsgebundene Kosten	netto	2.813.717,33 €/a	3.773.141,33 €/a	14.966.421,33 €/a	2.774.679,74 €/a	2.408.107,19 €/a	794.051,31 €/a	708.772,58 €/a	1.686.258,62 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	netto	2.843.827,81 €/a	3.813.674,67 €/a	15.128.554,67 €/a	2.804.366,12 €/a	2.433.811,25 €/a	802.220,82 €/a	716.015,65 €/a	1.704.120,77 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	brutto (19 % MwSt)	3.384.155,09 €/a	4.538.272,85 €/a	18.002.980,05 €/a	3.337.195,69 €/a	2.896.235,39 €/a	954.642,77 €/a	852.058,63 €/a	2.027.903,71 €/a
	Kosten bezogen auf behandelte Wassermenge	brutto (19 % MwSt)	0,152 €/m³	0,204 €/m³	0,810 €/m³	0,150 €/m³	0,130 €/m³	0,043 €/m³	0,038 €/m³	0,091 €/m³
	Reduzierung Abwasserabgabe		wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt

Tabelle 22: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 3. GAK (GT)

	Kosten der Kornaktivkohlebehandlung		3. GAK 1,0 - 2,4 mm						
	Kläranlage Düren 461.500 EW								
A	Technische Daten								
	Q_Teil [m³/h]	6.750 m³/h							
	Anzahl Filterkammern	12							
	Filterfläche	37,5 m²							
	Anzahl Filterkammern HT2	24	modifizierte Mischungsrechnung nach 2.2.3						
	Daten Filtermaterial und -betrieb		MIKROFLOCK (nicht untersucht)	CSB hom < 20 mg/l	DCF < 0,1µg/l	DCF-Elim. 80%	DCF-Elim. 78%	MET-Elim. 80%	BTZ-Elim. 80%
	Kohle		Jacobi Resorb HC 1,0-2,4	Jacobi Resorb HC 1,0-2,4	Jacobi Resorb HC 1,0-2,4	Jacobi Resorb HC 1,0-2,4	Jacobi Resorb HC 1,0-2,4	Jacobi Resorb HC 1,0-2,4	Jacobi Resorb HC 1,0-2,4
	ausgetauschte Bettvolumen (BV) (aus Mischungsrechnung)			420	660	4.260	4.680	2.280	9.960
	Höhe Filterschicht Aktivkohle			1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m
	behandelte Wassermenge je Filterfüllung			23.625,0 m³	37.125,0 m³	239.625,0 m³	263.250,0 m³	128.250,0 m³	560.250,0 m³
	Austausch/Jahr und Filter			78,4	49,9	7,7	7,0	14,4	3,3
B	Investitionskosten, netto	entfällt		entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt	entfällt
	Baukosten (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.597.000,00 €							
	Maschinentechnik (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.890.000,00 €							
	Elektro (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	1.577.000,00 €							
	Baukosten (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.783.000,00 €							
	Maschinentechnik (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.692.000,00 €							
	Elektro (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	2.248.000,00 €							
C	Laufende Kosten								
1	Kapitalkosten	entfällt							
2	Personalkosten								
	Pro Filtermaterialwechsel Mitarbeiter der Kläranlage			8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h
	Stundenpreis Mitarbeiter			40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h
	Personalkosten KA pro Filtermaterialwechsel			320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 0,5MA = 625 h	625 h							
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 1MA = 1250 h	1250 h							
	Personalkosten pro Jahr			301.104,76 €	191.612,12 €	29.686,38 €	27.022,22 €	55.466,67 €	12.697,19 €
	Zwischensumme betriebsgebundene Kosten			301.104,76 €	191.612,12 €	29.686,38 €	27.022,22 €	55.466,67 €	12.697,19 €
3	Kosten Kohle + Wechsel								
3.1	Aktivkohle CSC (450 €/m³)								
	Aktivkohle NORIT (1,10 €/kg)								
	Jacobi ReSorb HC 8x18 mesh (510 €/m³) inkl. Einbau			510,00 €/m³	510,00 €/m³	510,00 €/m³	510,00 €/m³	510,00 €/m³	510,00 €/m³
	Masse pro Filter								
	Volumen Filterfüllung			56,0 m³	56,0 m³	56,0 m³	56,0 m³	56,0 m³	56,0 m³
	Kosten GAK/Filterfüllung			28.560,00 €	28.560,00 €	28.560,00 €	28.560,00 €	28.560,00 €	28.560,00 €
3.2	Einbau Kohle (Big-Bags mit Kran)								
	Einspülen aus Saugwagen (Frachtkosten)			150,00 €	150,00 €	150,00 €	150,00 €	150,00 €	150,00 €
3.3	Ausbau Kohle (mit Saugfahrzeug) u. Entsorgung			4.150,00 €	4.150,00 €	4.150,00 €	4.150,00 €	4.150,00 €	4.150,00 €
	Gesamtkosten Filterwechsel			32.860,00 €	32.860,00 €	32.860,00 €	32.860,00 €	32.860,00 €	32.860,00 €
	Kosten pro 1.000 m³ Abwasser			1.390,90 €/1.000 m³	885,12 €/1.000 m³	137,13 €/1.000 m³	124,82 €/1.000 m³	256,22 €/1.000 m³	58,65 €/1.000 m³
4	Energiekosten Filterrückspülung								
	Annahme zusätzliche Rückspülungen/d			2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
	Energiekosten pro Rückspülung und Filter			3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €
	Energiekosten Rückspülung/d			76,80 €/d	76,80 €/d	76,80 €/d	76,80 €/d	76,80 €/d	76,80 €/d
	Energie Pumpen	0,0410 kWh/m³							
	Energiekosten	0,1521 €/kWh							
5	Kein Ansatz von Kostenreduzierungen durch A-Kohlereaktivierung								
	Summe								
	kapital- und betriebsgebundene Kosten	netto		301.104,76 €	191.612,12 €	29.686,38 €	27.022,22 €	55.466,67 €	12.697,19 €
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Zeit (365d/a)	netto		28.032,00 €/a	28.032,00 €/a	28.032,00 €/a	28.032,00 €/a	28.032,00 €/a	28.032,00 €/a
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Abwassermenge	netto		1.390,90 €/1.000 m³	885,12 €/1.000 m³	137,13 €/1.000 m³	124,82 €/1.000 m³	256,22 €/1.000 m³	58,65 €/1.000 m³
	Jahresabwassermenge 2010 (Quelle: ELWAS-IMS)			22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a
	Verbrauchsgebundene Kosten	netto		30.947.727,24 €/a	19.704.201,70 €/a	3.076.452,66 €/a	2.802.876,44 €/a	5.723.765,33 €/a	1.331.874,57 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	netto		31.248.832,00 €/a	19.895.813,82 €/a	3.106.139,04 €/a	2.829.898,67 €/a	5.779.232,00 €/a	1.344.571,76 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	brutto (19 % MwSt)		37.186.110,08 €/a	23.676.018,44 €/a	3.696.305,46 €/a	3.367.579,41 €/a	6.877.286,08 €/a	1.600.040,39 €/a
	Kosten bezogen auf behandelte Wassermenge	brutto (19 % MwSt)		1,673 €/m³	1,065 €/m³	0,166 €/m³	0,151 €/m³	0,309 €/m³	0,072 €/m³
	Reduzierung Abwasserabgabe			wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt

Tabelle 23: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 2. GAK (GUHt1)

	Kosten der Kornaktivkohlebehandlung		2. GAK 0,5 - 2,5 mm, nachgeschalteter Druckfilter (GUHt1)						
	Kläranlage Düren 461.500 EW								
A	Technische Daten								
	<i>Q_{Teil} [m³/h]</i>	6.750 m³/h							
	<i>Anzahl Filterkammern</i>	12							
	<i>Filterfläche</i>	37,5 m²							
	<i>Anzahl Filterkammern HT2</i>	24	modifizierte Mischungsrechnung nach 2.2.3						
	Daten Filtermaterial und -betrieb		CSBhom<20 mg/l	DCF < 0,1 µg/l	DCF-Elim. 80%	DCF-Elim. 78%	MET-Elim. 80%	BTZ-Elim. 80%	CBZ-Elim. 80%
	Kohle		Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,5
	ausgetauschte Bettvolumen (BV) (aus Mischungsrechnung)		2.200	1.680	6.480	7.140	10.800	15.840	7.380
	<i>Höhe Filterschicht Aktivkohle</i>		1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m
	behandelte Wassermenge je Filterfüllung		123.750,0 m³	94.500,0 m³	364.500,0 m³	401.625,0 m³	607.500,0 m³	891.000,0 m³	415.125,0 m³
	Austausch/(Jahr und Filter)		15,0	19,6	5,1	4,6	3,0	2,1	4,5
B	Investitionskosten, netto								
	Baukosten (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.597.000,00 €	183.516,28 €/a	183.516,28 €/a	183.516,28 €/a	183.516,28 €/a	183.516,28 €/a	183.516,28 €/a	183.516,28 €/a
	Maschinentechnik (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.890.000,00 €	325.852,00 €/a	325.852,00 €/a	325.852,00 €/a	325.852,00 €/a	325.852,00 €/a	325.852,00 €/a	325.852,00 €/a
	Elektro (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	1.577.000,00 €	184.872,51 €/a	184.872,51 €/a	184.872,51 €/a	184.872,51 €/a	184.872,51 €/a	184.872,51 €/a	184.872,51 €/a
	Baukosten (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.783.000,00 €							
	Maschinentechnik (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.692.000,00 €							
	Elektro (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	2.248.000,00 €							
C	Laufende Kosten								
1	Kapitalkosten		694.240,78 €/a	694.240,78 €/a	694.240,78 €/a	694.240,78 €/a	694.240,78 €/a	694.240,78 €/a	694.240,78 €/a
2	Personalkosten								
	Pro Filtermaterialwechsel MA Kläranlage		8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h
	Stundenpreis MA		40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h
	Personalkosten KA pro Filtermaterialwechsel		320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 0,5MA = 625 h	625 h	1.250,0 h	1.250,0 h	625,0 h	625,0 h	625,0 h	625,0 h	625,0 h
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 1MA = 1250 h	1250 h	50.000,00 €	50.000,00 €	25.000,00 €	25.000,00 €	25.000,00 €	25.000,00 €	25.000,00 €
	Personalkosten pro Jahr		164.967,27 €/a	200.552,38 €/a	64.032,10 €/a	60.424,09 €/a	48.419,26 €/a	40.967,68 €/a	59.272,09 €/a
	Zwischensumme betriebsgebundene Kosten			200.552,38 €	64.032,10 €	60.424,09 €	48.419,26 €	40.967,68 €	59.272,09 €
3	Kosten Kohle + Wechsel								
3.1	Aktivkohle CSC (450 €/m³)								
	Aktivkohle NORIT (1,10 €/kg)		1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg
	Jacobi ReSorb HC 8x18 mesh (510 €/m³) inkl. Einbau								
	Masse pro Filter		22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg
	Volumen Filterfüllung		56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³
	Kosten GAK/Filterfüllung		25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €
3.2	Einbau Kohle (Big-Bags mit Kran)		1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €
	Einspülen aus Saugwagen (Frachtkosten)								
3.3	Ausbau Kohle (mit Saugfahrzeug) u. Entsorgung		2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €
	Gesamtkosten Filterwechsel		29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €
	Kosten pro 1.000 m³ Abwasser		238,03 €/1.000 m³	311,70 €/1.000 m³	80,81 €/1.000 m³	73,34 €/1.000 m³	48,49 €/1.000 m³	33,06 €/1.000 m³	70,96 €/1.000 m³
4	Energiekosten Filterrückspülung								
	Annahme zusätzliche Rückspülungen/d		0,033	0,033	0,033	0,033	0,033	0,033	0,033
	Energiekosten pro Rückspülung und Filter		3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €
	Energiekosten Rückspülung/d		1,26 €/d	1,26 €/d	1,26 €/d	1,26 €/d	1,26 €/d	1,26 €/d	1,26 €/d
	Energie Pumpen	0,0410 kWh/m³							
	Energiekosten	0,1521 €/kWh	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a
5	Kein Ansatz von Kostenreduzierung durch A-Kohlereaktivierung								
	Summe								
	kapital- und betriebsgebundene Kosten	netto	997.836,56 €/a	1.033.421,67 €/a	896.901,38 €/a	893.293,38 €/a	881.288,54 €/a	873.836,96 €/a	892.141,37 €/a
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Zeit (365d/a)	netto	460,80 €/a	460,80 €/a	460,80 €/a	460,80 €/a	460,80 €/a	460,80 €/a	460,80 €/a
	Verbrauchskosten mit Abhängigkeit von Abwassermenge	netto	238,03 €/1.000 m³	311,70 €/1.000 m³	80,81 €/1.000 m³	73,34 €/1.000 m³	48,49 €/1.000 m³	33,06 €/1.000 m³	70,96 €/1.000 m³
	Jahresabwassermenge 2010 (Quelle: ELWAS-IMS)		22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a
	Verbrauchsgebundene Kosten	netto	5.291.829,53 €/a	6.929.634,13 €/a	1.796.913,15 €/a	1.630.854,53 €/a	1.078.332,21 €/a	735.373,12 €/a	1.577.833,59 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	netto	6.289.666,09 €/a	7.963.055,80 €/a	2.693.814,53 €/a	2.524.147,90 €/a	1.959.620,75 €/a	1.609.210,09 €/a	2.469.974,96 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	brutto	7.484.702,64 €/a	9.476.036,40 €/a	3.205.639,29 €/a	3.003.736,00 €/a	2.331.948,70 €/a	1.914.960,00 €/a	2.939.270,21 €/a
	Kosten bezogen auf behandelte Wassermenge	brutto (19 % MwSt)	0,34 €/m³	0,43 €/m³	0,14 €/m³	0,14 €/m³	0,10 €/m³	0,09 €/m³	0,13 €/m³
	Reduzierung Abwasserabgabe		wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt

Tabelle 24: Investitions- und Betriebskosten für 7 Szenarien für die 2. GAK (GUHt2)

	Kosten der Komaktivkohlebehandlung		2. GAK 0,5 - 2,5 mm, nachgeschalteter Druckfilter (GUHt2)						
	Kläranlage Düren 461.500 EW								
A	Technische Daten								
	<i>Q_Teil [m³/h]</i>	6.750 m³/h							
	<i>Anzahl Filterkammern</i>	12							
	<i>Filterfläche</i>	37,5 m²							
	<i>Anzahl Filterkammern HT2</i>	24	modifizierte Mischungsrechnung nach 2.2.3						
	Daten Filtermaterial und -betrieb		CSBhom<20 mg/l	DCF < 0,1µg/l	DCF-Elim. 80%	DCF-Elim. 78%	MET-Elim. 80%	BTZ-Elim. 80%	CBZ-Elim. 80%
	Kohle		Norit GA 0,5-2,5	Norit GA 0,5-2,6	Norit GA 0,5-2,7	Norit GA 0,5-2,8	Norit GA 0,5-2,10	Norit GA 0,5-2,12	Norit GA 0,5-2,13
	ausgetauschte Bettvolumen (BV) (aus Mischungsrechnung)		2.940	1.860	13.320	14.700	22.440	99.960	12.300
	<i>Höhe Filterschicht Aktivkohle</i>		1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m	1,5 m
	behandelte Wassermenge je Filterfüllung		165.375,0 m³	104.625,0 m³	749.250,0 m³	826.875,0 m³	1.262.250,0 m³	5.622.750,0 m³	691.875,0 m³
	Austausch/(Jahr und Filter)		5,6	8,9	1,2	1,1	0,7	0,2	1,3
B	Investitionskosten, netto								
	Baukosten (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.597.000,00 €							
	Maschinentechnik (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	3.890.000,00 €							
	Elektro (450 m²) mit 10% Ing.-Kosten	1.577.000,00 €							
	Baukosten (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.783.000,00 €	346.063,64 €/a	346.063,64 €/a	346.063,64 €/a	346.063,64 €/a	346.063,64 €/a	346.063,64 €/a	346.063,64 €/a
	Maschinentechnik (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	6.692.000,00 €	560.565,96 €/a	560.565,96 €/a	560.565,96 €/a	560.565,96 €/a	560.565,96 €/a	560.565,96 €/a	560.565,96 €/a
	Elektro (900 m²) mit 10% Ing.-Kosten	2.248.000,00 €	263.534,18 €/a	263.534,18 €/a	263.534,18 €/a	263.534,18 €/a	263.534,18 €/a	263.534,18 €/a	263.534,18 €/a
C	Laufende Kosten								
1	Kapitalkosten		1.170.163,77 €/a	1.170.163,77 €/a	1.170.163,77 €/a	1.170.163,77 €/a	1.170.163,77 €/a	1.170.163,77 €/a	1.170.163,77 €/a
2	Personalkosten								
	Pro Filtermaterialwechsel MA Kläranlage		8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h	8,0 h
	Stundenpreis MA		40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h	40,00 €/h
	Personalkosten KA pro Filtermaterialwechsel		320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €	320,00 €
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 0,5MA = 625 h	625 h	1.250,0 h	1.250,0 h	1.250,0 h	1.250,0 h	1.250,0 h	1.250,0 h	1.250,0 h
	zusätzliche Personalkosten Filterbetreuung 450m² 1MA = 1250 h	1.250 h	50.000,00 €	50.000,00 €	50.000,00 €	50.000,00 €	50.000,00 €	50.000,00 €	50.000,00 €
	Personalkosten pro Jahr		93.014,97 €/a	117.991,40 €/a	59.494,29 €/a	58.602,99 €/a	55.635,65 €/a	51.265,15 €/a	60.281,63 €/a
	Zwischensumme betriebsgebundene Kosten		93.014,97 €	117.991,40 €	59.494,29 €	58.602,99 €	55.635,65 €	51.265,15 €	60.281,63 €
3	Kosten Kohle + Wechsel								
3.1	Aktivkohle CSC (450 €/m³)								
	Aktivkohle NORIT (1,10 €/kg)		1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg	1,10 €/kg
	Jacobi ReSorb HC 8x18 mesh (510 €/m³) inkl. Einbau								
	Masse pro Filter		22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg	22.960 kg
	Volumen Filterfüllung		56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³	56,3 m³
	Kosten GAK/Filterfüllung		25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €	25.256,00 €
3.2	Einbau Kohle (Big-Bags mit Kran)		1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €	1.400,00 €
	Einspülen aus Saugwagen (Frachtkosten)								
3.3	Ausbau Kohle (mit Saugfahrzeug) u. Entsorgung		2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €	2.800,00 €
	Gesamtkosten Filterwechsel		29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €	29.456,00 €
	Kosten pro 1.000 m³ Abwasser		178,12 €/1.000 m³	281,54 €/1.000 m³	39,31 €/1.000 m³	35,62 €/1.000 m³	23,34 €/1.000 m³	5,24 €/1.000 m³	42,57 €/1.000 m³
4	Energiekosten Filterrückspülung								
	Annahme zusätzliche Rückspülungen/d		0,033	0,033	0,033	0,033	0,033	0,033	0,033
	Energiekosten pro Rückspülung und Filter		3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €	3,20 €
	Energiekosten Rückspülung/d		2,52 €/d	2,52 €/d	2,52 €/d	2,52 €/d	2,52 €/d	2,52 €/d	2,52 €/d
	Energie Pumpen	0,0410 kWh/m³							
	Energiekosten	0,1521 €/kWh	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a	138.628,50 €/a
5	Kein Ansatz von Kostenreduzierung durch A-Kohlereaktivierung								
	Summe								
	kapital- und betriebsgebundene Kosten	netto	1.401.807,24 €/a	1.426.783,67 €/a	1.368.286,57 €/a	1.367.395,27 €/a	1.364.427,92 €/a	1.360.057,42 €/a	1.369.073,90 €/a
	Verbrauchs-kosten mit Abhängigkeit von Zeit (365d/a)	netto	921,60 €/a	921,60 €/a	921,60 €/a	921,60 €/a	921,60 €/a	921,60 €/a	921,60 €/a
	Verbrauchs-kosten mit Abhängigkeit von Abwassermenge	netto	178,12 €/1.000 m³	281,54 €/1.000 m³	39,31 €/1.000 m³	35,62 €/1.000 m³	23,34 €/1.000 m³	5,24 €/1.000 m³	42,57 €/1.000 m³
	Jahresabwassermenge 2010 (Quelle: ELWAS-IMS)		22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a	22.230.000 m³/a
	Verbrauchsgebundene Kosten	netto	3.960.449,22 €/a	6.259.529,77 €/a	874.871,39 €/a	792.827,12 €/a	519.683,24 €/a	117.378,29 €/a	947.345,27 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	netto	5.362.256,46 €/a	7.686.313,44 €/a	2.243.157,96 €/a	2.160.222,39 €/a	1.884.111,16 €/a	1.477.435,72 €/a	2.316.419,18 €/a
	Jahreskosten (Kapital + Personal + Betrieb)	brutto (19 % MwSt)	6.381.085,19 €/a	9.146.713,00 €/a	2.669.357,97 €/a	2.570.664,65 €/a	2.242.092,29 €/a	1.758.148,50 €/a	2.756.538,82 €/a
	Kosten bezogen auf behandelte Wassermenge	brutto (19 % MwSt)	0,29 €/m³	0,41 €/m³	0,12 €/m³	0,12 €/m³	0,10 €/m³	0,08 €/m³	0,12 €/m³
	Reduzierung Abwasserabgabe		wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt	wird nicht angesetzt