



Abschlussbericht des Abwasserverbandes „Obere Lutter“ auf Förderung des Forschungsvorhabens:

**Einsatz von granulierter Aktivkohle
auf dem Verbandsklärwerk „Obere Lutter“
- Teil 2 -**

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

Mülheim Ruhr/Düsseldorf/Gütersloh
im Dezember 2013



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



Antragsteller:

Abwasserverband „Obere Lutter“
Herrn Dipl.-Ing. Burbaum
Niehorster Straße 254
33334 Gütersloh

Antragsteller: Dipl.-Ing. Hubert Burbaum

Aufgestellt durch:

Hydro-Ingenieure Planungsgesellschaft für Siedlungswasserwirtschaft mbH
Beratende Ingenieure
Stockkampstraße 10
40477 Düsseldorf
4124 / KA

Projektleiter: Dipl.-Ing. Klaus Alt

Projektingenieur: Dr.-Ing. Christian Mauer

Wissenschaftliche Begleitung:

IWW Rheinisch-Westfälisches Institut für
Wasserforschung gemeinnützige GmbH
Moritzstr. 26
45476 Mülheim an der Ruhr

Projektleiter: Dr.-Ing. Andreas Nahrstedt

Projektingenieurin: Dipl.-Ing. Anja Rohn

2014-09-10_Abschlußbericht_Projekt-2-final.docx

INHALTSVERZEICHNIS

1	PROJEKT BETEILIGTE – BEZEICHNUNG UND ANSCHRIFT DER INSTITUTIONEN	1
1.1	Antragsteller	1
1.2	Beteiligte	1
1.3	Projektförderung	1
2	EINLEITUNG UND HINTERGRUND	2
2.1	Ziel des Projektes	2
2.2	Auftrag und Projektdurchführung	4
3	VERFAHRENSPARAMETER DER VERSUCHSFILTER	7
3.1	Allgemeines	7
3.2	Großtechnischer biologischer Filter (GF)	8
3.3	Großtechnische Adsorber (GA)	9
3.3.1	Aufbau und Betriebsweise	9
3.3.2	Charakterisierung der frischen GAK	15
3.3.3	Ergebnisse der ersten Reaktivierung und Charakterisierung des Reaktivats	16
4	PARAMETER DER ANALYTIK	17
4.1	Analytik von Standardparametern der Abwasserreinigung	17
4.2	Analytik von Spurenstoffen	19
5	MESSERGEBNISSE	22
5.1	Standardparameter	22
5.2	Spurenstoffe	32
5.3	Ergebnisse der Analysen von GAK-Proben nach etwa 5.000 bzw. 10.000 BVT	50
6	BETRIEBSVERHALTEN, BETRIEBSAUFWAND DER AKTIVKOHLE ADSORBER	52
6.1	Betriebsverhalten	52
6.2	Betriebsaufwand	54
7	KOSTEN	55
7.1	Investitionskosten	55
7.2	Betriebskosten	56
7.2.1	Einzelpositionen	56
8	CARBON FOOTPRINT DER VERFAHREN	61
8.1	Konzept des Carbon Footprint (CF)	61
8.2	CF-Untersuchungsziel, Untersuchungsrahmen und -bezugsgrößen	62
8.3	Systemgrenzen und relevante Prozesse im CF-Bilanzraum	64
8.4	Datensätze zur Bilanzierung der THG-Emissionen	66
8.5	Bilanzergebnisse der CF-Bilanzierung	68
8.6	Diskussion der CF-Ergebnisse	71
9	LITERATUR	74
10	GLOSSAR	75

11	ANHANG	1
11.1	R+I-Schema Hydro-Ingenieure	2
11.2	Produktdatenblatt AquaSorb 5000	3
11.3	Daten der nach dem ersten Projekt erschöpften GAK aus GA-5 („Gebrauchtkohle“) vor und nach der Reaktivierung sowie nach Zugabe von Make-up-Aktivkohle (Frischkohle vom Typ AquaSorb 5000)	4
11.4	Bestimmungsgrenzen der analysierten Spurenstoffe	5
11.5	Daten der Siebanalyse von Kernproben aus verschiedenen Höhen der Adsorber; Probenahme vom 23.05.2013	7
11.6	Testreaktivierung von GAK-Kernproben aus verschiedenen Höhen der Adsorber; Probenahme vom 23.05.2013	10
11.7	Daten der CF-Bilanzen	12

1 PROJEKT BETEILIGTE – BEZEICHNUNG UND ANSCHRIFT DER INSTITUTIONEN

1.1 Antragsteller

Abwasserverband „Obere Lutter“

Herrn Dipl.-Ing. Burbaum
Niehorster Straße 254
33334 Gütersloh



1.2 Beteiligte

IWW – Rheinisch-Westfälisches Institut für Wasser Beratungs- und Entwicklungsgesellschaft mbH

Moritzstraße 26
45476 Mülheim an der Ruhr



Hydro-Ingenieure Planungsgesellschaft für Siedlungswasserwirtschaft mbH

Stockkampstraße 10
40477 Düsseldorf



Jacobi Carbons GmbH Feldbergstraße 21 60323 Frankfurt am Main



Bezirksregierung Detmold

Leopoldstraße 15
32756 Detmold

Bezirksregierung Detmold



1.3 Projektförderung

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



2 EINLEITUNG UND HINTERGRUND

2.1 Ziel des Projektes

Der Abwasserverband „Obere Lutter“ (AOL) ist ein Wasser- und Bodenverband im Sinne des Wasserverbandsgesetzes vom 12.02.1991. Gegründet wurde er am 19.01.1965. Mitglieder dieses in Ostwestfalen gelegenen Verbandes sind die Städte Bielefeld mit einem Anteil von 86 % und Gütersloh mit 14 %.

Die Aufgabe des AOL ist es, Abwasser in den verbandseigenen Sammlern aus den Mitgliedsgemeinden abzuleiten und in dem Verbandsklärwerk „Obere Lutter“ zu reinigen. Hierzu betreibt der AOL seit 1967 Sammler mit einer Gesamtlänge von ca. 20 km und das Verbandsklärwerk mit einer Ausbaugröße von 380.000 EW (90.000 Einwohner und 290.000 Einwohnergleichwerte). Angeschlossen sind zurzeit ca. 75.000 Einwohner und 110.000 Einwohnergleichwerte. Bei Trockenwetter wird eine Abwassermenge von ca. 18.000 m³/Tag gereinigt. Das gereinigte Abwasser wird in die Obere Lutter, einem Nebenfluss der Ems, eingeleitet.

Die Abwasserbehandlung des AOL besteht aus folgenden Reinigungsstufen:

- Siebrechenanlage (Stufenrechen) mit nachgeschalteten (5) Kanalpumpen
- belüfteter Sandfang mit Fettfangkammern
- Vorklärung
- 1. biologischer Stufe mit Zwischenklärung
- 2. biologischer Stufe mit Nachklärung
- Festbettdenitrifikation als 3. biologischer Stufe
- Flockungsfiltration (Biofor-Stufe) mit parallel betriebenen 10 Kammern von jeweils 40,5 m² Filtrationsfläche, von denen einzelne mit granulierter Aktivkohle gefüllt und zu Festbettadsorbern umgerüstet wurden
- Schönungssteiche

In den Jahren 2011 bis Frühjahr 2012 wurde im Rahmen eines vom MKULNV des Landes NRW geförderten Projekts die Spurenstoffadsorption an granulierter Aktivkohle (GAK, Typ: AquaSorb 5000, Jacobi Carbons Frankfurt) im Festbett halb- und großtechnisch untersucht, um diese für die Abwassertechnik neue Technologie auf ihre Eignung in Hinsicht auf Effektivität, Praktikabilität und Wirtschaftlichkeit zu testen. Das Verbandsklärwerk „Obere Lutter“ eignete sich für ein derartiges F+E-Vorhaben in besonderer Weise, da

- es für ein kommunales Klärwerk einen hohen industriellen Abwasseranteil von etwa 65 % aufweist,

- ein Teil der angeschlossenen Industrie zudem stark belastete Abwässer mit ausgeprägten Spurenstoffspitzen einleitet, so dass Parameter wie CSB, BSB₅, Phosphor und Stickstoff im unbehandelten Abwasser mit besonders hohen Messwerten auftreten und
- das Verbandsklärwerk des AOL zwei verfahrenstechnische Besonderheiten aufweist:
 - eine Verfahrensstufe mit Festbettdenitrifikation, die ein Filtrat erzeugt, dessen Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) unter den üblichen Nachweisgrenzen liegt,
 - gefolgt von einer weiteren Verfahrensstufe zur Flockungsfiltration, an der einzelne Filterkammer zu Festbettadsorbern umrüstbar waren/sind, um die Ablaufwerte für die Parameter CSB, BSB₅, DOC und die Konzentration an organischen Spurenstoffen zu reduzieren.

Insbesondere aus dem Versuchsbetrieb des großtechnischen Adsorbers im ersten Projekt ließ sich nach 14,5 Monaten ununterbrochener Betriebsweise schlussfolgern, dass die Festbettadsorption ein sehr effektives und großtechnisch praktikables und robustes Reinigungsverfahren für Abwasser darstellt. Die notwendigen periodischen Spülungen der Adsorber zum Trübstoffaustrag hatten aus praktischer Sicht keine negativen Auswirkungen auf das Adsorptionsverhalten. Verbackungen oder Verluste von Aktivkohle traten nicht auf. Daher entschloss sich der AOL, den Ausbaugrad der Adsorptionsstufe auf drei Adsorber, deren Foto Abbildung 1 zeigt, innerhalb des hier vorgestellten zweiten Projektes zu erweitern.



Abbildung 1: Die drei umgerüsteten Filterkammern der Biofor-Stufe des AOL mit granulierter Aktivkohle

Die Betriebskosten dieser Technologie wurden im ersten Projekt mit 0,05 bis 0,06 €/m³ aufbereitetes Abwasser berechnet, und zwar unter der Annahme deutlich reduzierter Kosten für den Aktivkohlebedarf, wenn dieser durch das Reaktivieren erschöpfter Aktivkohle gedeckt wird, und unter der Prämisse, dass die reaktivierte Aktivkohle im Vergleich zur Frischkohle in etwa vergleichbare Laufzeiten bzw. aufbereitete Filtratvolumina (oder durchgesetzte Bettvolumina) ermöglicht. Die Versuchsergebnisse waren insgesamt derart erfolgsversprechend, dass beim AOL mit dieser Technologie unter Umbau und Befüllung weiterer Filterkammern mit GAK zukünftig ein Routinebetrieb angestrebt werden sollte.

Gegenüber anderen Technologien haben Adsorptionsverfahren mit granulierter Aktivkohle den Vorteil, dass die mit der beladenen Aktivkohle ausgebauten Stoffe nicht nur aus dem Abwasser, sondern unter Verzicht auf einen Metabolismus aus allen zukünftigen Stoffkreisläufen eliminiert werden. Ermöglicht wird dies durch die thermische Nachbehandlung der Aktivkohle (sog. Reaktivierung), bei der die adsorbierten Stoffe in die Gasphase ausgetrieben werden und darin verbrannt werden (Hochtemperaturbehandlung). Für das Gas folgen noch das Quenchen (schnelles starkes Abkühlen) sowie mehrere Reinigungsschritte (Entschwefelung, Entstickung, etc.).

Für einen Routinebetrieb bestanden zu Beginn dieses F+E-Vorhaben jedoch noch eine Reihe an Freiheitsgraden für die Prozessführung und Variablen für die Leistung der einzelnen Adsorber bzw. ihrer GAK-Schüttungen. Es war daher u. a. geplant, durch vergleichende Untersuchungen die Leistungsfähigkeit einer reaktivierten (hergestellt aus adsorptiv erschöpfter GAK nach einem Betrieb im Rahmen des ersten F+E-Vorhabens des AOL) und einer frischen Aktivkohle derjenigen einer konventionellen Filtrationszelle gegenüberzustellen und im Laufe der betrieblichen Optimierung die sich ergebenden Unterschiede hinsichtlich der Wirtschaftlichkeit und der Qualität des Filtrationsablaufs herauszuarbeiten.

2.2 Auftrag und Projektdurchführung

Der Abwasserverband „Obere Lutter“ (AOL) beauftragte Hydro-Ingenieure Planungsgesellschaft für Siedlungswasserwirtschaft mbH, Düsseldorf (Hydro-Ingenieure) mit der Projektleitung und fachtechnischen Begleitung. Die Aktivkohle für die Adsorptionsversuche wurde von der Fa. Jacobi Carbons GmbH aus Frankfurt am Main bezogen.

Die IWW Institut für Wasser Beratungs- und Entwicklungsgesellschaft mbH (IWW) in Mülheim wurde mit der wissenschaftlichen Begleitung des gesamten F&E-Vorhabens beauftragt, in dem nachfolgende Fragen im Fokus der Untersuchung stehen:

- Wie unterscheidet sich die Adsorptionsleistung der frischen von der reaktivierten Aktivkohle?
- Wie unterscheidet sich die Adsorptionsleistung des intermittierenden vom kontinuierlichen Betrieb eines Großadsorbers (Vergleichsdaten aus dem ersten Projekt)?
- Nach wie vielen Bettvolumina und bei welcher CSB-Beladung oder TOC-Beladung muss mit einem Durchbruch des CSB/TOC bzw. mit Durchbrüchen von organischen Mikroverunreinigungen gerechnet werden?
- Wie beeinflusst im Kontext dieser Ergebnisse die Reaktivierung der beladenen Aktivkohle die Kosten und die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens?
- Wäre es wirtschaftlicher, eine Reaktivierung vor dem Durchbruch der Adsorber an einer Aktivkohle mit geringerer TOC-Beladung, aber dadurch besserem Reaktivierungserfolg (Qualität des Reaktivats, Abbrandverlust) durchführen zu lassen?
- Tauchen im Routinebetrieb weitere Faktoren auf, welche Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens nehmen?
- Welche Parameter sind signifikant für die zu erwartende Adsorptionsleistung beider Aktivkohlen (Frischkohle/Reaktivat) gegenüber CSB bzw. TOC und welche gegenüber einzelnen Spurenstoffen?
- Welche Energieeffizienz weist die Festbettadsorption beim Einsatz von Frischkohle auf und welche im Zuge der Reaktivierung?
- Welchen Carbon-Footprint verursachen der Einsatz von Frischkohle und welchen die Reaktivierung (inklusive so genannter Make-up-Kohle, d. h. mit Frischkohle ergänzter Fehlmengen, die infolge Abbrand auftreten)?

Zur Diskussion in Abstimmung mit den Projektinhalten des F&E-Vorhabens wurde vom Abwasserzweckverband „Obere Lutter“ erneut ein Projektkreis mit folgenden Personen aus folgenden Institutionen/Firmen (siehe Abbildung 2) zu einer regelmäßigen Projektbesprechung eingeladen:

- Herr Dipl.-Ing. Klaus Alt, Hydro-Ingenieure GmbH
- Herr Guido Bruhn, Abwasserverband „Obere Lutter“
- Herr Dipl.-Ing. Hubert Burbaum, Abwasserverband „Obere Lutter“
- Herr Jürgen Fritzsche, Jacobi Carbons GmbH
- Herr Andreas Klak, Abwasserverband „Obere Lutter“
- Herr Dr.-Ing. Christian Mauer, Hydro-Ingenieure GmbH
- Herr Dr.-Ing. Andreas Nahrstedt, IWW
- Frau Dipl.-Ing. Anja Rohn, IWW
- Herr Dipl.-Ing. Thomas Sürder, BR Detmold



Abbildung 2: An dem AOL-Projekt „CSB- und Spurenstoffadsorption am Aktivkohlefestbett – Teil 2“ beteiligte Firmen und Behörden

3 VERFAHRENSPARAMETER DER VERSUCHSFILTER

3.1 Allgemeines

Die Verfahrensstufe zur Flockungsfiltration besteht aus insgesamt 10 geometrisch identischen Filterzellen, die mit dem feststoffarmen Ablauf der Festbettenitrifikation im Aufstrom beschickt werden. Einen Lageplan der Filterkammern innerhalb der gesamten Verfahrensstufe zeigt Abbildung 3.

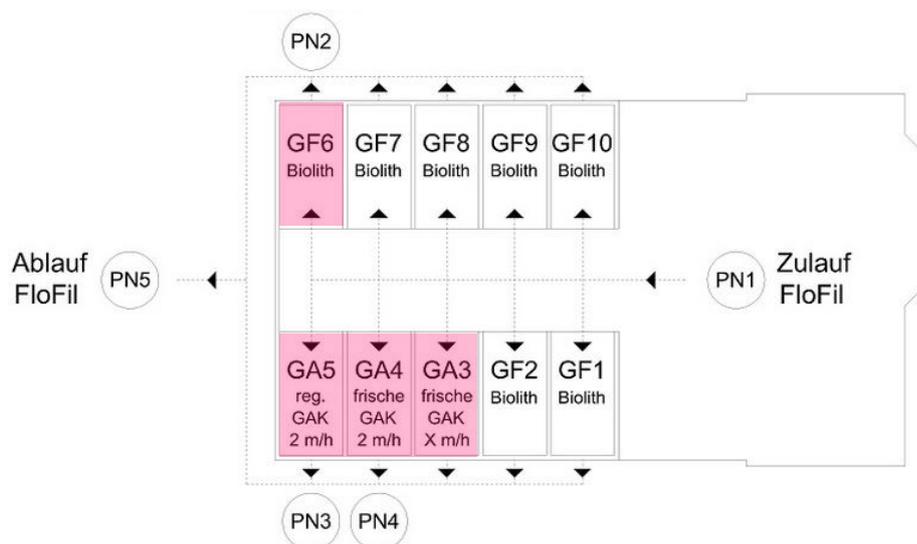


Abbildung 3: Übersicht der in das F+E-Vorhaben eingebundenen Zellen Nr. 3 - 5 (GA-3, GA-4 und GA-5: Adsorptionsfilter mit GAK) sowie Nr. 6 (GF-6: Flockungsfilter mit Biolit)

In dem hier vorgestellten Teil 2 des Forschungsvorhabens wurden folgende Filterzellen in das Untersuchungsprogramm eingebunden:

- Ein großtechnischer Biofilter, bzw. die als „GF-6“ bezeichnete Filterzelle Nr. 6 mit dem Filtermaterial Biolit und
- drei großtechnische mit GAK gefüllte Adsorptionsfilter, d. h. die als „GA-3“, „GA-4“ und „GA-5“ bezeichneten Filterzellen Nr. 3 bis 5, die umgerüstet und z. T. mit separater Mess- und Regelungstechnik ausgerüstet wurden.

Hinsichtlich der GAK-Füllung und den Verfahrensparametern bestehen für die Filterzellen eine Reihe von Unterschieden und Gemeinsamkeiten, die in den beiden nachfolgenden Kapiteln näher erläutert werden und als Verfahrensvarianten im Fokus der Untersuchungen stehen.

Die Option zur Dosierung des Fällungsmittels FeCl_3 für die Phosphatentfernung in der Biofor-Stufe wurde während des gesamten Betriebszeitraumes zeitweise bei Bedarf eingesetzt.

- Tiefenfiltration: Abscheidung von Partikeln und Kolloiden inklusive der Sorption, Mitfällung oder Ionenaustausch gebundener Wasserinhaltsstoffe, wie z.B. Phosphat

Der Durchsatz durch den Filter GF-6 ist wie seine Filtrationsgeschwindigkeit variabel. Er richtet sich nach dem jeweils aktuell auftretenden Abflussvolumenstrom der Kläranlage: Ist der Abflussvolumenstrom zu gering, um die Filtergeschwindigkeit auf einem Minimalwert von $v_f = 2$ m/h zu halten, werden nach und nach einzelne Filterkammern außer Betrieb genommen. Durch die Einbindung von Filter GF-6 in das Untersuchungsprogramm wurde dieser jedoch explizit von Außerbetriebnahmen entbunden. Um mit der Filtergeschwindigkeit andererseits einem Minimalwert von $v_f = 8$ m/h nicht zu überschreiten, werden sukzessive weitere Filterkammern in Betrieb genommen. Exakt die gleiche dynamische Betriebsweise und steuerungstechnische Einbindung wurde mit dem Adsorber GA-3 vorgenommen.

Die Beprobung des GF-6 erfolgte ab dem 12.06.2012 parallel zu den großtechnischen Adsorbern GA3 bis GA5. Die Messungen im Filtrat dieses biologisch wirkenden Filters dienten zum einen dem Nachweis der Reinigungsleistung im Hinblick auf die CSB- und TOC-Elimination sowie der Abschätzung desjenigen Anteils der Spurenstoffelimination, welcher durch Adsorption an den abgetrennten Feststoffen sowie eine biologische Aktivität hervorgerufen wird.

3.3 Großtechnische Adsorber (GA)

3.3.1 Aufbau und Betriebsweise

Bei der Umrüstung einzelner Filterzellen zu Adsorbern wurden zunächst die alten Schüttschichten ausgebaut (Absaugung siehe Abbildung 5)

Die Filterdüsen des Düsenboden (s. Draufsicht in Abbildung 6) mit einer Schlitzweite von 2 mm wurde auf Schäden untersucht, jedoch unverändert für den Adsorberbetrieb übernommen. Sie wurden bei der hydraulischen Einbringung der GAK zunächst mit einer 0,5 m hohen „Stüttschicht“ aus einer groben GAK (Jacobi AquaSorb 5000, Korndurchmesser 8x30 Mesh, entspricht 2,0 – 4,75 mm) überdeckt. Diese sehr grobe Körnung war so bemessen, dass ein Durchtritt von Feinkorn der Aktivkohle durch die Düsenslitze und somit durch den Düsenboden während der Filterspülung und der Filtration verhindert wird. Auf diese Stüttschicht wurde ein 2,0 m hohes Festbett des gleichen Aktivkohletyps, jedoch in feinerer Körnung (frische oder reaktivierte Jacobi AquaSorb 5000, Korndurchmesser 8x30 Mesh, entspricht 0,63 – 2,36 mm) gefüllt.



Abbildung 5: Ausbau der alten Schüttung aus Biofor-Blähton und Stützkies mittels Absaugung



Abbildung 6: Blick in den GA (links) vor der Befüllung mit Aktivkohle und auf eine der eingebauten Filterdüsen

Während in Abbildung 7 noch die hydraulische Befüllung der GAK beim ersten Projekt mit einer fliegenden Leitung (Schlauch mit Storz-A-Kupplung) zu sehen ist, wurden in im zweiten Projekt Befüll- und Entleerungsleitungen in die Adsorptionsfilter eingebaut, wie Abbildung 8 verdeutlicht. Auch eine Versorgungsleitung für das notwendige Treibwasser bei der hydraulischen Förderung

wurde an den Filtern angebracht, um den Ein-/Ausbau der GAK für den Routinebetrieb zu vereinfachen und zu beschleunigen.



Abbildung 7: Hydraulische Befüllung einer umgerüsteten Filterkammer mit granulierter Aktivkohle mit fliegender Leitung (A-Schlauch)

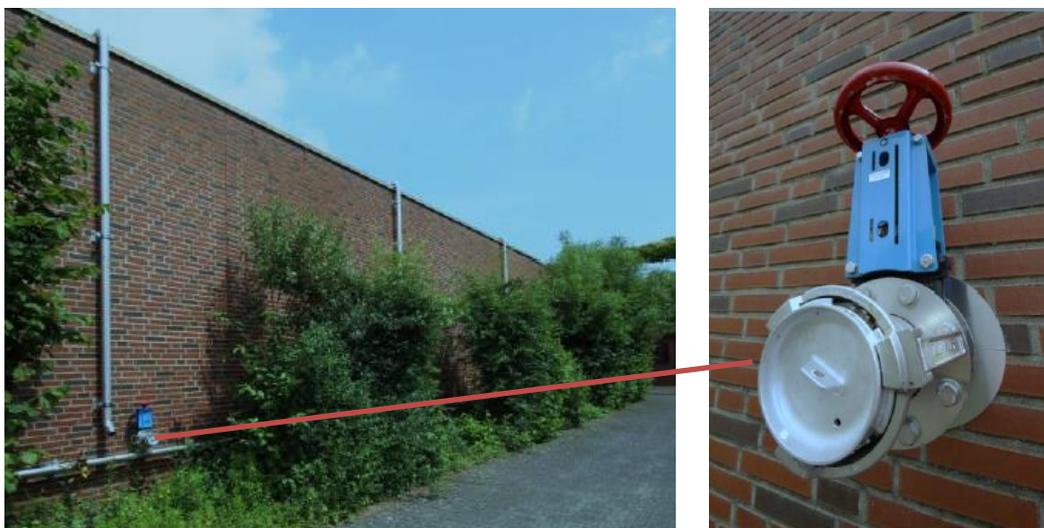


Abbildung 8: Wanddurchgeführte Entleerungsleitung (Storz-A-Kupplung), darunter horizontal verlaufend die Treibwasserleitung (C-Kupplung) und auf dem Rand der Filterzellen aufgelagerte Befüllleitung (A-Kupplung)

Analog zur aufwärtsdurchströmten Betriebsweise des Biofor-Filters GF-6 (großtechnischer Filter Nr. 6) werden auch die großtechnischen Adsorber (GA-3 bis 5) betrieben, d. h. die grundsätzlichen Fließwege des Zu- und Ablaufes

henden ersten Projektteil umgerüsteten und betriebenen Adsorber GA-5 wurde die adsorptiv erschöpfte Aktivkohle ausgebaut, beim Hersteller reaktiviert, abgeseibt, Fehlmengen infolge Reaktivierung und Siebung durch entsprechenden Frischkohlezusatz (Make-up-Kohle) ergänzt und wieder mit Stützsicht-Aktivkohle in GA-5 eingebracht.

Die Inbetriebnahme aller Adsorptionsfilter fand am 12.06.2012 statt. Wie der Kurzübersicht zu den Varianten der untersuchten Filter/Adsorber in Tabelle 1 zu entnehmen ist, wurde GA-4 zwar mit einer konstanten Filtergeschwindigkeit von 2 m/h (Leerbettkontaktzeit = 75 min) beschickt, jedoch im Wochenverlauf an den 5 von 7 Wochentagen (Sollvorgabe) mit deutlich erhöhten Abwasseranteilen aus der Industrie intermittierend betrieben. Anhand der Betriebsstunden im gesamten Untersuchungszeitraum wurden im Nachgang 5,2 Betriebstage je Woche bilanziert. GA-5 wurde mit dem Ziel des direkten Vergleichs zu GA-4 identisch gefahren. Die Spülfrequenz der beiden Adsorber wurde dabei auf 2 je Woche angehoben: Vor der Stillstandsphase an den Wochenenden wurde eine zusätzliche Spülung durchgeführt, um mit der Entfernung eingelagerter Trübstoffe Faulungseffekte auszuschließen.

Tabelle 1: Verfahrensvarianten der untersuchten Adsorber und Filter

Filterzelle Nr.	Kurzbez.	GAK-Typ / Filtermaterial	Filtergeschwindigkeit	Betriebszeit
3	GA-3	Frischkohle AquaSorb 5000 Jodzahl = 1.200 mg/g	dynamisch 2 bis 8 m/h Ø = 3,6 m/h	12.06.2012 – 06.09.2013 intermittierend
4	GA-4	Frischkohle AquaSorb 5000 Jodzahl = 1.200 mg/g	konstant 2 m/h	12.06.2012 – 04.10.2013 intermittierend
5	GA-5	Reaktivat + Make-up (AquaSorb 5000) Jodzahl = 1.100 mg/g	konstant 2 m/h	12.06.2012 – 18.09.2013 intermittierend
6	GF-6	Biolit	dynamisch von 2 bis 8 m/h	fortlaufend kontinuierlich

Im Gegensatz zu der Betriebsweise von GA-4 und GA-5 wurde bei der „dynamischen Beschickung“ von GA-3 je nach Abflussvolumenstrom der Kläranlage die Filtergeschwindigkeit mit einer Sollvorgabe zwischen 2 und 8 m/h (Leerbettkontaktzeit = 75 bis knapp 19 min) variiert. Diese nachfolgend diskutierten Filtergeschwindigkeiten wurden aus Filterfläche A_f und Messdaten für den Filtervolumenstrom Q an Betriebstagen berechnet:

$$v_f = \frac{Q}{A_f} \quad (1)$$

Auf diese Weise wurden aus den Tagesdurchsatzvolumina Q_d die Tagesmittelwerte der Filtergeschwindigkeit ermittelt, die über den Untersuchungszeitraum gemittelt einen Wert von 3,6 m/h ergaben (siehe Abbildung 10). Die Tagesmaxima für die Filtrationsgeschwindigkeit liegen bis zum Sommer 2013 i. d. R. in einem Wertebereich zwischen 7 und 8 m/h, in der anschließenden Zeit etwas geringer. Der Mittelwert für die Tagesmaxima im Untersuchungszeitraum beträgt 7,5 m/h.

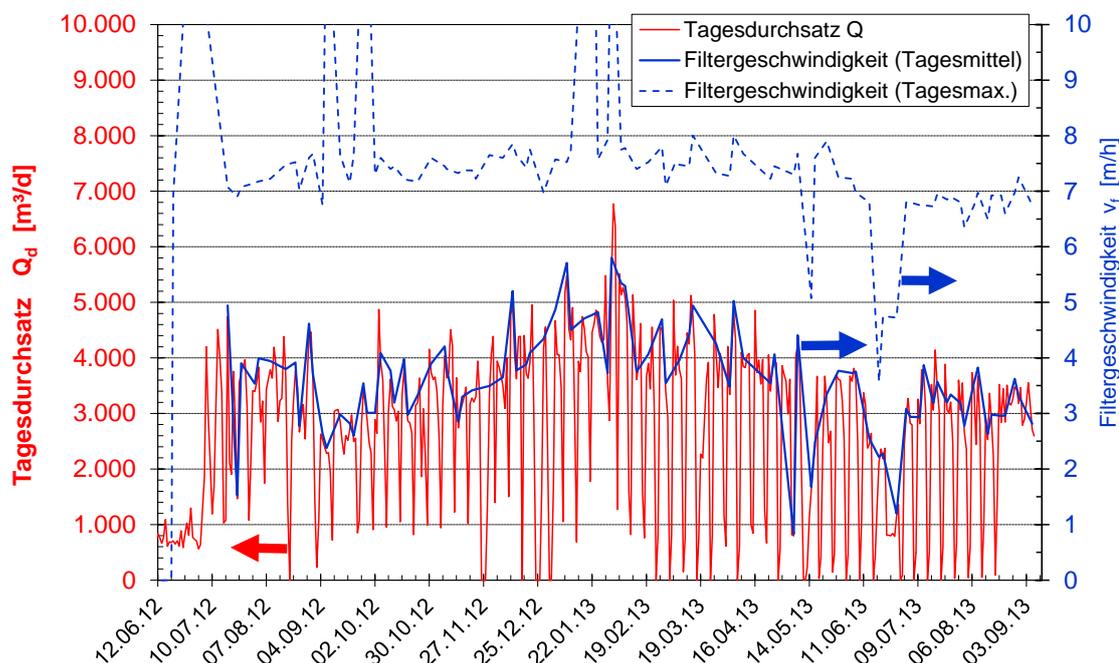


Abbildung 10: Tagesdurchsatzvolumen und Filtergeschwindigkeit von GA-3 mit dynamischer Beschickung

Anhand der Tagesdurchsatzvolumina ist deutlich die auch hier gewählte intermittierende Betriebsweise erkennbar. Das Spülprogramm von GA-3 wurde analog zu den beiden übrigen Adsorbern GA-4 und GA-5 gewählt.

Zielstellung der Verfahrensvariante von GA-3 war:

- An die Abflussmenge angepasste und somit in Bezug auf den Bedarf an Adsorberoberfläche (bzw. -anzahl) wirtschaftlichere Betriebsweise
- Bei dieser Verfahrensvariante könnte auf zusätzliche Mess- und Regelungstechnik verzichtet werden, indem GA-3 einfach in die Steuerung der Flockungsfiltration eingebunden wird (preiswerte Option für weitere

zu Adsorbern umzurüstende Filterkammern); lediglich das Spülprogramm und die Spülkriterien müssen umgestellt werden.

- Trotz diskontinuierlichen Betriebs die Vergleichbarkeit der Betriebsbedingungen mit dem kontinuierlich beschickten GF-6 (Biofor) gegeben

Eine intermittierende Betriebsweise hatte sich im ersten Projekt auf der Basis von Pilotversuchen mit einer Kleinfiltersäule als vorteilhaft gezeigt. Ein CSB-Durchbruch durch das Filterbett trat im Vergleich zu einer kontinuierlichen Betriebsweise erst bei deutlich höheren Bettvolumina auf. Als Arbeitshypothese für dieses zweite Projekt wurde daraus abgeleitet, dass sich in der Stillstandsphase ohne Durchströmung des Filterbettes das Aussetzen des äußeren Stofftransports durch die Filmdiffusion günstig auswirken könnte. Die Konzentrationsgradienten im Aktivkohlekorn hätten in diesen Phasen Zeit gewonnen, sich mittels Poren- und Oberflächendiffusion zu vergleichmäßigen. Bei Wiederaufnahme des Filtrationsbetriebes kann dann die äußere Diffusion davon profitieren, da Konzentrationserhöhungen am äußeren Kornrand abgebaut sind.

Auf Basis der Erfahrungen von Teil 1 des Forschungsprojektes konnten betrieblich sinnvolle Spülwassergeschwindigkeit für den Austrag von abzuschheidenden Trübstoffen zu 25-30 m/h ermittelt werden. Hierdurch wird eine ausreichende Fluidisierung des gesamten Bettes sichergestellt und gleichzeitig ein effektiver Austrag von Trübstoffen möglich, ohne dass Aktivkohle mit dem Spülabwasser aus der Filterzelle getragen wird. Fluidisierung und Kornaustrag wurden regelmäßig bei der Spülung geprüft.

3.3.2 Charakterisierung der frischen GAK

Bei der AquaSorb 5000 handelt es sich um eine mit Wasserdampf hoch aktivierte Aktivkohle, die speziell für die Abwasser- und Deponiesickerwasserbehandlung entwickelt wurde und mit der sowohl in Laborversuchen (Isothermen) als auch beim großtechnischen Einsatz hohe CSB- und TOC-Beladungen im ersten Projekt erzielt werden konnten. Zur Ihrer Charakterisierung seien nachfolgend die wichtigsten Parameter genannt (ein Produktblatt befindet sich im Anhang 11.2):

Frischkohle AquaSorb 5000

- Rohstoff: Lignite, d.h. Braunkohle
- Jodzahl > 1.100 mg Jod/g
(von IWW gemessen: 1229 mg Jod/g)
- BET-Oberfläche: 1.150 m²/g
- hoher Anteil an Makroporen am gesamten inneren Porensystem
- Schüttdichte: 300 kg/m³

3.3.3 Ergebnisse der ersten Reaktivierung und Charakterisierung des Reaktivats

Den ausgebauten Chargen der Silotransporte (in der Summe 63,8 t nasse GAK) für die gebrauchte bzw. beladene Aktivkohle wurden Proben entnommen und im Betriebslabor der reaktivierenden Firma analysiert. Dazu wurden sie zunächst in einem Ofen bei 120 °C getrocknet. Mit dem hierbei ermittelten Feuchtegehalt lässt sich die Gesamtmasse der ausgebauten nassen GAK auf 31,3 t getrocknete GAK umrechnen.

Die getrockneten Aktivkohleproben wiesen eine Beladung an flüchtigen Bestandteilen von 7,1 bis 9,8 Gew.-% auf (Temperung in einem Ofen bei 900°C mit einer Verweilzeit von 7 min). Der Gehalt an halogenierten Kohlenwasserstoffen war sehr unterschiedlich und deckte einen Massengehalt von 216 bis 4590 ppm ab. Die Jodzahl der Aktivkohle schwankte je nach ausgebauter Charge zwischen 509 und 598 mg Jod/g (Details hierzu siehe Anhang 11.3). Infolge Reaktivierung wurden diese Werte auf ein Spektrum zwischen 721 und 955 mg Jod/g angehoben.

Nach dem Absieben des Feinkorns < 0,55 mm resultiert eine Masse von 23,6 t Reaktivat. Die Differenz zu den 100 m³ Füllvolumen der Filterkammern wurden mit den entsprechenden Volumina an grober Frischkohle und feiner Frischkohle ergänzt. Im Folgenden sind die wichtigsten Daten von Stichproben der GAK zu ihrer Charakterisierung aufgelistet (siehe auch Daten in Anhang 11.3):

Erschöpfte getrocknete GAK AquaSorb 5000 (aus GA-5)

- Jodzahl: 545 mg Jod/g (arithmetisches Mittel aller Proben)
- Ascheanteil: 10,4 Gew. % (arithmetisches Mittel aller Proben)
- Gesamtmasse: 31,3 t

Reaktivierte GAK AquaSorb 5000 (ohne Make-up)

- Jodzahl: 835 mg Jod/g (arithmetisches Mittel aller Proben)
- Ascheanteil: 11,8 Gew. % (arithmetisches Mittel aller Proben)
- Gesamtmasse: 23,6 t
- (Nebenprodukt: 2,1 t pulverförmige Aktivkohle gewonnen aus dem abgeseihten Unterkorn und der Entstaubung der Reaktorabluft)

Reaktivierte GAK AquaSorb 5000 (inklusive Make-up, d. h. Frischkohle)

- Jodzahl: 925 mg Jod/g (berechnet aus Massenanteil und der Jodzahl des Make-up von 1.230 mg Jod/g)
- Gesamtmasse: 30,6 t

4 PARAMETER DER ANALYTIK

4.1 Analytik von Standardparametern der Abwasserreinigung

Gemessen werden durch das AOL-Betriebslabor im Kläranlagenzulauf i.d.R. folgende Werte üblicher Standardparameter:

- CSB : 800 – 1.500 mg/l
- BSB₅ : 600 – 900 mg/l
- N_{anorg} : 30 – 60 mg/l
- P_{ges} : 6 - 25 mg/l

Die an der Kläranlage „Obere Lutter“ bei der Einleitung geforderten Überwachungswerte betragen:

- CSB : 60 mg/l
- BSB₅ : 12 mg/l
- NH₄-N : 3 mg/l
- N_{anorg} : 13 mg/l
- P_{ges} : 0,7 mg/l
- AOX : 0,1 mg/l

Sie waren vor Inbetriebnahme des großtechnischen Adsorbers in Teilprojekt 1 bezüglich des Parameters CSB nicht immer einzuhalten, wie Abbildung 11 anhand der Unterschreitungshäufigkeit von bestimmten CSB-Messwerten im Kläranlagenablauf für die einzelnen Tage des Zeitraums 05.09.2006 bis 31.08.2011 belegt.

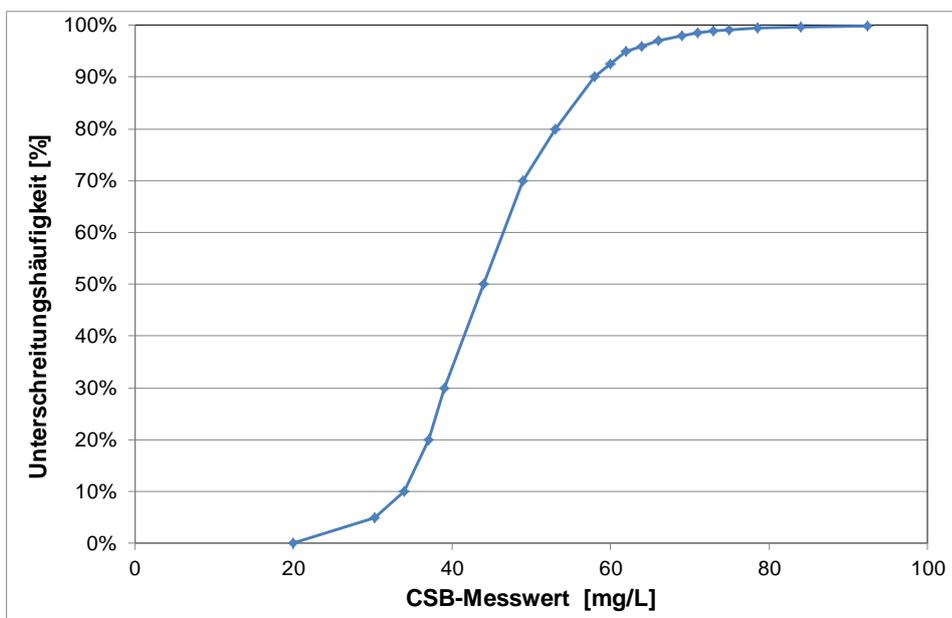


Abbildung 11: Unterschreitungshäufigkeit für bestimmte Werte der täglich gemessenen CSB-Konzentration im Kläranlagenablauf (Zeitraum 05.09.2006 bis 31.08.2011)

Wenn man in Betracht zieht, einzelne Filterkammern einer Flockungsfiltration für die Adsorption umzurüsten, ist grundsätzlich zu beachten, welche Eliminationsleistung welcher Parameter ein Filter in seiner bisherigen Konfiguration erbracht hat und welche Beeinträchtigung jede dieser einzelnen Funktionen durch einen Verzicht auf Fällmittelzugabe oder Sauerstoffeintrag (Luftzufuhr) erfahren werden. Vorrangig betrifft dies die AFS- und P-Elimination, ggf. können aber auch weitere Parameter wie Ammonium oder Nitrit betroffen sein.

Beim AOL wurde die Flockungsfiltration jedoch durch eine Reihe von Umstellung von ihrer ursprünglichen Funktion in der Verfahrenskette entbunden: Die P-Nachfällung in den Filtern wurde auf eine simultane P-Fällung in den Biostufen verlagert (siehe Boxplot der Messdaten für P_{ges} im Zulauf der Filterstufe zur Flockungsfiltration während des ersten Projekts in Abbildung 12). Die der Flockungsfiltration vorgeschaltete Stufe zur Festbett-Denitrifikation sorgt für einen nahezu vollständigen AFS-Rückhalt sowie für eine sehr weitgehende Nitrifikation.

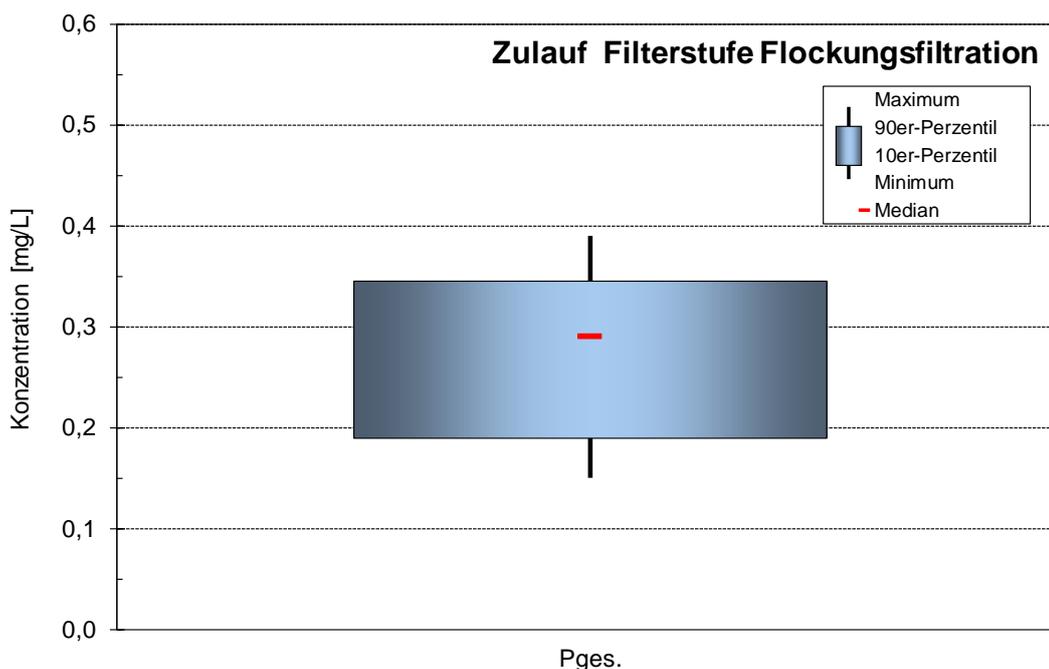


Abbildung 12: Unterschreitungshäufigkeit der täglichen CSB-Messwerte im Zeitraum 05.09.2006 bis 31.08.2011

Damit ergaben sich sehr umfangreiche Freiheitsgrade für die Umstellung der Filterkammern auf das Adsorptionsverfahren. Die Parameter für das Monitoring der Routineparameter durch das Betriebslabor konnten auf nur zwei Parameter eingeschränkt werden: CSB und TOC wurden i.d.R. mittwochs und freitags an homogenisierten 24-h-Mischproben untersucht, die in etwa um die Verweilzeit in den Filtern versetzt am Zulauf der Filterstufe und in den einzel-

nen Filtraten an den folgenden Probenahmestellen (Nummerierung der PN-Stellen siehe Abbildung 3) entnommen wurden:

- gemeinsamer Zulauf
- GA-3 (Ablauf)
- GA-4 (Ablauf)
- GA-5 (Ablauf)
- GF-6 (Ablauf GF)
- Ablauf der gesamten Filtrations-/Adsorptionsstufe

4.2 Analytik von Spurenstoffen

Bei der Konzeption des Monitorings für die vor den Adsorbern auftretenden und zu eliminierenden Spurenstoffe wurden folgende Kriterien für die im Projektkreis gemeinsam vorgenommene Spurenstoffauswahl (Parameterliste siehe Tabelle 2) herangezogen:

- der Wunsch nach einer Vielfalt von Stoffen, d. h. ein möglichst breiter Überblick über die Belastung des Zulaufes sollte erarbeitet werden,
- Stoffe aus möglichst vielen Substanzkategorien (Chemikalien von Industrie und Landwirtschaft, Humanpharmaka, –diagnostika, Lebensmittelzusatzstoffe, ...),
- Stoffe zu möglichst vielen chemo-physikalischen Stoffeigenschaften,
- Stoffe, die bei der konventionellen Abwasserbehandlung i. d. R. schlecht eliminiert werden (Strippen, mikrobiologischer Abbau),
- Erfahrungen aus dem Screening und Monitoring des ersten AOL-Projekts,
- Substanzen, die sich in Projekten zur weitergehenden Abwasserreinigung nach und nach zu Leitparametern entwickeln und etablieren,
- Literaturdaten, u. a. aus Merkel (2004), Hembrock-Heger et al. (2007), Bergmann et al. (2008), Dieter (2011) und Bode et al. (2010),
- die Fortschreibung der Liste prioritärer Substanzen (WRRL),
- die Fortschreibung der Liste von Stoffen mit Trinkwasserrelevanz (Belegung mit einem GOW),
- Ergänzung und Unterstützung allgemeiner Spurenstoffscreenings in den direkt eingeleiteten Abwässern im Regierungsbezirk Detmold,
- mit einer Stoffanzahl und mit Analysenkosten, die sich innerhalb des Finanzierungsrahmens bewegen und daher

- in der Summe ein Stoffspektrum darstellen, das mit einer möglichst kleinen Anzahl von separaten Nachweisverfahren wirtschaftlich zu analysieren ist.

Für die Spurenstoffanalytik wurden an den folgenden Probenahmestellen etwa monatlich 24-Stunden-Mischproben mengenproportional entnommen und analysiert:

- gemeinsamer Zulauf Filtrationsstufe (ohne Fällmittel)
- GA-3 (Ablauf)
- GA-4 (Ablauf)
- GA-5 (Ablauf)
- GF-6 (Ablauf)

Weitere Untersuchungen für die Spurenstoffanalytik wurden sporadisch an den folgenden Probenahmestellen (24-Stunden-Mischproben) vorgenommen:

- Ablauf der gesamten Filtrations-/Adsorptionsstufe
- Kläranlagenablauf

Bei den im IWW durchgeführten Analysen wird für die Spurenstoffe nicht nur ihr gelöster Anteil in der Probe detektiert, sondern auch ihr partikulär gebundener Anteil. Aus den Ablaufkonzentrationen und den Ablaufvolumenströmen lassen sich somit absolute Spurenstoffemissionen berechnen. Die Bestimmungsgrenzen der Nachweisverfahren für die Spurenstoffe sind in Anhang 11.4 aufgelistet.

Tabelle 2: Ausgewählte Parameter für das Monitoring der organischen Mikroverunreinigungen (Spurenstoffe) und ihre Gruppenzugehörigkeit

Parametergruppe	Untergruppe / Parameter
med. Gruppe Antibiotika	Makrolide und Sulfonamide
	Clarithromycin
	Sulfamethoxazol
	N4-Acetyl-sulfamethoxazol
med. Gruppe Betablocker	Atenolol
	Bisoprolol
	Metoprolol
	Sotalol
med. Gruppe weitere Humanpharmaka	Analgetika / Antiphlogistika
	Diclofenac
	Ibuprofen
	Naproxen
	Lipidsenker
	Bezafibrat
	Antiepileptika
	Carbamazepin
	Psychopharmaka
	Oxazepam
med. Gruppe Röntgenkontrastmittel	Amidotrizoesäure
	Iomeprol
	Iopamidol
	Iopromid
	Gadolinium
Komplexbildner EDTA + NTA + DTPA	EDTA
	NTA
	DTPA
PFC	Perfluorooctanoat (PFOA)
	Perfluorooctylsulfonat (PFOS)
Phenole	Bisphenol A
	4-Nonylphenol, Isomerengemisch
	4-n-Nonylphenol
	4-tert.-Octylphenol
Phtalate	DEHP
TMDD (2,4,7,9-Tetramethyl-5-decin-4,7-diol) - Tensid	TMDD
Tributylphosphat	Tributylphosphat
Benzotriazole	Methyl-1-H-Benzotriazole
	1-H-Benzotriazol
Herbizide	Mecoprop
	Terbutryn
Zuckerersatzstoffe	Acesulfam
	Sucralose

5 MESSERGEBNISSE

5.1 Standardparameter

Die Konzentrationswerte für die Parameter CSB und TOC im Zulauf aller Filter/Adsorber wurden statistisch ausgewertet. Min.-, Max.- und Medianwert sowie das 10er- und 90er-Perzentil wurden in Abbildung 13 als Boxplot dargestellt. Dem Maximalwert und dem 90er-Perzentil des CSB mit 68,5 mg/l ist zu entnehmen, dass der Filterzulauf den bestehenden Überwachungswert des CSB in Höhe von 60 mg/l immer noch gelegentlich überschreitet. Als Mediane für die Beschickung der Adsorber/Filter ergeben sich für den CSB 46,5 mg/l und für den TOC 16,0 mg/l.

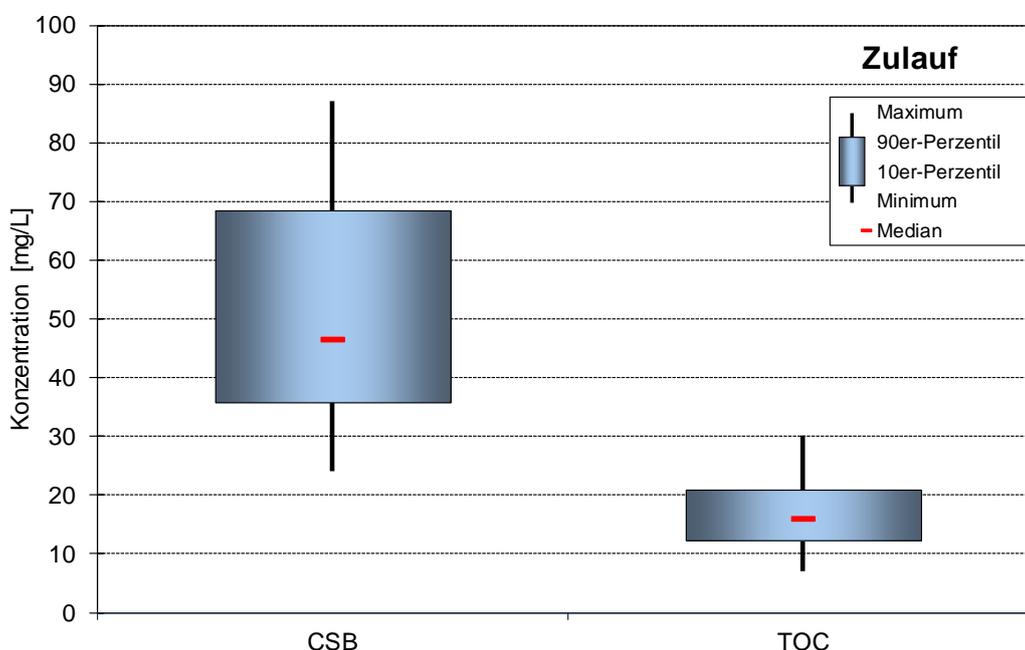


Abbildung 13: Schwankungsbreite der je 110 CSB- und TOC-Messwerte im Zulauf der Filter/Adsorber im Versuchszeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

Der zeitliche Verlauf der Messdaten von Zu- und Ablauf der Adsorber ist in Abbildung 14 für den CSB und in Abbildung 16 für den TOC aufgetragen. In Abbildung 15 werden hingegen die CSB-Konzentrationen in den Abläufen der Adsorber im Kontext derjenigen des Biolit-Filters GF-6 zeitabhängig gezeigt. Es wird trotz der Messwertstreuung deutlich, dass die CSB-Konzentration des Zulaufs der Adsorber eine klare saisonale Abhängigkeit aufweist: Ein geringes Plateau ab Mitte Sommer bis zum frühen Winter im Jahr 2012, der kontinuierliche Anstieg bis zum Frühsommer 2013 und danach wieder die (im August kurzzeitig unterbrochene) geringe Plateauphase ab Mitte Sommer bis in den Herbst 2013.

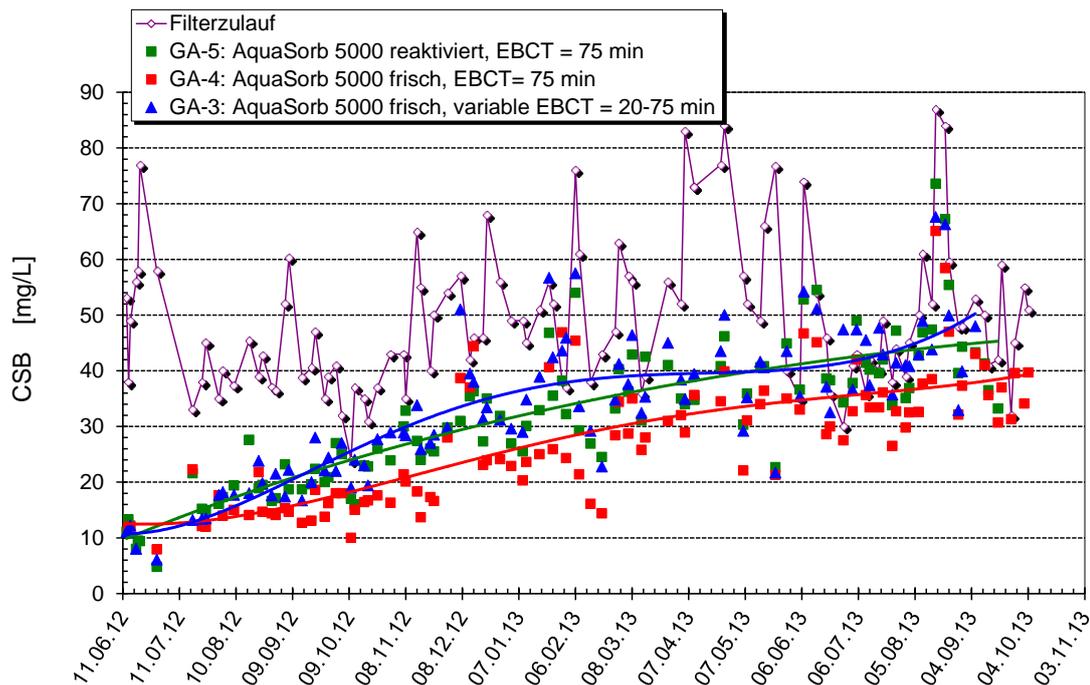


Abbildung 14: Zeitlicher Verlauf der CSB-Konzentrationen im Zulauf und in den Filtraten der Adsorber im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

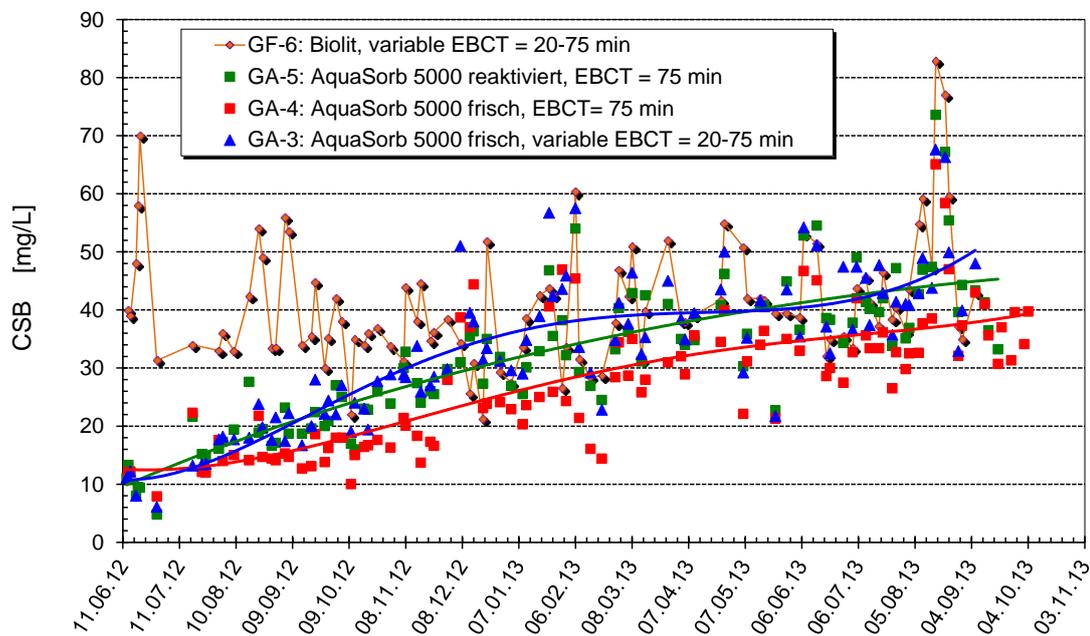


Abbildung 15: Zeitlicher Verlauf der CSB-Konzentrationen im Filtrat von GF-6 und in den Filtraten der Adsorber im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

Alle Adsorber zeigen in Abbildung 14 nach Start des Filtrationsbetriebs, bei der die Filtergeschwindigkeit noch einheitlich auf $v_f = 1$ m/h fixiert wurde, unabhängig vom GAK-Typ eine fast identische Filtratqualität im Bereich 6 bis 14 mg CSB/l, der somit als der nicht adsorbierbare CSB-Anteil des Zulaufs betrachtet werden kann. Erst ab dem 06.07.2012 wurde die unterschiedliche Betriebsweise mit konstanter und dynamischer Beschickung der Adsorber aufgenommen. Ab diesem Zeitpunkt fächern sich die Kurvenverläufe in Abbildung 14 auf:

Der großtechnische Adsorber GA-4 mit frischer GAK und konstanter Filtergeschwindigkeit erreicht für den CSB die beste Filtratqualität mit den geringsten Konzentrationen. Diese Tendenz bleibt während des gesamten Untersuchungszeitraums erhalten (Abbildung 14). Ansatzweise ist eine S-Form des Kurvenverlaufs zu erkennen: Die Anfangseliminationsleistung verhält sich ähnlich zu den anderen Adsorbern, wobei sich über einen relativ langen Zeitraum eine konstante Filtratqualität von i.d.R. um 15 mg/l nachweisen lässt. Erst ab November, d.h. nach einer Zeit von 160 Betriebstagen sind erhöhte Konzentrationswerte, im Einzelfall auf 20 mg/l, erkennbar, wobei im Anschluss ein Anstieg auf ein Niveau von 25 mg/l bis zum Februar 2013 zu erkennen ist. Erhöhte Konzentrationswerte Mitte Dezember 2012 und Ende Januar 2013 sind hierbei auffällig und können nicht plausibel erklärt werden. Mit guter Näherung könnte man zur Modellierung des Prozesses auch einen insgesamt linearen Anstieg von 10 auf 40 mg/l im September 2013 postulieren, d. h. nach 438 Betriebstagen und 341 (über den Anlagendurchsatz ermittelten) vollen Tagen mit Filtrationsbetrieb.

Die CSB-Konzentration im Filtrat von Adsorber GA-5 mit identischer Betriebsweise, jedoch reaktivierter GAK zeigt nach dem ersten Monat einen etwas steileren linearen Anstieg (siehe Abbildung 14), verläuft aber etwa mit Beginn des Jahres 2013 parallel zu der CSB-Kurve des GA-4, d. h. mit fast identischer Steigung. Der Versatz zwischen beiden Kurvenverläufen beträgt grob 8 mg CSB/l. Hier wirkt sich der geringere Aktivierungsgrad des Reaktivats (charakterisiert durch die geringere Jodzahl, siehe Tabelle 1) gegenüber der Frischkohle aus. Am Ende der Laufzeit streuen die CSB-Messwerte des GA-5 um 50 mg/l.

GA-3 hat zu einem bestimmten Betrachtungszeitpunkt in grober Näherung das in etwa doppelte Volumen durchgesetzt. Daher war zu erwarten, dass der CSB-Verlauf steiler erfolgt und den Kurven für die anderen Adsorber „vorausläuft“, was anfänglich bis zum September 2012 nur im Vergleich zu GA-4, nicht jedoch zu GA-5 der Fall ist. Erst anschließend liegt die CSB-Konzentration bis zu 6 mg/l höher als im Filtrat von GA-5, nähert sich bis Mai 2013 wieder an die Kurve von GA-5 an und zeigt anschließend sogar eine bessere Filtratqualität mit geringeren CSB-Konzentrationen.

Der horizontale Kurvenverlauf im Sommer 2013 ist den stark rückläufigen CSB-Konzentrationen des Zulaufs geschuldet. Die insgesamt stärkere Streuung der Messwerte von GA-3 ist zudem ein Indiz für den Einfluss der Filtergeschwindigkeit, die ihrerseits, wie bereits erläutert, eine Funktion der gesamten Abflussmenge der Kläranlage ist.

Die Messdatenverläufe für die Filtrate belegen einheitlich, dass selbst gegen Ende der Betriebszeit mit adsorptiv relativ erschöpften GAK-Schüttungen Konzentrationsspitzen im Zulauf noch um etwa 20 mg/l CSB verringert werden. Auch dabei zeigt sich GA-3 mit der höheren CSB-Beladung dem GA-5 leicht überlegen.

In Abbildung 15 sind die CSB-Konzentrationen sowohl der Filtrate der Adsorber als auch des GF-6 mit dem Blähton Biolit aufgetragen, um dem Gesamtergebnis der Adsorber, das als Summe der Mechanismen Partikelabscheidung, mikrobiologischer Abbau und Adsorption bewirkt, das Ergebnis von GF-6 ohne den Adsorptionsschritt gegenüberzustellen. Es ist beim Vergleich mit den Zulaufkonzentrationen in Abbildung 14 festzustellen, dass der GF-6 einen CSB-Abbau von bis zu 5 mg/l, teilweise sogar bis zu 10 mg/l ermöglicht, was für die sichere Einhaltung des geforderten CSB-Überwachungswertes zwar einen weiteren Schritt in der gesamten Verfahrenskette darstellt, aber als nicht ausreichend bezeichnet werden kann.

Bereits ab Februar 2013 nähern sich die CSB-Konzentrationen im Filtrat von GA-3 (mit dem zu einem Vergleichszeitpunkt jeweils höchsten Durchsatz) den CSB-Konzentrationen im Filtrat von GF-6 an. Es bleiben zwar bis zum Betriebsende zwischen beiden immer noch Differenzen bestehen, doch werden sie bei geringen Zulaufkonzentrationen verschwindend klein. GA-5 mit dem geringeren Volumenstrom und Durchsatz weist etwa ab Juni 2013 ein ähnliches Verhalten auf, da sich die Adsorptionskapazität seiner reaktivierten GAK nach und nach erschöpft. GA-4 mit dem ebenfalls geringeren Volumenstrom, aber mit der Frischkohle zeigt die Tendenz zu einem solchen Verhalten erst in der allerletzten Betriebswoche.

Doch die gegen Ende der Betriebszeit auftretenden Konzentrationsspitzen im Zulauf werden von GF-6 grundsätzlich wesentlich schwächer verringert als das bei allen anderen Adsorbern der Fall ist. Das kann bei diesen als ein Beleg dafür gewertet werden, dass adsorptive Effekte bei der deutlichen Peak-Reduktion immer noch als dominant einzustufen sind.

In Abbildung 16 mit dem zeitlichen TOC-Verlauf ist anhand der Messdaten zu Beginn zu erkennen, dass der nicht adsorbierbare Anteil des Parameters TOC mit etwa 1 – 3 mg/l beziffert werden kann. Im Anschluss bleibt der TOC im Filtrat von GA-4 auf einem stabilen Konzentrationsniveau von 5 mg/l und lässt ab November 2012 eine asymptotische Annäherung an bis zu 14 mg/l erkennen. In diesem Fall ist GA-4 mit der Frischkohle und einer konstanten Filterge-

schwindigkeit von 2 m/h als konstant besser als GA-3 oder GA-5 zu bezeichnen, was im direkten Vergleich zu einer i.d.R. um 3 – 4 mg/l TOC besseren Filtratqualität von führt. Lediglich am Ende des gesamten Betriebszeitraums nähern sich aller Filtratkurven an. Eine relativ gute Kongruenz der Messdatenverläufe in den Filtraten zwischen den Adsorbern und GF-6 tritt erst im Spätsommer 2013 bei GA-3 und GA-5 unter dem Einfluss geringer Zulaufkonzentrationen um 15 mg/l TOC auf.

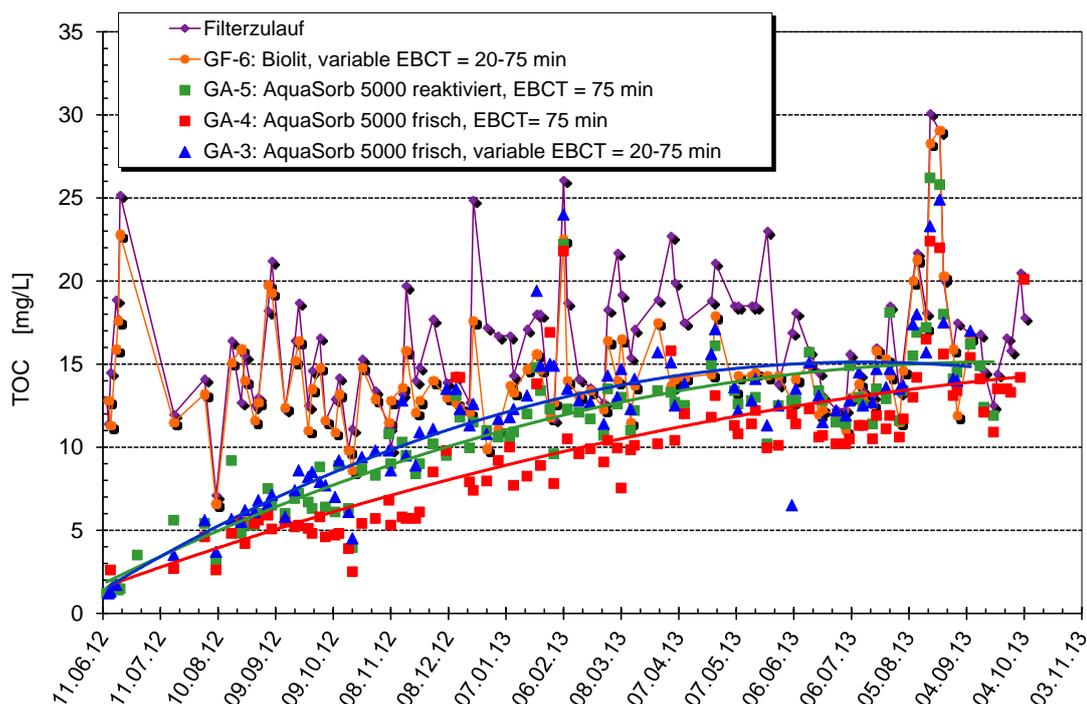


Abbildung 16: Zeitlicher Verlauf der TOC-Konzentrationen im Zulauf und in den Filtraten der Filter/Adsorber im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

In den folgenden Abbildung 17 und Abbildung 18 werden die auf die jeweilige Zulaufkonzentration normierten Ablaufkonzentrationen C/C_0 für die Parameter CSB und TOC in Abhängigkeit des durch die Adsorber durchgesetzten und aufbereiteten Bettvolumens (Bed Volumes Treated, BVT) aufgetragen. Damit ist einerseits eine zeitlich unabhängige Darstellung in Abhängigkeit einer vergleichbaren Beschickung möglich. Andererseits ergeben sich Rückschlüsse auf die volumenspezifischen Aufbereitungskosten, denn die Flächen über den einzelnen Kurven können bei vergleichender Betrachtung als die im Prozess wirkende Adsorptionskapazität (gegenüber den Parametern CSB oder TOC bei annähernd konstanten Zulaufkonzentrationen) je m^3 GAK-Schüttvolumen interpretiert werden. Als nicht ganz vergleichbar wirken sich in diesen Diagrammen daher die saisonalen Schwankungen der Zulaufkonzentrationen

aus, die das Verhältnis c/c_0 bei unterschiedlichen Bettvolumina beeinflussen, insbesondere in einem Prozessstadium, in dem bereits eine deutliche Vorbelastung der GAK vorliegt.

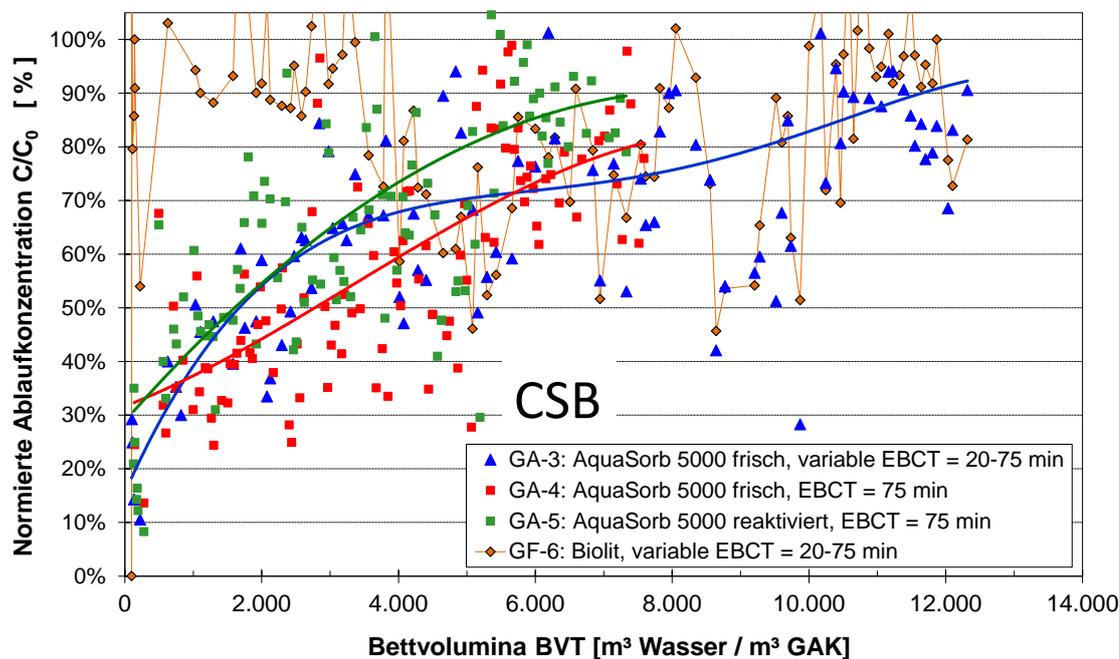


Abbildung 17: Normierte Ablaufkonzentration c/c_0 des CSB der Adsorber in Abhängigkeit der durchgesetzten Bettvolumina im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

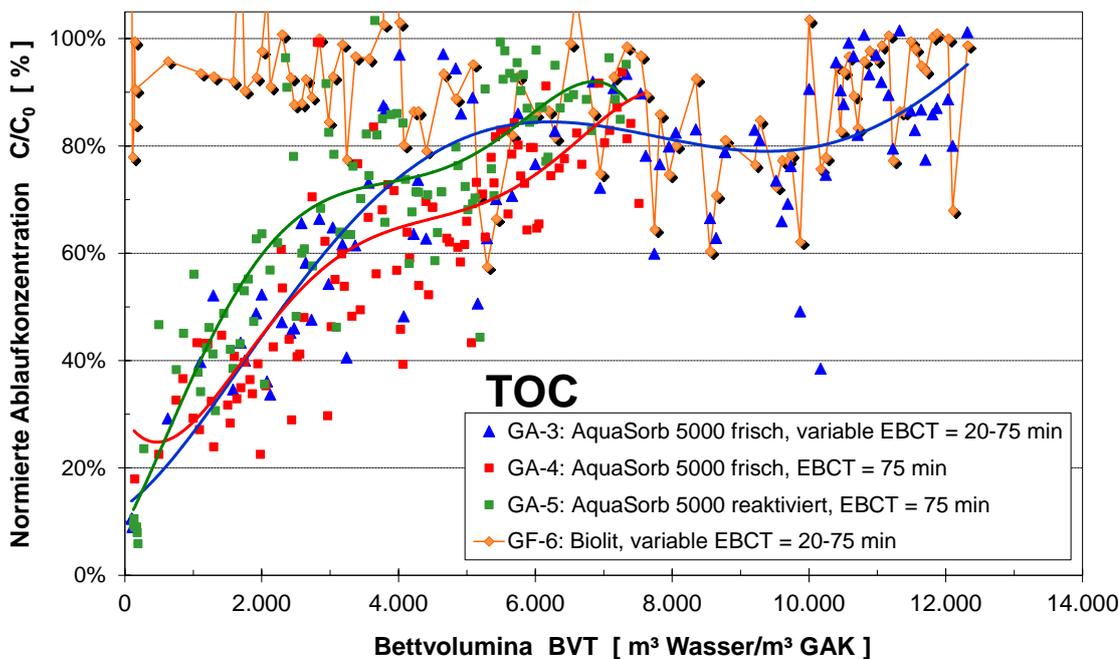


Abbildung 18: Normierte Ablaufkonzentration c/c_0 des TOC der Adsorber und von GF-6 im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

Die Streuung der normierten Konzentrationen für den CSB im Ablauf der verschiedenen Adsorber ist als durchaus ähnlich zu bezeichnen. Während GA-4 und GA-5 zu einem etwa ähnlichen Zeitpunkt einen bestimmten BVT-Wert erreichen, eilt GA-3 aufgrund der höheren Filtergeschwindigkeit mit einem (im Mittel) 1,8-fach höheren BVT den beiden anderen voraus. GA-4 zeigt einen insgesamt linearen Verlauf, der nach etwa 7.500 BVT die 80 %-Marke erreicht. Extrapoliert man den Verlauf, wird die 90 %-Marke bei 9.000 bis 10.000 BVT durchschritten.

Der Verlauf normierten CSB-Konzentrationen für GA-5 mit Reaktivat weist am Anfang einen vergleichsweise steileren Anstieg auf, der nach und nach auf das Steigungsniveau von GA-4 absinkt. Dadurch ergibt sich ab etwa 2.000 BVT ein paralleler Kurvenverlauf, bei dem die Werte für GA-5 etwa 10 bis 15 % höher und somit schlechter ausfallen als für GA-4. Bei 7.300 BVT wird die 90 %-Marke erreicht. Die Kurve für GA-5 steigt anfänglich noch stärker, erreicht aber bei etwa 3.000 BVT die gleiche Steigung wie die beiden übrigen Adsorber und verläuft ab 4.000 BVT mit nahezu konstanter Steigung. Nach gut 11.000 BVT wird die 90 %-Marke erreicht, ohne dass die Adsorptionskapazität für den CSB vollständig aufgezehrt ist, was der Vergleich mit den höher liegenden Datenpunkten für GF-6 belegt.

Alle Ausgleichskurven beim den normierten TOC-Konzentrationen in Abbildung 18 verlaufen zunächst mit einem linearen Anstieg. GA-3 mit der Frischkohle und der dynamischen Beschickung weicht von diesem Verhalten erst nach 5.000 BVT ab; primär ausschlaggebend für diesen schnellen Trendwechsel ist ein Absinken der Zulaufkonzentration, die erst später wieder ansteigt. Diese Randbedingungen sorgen für einen nahezu horizontalen Kurvenverlauf bei etwa 80 % der normierten TOC-Konzentration, die im Weiteren nach ca. 9.000 Bettvolumina mehr und mehr derjenigen des GF-6 folgt und mit dieser ab 10.000 BVT weiter ansteigt, was als eine Erschöpfung der Adsorptionskapazität für den TOC interpretiert werden kann.

Bei GA-4 und GA-5 erstreckt sich das lineare Verhalten der normierten TOC-Konzentrationen nur bis zu 3000 BVT und geht (im Kontext der bereits erwähnten Konzentrationsabnahme im Zulauf) bis etwa 4.500 Bettvolumina in einen horizontaler Verlauf über. Während sich GA-5 mit der reaktivierten GAK bereits zu 70 % bzw. 80 % der Zulaufkonzentration angenähert hat liegt GA-4 mit der Frischkohle zwischen 60 und 70 %. Anschließend nähern sich die Kurven mehr und mehr einer wieder ansteigenden Zulaufkonzentration.

Vergleicht man die Kurvenverläufe der Adsorber GA-3 bis GA 5 für den Parameter CSB in Abbildung 17 mit denjenigen für den TOC in Abbildung 18, so sind nur wenige Unterschiede zwischen beiden Parametern in Abhängigkeit der durchgesetzten Bettvolumina erkennbar. Beim TOC tritt eine geringere Messwertstreuung auf, was ggf. der Genauigkeit der Analysenmethoden ge-

schuldet ist. Vermutlich ist das auch der Grund dafür, dass hier leichte Unterschiede bei den Adsorbern in Bezug auf die Streuung der normierten Konzentrationswerte auffällig werden: Während die Streuung für den Ablauf von GA-4 und GA-5 als durchaus ähnlich zu bezeichnen ist, fällt sie bei GA-3 aufgrund der variablen Filtergeschwindigkeit etwas stärker aus. Das war beim Parameter CSB nicht so deutlich zu beobachten.

Ein Vergleich der normierten Konzentrationsprofile über das durchgesetzte Bettvolumen zwischen den Forschungsprojekten Teil 1 aus den Jahren 2011 (gestrichelte Linie) und dem jetzigen Projektzeitraum in Teil 2 in Abbildung 19 führt zu dem Fazit, dass insbesondere GA-3 mit der Frischkohle und der dynamischen Beschickung einen ähnlichen Verlauf wie der Adsorber GA aus dem Jahre 2011 (ebenfalls mit Frischkohle gleichen Typs jedoch mit konstanter Beschickung von $v_f = 2$ m/h) aufweist, wenn man von den Abweichungen im Mittelteil der Kurven absieht. Sowohl das maximal erzielbare durchgesetzte Bettvolumen (BVT) als auch der Verlauf des Konzentrationsprofils sind als fast deckungsgleich zu bezeichnen. Demgegenüber ist GA-5 mit der reaktivierten GAK aus Sicht des Konzentrationsgradienten bis zum erreichten Bettvolumen von 5.000 als nahezu deckungsgleich einstuftbar, danach tritt aber eine deutlich frühere Erschöpfung der Adsorptionskapazität und bzw. -leistung auf.

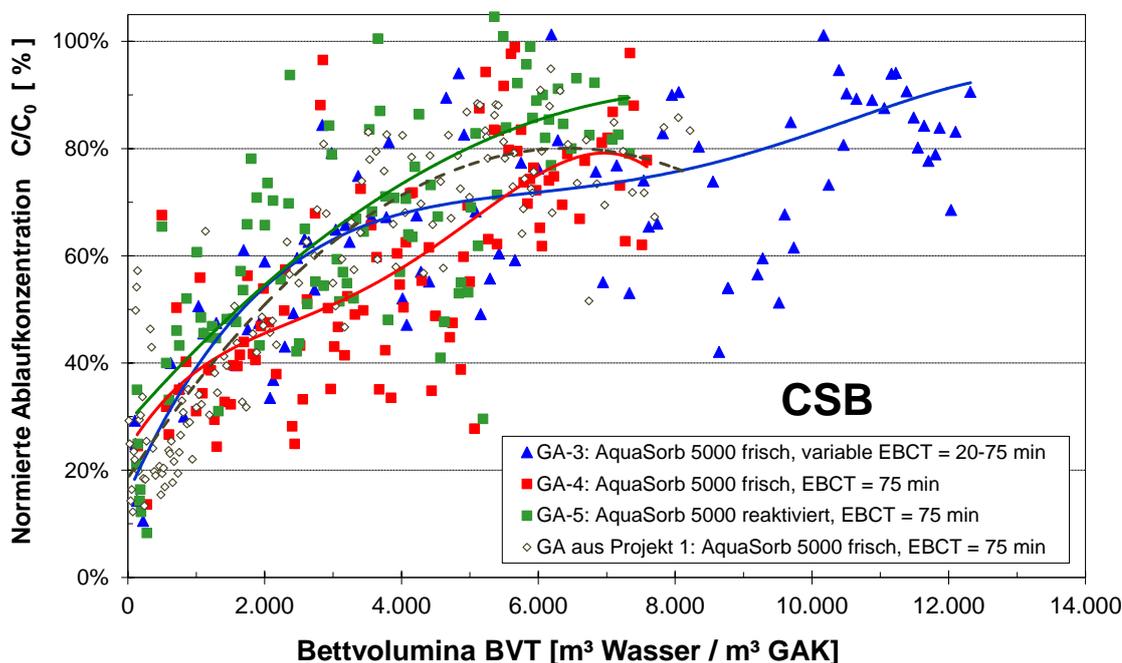


Abbildung 19: Normierte Ablaufkonzentration c/c_0 des CSB der Adsorber im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013 im Kontext der analogen Daten des GA in Teilprojekt 1

Eine noch objektivere Darstellung der Adsorptionsprozesse wird mit der Auftragung der normierten Ablaufkonzentration von CSB und TOC über der aktuellen CSB- oder auch TOC-Beladung der jeweiligen Aktivkohle möglich, wie in Abbildung 20 und Abbildung 21 geschehen. Da die konkrete Beladung der Aktivkohle sowohl ein ganz wesentlicher Faktor für die Stoffaustauschkinetik ist (sie baut im Zusammenspiel mit der zeitgleichen Zulaufkonzentration das treibende Gefälle für die Kinetik auf) als auch als ein Maß für die Belegung der Adsorptionsplätze betrachtet werden kann, ist das Leistungsvermögen unterschiedlicher GAK und/oder unterschiedlicher Betriebsweisen besser zu beurteilen.

Die insgesamt sehr effektive und stabile Eliminationsleistung der GAK gegenüber den Parameter CSB und TOC führt am Ende der Filterlaufzeit

- bei GA-3 zu einer Beladung von gut 630 g CSB/kg GAK (mittlere CSB-Elimination von 31 %) und knapp 180 g TOC/kg GAK (mittlere TOC-Elimination von 27 %).
- bei GA-4 zu einer Beladung von gut 550 g CSB/kg GAK (mittlere CSB-Elimination von 45 %) und knapp 160 g TOC/kg GAK (mittlere TOC-Elimination von 39 %) und
- bei GA-5 zu einer Beladung von knapp 420 g CSB/kg GAK (das entspricht 42 Gew.-% bei einer mittleren CSB-Elimination von 35 %) und gut 120 g TOC/kg GAK bei einer mittleren TOC-Elimination von 32 %),

Der Korridor, der von den normierten TOC-Konzentrationen in Abbildung 21 belegt, wird ist deutlich schmaler und einheitlicher bei den normierten CSB-Konzentrationen in Abbildung 20. Bei den mittleren Beladungszuständen verhalten sich die Datenpunkte von GA-5 und GA-3 ähnlich, d. h. der Unterschied von Reaktivat zu Frischkohle hat den gleichen Effekt in Form einer Einbuße bei der Elimination wie die höhere und unregelmäßige Filtergeschwindigkeit.

Gegen Ende der Betriebszeiträume nähert sich dann der Kurvenverlauf von GA-3 an denjenigen von GA-4 an, was auch auf die vergleichsweise geringen Filtergeschwindigkeiten um 3 m/h von GA-3 durch eine geringe Abflussmenge der KA in dieser Phase zurückzuführen ist.

Es kann davon ausgegangen werden, dass die periodisch 1 bis 2 mal pro Woche ausgeführten Filterspülungen eine nur mäßige Durchmischung des Aktivkohlebettes und geringe Störung sich ausbildender Adsorptionsfronten hervorrufen. Der hierdurch weitgehend unbeeinflusste Adsorptionsprozess erzielt relativ hohe CSB- und TOC-Maximalbeladungen für die GAK, wie sie auch schon im Teil 1 des Forschungsprojektes festzustellen waren.

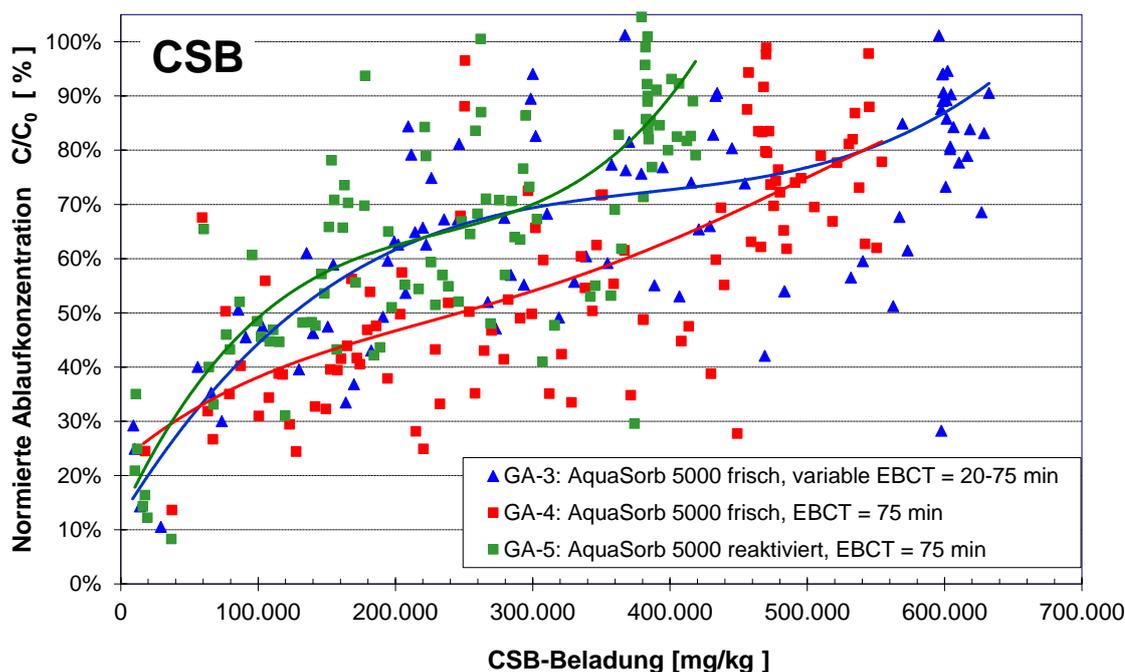


Abbildung 20: Normierte Ablaufkonzentration c/c_0 des CSB der Adsorber in Abhängigkeit der CSB-Beladung der GAK im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

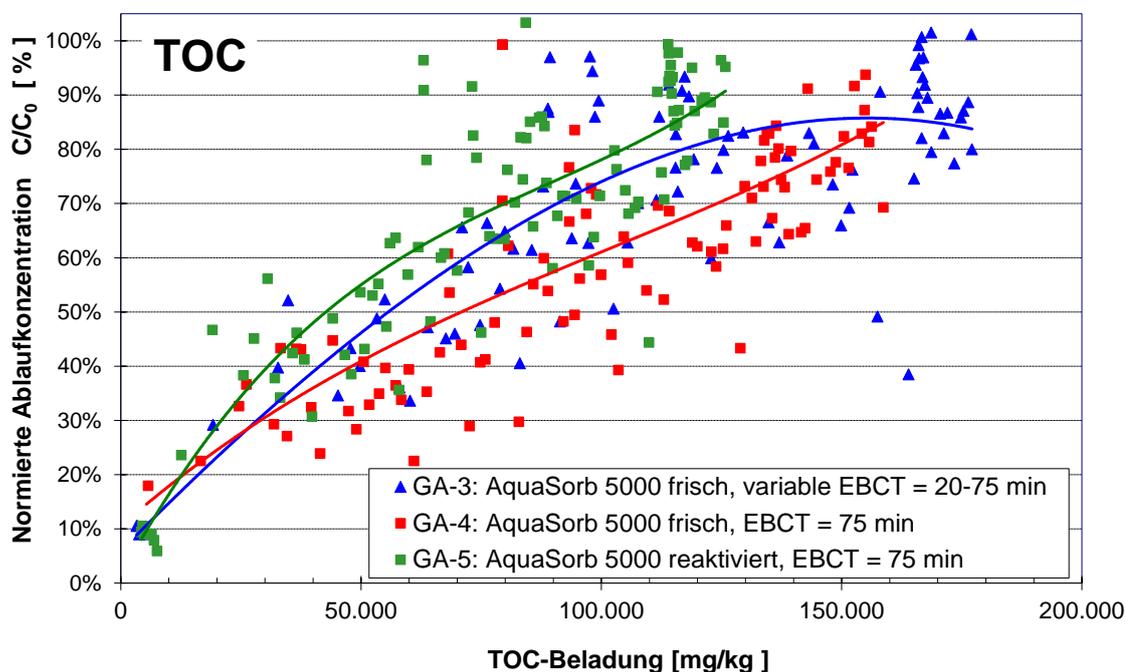


Abbildung 21: Normierte Ablaufkonzentration c/c_0 des TOC der Adsorber in Abhängigkeit der TOC-Beladung der GAK im Zeitraum 12.06.2012 – 04.10.2013

5.2 Spurenstoffe

Die Messdaten des IWW-Labors für organische Chemie für die Spurenstoffe im Zulauf der Verfahrensstufe Flockungsfiltration sind in Tabelle 3 aufgelistet. Einige Konzentrationen der analysierten Parameter lagen zeitlich relativ konsequent unter ihren Bestimmungsgrenzen (< B.G.), wie bspw.: N4-Acetyl-sulfamethoxazol (bis auf PN-Datum 14.09.2012), Iopromid (bis auf PN-Datum 25.01.2013), 4-n-Nonylphenol und 4-Nonylphenol-Isomere. Die meisten der untersuchten Spurenstoffe wiesen ein recht konstante und nur wenig streuende Konzentration im Zulauf auf. Stärkere Messwertschwankungen wurden nur bei den Benzotriazol-Verbindungen (Spitzenwert mit fast 33 µg/l für 1-H-Benzotriazol) und bei dem Tensid TMDD (Spitzenwert 180 µg/l) beobachtet.

Ebenfalls hohe Konzentrationen zwischen 29 und gut 35 µg/l wurden für den Zuckerersatzstoff Acesulfam ermittelt. Der Komplexbildner EDTA wurde mit Konzentrationen zwischen 84 und knapp 100 µg/l analysiert. Auf weitere Analysen der Komplexbildner wurde verzichtet, da ihre insgesamt schlechte adsorptive Entfernung aus dem Projektteil 1 bekannt war.

Tabelle 3: Messdaten für die Spurenstoffe (und korrespondierend CSB und TOC) im Zulauf zur Flockungsfiltration (<BG = unterhalb Bestimmungsgrenze)

Messdaten Zulauf Parameter(gruppe)	Einzelsubstanzen in der Gruppe		Probenahmedatum					
			09.08.2012	14.09.2012	25.01.2013	23.05.2013	07.08.2013	
med. Gruppe Betablocker	Atenolol	[µg/L]		0,07	0,09	0,10		
	Bisoprolol	[µg/L]		0,49	0,33	0,44		0,49
	Metoprolol	[µg/L]	2,20	2,50	2,10	1,60	2,40	
	Sotalol	[µg/L]	0,25	0,25	0,23	0,13	0,20	
med. Gruppe Humanpharmaka	Diclofenac	[µg/L]	2,60	1,93	3,65	3,19	1,83	
	Ibuprofen	[µg/L]	0,07	0,07	0,01	0,14	0,10	
	Naproxen	[µg/L]	0,31	0,21	0,47	0,32		
	Bezafibrat	[µg/L]	0,59	1,01	0,75	0,63		
	Oxazepam	[µg/L]		0,19	0,20	0,17		
	Carbamazepin	[µg/L]	2,80	2,59	3,31	2,36	5,20	
Antibiotika	Sulfamethoxazol	[µg/L]		0,51	0,19	0,18	0,60	
	N4-Acetyl-sulfamethoxazol	[µg/L]		0,08	<B.G.	<B.G.		
	Clarithromycin	[µg/L]		0,08	0,39	0,19	0,06	
med. Gruppe Röntgenkontrastmittel	Amidotrizoesäure	[µg/L]	1,40	2,90	2,00	1,10		
	Iomeprol	[µg/L]	0,19	0,12	0,57	0,44		
	Iopamidol	[µg/L]	0,32	0,49	0,12	<B.G.		
	Iopromid	[µg/L]	<B.G.	<B.G.	0,02	<B.G.		
	Gadolinium	[µg/L]	0,56	0,82				
	Komplexbildner EDTA + NTA + DTPA	EDTA	[µg/L]	99,70		84,20		
NTA		[µg/L]	1,10		0,70			
DTPA		[µg/L]	<B.G.		5,30			
Benzotriazole	1-H-Benzotriazol	[µg/L]	8,10	32,90	12,76	27,90	20,00	
	Methyl-1-H-Benzotriazole	[µg/L]	1,50	13,90	14,23	10,30	17,40	
TMDD	TMDD	[µg/L]	180,00	17,00	32,00	12,00	24,00	
Phenole	Bisphenol A	[µg/L]		0,04	0,03	0,30		
	4-n-Nonylphenol	[µg/L]			<B.G.			
	4-Nonylphenol, Isomere	[µg/L]		<B.G.	<B.G.	<B.G.		
	4-tert.-Octylphenol	[µg/L]		0,13	<B.G.	0,04		
DEHP	DEHP	[µg/L]		<B.G.	<B.G.	<B.G.		
PFC	PFOA	[µg/L]		0,05	0,03	0,02		
	PFOS	[µg/L]		0,04	0,01	0,01		
Mecoprop	Mecoprop	[µg/L]		<B.G.	0,18	0,09		
Terbutryn	Terbutryn	[µg/L]		0,11	0,08	0,08		
Zuckerersatzstoffe	Acesulfam	[µg/L]		29,00	26,60	30,90	35,40	
	Sucralose	[µg/L]		1,70	2,50	2,50		
Routineparameter	CSB	[mg/L]	37,3	38,8	52,0	76,8	50,0	
	TOC	[mg/L]	7,1	12,3	18,0	23,0	20,1	

Die Messwerte für die Spurenstoffkonzentrationen im Zulauf und Ablauf der Adsorber bzw. Filter sind jeweils im oberen Teil der nachfolgenden Abbildungen auf der Y-Achse logarithmisch aufgetragen, so dass alle Messwerte in einem Diagramm darstellbar sind. Bei dieser Skalierung bedeutet eine im Vergleich zur Zulaufkonzentration auftretende Halbierung der Säulenlänge bei den Filtraten eine Verminderung um den Faktor 10 (= 90 % Elimination bzw. $c/c_0 = 10\%$). Beträgt die Säulenlänge bei einem Filtrat nur ein Drittel des korrespondierenden Zulaufs, so liegt eine Verminderung um den Faktor 100 vor (= 99 % Elimination bzw. $c/c_0 = 1\%$, was im jeweils unteren Diagramm noch ansatzweise zu erkennen ist). Die von den Adsorbentien/Filtern geleistete prozentuale Elimination ($1-c/c_0$) der Spurenstoffe sind im jeweils korrespondierenden unteren Diagramm aufgetragen. Sollte ein Parameter analytisch **nicht bestimmt** worden sein, ist das oberhalb der X-Achse mit „n.b.“ kenntlich gemacht (ein zugehöriger Balken fehlt entsprechend im oberen Diagramm). Liegt ein Messwert bereits im Zulauf unter der Bestimmungsgrenze für den betreffenden Spurenstoff, ist dies im unteren Diagramm mit „<BG“ gekennzeichnet; im Oberen fehlt der Balken für die Elimination dann ebenfalls. Die Bestimmungsgrenzen sind stoffspezifisch und in Anhang 11.4 aufgelistet.

Bei der Spurenstoffelimination in den Adsorbentien wirken neben der adsorptiven Anlagerung der Stoffe an der (größtenteils inneren) Aktivkohlenoberfläche auch noch die mit der Trübstoffabscheidung assoziierten Mechanismen sowie eine mikrobiologische Inkorporation und Oxidation. Um den Anteil der letztgenannten Effekte gegenüber der Adsorption zu quantifizieren, wurde am 14.09.2013 die Spurenstoffanalytik auch im Filtrat des Biofor-Filters GF-6 durchgeführt und alle Konzentrationen und Eliminationen nebeneinander in der Abbildung 22 und Abbildung 23 dargestellt.

Auf den ersten Blick ist auffällig, dass die Konzentrationen in den Filtraten von GA-4 nur bei 4 der 30 analysierten Spurenstoffen oberhalb der jeweiligen Bestimmungsgrenze lagen (von GA-5 nur bei 6): Bei den beiden Röntgenkontrastmitteln (RKM) Amidotrizoesäure und Gadolinium (Bestandteil von „Gadovist“), bei den zwei Benzotriazolen, bei TMDD sowie bei dem Zuckerersatzstoff Acesulfam. Mit einer Ausnahme wurden aber auch diese Stoffe um mindestens 90 % eliminiert. Nur gegenüber Acesulfam zeigten sich die Adsorbentien trotz der hohen Zulaufkonzentrationen als absolut wirkungslos.

GF-6 erwirkt hingegen eine maßgebliche Konzentrationsverminderung nur bei:

- Atenolol: 100 % Elimination.
- Metoprolol: 86 % Elimination.
- 1-H-Benzotriazol: 50 % Elimination
- Ibuprofen: 43 % Elimination
- N4-Acetyl-sulfamethoxazol: 25 % Elimination
- Methyl-1-H-Benzotriazole: 22 % Elimination

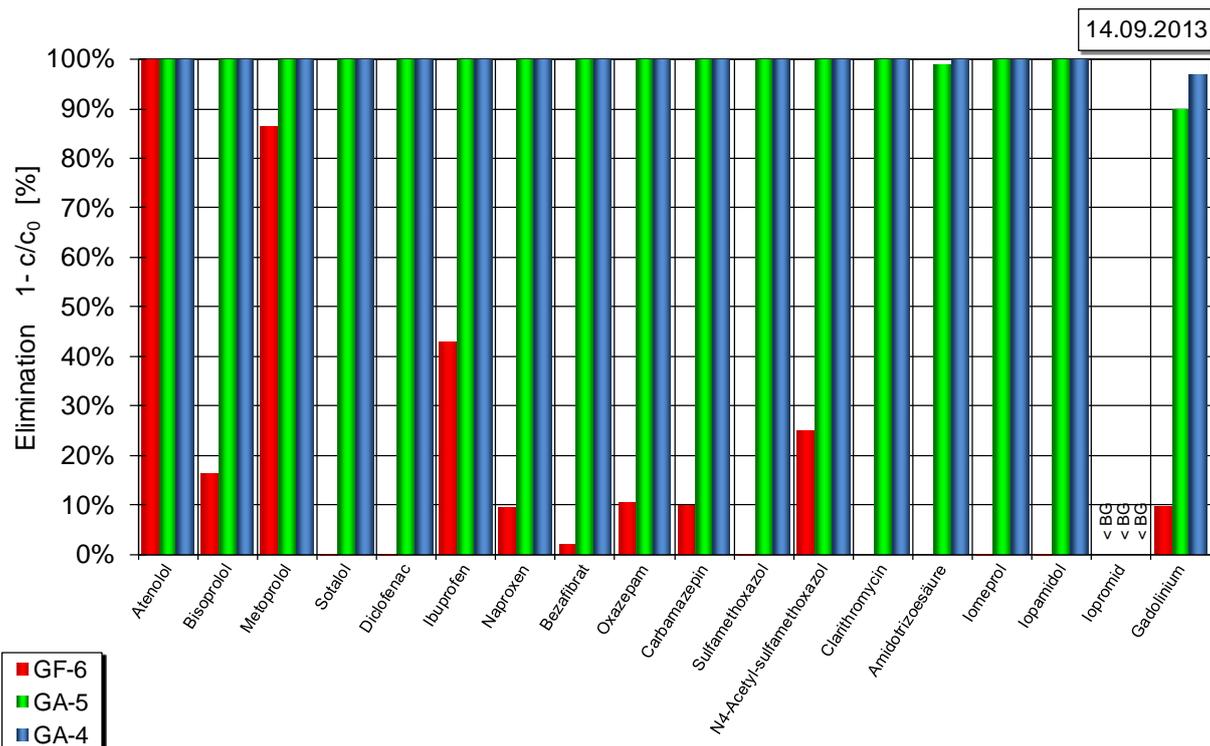
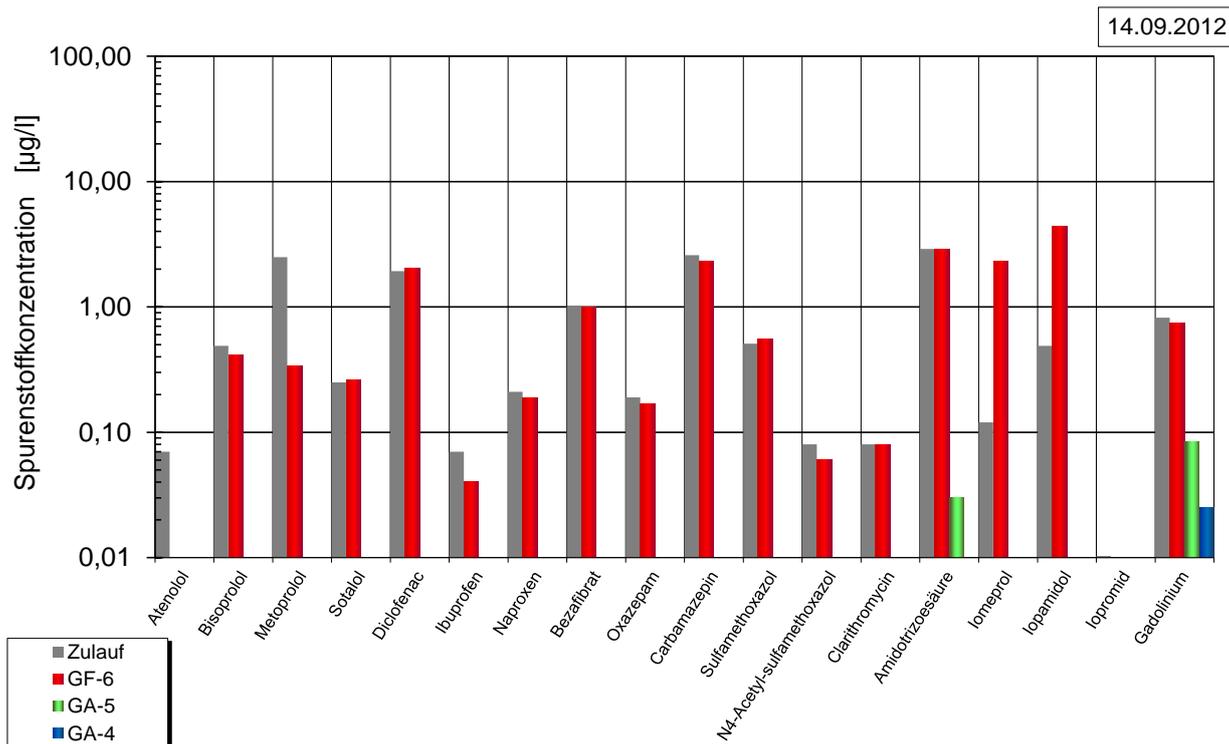


Abbildung 22: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Arznei- und Röntgenkontrastmittel (oben) und ihre normierte Darstellung $1-(c/c_0)$ (unten) für Filter und Adsorber am 14.09.2012 (n.b. = nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

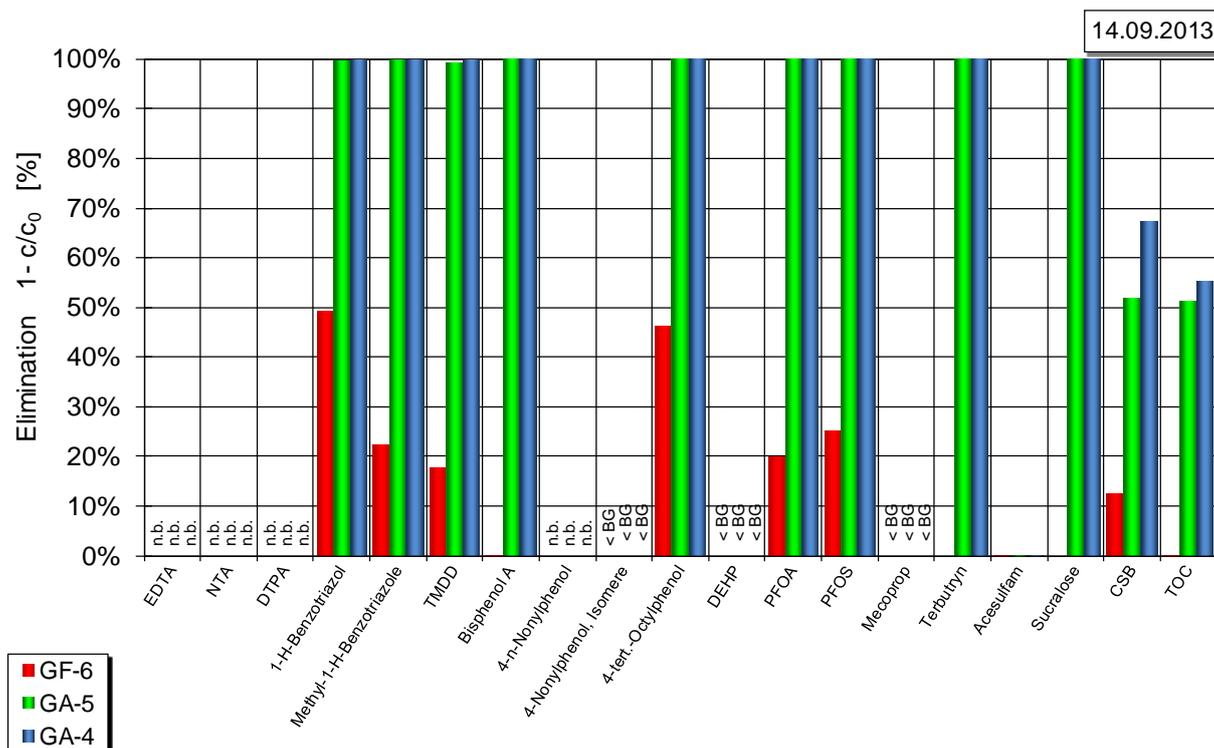
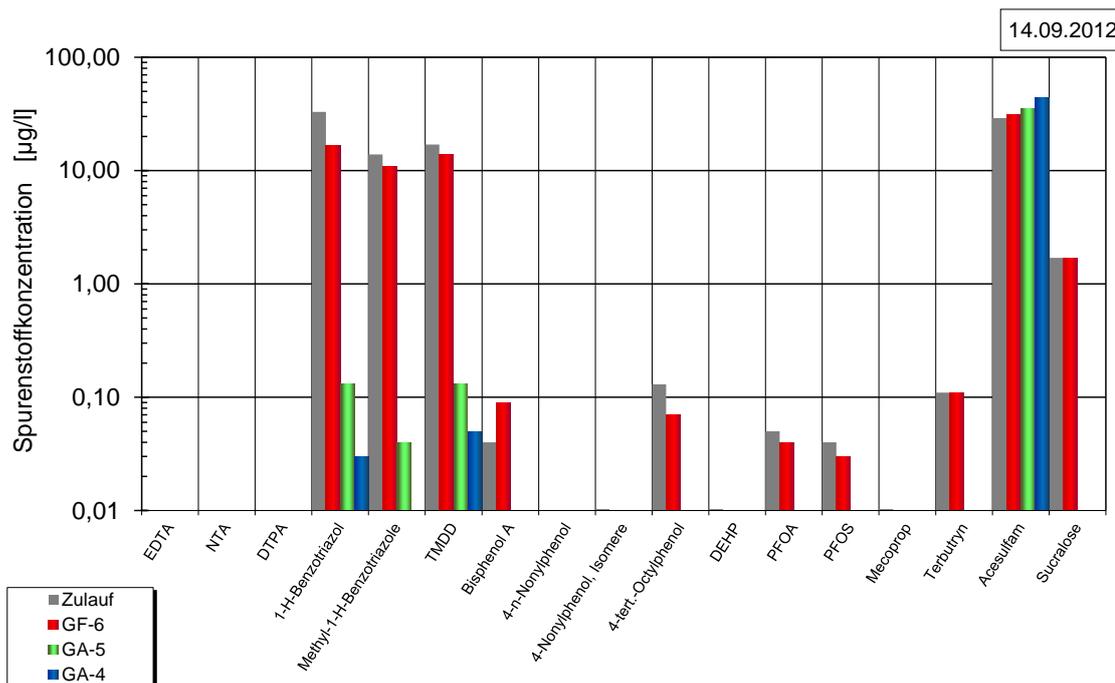


Abbildung 23: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Indikator- und Zusatzstoffe (oben) und ihre normierte Darstellung $1 - (c/c_0)$ (unten, inkl. CSB und TOC) für Filter und Adsorber am 14.09.2012 (n.b. = nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

Hinsichtlich der Elimination der Phenole und der polyfluorierten Verbindungen ist anzumerken, dass die Zulaufkonzentrationen bereits sehr gering bzw. dicht an den Bestimmungsgrenzen lagen.

Bei der Betrachtung der Zeitreihen für die Zulauf- und Ablaufkonzentrationen der einzelnen Adsorber ist zu einem bestimmten Probenahmezeitpunkt zu beachten, dass durch GA-4 und GA-5 in erster Näherung die gleiche Anzahl an Bettvolumina durchgesetzt wurde, während bei GA-3 infolge der dynamischen Filtergeschwindigkeit die Anzahl durchgesetzter Bettvolumina und somit die GAK-Beladung immer deutlich höher ist (vergleiche die deutlich schneller voran schreitende CSB- und TOC-Beladung und deren Auswirkung auf die Elimination in Abbildung 20 und Abbildung 21). Mit der höheren Beladung treten kleinere Konzentrationsdifferenzen als treibende Kraft für die Stoffaustauschkinetik auf, was sich dämpfend auf die Eliminationsleistung auswirkt.

In den Diagrammen der Abbildung 24 und Abbildung 25 für den Adsorber GA-5 sticht hervor, dass im ersten Betriebshalbjahr bis auf wenige Ausnahmen eine gute Elimination erzielt wird, wobei das Ergebnis für den ersten Probenahmetermin (am 09.08.2012 bei einem Adsorber-Status mit ca. 860 BVT) knapp 8 Wochen nach Filtrationsstart etwas schlechter ausfällt als anlässlich der zweiten Probenahme (PN) etwa einen Monat später (14.09.2012 bei einem Status mit knapp 1.450 BVT). Wenig Wirkung wird in dieser Betriebsphase gegenüber den Komplexbildnern EDTA und NTA sowie dem Zuckerersatzstoff Acesulfam (in Abbildung 25) erreicht. Alle übrigen bei der zweiten PN analysierten Spurenstoffe werden jedoch nahezu vollständig, d. h. bis unter die Bestimmungsgrenze entfernt.

Zum Zeitpunkt der dritten PN (am 25.01.2013 bei rund 3.570 BVT) ist die Eliminationsleistung gegenüber einigen Spurenstoffen bereits erschöpft: Ibuprofen, die untersuchten RKM (Amidotrizoesäure, lomeprol, lopamidol, lopro-mid, Gadolinium (da von EDTA komplexiert und nur simultan mit diesem adsorptiv gebunden)) in Abbildung 24, neben den bereits anfänglich schlecht eliminierten Komplexbildnern EDTA und NTA jetzt auch DTPA und die perfluorierte Octansäure PFOA in Abbildung 25. Anhand der Konzentrationen im oberen Teil der Abbildung 24 ist für die Amidotrizoesäure festzustellen, dass die Ablaufkonzentration über der des Zulaufs liegt und somit durch Stoffkonkurrenz eine Verdrängung bereits adsorbierter Mengen in das Filtrat stattfindet (Chromatographie-Effekt). Dieses Verhalten bei GA-5 setzt sich zeitlich so fort.

Im Mai (23.05.2013 bei 5.200 BVT) folgen beim vollständigen Rückgang der Elimination die Stoffe TMDD und Mecoprop (Abbildung 25). Im Vergleich hierzu wurde beim letzten PN-Termin am 07.08.2013 (bei 6.160 BVT) kurz vor der Außerbetriebstellung der Adsorber eine leicht bessere Eliminationsleistung für alle Spurenstoffe ermittelt.

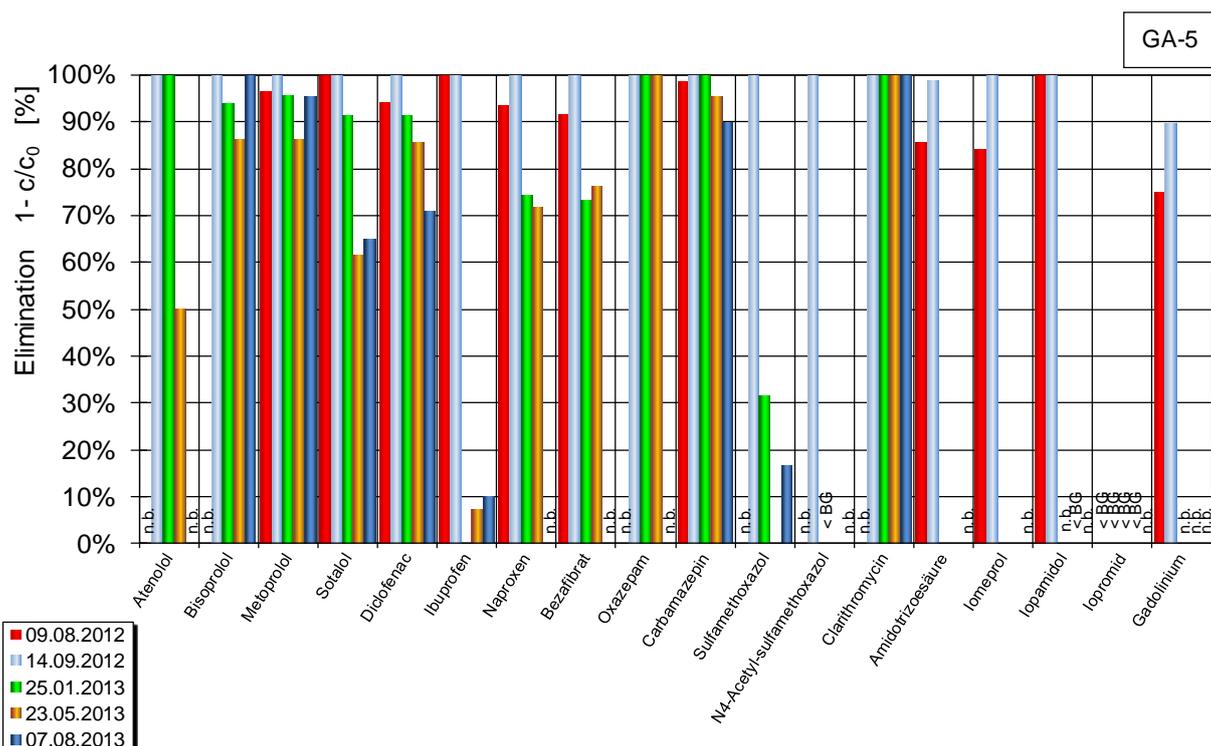
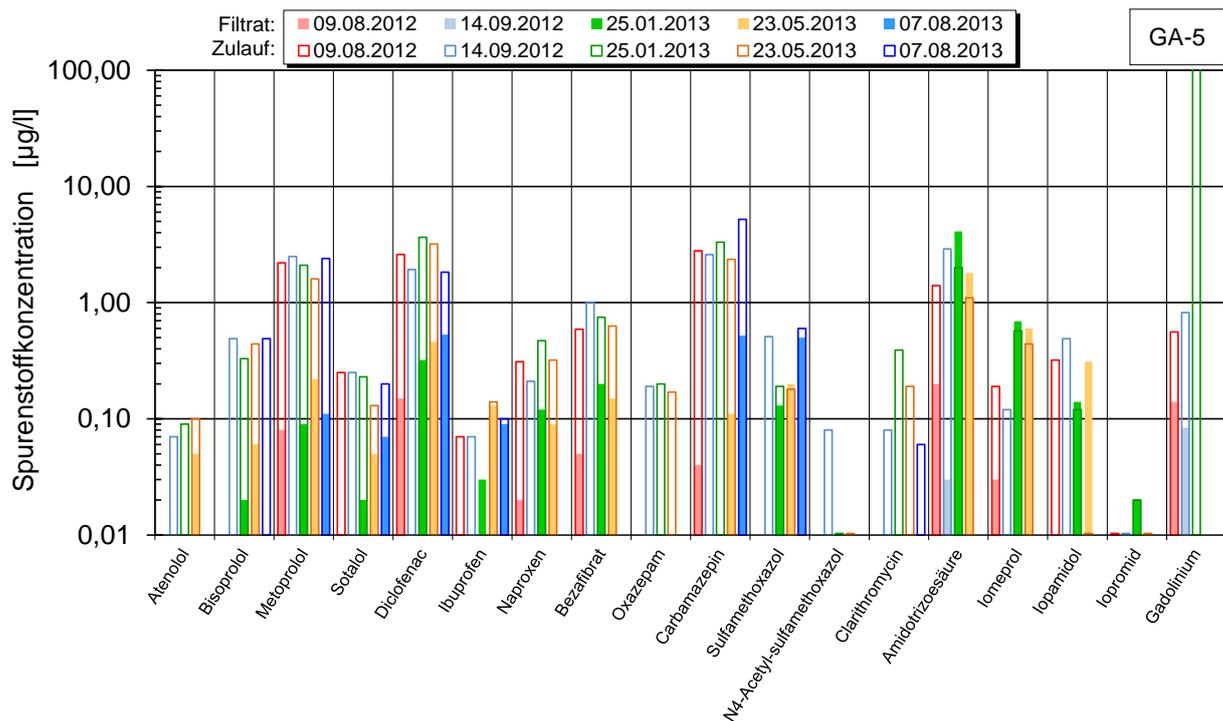


Abbildung 24: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Arznei- und Spurenstoffe (oben) und ihre normierte Darstellung $1 - (c/c_0)$ (unten) für Adsorber GA-5 im Untersuchungszeitraum (n.b. = Parameter nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

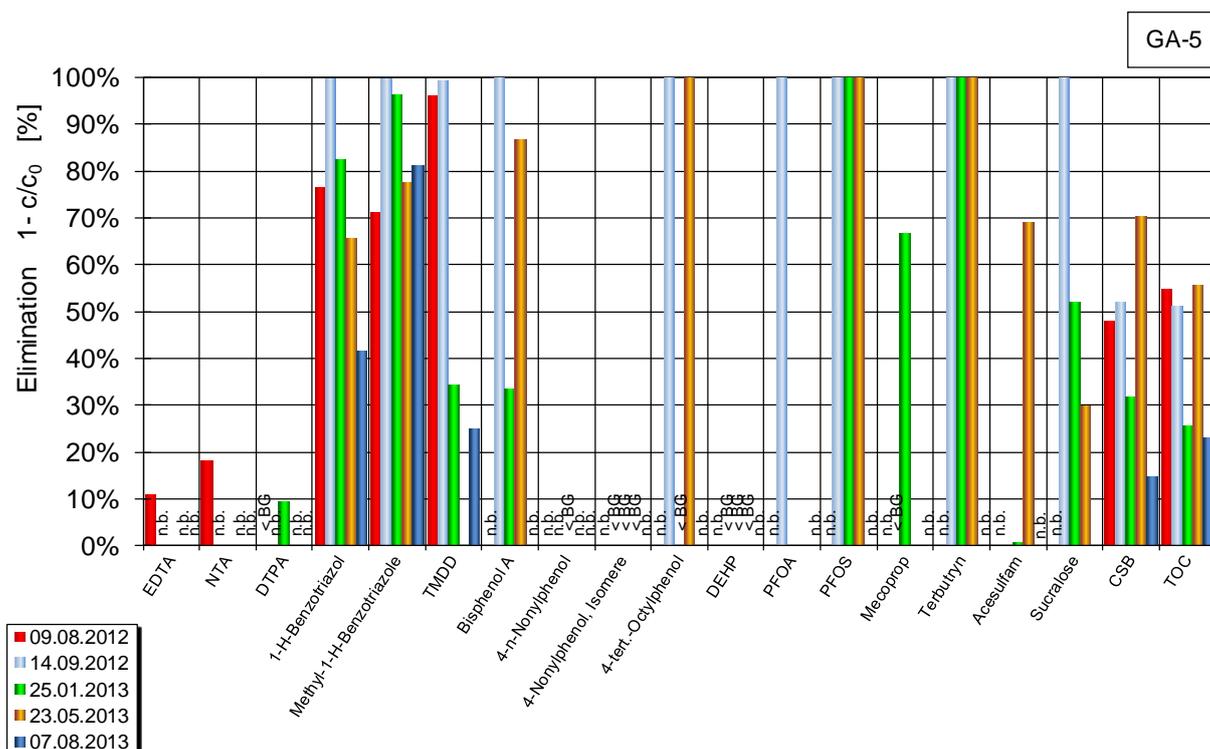
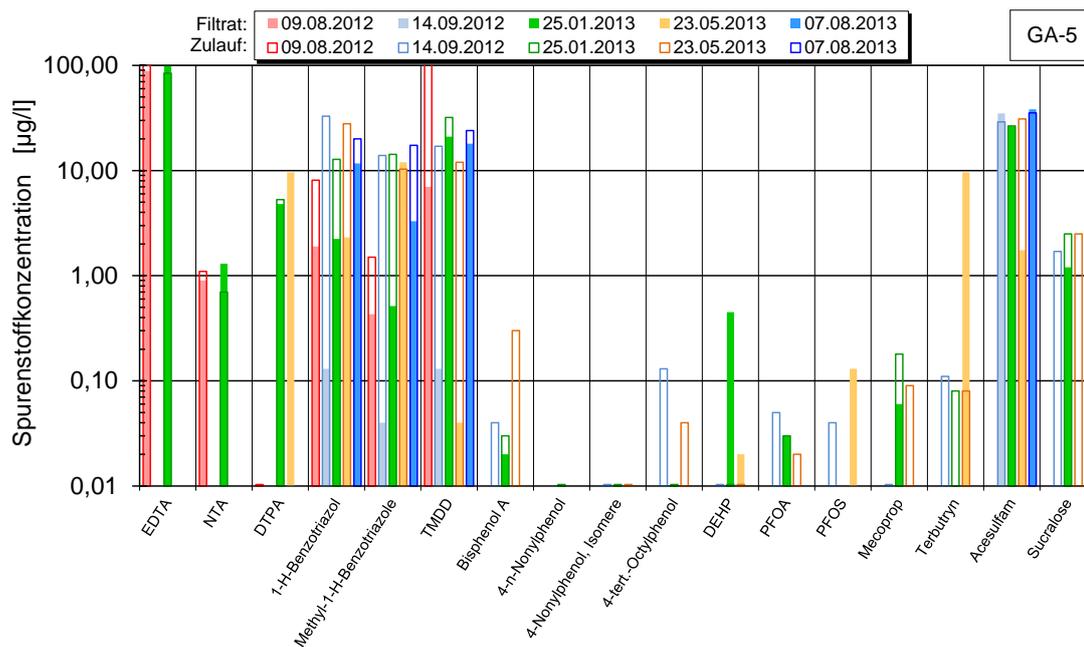


Abbildung 25: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Indikator- und Zusatzstoffe (oben) und ihre normierte Darstellung $1-(c/c_0)$ (unten, inkl. CSB und TOC) für Adsorber GA-5 im Untersuchungszeitraum (n.b. = Parameter nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

Klare Unterschiede zur Effektivität von GA-5 mit reaktivierter GAK sind aus den Diagrammen der Abbildung 26 und Abbildung 27 für GA-4 mit frischer GAK ersichtlich, und zwar in Gestalt geringer bis nicht mehr messbarer Konzentrationen im Ablauf sowohl bei absoluter (gefüllte Balken oben in den Abbildungen) als auch bei relativer Betrachtung mittels Elimination (jeweils unten). Als Ausnahme von dieser Feststellung sind die Komplexbildner EDTA, NTA, DTPA (Abbildung 27) zu nennen, die oft - allerdings nicht einheitlich - im Ablauf und Zulauf mit gleichen Konzentrationen analysiert wurden. Konsequenter Weise ist auch bei GA-4 die Acesulfam-Konzentration im Ablauf von adsorptiven Rückhalteeffekten oder mikrobiologischen Abbaueffekten im Adsorber unbeeinflusst.

Ein deutlicher Rückgang der Eliminationsleistung im Zuge eines kontinuierlich voranschreitenden Durchbruchprozesses bestimmter Spurenstoffe durch das GAK-Festbett ist ab dem PN-Termin im Januar (am 25.01.2013 bei etwa 3.400 BVT) für Amidotrizoesäure zu konstatieren, dessen Elimination zu diesem Zeitpunkt aber noch 40 % beträgt. Dieser Wert klingt bis zum PN-Termin im Mai (23.05.2013 bei fast 5.100 BVT) vollständig auf null ab. Ab Mai kündigt sich der kontinuierliche aber langsame Rückgang der Eliminationsleistung auch gegenüber Sulfamethoxazol in Abbildung 26 mit einer normierten Ablaufkonzentration von 28 % des Zulaufwertes an. Bei der letzten PN am 07.08.2013 werden aber noch 35 % ermittelt (was einer Elimination von immerhin noch 65 % entspricht).

Eine ähnliche Entwicklung zeichnet sich bei TMDD in Abbildung 27 mit einem Anstieg der normierten Ablaufkonzentration von 25 auf 27 % ab. Auch für die Ablaufkonzentration von lomeprol und Sucralose ist prinzipiell eine solche Tendenz zu vermuten, aufgrund des fehlenden Messwertes am letzten PN-Datum aber nicht zu belegen. Plötzlich und ohne vorheriges Anzeichen tritt zu diesem Zeitpunkt noch Ibuprofen mit einer normierten Ablaufkonzentration von 30 % auf.

Bis auf das Verhalten der Komplexbildner in Abbildung 27 finden bei allen untersuchten Spurenstoffen stetige Prozesse beim Anstieg der Ablaufkonzentrationen statt (bei Acesulfam schon von Beginn an bei 100 % des Zulaufs). Verdrängungseffekte infolge Stoffkonkurrenz bei der Adsorption, die sicherlich auch beim GA-4 nicht auszuschließen sind, wirken sich kaum, d. h. zumindest nicht in Form von Konzentrationsüberhöhungen gegenüber dem Zulaufwert messbar auf das Spektrum an analysierten Spurenstoffen aus. Das scheint ein ganz klar messbarer Vorteil der frischen GAK im Kontext einer nicht zu hoch gefahrenen Anzahl an durchgesetzten Bettvolumina (BVT) mit entsprechender GAK-Beladung zu sein.

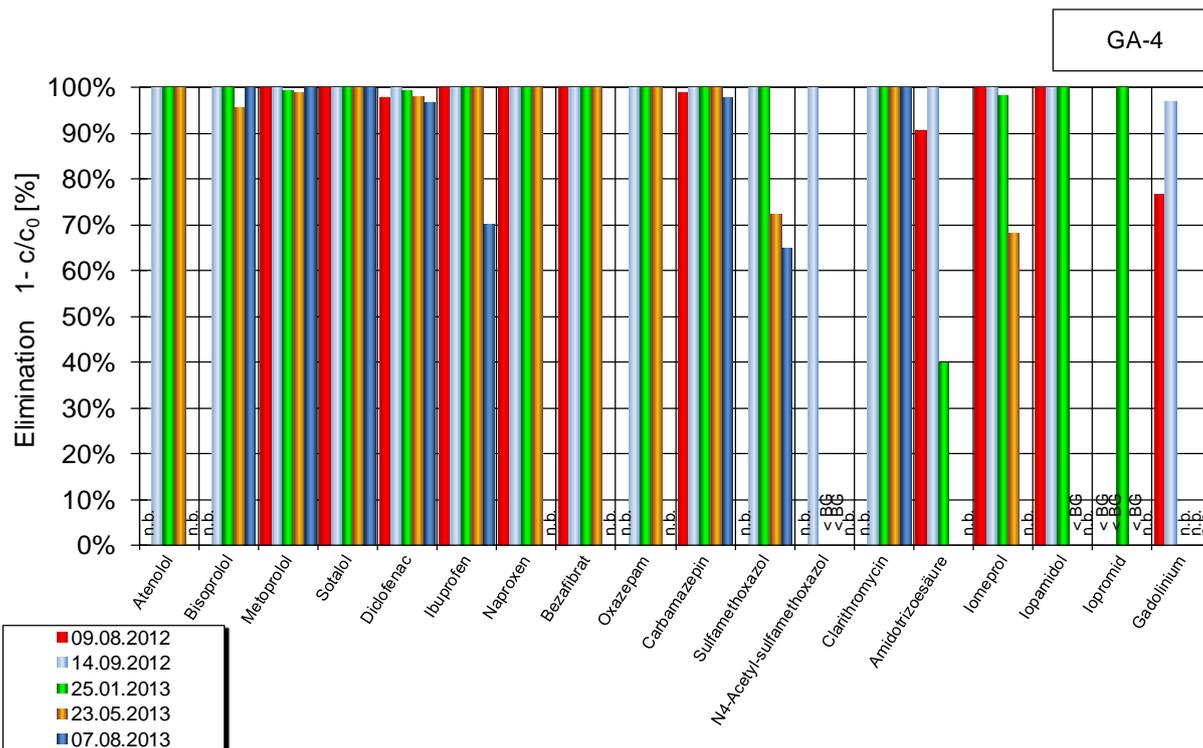
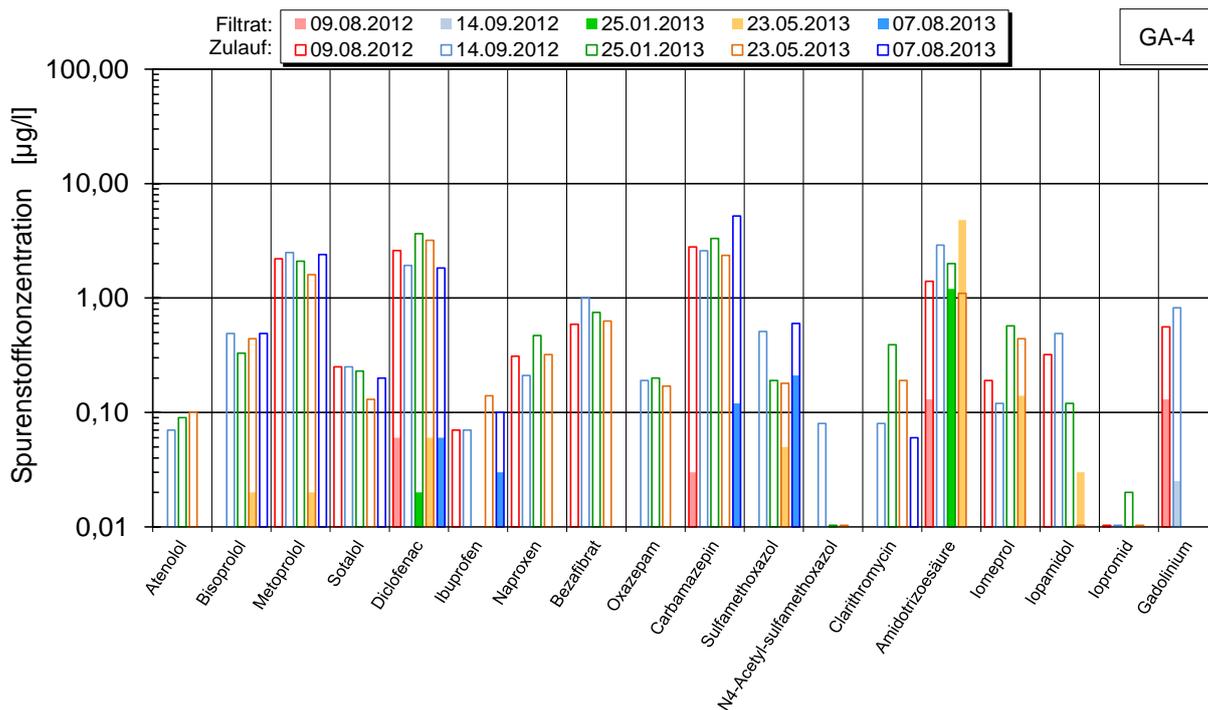


Abbildung 26: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Arznei- und Röntgenkontrastmittel (oben) und ihre normierte Darstellung $1 - (c/c_0)$ für Adsorber GA-4 im Untersuchungszeitraum (n.b. = Parameter nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

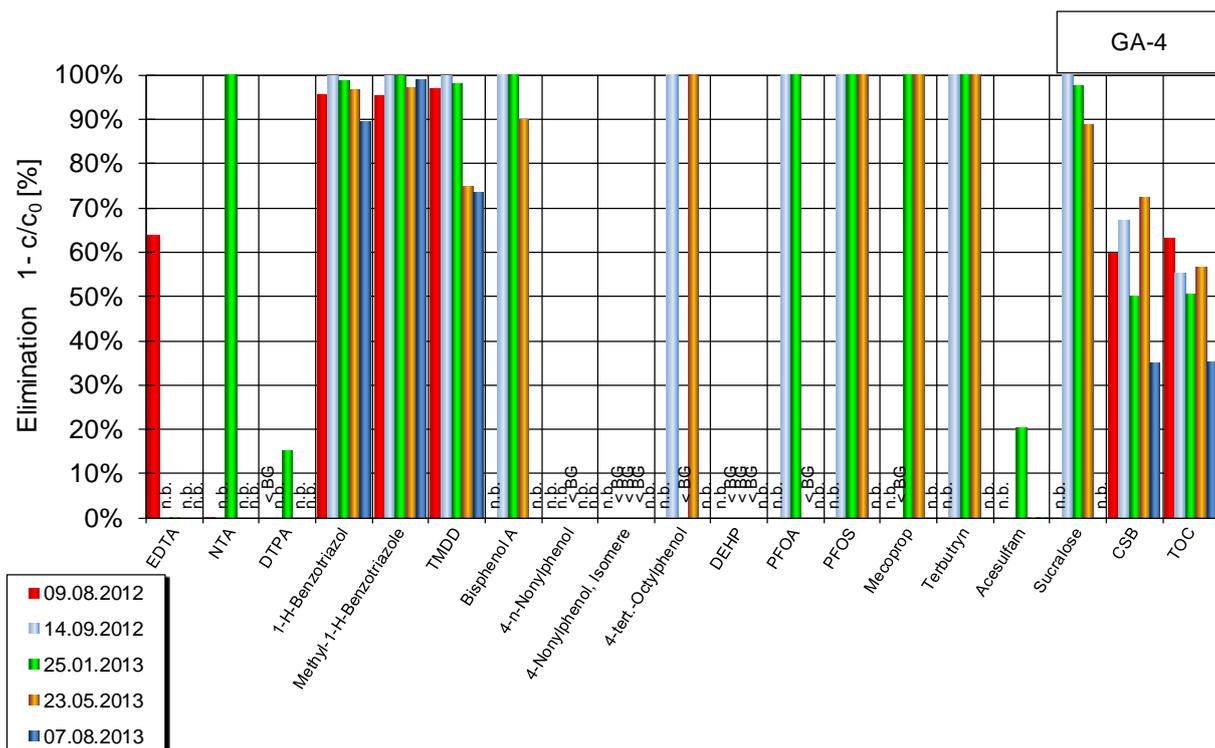
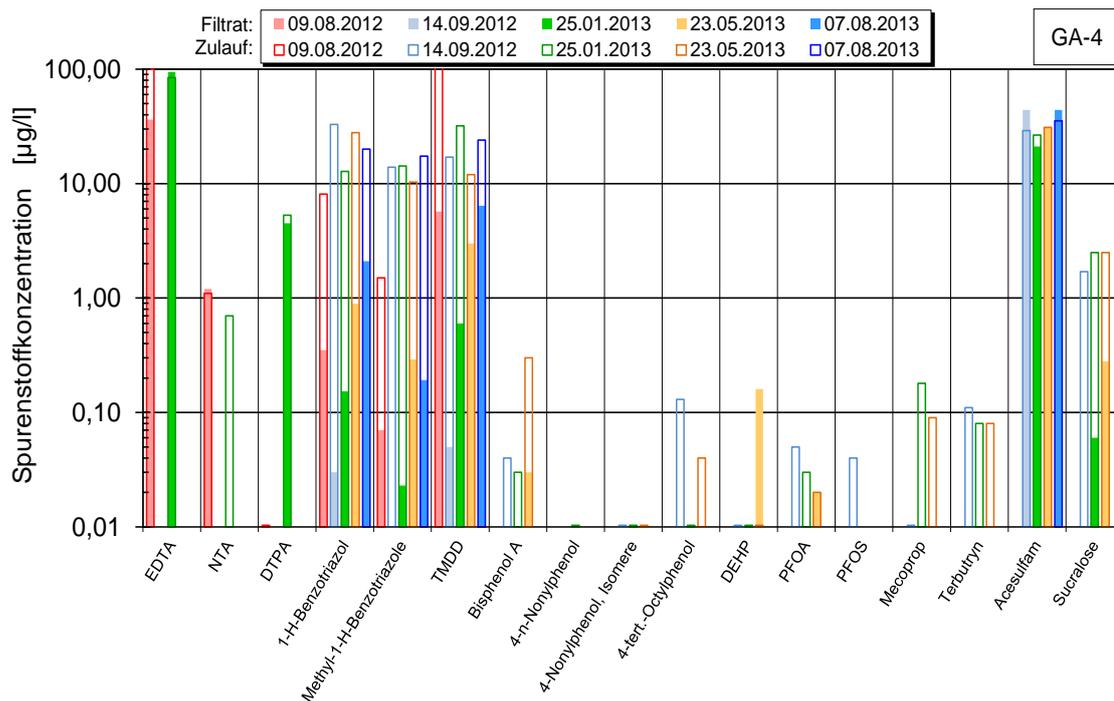


Abbildung 27: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Indikator- und Zusatzstoffe (oben) und ihre normierte Darstellung $1 - (c/c_0)$ (unten, inkl. CSB und TOC) für Adsorber GA-4 im Untersuchungszeitraum (n.b. = Parameter nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

Bei der Diskussion der Messdaten für Adsorber GA-3 ist zu berücksichtigen, dass hier zu einem bestimmten Zeitpunkt eine gegenüber GA-4 und GA-5 eine 1,5-fach und später sogar 1,9-fach höhere Anzahl an Bettvolumina durchgesetzt wurde und somit ein entsprechend höherer Beladungsstatus mit Konsequenzen für abklingende Eliminationen vorliegt. Richtet man den Blick zunächst auf die reinen Messwerte oben in Abbildung 28 und Abbildung 29, d. h. auf die absoluten Konzentrationen im Zu- und Ablauf, so ist von Anfang an die für EDTA, NTA und Acesulfam bereits bekannte Leistungsschwäche bei der Elimination festzustellen.

Die Konzentration vieler der analysierten Spurenstoffe ist schon bei der ersten PN am 09.08.2012 im Ablauf mit Werten größer Null bestimmbar. Ausgenommen hiervon sind nur Sotalol sowie mit jeweils sehr geringen Zulaufkonzentrationen die Stoffe Ibuprofen, Naproxen, lomeprol und Iopamidol (Abbildung 28).

Bei der nächsten PN am 25.01.2013 wurde mit einer Anzahl von knapp 6300 Bettvolumina durch GA-5 bereits mehr durchgesetzte, als bei GA-4 und GA-3 bei der letzten PN am 07.08.2013. Zu diesem Zeitpunkt werden bis auf Iopromid alle analysierten Spurenstoffe im Ablauf nachgewiesen.

Verfolgt man das zeitlich überwiegend stetig anwachsende Durchbruchverhalten einzelner Stoffe mit den voranschreitenden PN-Terminen, so fallen bei folgenden Spurenstoffen nach und nach einsetzende Verdrängungseffekte in Form von Konzentrationsüberhöhungen gegenüber dem Zulaufwert auf: bei EDTA und NTA (Abbildung 29), bei den RKM (Abbildung 28) Amidotrizoesäure, lomeprol, Iopamidol (und vermutlich wäre es auch für Iopromid gegeben, wenn dessen Zulaufkonzentration nicht so gering wäre) sowie für das Herbizid Mecoprop.

Doch auch beim letzten PN-Termin am 07.08.2013 erzielt GA-5 mit einem sehr hohen Beladungsstaus infolge von knapp 11.500 durchgesetzten Bettvolumina noch eine deutliche Elimination gegenüber folgenden Spurenstoffen, die

- im Zulauf mit Konzentrationen oberhalb von 1 µg/l auftreten:
 - Metoprolol: 90 % Elimination
 - Diclofenac: 48 % Elimination
 - Carbamazepin: 67 % Elimination
- im Zulauf mit Konzentrationen oberhalb von 10 µg/l auftreten:
 - 1-H-Benzotriazol: 13 % Elimination
 - Methyl-1-H-Benzotriazole: 72 % Elimination

Es ist aber zu vermuten, dass die bei diesen Stoffen noch stattfindende Adsorption zu einem hohen Maße durch die Desorption von Stoffen mit einer geringeren Affinität zur Aktivkohleoberfläche einhergeht.

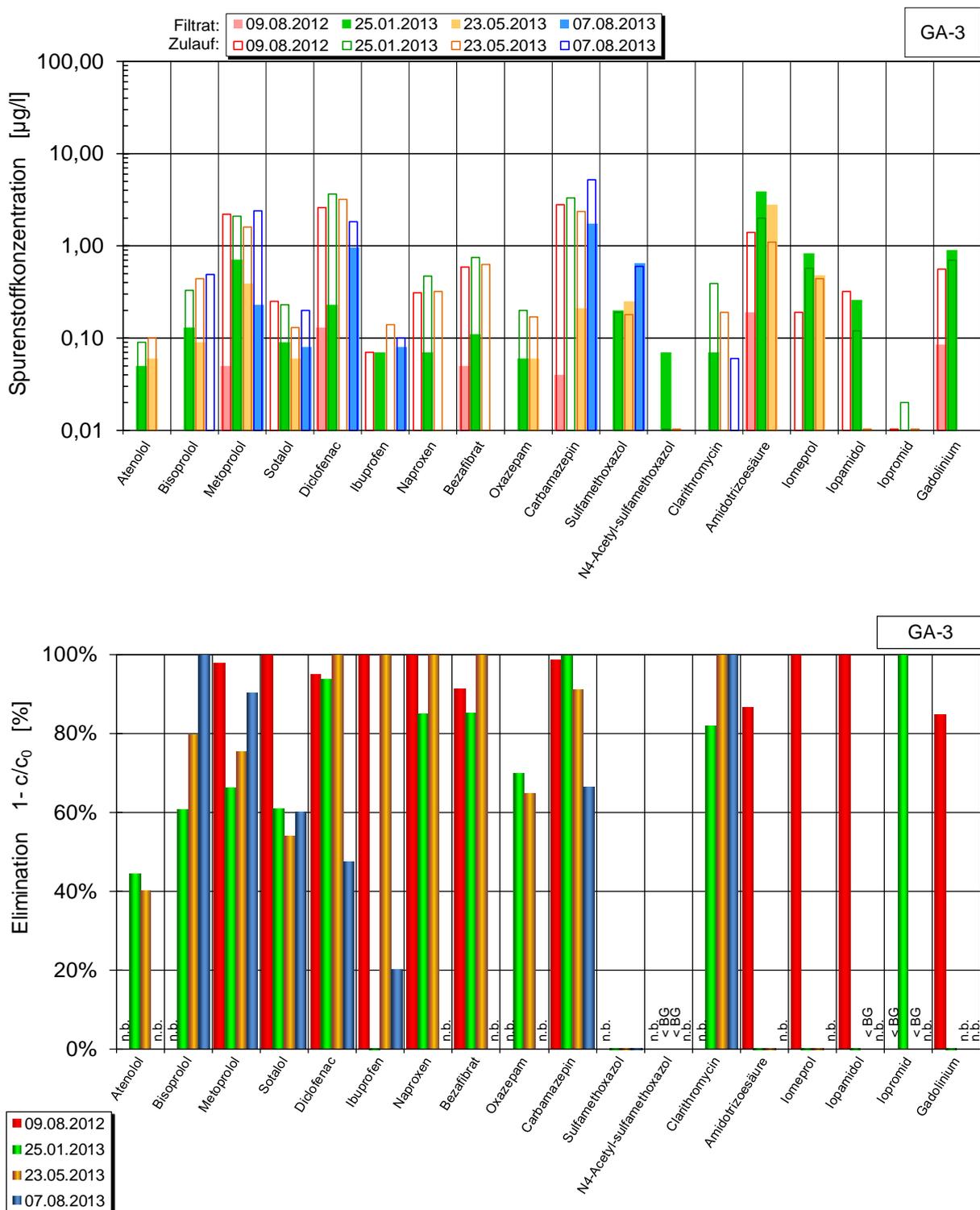


Abbildung 28: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Arznei- und Röntgenkontrastmittel (oben) und ihre normierte Darstellung $1 - (c/c_0)$ (unten) für Adsorber GA-3 im Untersuchungszeitraum (n.b. = Parameter nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

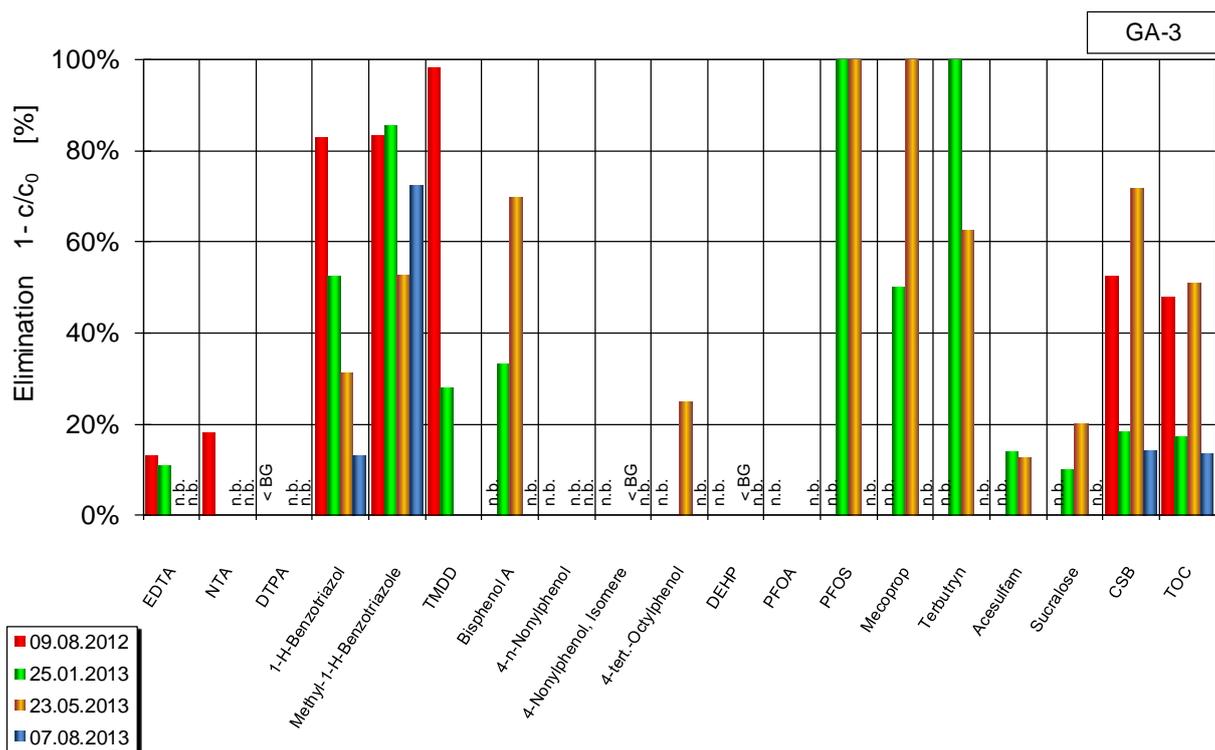
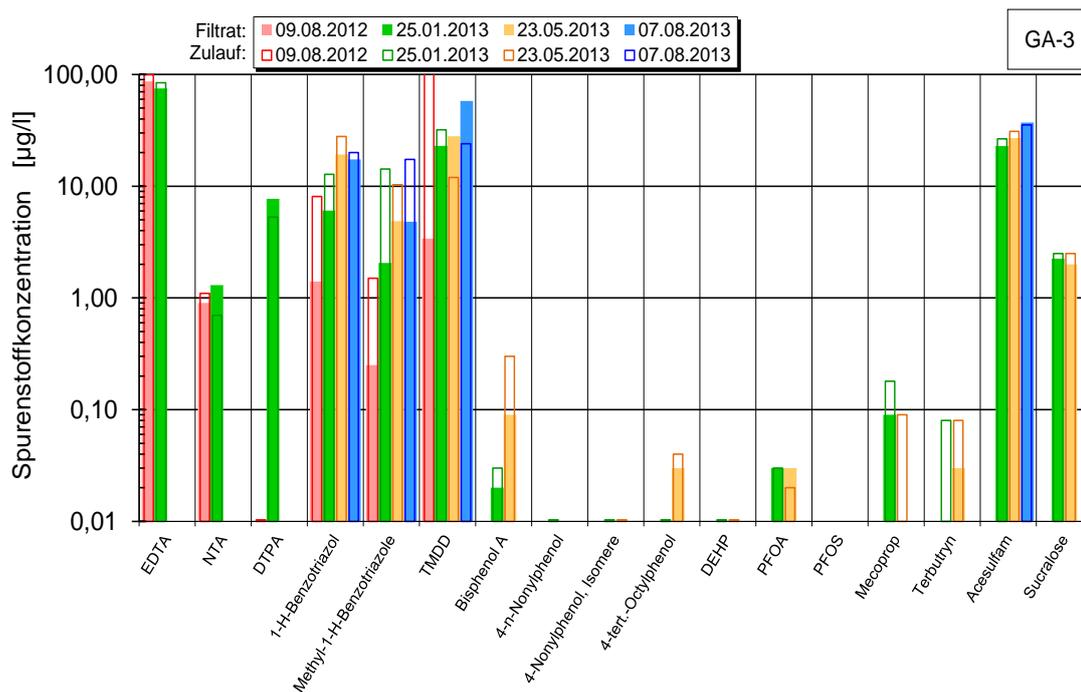


Abbildung 29: Ablauf- und Zulaufkonzentration der Indikator- und Zusatzstoffe (oben) und ihre normierte Darstellung $1-(c/c_0)$ (unten, inkl. CSB und TOC) für Adsorber GA-3 im Untersuchungszeitraum (n.b. = Parameter nicht bestimmt, < BG = im Zulauf unterhalb Bestimmungsgrenze)

Bilanziert man aus den Spurenstofffrachten der Adsorberbeschickung und der Adsorberfiltrate mittlere Eliminationsgrade für den Untersuchungszeitraum (GA-3 mit 11.454 BVT, GA-4 mit 6.024 BVT, GA-5 mit 6.156 BVT, wobei mit wenigen Spurenstoffuntersuchungen nur wenige Stützstellen für eine solche Bilanz vorliegen), so ergeben sich die in Abbildung 34 gezeigten Werte (Tabelle siehe Anhang 11.5). In Übereinstimmung mit den Ergebnissen des ersten Projekts wurden die Komplexbildner und auch die RKM – Ausnahmen: Iopamidol bei allen Adsorbern und Amidotrizoesäure bei GA-4 – von mit längerer Filterlaufzeit wieder vollständig in die Filtrate abgegeben. Bei Acesulfam verhielt es sich im Gegensatz zu Sucralose ebenso.

GA-4 erzielt aufgrund der hohen konstanten Leerbettkontaktzeit die besten Eliminationen, die nur für die folgenden Stoffe unterhalb von 98 % liegen: Amidotrizoesäure 37 %, TMDD 95 %, Sulfamethoxazol 92 %, Sucralose 97 % sowie die bereits genannten Stoffe Acesulfam, die RKM und die Komplexbildner mit jeweils 0 %.

Die Ergebnisse für GA-5 mit einer fast identischen Anzahl an durchgesetzten Bettvolumina liegen recht einheitlich darunter. Wesentlich geringere Werte ergaben sich hier für Ibuprofen, Iopamidol, Sulfamethoxazol, Mecoprop und Acesulfam. Beim Vergleich mit GA-3 ist zu berücksichtigen, dass dieser zum Zeitpunkt der letzten Probenahme nahezu den doppelten Durchsatz erfahren hatte, so dass hier die mittlere Elimination einer breiteren Anzahl an Stoffen rückläufig ist, was beim weiteren Betrieb den Mittelwert für die gesamte Laufzeit kontinuierlich vermindert.

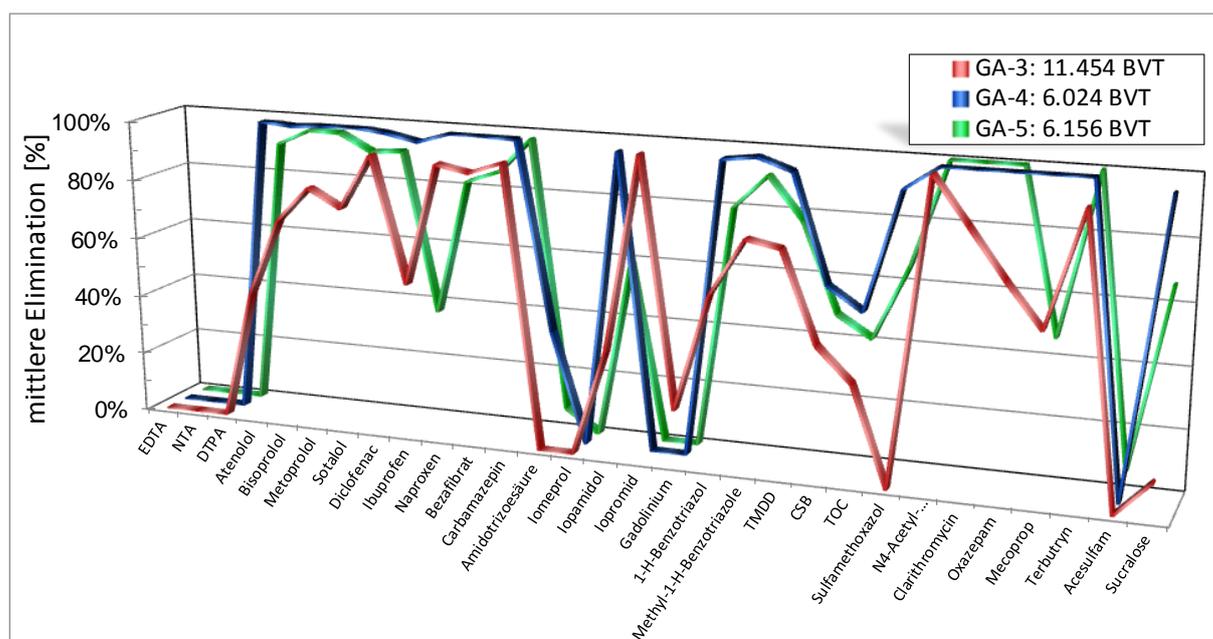


Abbildung 30: Aus Adsorberbeschickung und Adsorberbeladung bilanzierte mittlere Elimination für die Laufzeiten im Projektzeitraum

Für drei der untersuchten Spurenstoffe, nämlich Diclofenac, Carbamazepin und Sulfamethoxazol, denen in vielen Forschungsprojekten zur weitergehenden Abwasserreinigung eine Funktion als Leitsubstanzen zugesprochen wird, wurden in Abbildung 31, Abbildung 32 und Abbildung 33 separate Diagramme mit dem Zeitverhalten der Zu- und Ablaufkonzentrationen erstellt. Für alle drei Spurenstoffe ist trotz der auftretenden Schwankungen eine konstante Belastung des Adsorberzulaufs festzustellen. Für Diclofenac und Carbamazepin befindet sie sich in etwa der gleichen Größenordnung (Median der Zulaufkonzentration von Diclofenac = 2,6 µg/l; Median der Zulaufkonzentration von Carbamazepin = 2,8 µg/l), während Sulfamethoxazol mit einem Median von 0,35 µg/l etwa eine Größenordnung darunter liegt.

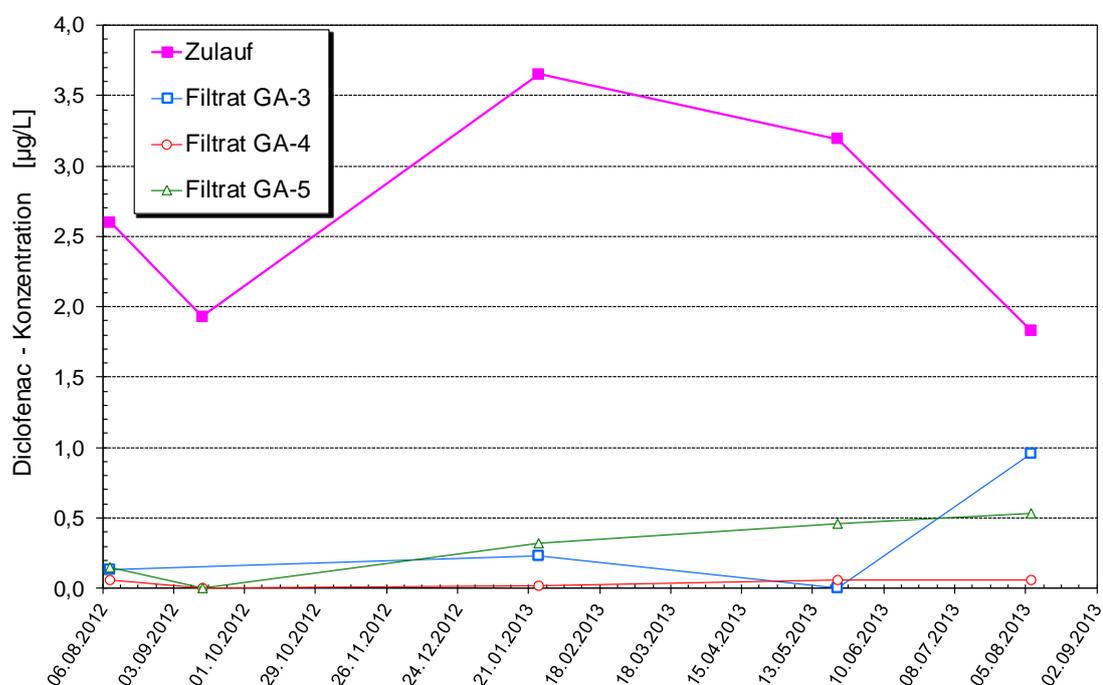


Abbildung 31: Zeitlicher Verlauf der Zu- und Ablaufkonzentrationen für Diclofenac für die drei Adsorber im Untersuchungszeitraum

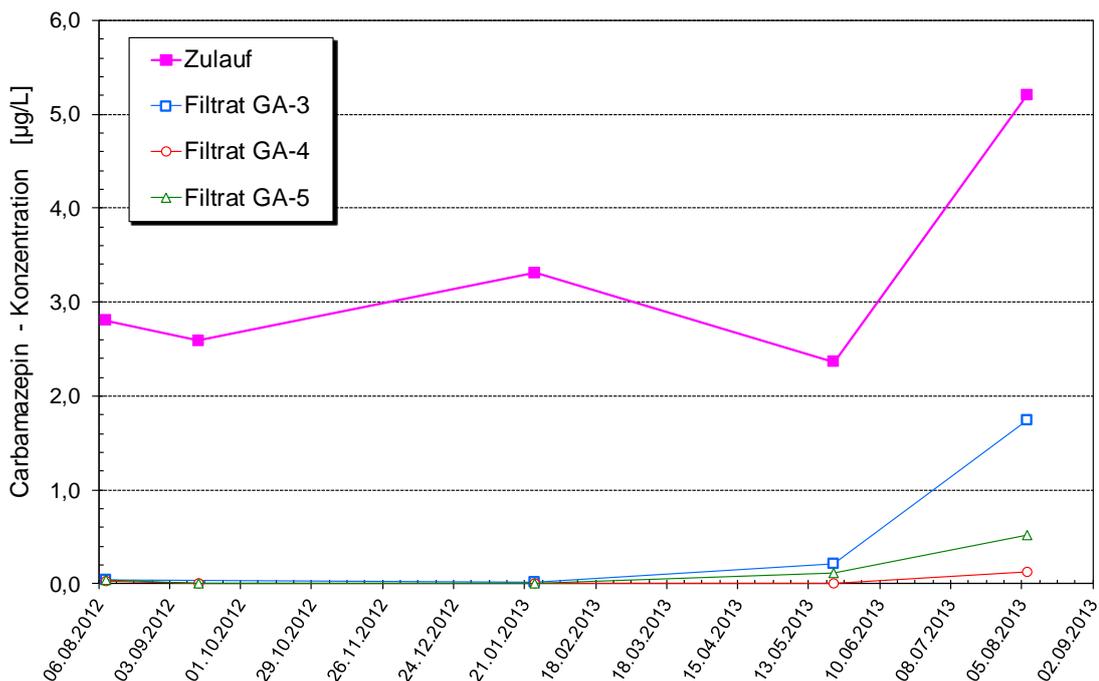


Abbildung 32: Zeitlicher Verlauf der Zu- und Ablaufkonzentrationen für Carbamazepin für die drei Adsorber im Untersuchungszeitraum

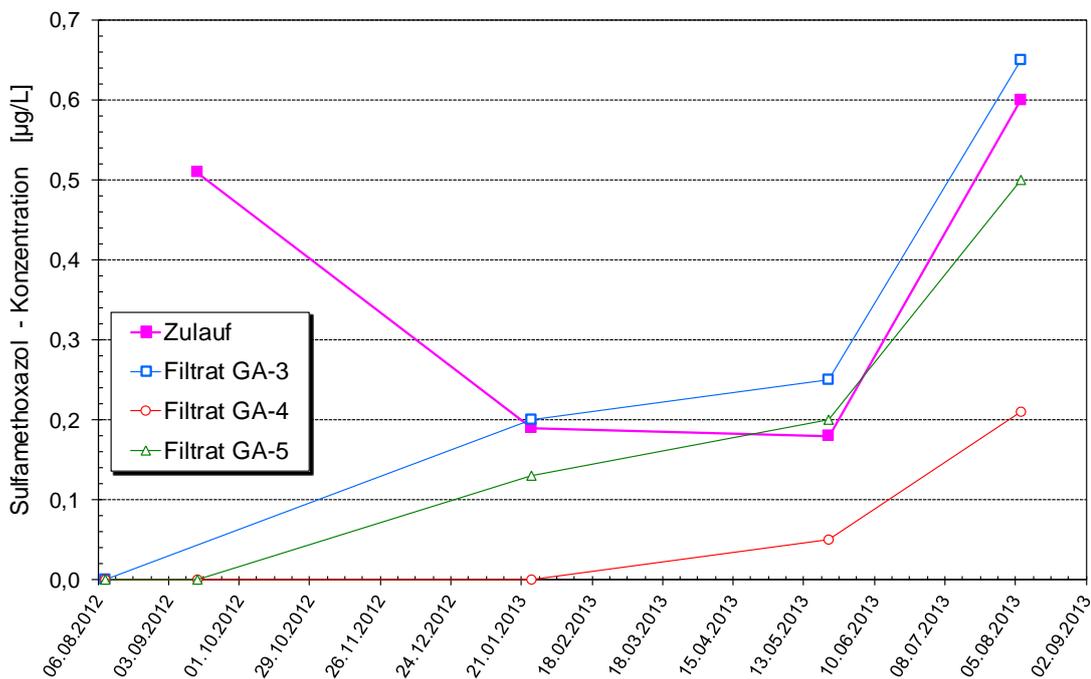


Abbildung 33: Zeitlicher Verlauf der Zu- und Ablaufkonzentrationen für Sulfamethoxazol für die Adsorber

Alle drei Spurenstoffe werden am Anfang des Untersuchungszeitraums sehr weitgehend, teilweise sogar bis unter die Nachweisgrenze eliminiert. Bei Diclofenac und Carbamazepin findet zeitlich daran anschließend ein sehr schwacher, nahezu konstanter Anstieg der Ablaufkonzentrationen statt, der sich ab

Mai 2013 trotz der unterschiedlichen Randbedingungen von GAK-Art oder Beladungsstatus bei Carbamazepin im Ablauf aller Adsorber verstärkt (vergleiche Abbildung 32). Dieses Verhalten tritt für Diclofenac in Abbildung 31 nur im Ablauf von GA-3 mit der im Vergleich höchsten Anzahl durchgesetzter Bettvolumina und der höchsten Beladung auf. Die frische GAK in GA-4 in Kombination mit der geringen Filtergeschwindigkeit erzeugen generell die besten Filtrate mit den geringsten Ablaufkonzentrationen, während der deutlich höhere Beladungsstatus von GA-3 zu einem bestimmten Zeitpunkt zu den höchsten Konzentrationen führt (was sich für Diclofenac im Vergleich zu GA-5 mit Reaktivat nicht ganz so eindeutig darstellt).

Den Messwerten für Sulfamethoxazol in Abbildung 33 ist zu entnehmen, dass bereits beim Probenahmezeitpunkt Ende Januar die Konzentrationen von Zu- und Ablauf der Adsorber GA-5 und GA-3 nahezu deckungsgleich sind und kein bzw. kaum Rückhalt von Sulfamethoxazol mehr stattfindet. Beide haben eine zu geringe adsorptive Restkapazität: GA-3 durch eine bereits sehr hohe Beladung und GA-5 durch die geringere Ausgangskapazität des Reaktivats beim Betriebsstart. Nur GA-4 zeigt bis zum letzten Probenahme eine gute Eliminationsleistung.

Die normierten Ablaufkonzentrationen (c/c_0) für die Spurenstoffe Carbamazepin und Diclofenac von Adsorbern aus verschiedenen vom MKULNV geförderter Forschungsprojekten zur weitergehenden Abwasserreinigung wurden in jeweils ein Diagramm (siehe Abbildung 34 für Carbamazepin und Abbildung 35 für Diclofenac) in Abhängigkeit durchgesetzter Bettvolumina eingetragen (Benstöm, Nahrstedt und Rolfs, 2013). Die individuelle Konfiguration der einzelnen Adsorber (Betthöhe, Aktivkohletyp, Frischkohle oder Reaktivat) und ihrer Betriebsweise (Auf-/Abstrom, EBCT = Empty Bed Contact Time) ist den beiden(!) Diagrammlegenden zu entnehmen.

Die Kurven der normierten Ablaufkonzentrationen für den Adsorber GA-4 des Klärwerks AOL (in den Diagrammen gekennzeichnet mit „V-2“ und „frische AquaSorb 5000“) liegen bei beiden Spurenstoffen jeweils im unteren Bereich des Gesamtfeldes aller Anlagen und zeigen eine vergleichsweise geringe Steigung bzw. Steigungszunahme. Die Lage der Kurve für GA-5 in dem Vergleichskontext für Carbamazepin (in den Diagrammen gekennzeichnet mit V-2 und reaktivierte AquaSorb 5000) ist ebenfalls in einem unteren Bereich des Gesamtfeldes, der Kurvenverlauf zeigt aber den stärksten Anstieg und Steigungszuwachs. Das letztere Verhalten von GA-5 ist auch in Abbildung 35 für Diclofenac zu beobachten. Die Gesamtlage der Kurve für GA-5 bewegt sich hier aber im Mittelfeld aller berücksichtigten Verfahren. Mittels Extrapolation der Kurvenverläufe von GA-4 ergeben sich Prognosen für vollständige Adsorberdurchbrüche bei isolierter Betrachtung von Carbamazepin und Diclofenac erst ab 15.000 durchgesetzten Bettvolumina und darüber.

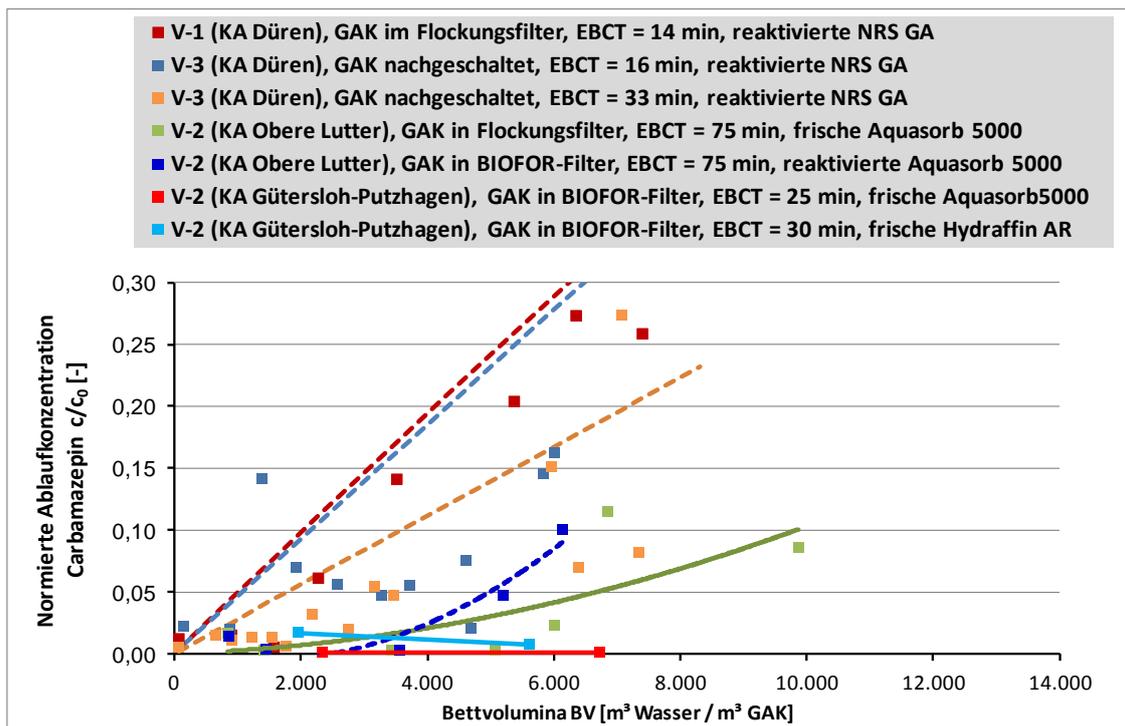


Abbildung 34: Auf den Zulauf normierte Filtratkonzentration c/c_0 verschiedener Festbettadsorptionsverfahren für den Spurenstoff Carbamazepin

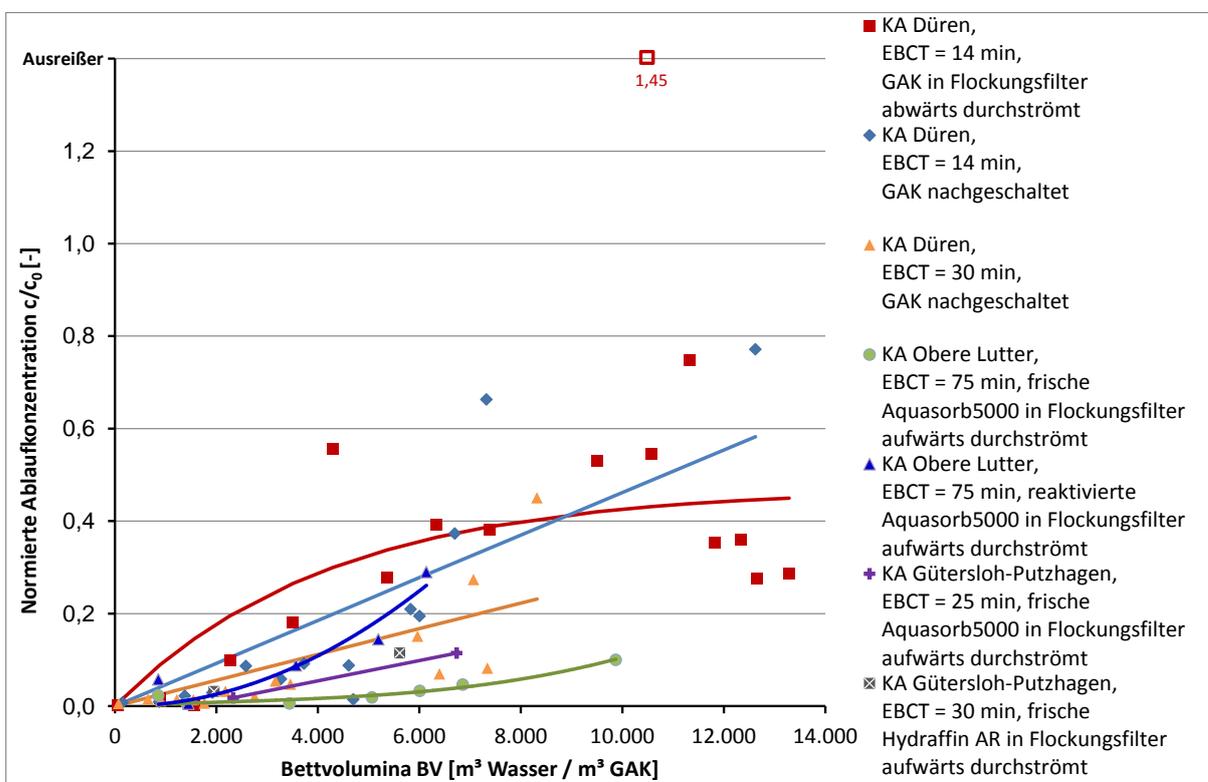


Abbildung 35: Auf den Zulauf normierte Filtratkonzentration c/c_0 verschiedener Festbettadsorptionsverfahren für den Spurenstoff Diclofenac

5.3 Ergebnisse der Analysen von GAK-Proben nach etwa 5.000 bzw. 10.000 BVT

Allen drei Adsorbern wurden am 23.05.2013 aus jeweils zwei Bettiefen (0 bis 50 cm und 170 bis 220 cm Betttiefe) GAK-Kernproben entnommen. Diese wurden einer Siebanalyse und weiteren Analysen zur Bestimmung der aktuellen Jodzahl und der Beladung mit AOX sowie flüchtigen Substanzen unterzogen. Alle Daten sind Anhang 11.6 und Anhang 11.7 zu entnehmen.

Die Siebanalysen zeigten die erwarteten Schichtungen mit der groben Schüttung über dem Düsenboden und dem feineren Kornband darüber. Wie erwartet, zeigen die mit dem Zulauf in Kontakt stehenden unteren GAK-Proben die stärkere Beladung, wie am Beispiel der Beladung mit flüchtigen Stoffen in Abbildung 36 gezeigt. Die Probe aus dem unteren Bett des GA-3 mit inzwischen 10.170 durchgesetzten BVT (Bed Volumes Treated) zeigt die höchste Beladung von 21 Gew.-%. Die Beladung des Reaktivat mit nur 5360 BVT liegt entsprechend tiefer. Die untere Probe von GA-4 zeigt bei etwa vergleichbaren BVT eine überraschender Weise geringere Beladung. Alle Proben aus dem oberen Bett der Adsorber liegen auf vergleichbarem Niveau.

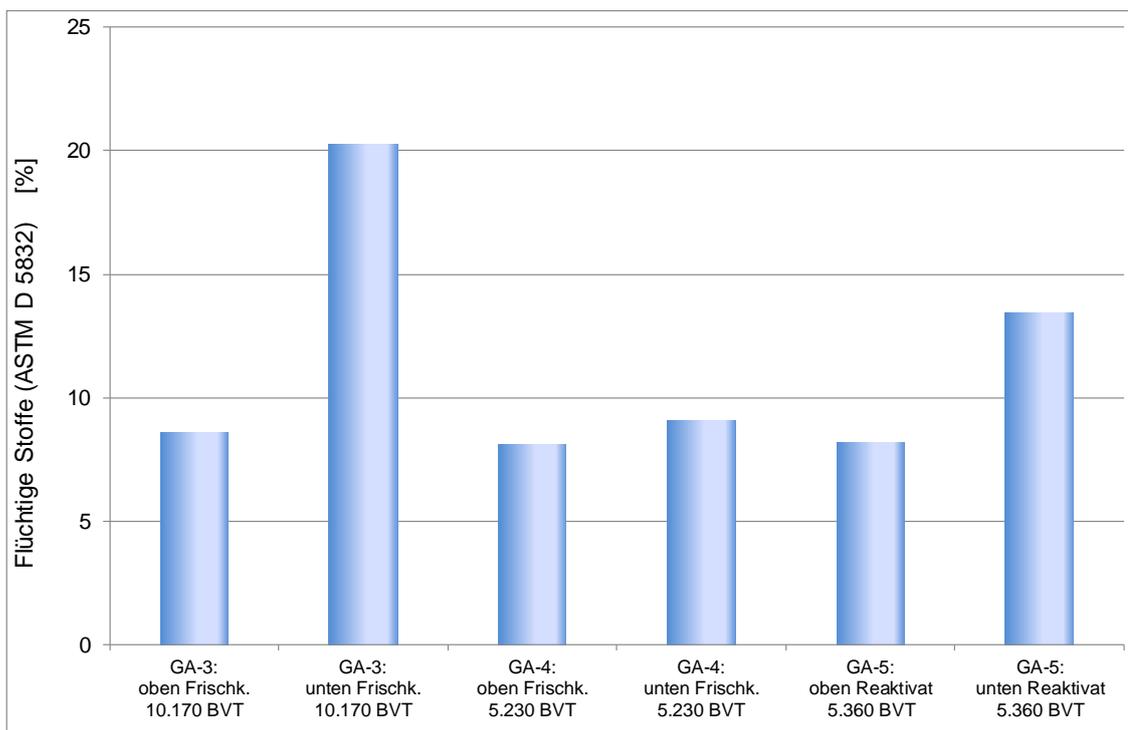


Abbildung 36: Beladung der GAK aus den drei Adsorbern und jeweils zwei Bettiefen mit flüchtigen Stoffen zum Zeitpunkt der PN am 23.05.2013

Stellt man diesen GAK-Beladungen die jeweils ermittelte Jodzahl gegenüber, so erscheint auf den ersten Blick die einheitlich höhere Jodzahl für die GAK mit der hohen Beladung aus der unteren Betttiefe aller Adsorber (584 bis 752 mg Jod/g) widersprüchlich. Doch vermutlich wirkt sich hier das größere Korn aus. Die höhere Beladung ergibt sich aus der Nähe zum Zulauf (Aufstrom), d. h. dem höheren Konzentrationsniveau des Wassers, das von dort aus nach oben stetig abnimmt. Doch hat das grobe Korn für alle drei Transportmechanismen der Adsorption die längeren Wege und somit absolut gesehen den höheren Gesamtwiderstand. Daraus resultieren hohe Beladungen in der äußeren Kornschale und geringere Beladungen im Kern. Im Mittel führen die skizzierten Wirkmechanismen zu einer höheren Beladung und dennoch höheren Jodzahlen.

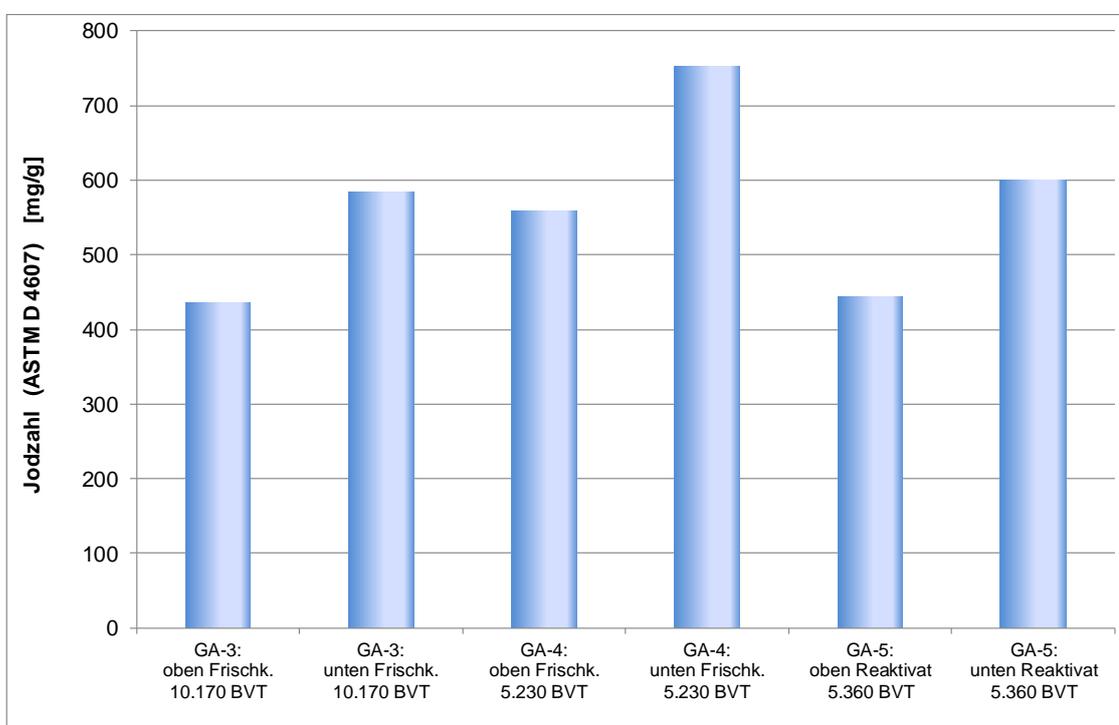


Abbildung 37: Jodzahlen der GAK aus den drei Adsorbern und jeweils zwei Bettiefen zum Zeitpunkt der PN am 23.05.2013

Als zweiter Punkt fällt auf, dass die Jodzahlen von GA-3 mit denen des GA-5 in etwa identisch sind, obwohl die BVT beim GA-3 zum Zeitpunkt der Probenahme um den Faktor 1,9 höher sind. Im Gegenzug liegen die Jodzahlen von GA-4 (für beide Bettiefen) 25 bis 26 % über denjenigen des GA-5. Beide Beobachtungen belegen, dass GA-5, gefüllt mit Reaktivat und Make-up, zu Beginn mit einer geringeren Jodzahl in den Adsorptionsbetrieb gestartet ist.

6 BETRIEBSVERHALTEN, BETRIEBSAUFWAND DER AKTIVKOHLE-ADSORBER

6.1 Betriebsverhalten

Analog zum ersten Teil des Forschungsberichtes war auch in diesem Projektteil Nr. 2 eine 1- bis 2-mal wöchentliche Spülung der Adsorber ausreichend, um Verbackungen sicher zu vermeiden und Trübstoffbeladungen auf dem Aktivkohlekorn zu entfernen, die den Adsorptionsprozess bzw. die Stoffaustauschkinetik stärker beeinträchtigen könnten. Zielvorgabe für die Wasserspülung ist ein durchgesetztes Spülwasservolumen von 400 m³. Damit ergibt sich rechnerisch ein 4-facher Austausch des Leerbettvolumens von 100 m³ und ein ca. 6,7-facher Austausch des Wasservolumens von 60 m³ im Filterüberstauraum (Freibord). Je nach Spülgeschwindigkeit und Bettexpansion der GAK werden sich diese Werte dann zu Gunsten eines häufigeren Austausches des Überstauraumes verschieben.

Um einen unkontrollierten Abtrieb der Aktivkohle aus dem Filter infolge Fluidisierung und Scherströmung in Richtung stirnseitige Überlaufkante zu vermeiden und um eine möglichst effektive Spülwirkung zu erzielen, wurde der Spülvorgang nicht automatisiert. Mittels einer Fernbedienung für die notwendigen technischen Einrichtungen wird jeder Spülvorgang manuell wie folgt durchgeführt:

- | | |
|---|-------------|
| 1. Absenken des Wasserspiegels (um 0,8 m) auf Bettoberkante | t = 4 min |
| 2. Luftspülung mit Spülluftgebläse (2.800 m ³ /h bzw. 70 m/h) | t = 2 min |
| 3. Ruhephase | t = 5 min |
| 4. Anheben/Fluidisieren des Filterbettes mit Spülwasser (22 m/h) bis Wasserspiegel kurz unter Überlaufkante | t = 2 min |
| 5. Spülung mit insgesamt 400 m ³ Spülwasser (= vierfacher Austausch des gesamten Bettvolumens): | |
| • bei frischer GAK mit 5 m/h | t = 120 min |
| • bei beladener GAK mit bis zu 20 m/h | t = 30 min |
| 6. Ruhephase | |

zeitlicher Gesamtaufwand (und somit Personalaufwand)
für das Spülen eines Filters:

t ≈ 60 - 140min

Hierdurch ist für die Abwasserzusammensetzung im Zulauf der GAK-Adsorber ein optimiertes Spülprogramm entwickelt worden, das nur geringfügig von der bekannten Luft-Wasser-Spülung bei Flockungsfiltrationsanlagen abweicht. Die Spülzeiten sowie die maßgebenden Spülgeschwindigkeiten mit 5 m/h bis 20 m/h für Frischkohle/beladene Kohle sind deutlich geringer als konventionelle Spülgeschwindigkeiten von 25 m/h bis über 40 m/h für Filtermaterialien mit größerem Korn und/oder höherer Kornnassdichte. Insbesondere der Schwankungsbereich von 5 m/h bis 20 m/h abhängig von der Beladung der granulierten Aktivkohle zeigt deutlich, dass beim Einsatz von granulierter Kohle über relativ lange Standzeiten mit sehr niedrigen Spülgeschwindigkeiten ein sehr gutes Ergebnis erzielt werden kann.

An dieser Stelle ist darauf hinzuweisen, dass die Optimierung der Spülung über eine Phase von ca. zwei Jahren von Seiten des Betriebspersonals in Eigenregie durchgeführt wurde, ohne dass betriebliche Einschränkungen in Folge gesteigener Zusatzaufwendungen für das Personal zu verzeichnen gewesen sind. Die Qualifikation des Betriebspersonals beim AOL ist als ausreichend für die Aufgabe der Spurenstoffelimination in Folge einer GAK-Adsorption zu bezeichnen. Der Umbau auf fünf GAK-Adsorber führt nach den hier vorliegenden Erfahrungen zu keinem deutlich erhöhten Betriebsaufwand.

Neben der Spülung als eine der Hauptaufgaben beim Betrieb von GAK-Adsorbern zur Spurenstoffelimination sind im Weiteren wesentliche Betriebs Erfahrungen genannt, die von Oktober 2011 bis zum April 2014 (2,5 Jahre) wie folgt zusammengefasst werden:

- Der Einsatz von Aktivkohle führt neben der Spurenstoffelimination auch zu einer deutlichen Reduzierung der Trübung im Ablauf der GAK-Adsorber, was u. a. auch durch die fehlende Algenbildung bzw. grünlich gefärbte Wandflächen der Filterzellen festgestellt werden kann. Dies führt nicht nur zu einer Verbesserung der Reinigungsleistung insgesamt, sondern auch zu einem visuell deutlich verbesserten Gesamteindruck für den Betrachter (Hinweis für Besucher bei Kläranlagenbesichtigungen – Öffentlichkeitsarbeit).
- Die Einarbeitung in die neue Aufgabe der GAK-Adsorption wurde vom Betriebspersonal beim AOL in kurzer Zeit ohne deutlichen Zusatzaufwand praktiziert. Insbesondere ist kein zusätzliches Betriebspersonal für den Bereich der 4. Reinigungsstufe eingestellt bzw. notwendig geworden.
- Der laufende Betrieb von derzeit bereits 5 GAK-Zellen kann im Vergleich zu 5 Filterzellen der konventionellen Flockungsfiltration als gleichwertig bzw. ähnlich betrachtet werden.

Um eine zeitlich unterschiedliche Beladung der GAK-Adsorber zu erreichen und somit die Regenerationstermine der fünf GAK-Adsorber zeitlich zu versetzen, wurde die SPS speziell programmiert:

Für jeden GAK-Adsorber wurde eine maximale Oberflächen-Belastung bzw. Filtergeschwindigkeit von 5 m/h als Tagesmittel festgesetzt. Je nach Trockenwetter-Zulauf wird immer der als erster GAK-Adsorber Eingesetzte bis zum Erreichen des maximalen Wertes beschickt. Damit dieser nicht überschritten wird, folgt die Inbetriebnahme weiterer GAK-Adsorber, und zwar Schritt für schritt nach dem gleichen Prinzip. Das bedeutet, dass bei niedrigen Zuläufen – z. B. in den Nachtstunden – nur die an eins oder zwei stehenden GAK-Adsorber beschickt werden. Einen typischen Verlauf der daraus resultierenden Durchsätze und Filtergeschwindigkeiten zeigt die Abbildung 10.

Zusammenfassend lässt sich feststellen, dass sich der Einsatz von GAK zur Elimination von Mikroverunreinigungen auf dem Klärwerk „Obere Lutter“ gut in die betrieblichen Arbeitsabläufe integrieren lässt.

Eine Automatisierung der Spülvorgänge wurde wegen der – je nach GAK-Beladung – unterschiedlichen Auftriebsneigung der GAK nicht installiert. Der deshalb erforderliche personelle Aufwand kann aber ohne eine Aufstockung des Personals erbracht werden.

6.2 Betriebsaufwand Personal und Sachmittel

Geht man davon aus, dass die Standzeit der GAK-Schüttung eines Filters mindestens ein Jahr beträgt, entstehen jährlich pro Filter folgende Aufwendungen:

1.	Personalkosten (40 €/h) für 104 Spülungen/Jahr	4.160,00 €
2.	Personalkosten (40 €/h) fürs Abholen der erschöpften GAK (3 x 5 Std.)	600,00 €
3.	Personalkosten (40 €/h) fürs Befüllen der Filter mit reaktivierte GAK (3 x 3 Std.)	360,00 €
4.	GAK-Reaktivierung inklusive Ersatz von GAK-Verlust infolge Abbrand, Luftentstaubung und Absiebung Feinstkorn (ca. 1.300 €/t brutto x ca. 30 t)	~ 40.000,00 €
<hr/>		
	Gesamtkosten, brutto	~ 45.000,00 €

7 KOSTEN

7.1 Investitionskosten

Der AOL verfügte bereits über eine Biofor-Stufe mit 10 parallel geschalteten Filterkammern im Aufstrombetrieb. Die Abmessungen und das Design dieser Kammern wurde bereits bei der Konzipierung des ersten F+E-Vorhabens als sehr günstig für einen Betrieb als Adsorptionsfilter eingestuft, was sich im Zuge geringer Anpassungsmaßnahmen und eines störungsfreien Betriebs bestätigt hatte. Änderungen an bestehenden Betonbauteilen waren nicht notwendig. Bei der Investition, die in Tabelle 4 aufgelistet sind, treten somit nur noch zwei Positionen auf, auf die sich die Anzahl der Adsorber (= Anzahl umzurüstender Filter-kammern) jeweils als Faktor auswirkt:

Tabelle 4: Einzelpositionen der Investitionskosten (netto) je Adsorber

Position	Kosten
1. Erstbefüllung der Filterkammer mit neuer Aktivkohle:	30 t/Filter · 1.700 €/t = 51.000 €/Adsorber
2. Um-/Nachrüstung der Organe in der Zuleitung der Filter für eine Volumenstromregelung (Durchflussmessung, Klappen+Antrieb); deren Einbindung in SPS/PLS (Abbildung 38); Befüll-/Entleerungsleitungen für die GAK	30.000 €/Adsorber
SUMME je Filter:	81.000 €/Adsorber

Die Investitionen wurden vom Land NRW mit einer Förderquote von 70 %/80% bezuschusst, so dass beim AOL ein Eigenkostenanteil von 30 % und eine Investitionssumme von 23.400 €/Filter verblieb, für den ein entsprechender Kapitaldienst zu leisten ist. Die Investition für den Umbau einer ersten Filterzelle (GA-5) wurde bereits nach Start des ersten F+E-Projekts Ende 2010 getätigt, zwei weitere Filterzellen (GA-4 und GA-3) wurden Mitte 2012 umgerüstet. Zwei weitere Filterzellen sind Anfang 2014 gefolgt (siehe Abbildung 38).

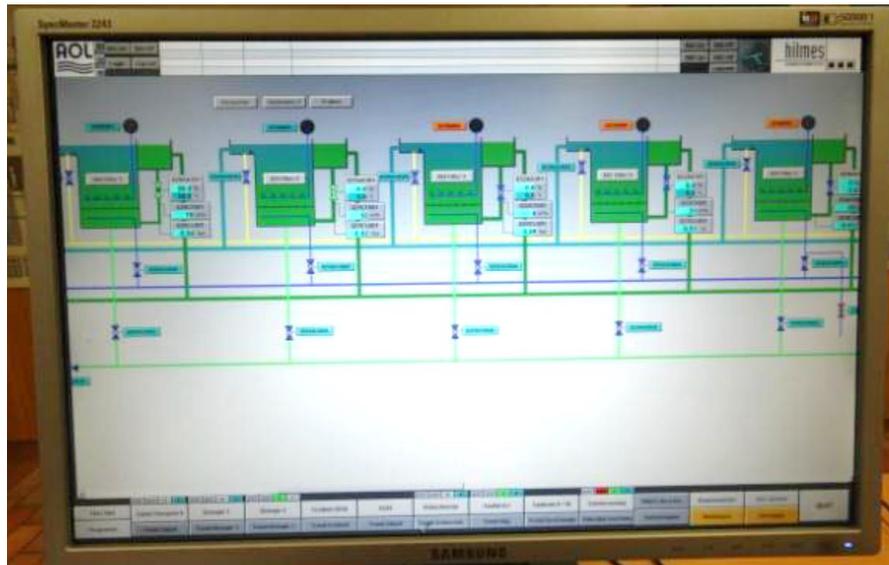


Abbildung 38: Verfahrensfliessbild im Prozessleitsystem.

7.2 Betriebskosten

7.2.1 Einzelpositionen

Die Betriebskosten der zukünftigen Adsorptionsstufe im AOL spielen vor dem Hintergrund der relativ kleinen Investitionskosten zum Umbau der Filterzellen und dem damit verbundenen geringen Kapitaldienst eine dominante Rolle.

Die Betriebskosten der Adsorptionsstufe lassen sich in drei Gruppen unterteilen (siehe hierzu auch die Nummerierung in den tabellarischen Berechnungen der **Tabelle 5** und **Tabelle 6**):

- B1 Personalkosten mit einem spezifischen Ansatz von 40.000 €/Pers./Jahr
- B2 Energiekosten mit einem spezifischen Ansatz von netto 0,16 €/kWh
- B3-a) spezifische Kosten für die Aktivkohlereaktivierung i.H.v.
- B3-b) spezifische Kosten der Frischkohle i.H.v. netto 1.700 €/t

Auf den Personalaufwand wurde im Kapitel 6.2 in punkto Filterbefüllung/-entleerung mit GAK und Überwachung der Filterspülung detailliert eingegangen. In den nachfolgenden Tabellen wurden diese Ansätze um die Arbeitszeit für die Administration (Bestellung/Abrechnung) und die Laboranalytik zur Überwachung der Filter ergänzt.

Tabelle 5: Betriebskostenvergleich (kontinuierlicher Betrieb) für GA-3 bis GA-5 auf der Basis des Einsatzes von Frischkohle oder Reaktivat

		Variante 1 - Frischkohle GA4 q = 2 m/h	Variante 2 - Frischkohle GA3 q = 3,6 m/h	Variante 3 - Reaktivat inkl. Makeup GA5 q = 2 m/h
		€/a	€/a	€/a
1	Personalkosten (inkl. Labor)			
	Menge	0,20 Pers./a	0,20 Pers./a	0,20 Pers./a
	spez. Preis	40.000 €/a	40.000 €/a	40.000 €/a
		8.000,00	8.000,00	8.000,00
	Gesamtsumme 1 Personalkosten:	8.000,00	8.000,00	8.000,00
2	Energiekosten			
2.1	Filtration (gemessene Pumpenleistungen)			
	spez. Energiebedarf Pumpe	0,03 kWh/m³	0,03 kWh/m³	0,03 kWh/m³
	Filtratvolumen/Jahr	699.840 m³/a	1.267.747 m³	699.840 m³
	Energiebedarf/Jahr	20.995 kWh/a	38.032 kWh/a	20.995 kWh/a
	spez. Preis	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh
		3.359,23	6.085,19	3.359,23
2.2	Spülung inkl. Rückführung Spülabwasser (gemessene Geräteleistungen)			
	Energiebedarf Spülwasserzufuhr	6,0 kWh/Spülg.	6,0 kWh/Spülg.	6,0 kWh/Spülg.
	Energiebedarf Spülwasserrückführg	27,0 kWh/Spülg.	27,0 kWh/Spülg.	27,0 kWh/Spülg.
	Energiebedarf Spülluftzufuhr	9,0 kWh/Spülg.	9,0 kWh/Spülg.	9,0 kWh/Spülg.
	Energiebedarf Spülung	42,0 kWh/Spülg.	42,0 kWh/Spülg.	42,0 kWh/Spülg.
	Anzahl Spülungen/Jahr	52 1/a	52 1/a	52 1/a
	Energiebedarf/Jahr	2.184 kWh/a	2.184 kWh/a	2.184 kWh/a
	spez. Preis	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh
		349,44	349,44	349,44
	Gesamtsumme 2 Energiekosten:	3.708,67	6.434,63	3.708,67
3	Chemikalienkosten			
	GAK Menge	23 t/a	54 t/a	35 t/a
	spez. Preis	1.700 €/t	1.700 €/t	1.100 €/t
		39.657,60	92.364,44	38.491,20
	Gesamtsumme 3 Chemikalienkosten:	39.657,60	92.364,44	38.491,20
4	Kosten Wartung/Versicherungen			
	Gesamtsumme 5 Wartung/Versicherungen:	0,00	0,00	0,00
5	Abwasserabgabe			
		0,00	0,00	0,00
	Gesamtsumme 6 Abwasserabgabe:	0,00	0,00	0,00
	Gesamtsumme Personalkosten	8.000,00	8.000,00	8.000,00
	Gesamtsumme Energiekosten	3.708,67	6.434,63	3.708,67
	Gesamtsumme Chemikalienkosten	39.657,60	92.364,44	38.491,20
	Gesamtsumme Kosten Wartung/Versicherungen	0,00	0,00	0,00
	Gesamtsumme Abwasserabgabe	0,00	0,00	0,00
	Summe Betriebskosten netto	51.366,27	106.799,07	50.199,87
	+ 19 % MwSt.	9.759,59	20.291,82	9.537,98
	Summe Betriebskosten brutto	61.125,86	127.090,89	59.737,85
	Bruttokosten je m³ aufbereitetes Wasser	0,09 €/m³	0,10 €/m³	0,09 €/m³

Tabelle 6: Betriebskostenvergleich (diskontinuierlicher Betrieb an 5 von 7 Wochentagen) für GA-3 bis GA-5 auf der Basis des Einsatzes von Frischkohle oder Reaktivat

		Variante 1 - Frischkohle GA4 q = 2 m/h	Variante 2 - Frischkohle GA3 q = 3,8 m/h	Variante 3 - Reaktivat inkl. Makeup GA5 q = 2 m/h
		€/a	€/a	€/a
1	Personalkosten (inkl. Labor)			
	Menge	0,20 Pers./a	0,20 Pers./a	0,20 Pers./a
	spez. Preis	40.000 €/a	40.000 €/a	40.000 €/a
		8.000,00	8.000,00	8.000,00
	Gesamtsumme 1 Personalkosten:	8.000,00	8.000,00	8.000,00
2	Energiekosten			
2.1	Filtration (gemessene Pumpenleistungen)			
	spez. Energiebedarf Pumpe	0,03 kWh/m³	0,03 kWh/m³	0,03 kWh/m³
	Filtratvolumen/Jahr	506.829 m³/a	905.534 m³	506.829 m³
	Energiebedarf/Jahr	15.205 kWh/a	27.166 kWh/a	15.205 kWh/a
	spez. Preis	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh
		2.432,78	4.346,56	2.432,78
2.2	Spülung inkl. Rückführung Spülabwasser (gemessene Geräteleistungen)			
	Energiebedarf Spülwasserzufuhr	6,0 kWh/Spülg.	6,0 kWh/Spülg.	6,0 kWh/Spülg.
	Energiebedarf Spülwasserrückföhr.	27,0 kWh/Spülg.	27,0 kWh/Spülg.	27,0 kWh/Spülg.
	Energiebedarf Spülluftzufuhr	9,0 kWh/Spülg.	9,0 kWh/Spülg.	9,0 kWh/Spülg.
	Energiebedarf Spülung	42,0 kWh/Spülg.	42,0 kWh/Spülg.	42,0 kWh/Spülg.
	Anzahl Spülungen/Jahr	104 1/a	104 1/a	104 1/a
	Energiebedarf/Jahr	4.368 kWh/a	4.368 kWh/a	4.368 kWh/a
	spez. Preis	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh	0,16 €/kWh
		698,88	698,88	698,88
	Gesamtsumme 2 Energiekosten:	3.131,66	5.045,44	3.131,66
3	Chemikalienkosten			
	GAK Menge	17 t/a	39 t/a	25 t/a
	spez. Preis	1.700 €/t	1.700 €/t	1.100 €/t
		28.720,29	65.974,60	27.875,57
	Gesamtsumme 3 Chemikalienkosten:	28.720,29	65.974,60	27.875,57
	Kosten Wartung/Versicherungen			
4	Gesamtsumme 5 Wartung/Versicherungen:	0,00	0,00	0,00
	Abwasserabgabe			
		0,00	0,00	0,00
	Gesamtsumme 6 Abwasserabgabe:	0,00	0,00	0,00
5	Gesamtsumme Personalkosten	8.000,00	8.000,00	8.000,00
	Gesamtsumme Energiekosten	3.131,66	5.045,44	3.131,66
	Gesamtsumme Chemikalienkosten	28.720,29	65.974,60	27.875,57
	Gesamtsumme Kosten Wartung/Versicherungen	0,00	0,00	0,00
	Gesamtsumme Abwasserabgabe	0,00	0,00	0,00
	Summe Betriebskosten netto	39.851,94	79.020,04	39.007,23
	+ 19 % MwSt.	7.571,87	15.013,81	7.411,37
	Summe Betriebskosten brutto	47.423,81	94.033,85	46.418,60
	Bruttokosten je m³ aufbereitetes Wasser	0,09 €/m³	0,10 €/m³	0,09 €/m³

Der Energiebedarf ergibt sich zum einen durch den Druckverlust beim Durchfluss durch die Filterzelle und die dabei zu überwindende Förderhöhe (im Mit-

tel über den Messwert der Stromaufnahme der Pumpe: 0,03 kWh/m³, Details siehe Anhang 11.8) und zum anderen aus dem Energiebedarf für die Förderung der Spülmedien gemäß des Spülprogramms (Volumenstrom Spülwasser, Druckverlust inklusive Rohrleitungen und der Rückführung des Spülabwassers), der mit 42 kWh/Spülung ermittelt wurde (Messwert der Stromaufnahme von Pumpen und Gebläse siehe Anhang 11.8). Aus der Erfahrung aus dem Teil 1 des Forschungsprojektes und jetzigen zweiten Teil werden bei intermittierendem Betrieb zwei Spülungen pro Woche angesetzt. Bei kontinuierlichem Betrieb wäre eine Spülung/Woche ausreichend

Die Positionen B 3 und B 4 sind die maßgebenden Betriebskosten, die in erster Linie vom Materialpreis und der Standzeit der Aktivkohle abhängen. Aus den erreichbaren Bettvolumenwerten (GA3 = 7000 BVT; GA4 = 9000 BVT; GA5 = 6000 BVT) bzw. der umgerechneten Standzeit in Tagen lässt sich der Zeitpunkt zum Austausch der Aktivkohle ermitteln, der dann in Verbindung mit dem spezifischen Materialpreis die laufenden Betriebskosten ergibt. Die maximal durchsetzbaren Bettvolumina jedes Adsorbers wurden aus den Kurven zur CSB-Elimination abgeleitet oder hochgerechnet. Maßgeblich ist hierbei das folgende Kriterium: Das Erreichen einer CSB-Elimination, wie es die parallel laufenden Flockungsfilter (allerdings ohne Flockungsmittelzusatz) ein durch die Partikelabscheidung und den mikrobiologischen Abbau erzielen.

Beispielhaft wird für eine nachvollziehbare Darstellung der Ermittlung der Standzeit für die Filterzelle GA 4 mit einer Oberflächenbeschickung von 2 m/h die zugrunde gelegten Werte in der klärtechnischen Berechnung dargelegt:

Filtergeschwindigkeit bei Q_{mittel} (n)

$$v_f = 2,0 \text{ m/h}$$

$$Q_f = 81,0 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_f = 22,5 \text{ l/s}$$

Filterlaufzeit/Standzeit

durchsetzbare Bettvolumina: 9.000 m³ Wasser/m³ GAK

Betriebsweise:

<u>kontinuierlich</u>	<u>diskontinuierlich</u>
Standzeit: $t_f = 9.000 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot 40,5 \text{ m}^2 \cdot 2,5 \text{ m}/(22,5 \text{ l/s} \cdot 3,6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}/(\text{l} \cdot \text{s}) \cdot 24 \text{ h/d}) =$	
465 d	651 d
15,5 Monate	21,4 Monate

Schüttdichte:	$\rho = 300 \text{ kg/m}^3$	
Mittlerer Jahresverbrauch GAK:		
	78 m ³ /a	56 m ³ /a
	23 t/a	17 t/a

Hierin lassen sich die Standzeiten für den kontinuierlichen und diskontinuierlichen Betrieb zu 465 bzw. 651 Tagen ermitteln. Dies entspricht umgerechnet 15,5 Monaten bzw. 21,4 Monaten und kann insgesamt als sehr erfolgreich in Bezug auf die Wirtschaftlichkeit bezeichnet werden.

Der Vergleich der Betriebskosten für die kontinuierliche, aber in Hinsicht auf Filtergeschwindigkeit bzw. Volumenstrom und GAK-Status (Frischkohle/Reaktiv) unterschiedliche Betriebsweise der drei untersuchten Adsorber in **Tabelle 5** zeigt, dass das Reaktivat mit dem relativ niedrigen spezifischen Preis in den Betriebskosten fast so günstig wie die Betriebskosten der Frischkohle gemäß GA 4 sind.

Auch für den diskontinuierlichen Betrieb in **Tabelle 6**, der beim AOL zukünftig als Routinebetrieb gewählt wird, zeigt der Vergleich der Betriebskosten der Betriebsvarianten untereinander ein ähnliches Ergebnis. In diesem Fall sind die Betriebskosten mit brutto knapp 50.000 € für den Fall der Frischkohle mit konstanter Filterbeschickung als für den Betreiber, den AOL, als wirtschaftlich äußerst attraktiv einzustufen. Die spezifischen Betriebskosten lägen bei 0,09 €/m³ Filtrat. Der Anteil der Energiekosten liegt für alle Varianten in einem engen Bereich zwischen 6 und 8 %, während der Personalkostenanteil (da als Fixkosten postuliert) je nach erzieltm Filtratvolumen pro Jahr zwischen 7 und 20 % stark variiert. Der Anteil der GAK liegt bei allen betrachteten Varianten stets über 70 %, im Maximum bei einem hohen Jahresdurchsatz des Adsorbers sogar bei 86 %.

8 CARBON FOOTPRINT DER VERFAHREN

8.1 Konzept des Carbon Footprint (CF)

Der Carbon Footprint (CF) bezeichnet die Bilanz der Treibhausgasemissionen (THG-Emissionen)

- eines Prozesses,
- eines Produktes,
- eines Unternehmens oder
- eines ganzen Landes

während einer festgelegten Zeitspanne. In der Regel umfasst der CF die gesamte Lebensdauer – einschließlich der späteren Verwertung oder Entsorgung. Dieser Parameter wurde entwickelt, um den auf das Treibhausgas CO₂ normierten Ausstoß aller klimaschädlichen Gase verursachergerecht zu bilanzieren (BDI 2010).

Beim AOL wird zur Zeit das in der Abwasserreinigung noch relativ junge Aufbereitungsverfahren der Adsorption mit granulierter Aktivkohle (GAK) im Festbett untersucht mit dem Ziel, eine deutliche Reduzierung der CSB-, TOC- und Spurenstoffkonzentrationen und -frachten im KA-Ablauf zu erreichen. Diesem ökologischen Nutzen stehen die negativen Umweltauswirkungen u. a. durch die Herstellung bzw. Reaktivierung der Aktivkohle gegenüber, die im Rahmen einer Carbon-Footprint-Bilanzierung abgeschätzt werden sollen.

Die Herstellung von Aktivkohle erfolgt aus kohlenstoffhaltigen Rohstoffen, und zwar hauptsächlich aus Stein- oder Braunkohle, Holz, Torf oder Kokosnussschalen. Sowohl bei der Herstellung der Frischkohle (mit den Schritten Verkohlung + Aktivierung oder alternativ auch Direktaktivierung) als auch bei der Reaktivierung von gebrauchter Aktivkohle wird i. d. R. unter Einsatz fossiler Energieträger in einem Ofen schrittweise ein Temperaturprogramm durchlaufen, durch den die Aktivkohle gefördert und auf über 1000°C erhitzt wird:

- Trocknung
- Verkohlung/Verkokung von adsorbierter Organik
- Ausgasung der flüchtigen Verkokungsprodukte
- Gezielter Abbrand von Kohlenstoff mit Hilfe von Wasserdampf zur Erzeugung der gewünschten Porenstrukturen

Der Einsatz von Brennstoffen bewegt sich z. B. bei der Anwendung von Heizöl in der Größenordnung von bis zu 800 Litern pro Tonne reaktivierter Aktivkohle. Hinzu kommt ein Abbrandverlust von ca. 10 bis 15 %, d. h. bei der Produktion von 1 t reaktivierter Aktivkohle entsteht ein Verlust durch die Oxidation von ca. 0,1 bis 0,15 t Kohlenstoff. Dieser muss im Anschluss an die Reaktivierung

durch Frischkohle (Make-up) ersetzt werden. Bei Frischkohle stellt oft auch der Rohstoff selbst einen fossilen Energieträger dar.

All diese Faktoren inklusive der notwendigen Transporte mit Silofahrzeugen bei der Herstellung, dem Vertrieb sowie zwischen dem Einsatz- und Reaktivierungsort und auch die elektrische Energie für das Aufbereitungsverfahren in Form von Pump- und Gebläseenergie für den Betrieb der Adsorber (Filtration und Spülung) sollen zur Berechnung der insgesamt freigesetzten CO₂-Äquivalente für die Aufbereitungstechnologie herangezogen werden.

Eine Minimierung der genannten negativen Effekte kann u. a. durch eine Optimierung der Betriebsweise von Aktivkohlefiltern erreicht werden, weil bspw. durch ein ausgefeiltes Spülprogramm oder die Anpassung der Filtergeschwindigkeiten an die Zulaufmenge die Filterlaufzeiten deutlich erhöht und somit die Reaktivierungs- bzw. Neubefüllungsintervalle verlängert werden können. Solche Optimierungsansätze wurden im hier beschriebenen Projekt untersucht und werden nachfolgend einer CF-Analyse unterzogen.

Die Bilanzierung erfolgt entsprechend den Anforderungen der ISO-Normen 14040 ff. an eine Ökobilanzierung in 4 Phasen:

- 1) Festlegung des Untersuchungsziels und des Untersuchungsrahmens
- 2) Festlegung der Systemgrenzen und Erfassung aller relevanten Prozesse im Bilanzraum
- 3) Datenerhebung für alle In- und Output-Ströme des Bilanzraums
- 4) Berechnung der Treibhausgas (THG) - Emissionen, Abschätzung der Klimawirkung

8.2 CF-Untersuchungsziel, Untersuchungsrahmen und -bezugsgrößen

Ziel der Untersuchung ist die Bilanzierung derjenigen Treibhausgasemissionen, die aus dem Betrieb der Festbettadsorber zur weitergehenden Abwasserreinigung beim AOL resultieren. Dabei sind insbesondere die unterschiedlichen Betriebsweisen der einzelnen Adsorber entsprechend zu berücksichtigen und zu vergleichen:

- Adsorber GA-3 mit Frischkohle, dynamischer Betrieb (an den Abfluss angepasst)
- Adsorber GA-4 mit Frischkohle, Betrieb mit konstanter Filtergeschwindigkeit von 2 m/h
- Adsorber GA-5 mit Reaktivat, Betrieb mit konstanter Filtergeschwindigkeit von 2 m/h

In Ergänzung dazu wird der CF des konventionellen (GF-6) Biofor-Filters zur reinen Flockungfiltration ermittelt.

Das für eine vergleichbare Bilanzierung erforderliche einheitliche Scoping, nämlich gleiche Zielsetzung, gleiche Systemgrenzen, gleiche Bilanzierungsregeln, vergleichbare Datenqualität und –tiefe ist im untersuchten Projekt von vornherein gegeben, da die Adsorber und Filter parallel in einer Anlage mit dem gleichen Zulaufwasser und – bis auf die gezielt variierte Parameter, nach denen differenziert werden soll – unter gleichen Randbedingungen betrieben werden.

Der CF wird immer als Bezug auf eine funktionelle Einheit angegeben, um eine Vergleichbarkeit zu schaffen. Für die Festbettadsorber des AOL ist es naheliegend, die CO₂-Äquivalente auf das Abwasservolumen in [m³] zu beziehen.

Bei einem Vergleich unterschiedlicher KA sollte auch die Abwasserqualität berücksichtigt werden. In diesem Fall wird häufig der Einwohnerwert (EW) bezogen auf die mittlere organische Belastung (1 EW entspricht einer CSB-Fracht von 120 g/d) im Zulauf pro Jahr als funktionelle Einheit gewählt (Remy *et al.* 2011), ohne eine weitere Differenzierung gemäß industriellem Abwasseranteil vorzunehmen.

Allgemein werden bei der Bilanzierung des CF zwei Kategorien separat betrachtet, die sich hinsichtlich der Emissionsarten unterscheiden (siehe Abbildung 39):

- Als indirekt werden die Emissionen außerhalb des Bilanzraums bezeichnet, die zum einen bei der Erzeugung der benötigten Energie bzw. der fossilen Energieträger (z.B. Erdgas, Heizöl) entstehen und zum anderen bei den Herstellungsprozessen der verwendeten Rohstoffe bzw. Materialien (z. B. Aktivkohle), bei der Abfallentsorgung und bei Transporten durch Kraftstoffverbrennung entstehen.
- Direkte Emissionen bezeichnen Treibhausgasemissionen, welche unmittelbar im Bilanzierungsraum an die Atmosphäre abgegeben werden. In der Abwasserreinigung handelt es sich hier insbesondere um die Gase CH₄ und N₂O, die überwiegend bei der Stickstoffelimination und bei der Schlammbehandlung gebildet werden. Direkte Emissionen sind immer sehr stark prozess- und milieuabhängig und daher ohne konkrete Messungen nur näherungsweise abschätzbar. Grundsätzlich sind auch direkte Emissionen aus den Adsorbern noch möglich, wenn bspw. N₂O in gelöster Form vorliegt und bei ausreichender Sauerstoffzufuhr sowie turbulenten Strömungen (z. B. bei der Filterspülung mit Luft) ausgestrippt wird. Dieser Emissionsanteil ist aber nicht messbar und

wird als sehr gering eingeschätzt im Vergleich zu den indirekten Emissionen der Adsorber.

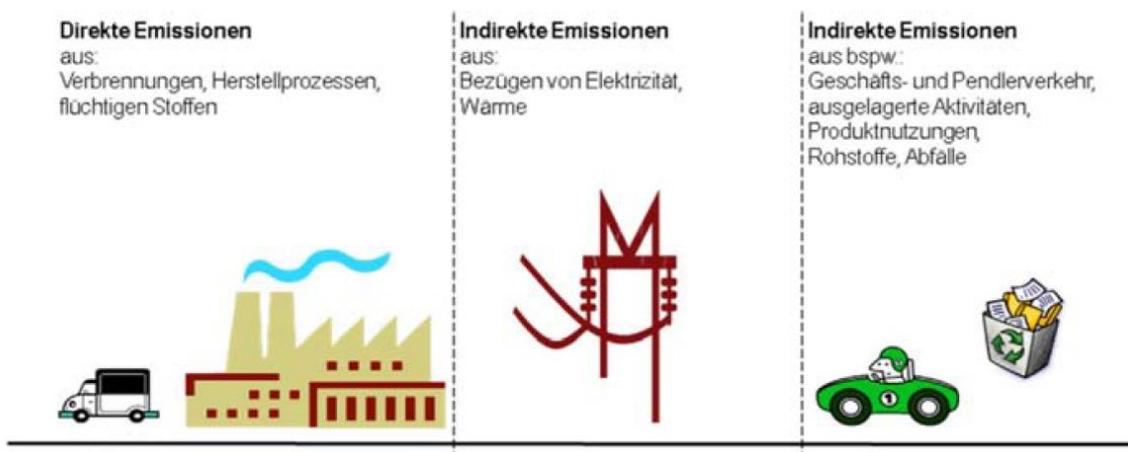


Abbildung 39: Bestandteile einer CF-Bilanz (Bisaz & Leonardi 2008)

8.3 Systemgrenzen und relevante Prozesse im CF-Bilanzraum

Die Systemgrenzen wurden für die Bilanzierung eines Adsorbers bzw. eines Filters festgelegt. Die im System zu berücksichtigenden Teilprozesse und die möglichen Emissionsquellen (Input, Transporte) sind in Abbildung 40 schematisch dargestellt.

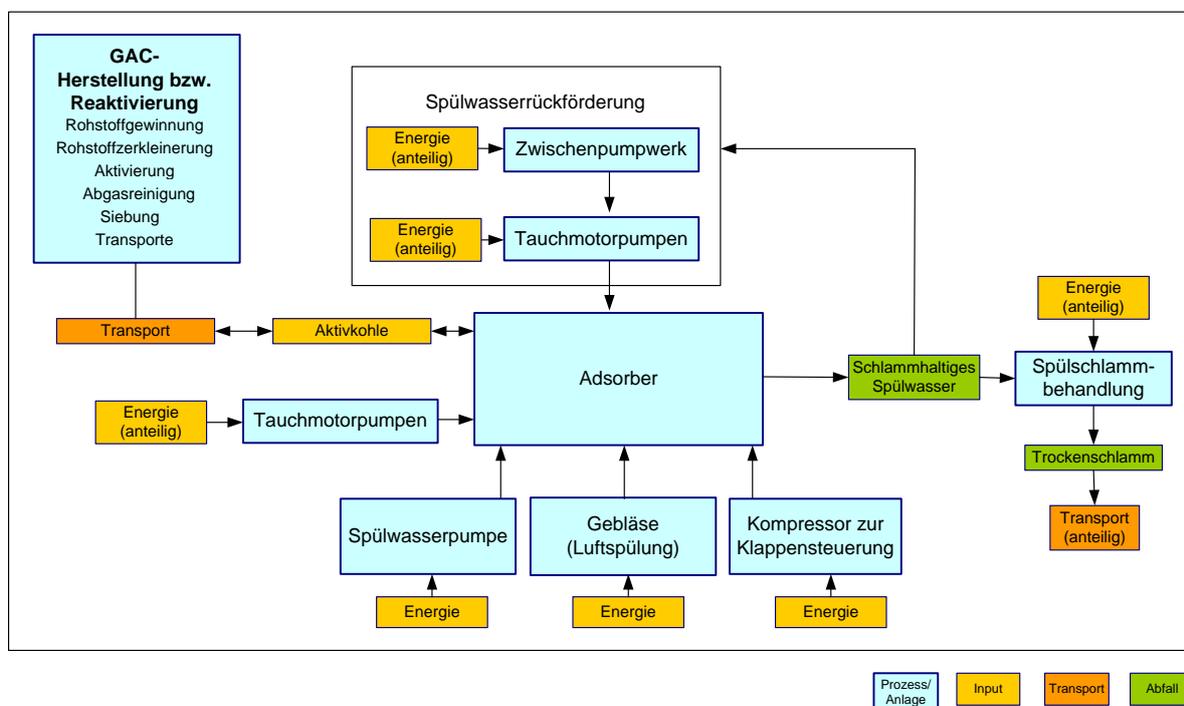


Abbildung 40: Bilanzraum für einen GAK-Adsorber

Zum Bilanzraum gehören die GAK-Herstellung und -Transporte, der Adsorberbetrieb auf der KA einschließlich seiner Spülprozesse, die Rückförderung der schlammhaltigen Spülwässer, ihre Behandlung inklusive Rückstandsentsorgung sowie die GAK-Reaktivierung.

Alle den Adsorbern vor- und nachgelagerten KA-Prozesse sowie der Anlagenbau der Verfahrensstufe werden nicht in die Bilanzierung einbezogen, weil diese sich nicht vom konventionellen KA-Betrieb mit Filtern zur Flockungsfiltration (hier: Biofor-Filter) unterscheiden. Bisherige Erfahrungen mit der CF-Bilanzierung sowohl im Bereich KA und Trinkwasserwerk als auch in anderen Branchen zeigen, dass der Anlagenbau aufgrund der meist langen Lebensdauer einen nur sehr geringen Anteil am CF hat.

Für alle in Abbildung 40 genannten Teilprozesse waren die In- und Output-Ströme zu ermitteln. Bezüglich des CF für die Aktivkohleherstellung und -reaktivierung ist man auf Herstellerangaben angewiesen, weil es sich um einen sehr komplexen Prozess handelt, dessen Know-how von den einzelnen Herstellern gehütet wird. Es wurden deshalb verschiedene GAK-Hersteller mit Bitte um Auskunft angefragt, jedoch nur von zwei Herstellern Daten zur Verfügung gestellt:

1. Hersteller (Norit, 2013)
 - CF der Herstellung einer für den Einsatz in Trinkwasserwerken typischen GAK: 10 kg CO_{2e} / kg GAK
 - Reaktivierung der erschöpften GAK einschließlich eines 10%-Anteils an Make-up-GAK: 2 kg CO_{2e} / kg GAK
2. Hersteller (Jacobi, 2013)
 - CF der Herstellung einer GAK: 7,4 kg CO_{2e} / kg GAK
 - Reaktivierung der erschöpften GAK einschließlich eines 10%-Anteils an Make-up-GAK: 2,75 kg CO_{2e} / kg GAK

Für die CF-Bilanzierung der Adsorber wurde mit den Werten der Firma Jacobi gerechnet, da ein Produkt dieses GAK-Herstellers in den Adsorbern eingesetzt wird. Allerdings wurde der CF für die GAK-Reaktivierung um einen Make-up-Anteil von 23 % wie folgt korrigiert (vgl. Kapitel 8.5):

Zunächst wurde der CF₀ für die Reaktivierung ohne Make-up-Anteil berechnet:

$$CF_0 = CF_{\text{Reakt}} - (CF_{\text{Herstellung}} * 10 \%) / 0,9$$

$$CF_0 = 2,23 \text{ kg CO}_2\text{e} / \text{kg GAK}$$

Dieser CF wurde dann um einen Make-up-Anteil von 23 % ergänzt:

$$CF_{\text{Reakt_neu}} = CF_0 * 77 \% + CF_{\text{Herstellung}} * 23 \%$$

$$CF_{\text{Reakt_neu}} = 3,42 \text{ kg CO}_2\text{e} / \text{kg GAK}$$

Für die Berechnung der Emissionen, die auf die reaktivierte GAK entfallen, wurde nachfolgend also mit einem Wert von 3,42 kg CO₂e / kg GAK gerechnet.

Für die Bilanzierung des Adsorberbetriebs müssen folgende Teilprozesse berücksichtigt werden:

- Förderung des Abwassers aus der Nachklärung durch die Adsorber bis zum Filtratauslass (Überfallkante) der Verfahrensstufe (Energieverbrauch)
- Spülung der Adsorber mit Kläranlagenablauf (Energieverbrauch)
- Spülung der Adsorber mit Luft (Energieverbrauch)
- Förderung des schlammhaltigen Spülwassers von den Adsorbern zurück zum Zwischenpumpwerk und dann bis zum Ablaufbauwerk (Energieverbrauch)
- Regelung/Steuerung der Prozesse (Energieverbrauch)
- Spülschlamm Entsorgung (Schlammbehandlung und –transport)

Alle Energieverbräuche wurden im Folgenden anteilig für einen Filter/Adsorber berechnet. Da keine Chemikalien oder sonstigen Betriebsmittel für den Adsorberbetrieb notwendig sind, fließen in die CF-Bilanzierung nur die Energieverbräuche der einzelnen Teilprozesse ein. Die erhobenen Detaildaten können dem Anhang entnommen werden.

8.4 Datensätze zur Bilanzierung der THG-Emissionen

Alle Energie- und Materialmengen, die in den betrachteten Prozessen zum Einsatz kommen, werden mit Emissionsfaktoren (EF) in resultierende Treibhausgas (THG)-Emissionen überführt. Zur Berechnung der Emissionen, die dem Bezug an elektrischer Energie aus dem Stromnetz zuzuordnen sind, wurde der aktuelle Faktor für den „deutschen Strommix“ verwendet (0,544 kg CO₂e/kWh), (Homepage des Umweltbundesamtes, 2013). Die Menge an THG wird ausgedrückt als CO₂ – Äquivalente (CO₂e). Der CF entspricht der Summe aller derart berechneten CO₂e.

Auf der Kläranlage des AOL werden 40 % des Energiebedarfs an Strom durch Eigenerzeugung aus Faulgas gedeckt. Der EF für den Betrieb eines BHKW zur Energieerzeugung aus Faulgas liegt bei 0,0058 kg CO₂e/kWh (GEMIS47 2011). Dementsprechend wurden alle CO₂e, die aus dem Energieverbrauch bzw. Strombedarf der einzelnen Teilprozesse resultieren, folgendermaßen berechnet:

$$(0,4 \cdot 0,0058 \text{ kg CO}_2\text{e/kWh} + 0,6 \cdot 0,544 \text{ kg CO}_2\text{e/kWh}) = 0,3287 \text{ kg CO}_2\text{e/kWh} \quad (2)$$

$$\text{CO}_2\text{e} = \text{Energieverbrauch} \cdot 0,3287 \text{ kg CO}_2\text{e/kWh} \quad (3)$$

Für die Berechnung der Emissionen, die durch den Einsatz der Aktivkohle verursacht werden, wurde die in den Adsorbern eingesetzte GAK-Menge (jeweils 101 m³) mit dem EF für die GAK-Herstellung bzw. –Reaktivierung multipliziert (siehe Kap. 8.3).

Um unterschiedliche Betriebsweisen der Adsorber vergleichen zu können, wurde der CF auf die funktionelle Einheit Volumen aufbereitetes Abwasser in [m³] bezogen.

Die Laufzeit und das jeweils insgesamt aufbereitete Abwasservolumen der drei zu vergleichenden Adsorber bis zum Erreichen einer Sättigungsbeladung waren unterschiedlich, so dass sich auch die spezifische GAK-Menge pro Kubikmeter aufbereitetes Wasservolumen unterscheidet. Anhand der im Versuchsbetrieb ermittelten Bettvolumina bis zur Sättigungsbeladung, der jeweiligen Filtergeschwindigkeit und der Menge an Filtermaterial wurden die Laufzeiten bis zum Austausch bzw. bis zur Reaktivierung der Aktivkohle für die drei Adsorber berechnet und für die Bilanzierung des CF angesetzt. Die entsprechenden Daten aus dem Versuchsbetrieb der Adsorber- bzw. Filter wurden in Tabelle 7 zusammengefasst.

Tabelle 7: Adsorber-/Filterparameter für die Bilanzierung des CF

Parameter	GA3	GA4	GA5	GF6
Filtergeschwindigkeit [m/h]	im Mittel: 3,6	2	2	im Mittel: 3,6
Laufzeit pro Monat [Tage]	22	22	22	30,5
Anzahl Filterspülungen pro Woche [-]	2	2	2	5
Volumen Filterschüttung [m ³]	101	101	101	140
Bettvolumina bis zur Sättigungsbeladung [m ³ Wasser/m ³ GAK-Schüttung]	7.000	9.000	6.000	-/-
Laufzeit bis Erreichen Sättigungsbeladung [Monate]	9,3	21,3	14,3	(9,3)
aufbereitete Abwassermenge bis zur Sättigungsbeladung [m ³]	707.000	909.000	606.000	856.000

8.5 Bilanzergebnisse der CF-Bilanzierung

Da der durch die Herstellung bzw. Reaktivierung der GAK verursachte CF erwartungsgemäß um ein Vielfaches höher ist als der CF des reinen Adsorberbetriebs, wurden beide CF-Anteile in den nachfolgenden Abbildungen getrennt dargestellt.

Die Adsorber GA-4 und GA-5 wurden parallel mit konstanter Filtergeschwindigkeit (2 m/h), aber mit unterschiedlicher GAK betrieben: GA4 mit Frischkohle und GA5 mit reaktivierter GAK. Aus Abbildung 41 geht hervor, dass GA-5 mit der reaktivierten Aktivkohle hinsichtlich des CF (173 g CO₂e / m³) deutlich besser abschneidet als GA-4 mit Frischkohle (247 g CO₂e / m³), obwohl aufgrund eines etwas früheren Durchbruchs von Mikroverunreinigungen weniger Abwasser aufbereitet werden konnte (606.000 m³) als mit GA-4 (909.000 m³).

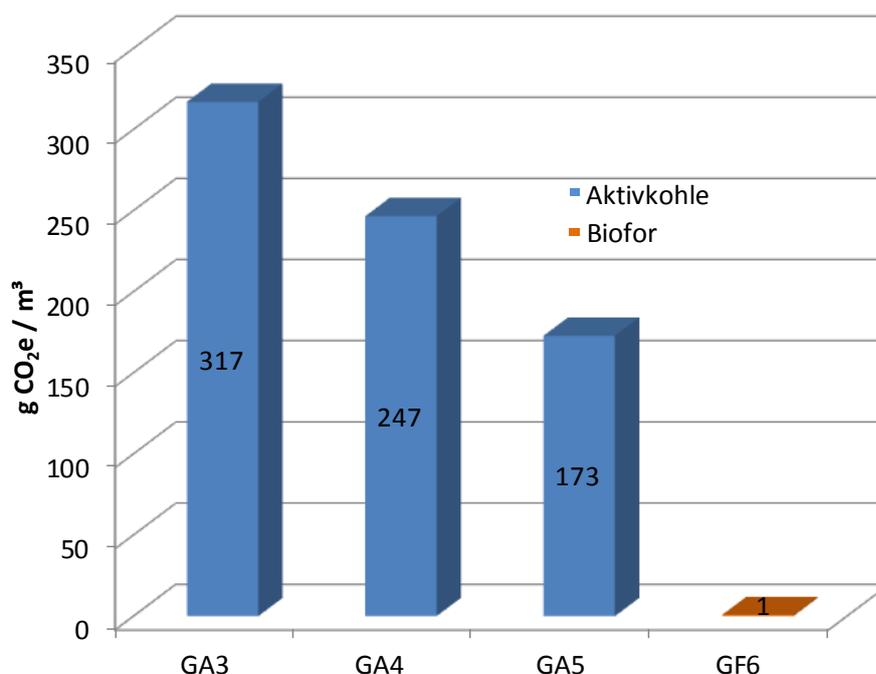


Abbildung 41: Spezifischer CF, der auf die eingesetzte GAK zurückzuführen ist (ohne CF-Anteil aus Adsorberbetrieb)

Anhand der Daten von der Reaktivierung, die im Detail dem Anhang 11.3 zu entnehmen sind, wurden die Massenbilanzen für die Wiederbefüllung des Adsorbers GA-5 in Tabelle 8 erstellt, denn die Schüttdichte des Reaktivats weicht deutlich von der einer Frischkohle ab. Danach beträgt der Masseanteil von Make-up an der Gesamtmasse 23 %. Da im Teilprojekt 1 aber im Nachgang der Erstbefüllung von GA-5 ein Problem mit nicht benetzbaren Massenanteilen der eingefüllten GAK auftrat und diese Anteile bewusst aus dem Filter ausge-

spült wurden, lag beim nachfolgenden Ausbau der erschöpften GAK das Füllvolumen der Filterkammer unter dem Sollwert von 101 m³. Bei der Berechnung des CF für das Reaktivat ist ein Make-up-Anteil von 23 Gew.-% berücksichtigt.

Tabelle 8: Bilanz der Reaktivat- und Make-up-Masse sowie der resultierenden Jodzahl bei der Wiederbefüllung von GA-5

	Masse kg	Massenanteil %	Jodzahl mg/g
Reaktivat:	23.600		835
Fehlmenge:	7.030	23,0%	1230
Sollmenge:	30.630		925

Den größten CF hinterlässt GA-3, der mit Frischkohle dynamisch betrieben wurde (mittlere Filtergeschwindigkeit = 3,6 m/h), weil die Laufzeit bis zur Sättigungsbeladung noch etwas geringer war als bei GA-4 (707.000 m³).

Der CF des Filtermaterials Biofor in GF-6 ist mit ca. 1 g CO_{2e} / m³ fast vernachlässigbar, weil sich die Emissionen der Herstellung und des Transportes auf die sehr lange Verweildauer im Filter (25 Jahre angenommen) verteilen.

Die THG-Emissionen, die durch den Stromverbrauch des Adsorberbetriebs verursacht werden, sind im Vergleich zur Aktivkohle nur sehr gering. Der Anteil des Adsorberbetriebs am Gesamt-CF liegt zwischen 3,6 und 7,1 % (GA-3 = 3,6%, GA-4 = 4,9 % und GA-5 = 7,1 %). Die spezifischen Emissionen der Adsorber - und im Vergleich dazu des Biofor-Filters (GF-6) - wurden in Summe in Abbildung 42 dargestellt. Für die Berechnung des spezifischen CF des Biofor-Filters wurde die Filterlaufzeit von GA-3 angesetzt, weil beide mit dynamisch angepasster Filtergeschwindigkeit betrieben wurden.

Es sind nur sehr geringe Unterschiede zu erkennen, auch hinsichtlich der Anteile der Teilprozesse (siehe Abbildung 43). Obwohl die Bioforfilter häufiger gespült werden müssen, ist der Anteil der Spülung am CF nicht wesentlich größer als bei den Adsorbern. Ursachen dafür sind:

- Der Anteil des Filterbetriebes der Biofor-Filter wird durch das Prozessluftgebläse erhöht.
- Die Biofor-Filter werden 7 Tage pro Woche beschickt, die Adsorber nur 5 Tage (der Anteil des Filterbetriebes erhöht sich damit noch einmal).
- Die Adsorber werden länger gespült als die Biofor-Filter, so dass mehr Spülwasser gefördert werden muss.

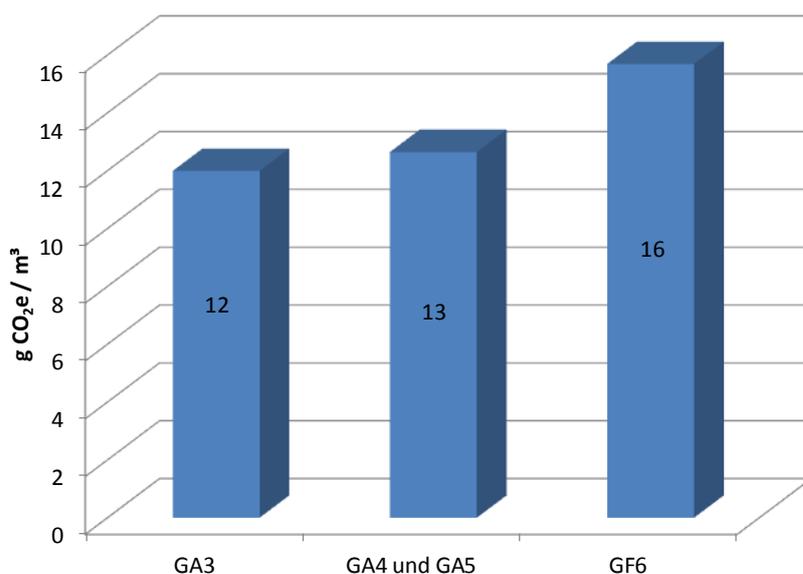


Abbildung 42: Spezifischer CF, der rein auf den anlagentechnischen Betrieb der Adsorber/Filter zurückzuführen ist (ohne Filtermaterialien)

Der Unterschied zwischen dem dynamisch und den konstant beschickten Adsorbern ist minimal (12 und 13 g CO₂e/m³). Bei GA-4 und GA-5 ist der Anteil der Spülung etwas größer als bei GA-3, weil wegen der geringeren Filtergeschwindigkeit im gleichen Zeitraum entsprechend weniger Abwasser durchgesetzt und somit weniger Energie für den Adsorberbetrieb benötigt wird. Die Spülintervalle sind aber gleich.

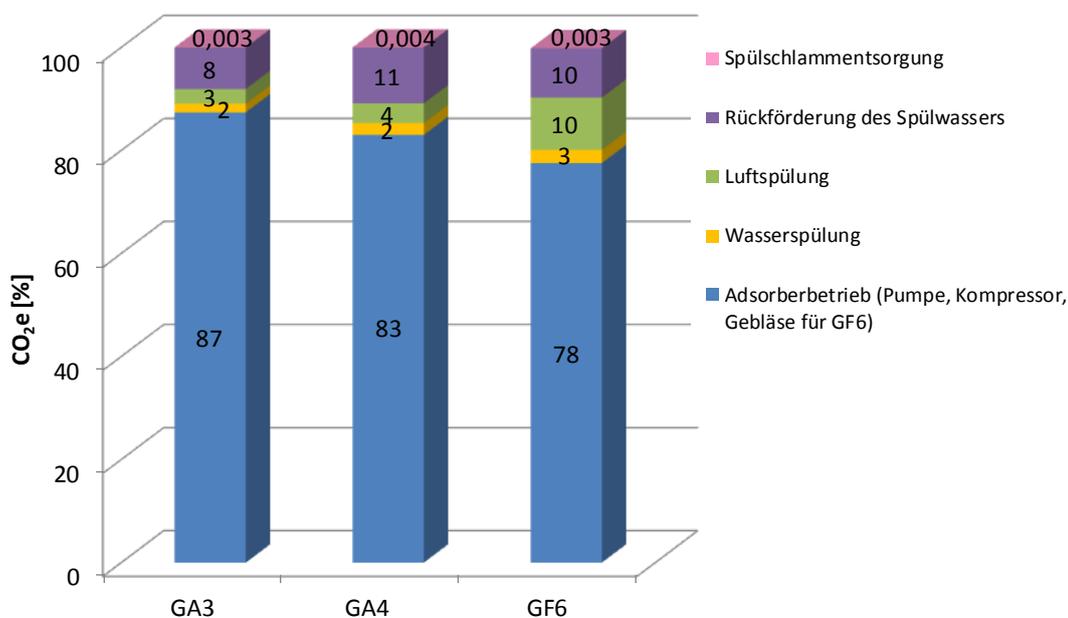


Abbildung 43: Prozentuale Anteile der Teilprozesse des Adsorber-/ Filterbetriebs am CF

Der Anteil der Spülschlamm Entsorgung (Schlammbehandlung und –transport) am CF der Adsorber/Filter ist vernachlässigbar.

8.6 Diskussion der CF-Ergebnisse

Aufgrund des hohen Energiebedarfs für Herstellung und Reaktivierung der GAK schneiden die Adsorber im Hinblick auf die Klimaauswirkung, wie erwartet, deutlich schlechter ab als die konventionellen Biofor-Filter ohne Adsorptionswirkung und somit nur minimalem biologischen Abbau von Spurenstoffen. Die Verwendung reaktivierter Aktivkohle ist aus Klimaschutzgründen dem Einsatz von Frischkohle in jedem Fall vorzuziehen. Da mit dem dynamisch beschickten Adsorber während der gesamte Adsorberstandzeit weniger BVT durchgesetzt werden konnten als mit dem konstant beschickten, ist die konstante Betriebsweise im Hinblick auf den CF vorzuziehen.

Hierbei müssen aber immer Vor- und Nachteile gemeinsam bewertet werden, da der CF nur eine einzige Umweltwirkung aus einer Vielzahl möglicher Effekte auf das gesamte Ökosystem darstellt. Die Vorteile eines Aktivkohleeinsatzes im Hinblick auf die Verringerung der CSB- und TOC-Konzentration sowie auf die Spurenstoffentfernung können dagegen von großem Nutzen für die aquatische Lebensgemeinschaft und das Schutzgut Trinkwasser sein und sollten Priorität haben.

Das FiW¹ hat in Zusammenarbeit mit dem IWW im Rahmen eines F+E- Projekts im Auftrag der agw-Verbände² u. a. den CF der von den Verbänden betriebenen KA bilanziert. Die Ergebnisse lagen zwischen 200 und 600 g CO₂e / m³ (ohne direkte Emissionen), abhängig in erster Linie vom Verschmutzungsgrad des Abwassers, vom Eigenenergieversorgungsgrad und der Art der Klärschlamm Entsorgung.

Die gesamten spezifischen Emissionen der Adsorber GA3 und GA4 (mit Frischkohle) lagen bei 329 bzw. 260 g CO₂e / m³ und die von GA5 (mit Reaktiv) bei 186 g CO₂e / m³.

Aus diesem Kontext ist zu folgern, dass sich durch die Erweiterung der Verfahrenskette einer KA mit Aktivkohleadsorbern der CF deutlich erhöhen und beim Einsatz von Frischkohle unter ungünstigen Voraussetzungen sogar verdoppeln kann.

¹ Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft an der RWTH Aachen (FiW) e.V.

² agw = Arbeitsgemeinschaft der Wasserwirtschaftsverbände in Nordrhein-Westfalen

An dieser Stelle sei aber darauf hingewiesen, dass die Emissionen, die durch die Aktivkohle verursacht werden, auch stark davon abhängig sind, welche Rohstoffe verwendet und welche Energiequellen genutzt werden, wie die Prozessführung bei der GAK-Herstellung und –Reaktivierung erfolgt und welche Transportwege notwendig sind. Hier konnte nur auf Herstellerangaben zurückgegriffen werden, ohne die Details der jeweils angewendeten Bilanzierungssystematik zu kennen (siehe Kap.8.3).

In Abbildung 44 wurde eine mögliche Schwankungsbreite der CF-Ergebnisse für die Aktivkohle dargestellt, die auf unterschiedlichen AK-Herstellerangaben zurückzuführen ist (bis zu 37 %). Die CF-Werte der AK-Hersteller sind allerdings nicht direkt vergleichbar, da diese stark von der Bilanzierungsmethodik abhängen. Es war von keinem Hersteller bekannt, welche Teilprozesse in der CF-Bilanz mit welchen Systemgrenzen berücksichtigt wurden.

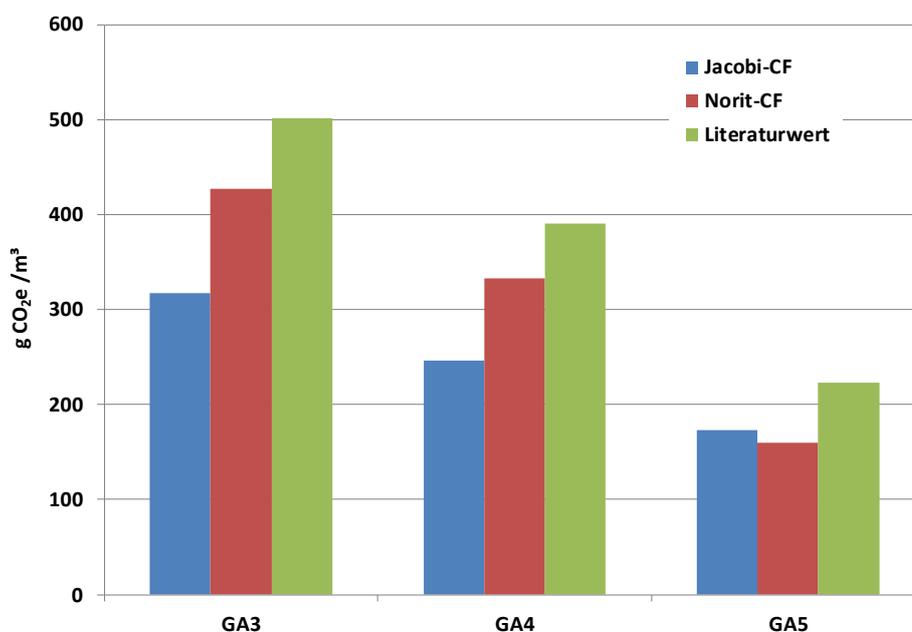


Abbildung 44: Vergleich des CF der Aktivkohle bei Verwendung unterschiedlicher Emissionsfaktoren

Von Bolle und Pinnekamp (Bolle & Pinnekamp 2011) wurde der CF u.a. für eine Ozonstufe und eine Dosierung von Pulveraktivkohle (PAK), die sich als Verfahrensalternativen zur Spurenstoffentfernung anbieten, mit sehr großen Bandbreiten abgeschätzt:

- Nachgeschaltete Ozonstufe bei Verwendung von reinem Sauerstoff:
20 - 300 g CO₂e / m³ (je nach verwendeter Ozondosis zwischen 2,5 bis

15 g O₃ /m³ und Art der Prozessführung (Kühlung mit Abwasser oder Kühlaggregat usw.))

- PAK-Dosierung:
95 - 360 g CO₂e/m³ (je nach PAK-Dosis zwischen 5 und 20 g/m³, einsch. Flockungs- und Fällmittel sowie Verbrennung des PAK-Schlammes)

Die geschätzte Größenordnung lässt vermuten, dass GAK-Adsorber mit Frischkohle im Vergleich zur Ozonung und zur PAK-Dosierung die höchsten THG-Emissionen verursacht. Wird diese jedoch nach Reaktivierung im Adsorberbetrieb weiter verwendet, ist ihr CF vergleichbar mit dem unteren Wertebereich der PAK-Dosierung.

Sichere Aussagen hierzu können aber erst nach systematisch durchgeführten CF-Bilanzierungen einer Mindestanzahl von Anlagen unter Anwendung einer einheitlichen Methodik getroffen werden. Bisherige Erfahrungen in diesem Bereich zeigen, dass die Ergebnisse starken Schwankungen unterliegen, von vielen Randbedingungen abhängig und ohne entsprechende Kontextinformationen nicht bzw. nur eingeschränkt vergleichbar sind.

CF-Minderungspotentiale bei der Verwendung von Aktivkohle sind vor allem bei den Rohstoffen zur AK-Herstellung zu sehen. Die Firma Jacobi hat eine CF-Bilanzierung für ihre AK-Produkte durchgeführt und dabei die Ergebnisse der Kohle auf Basis fossiler Rohstoffe mit einer neuen Kohle auf Basis von pflanzlichen (nachwachsenden) Rohstoffen verglichen. Es wurde ein Minderungspotential von 75 % für die Frischkohle ermittelt. Der Emissionsfaktor der Kohle basierten AK liegt bei 7,42 t CO₂e/t AK und der für die AK auf Basis von Pflanzenrohstoffen nur noch bei 1,69 t CO₂e/t AK (Jacobi, 2013).

9 LITERATUR

- Benstöm, F.; Nahrstedt, A.; Rolfs, T.: Filtration über granulierte Aktivkohle (GAK) zur Spurenstoffelimination. Spurenstoffelimination auf Kläranlagen, DWA-Seminar, Siegburg 14.11.2013
- BDI (2010): Produktbezogene Klimaschutzstrategien. Produkt Carbon Footprint verstehen und nutzen. Bundesverband der deutschen Industrie e.V. , Berlin, 63 S.
- Bisaz A., Leonardi S. (2008): ISO 14064-1 und Klima-Labels: Klimaschutz macht vor Unternehmen nicht halt.Treibhausgasinventar. Illnau, 2 S.
- Bolle F.W., Pinnekamp J. (2011): Energiebedarf von Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen - Phase I. Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft (FiW) e.V. an der RWTH Aachen, Aachen, 175 S.
- Dieter, H.H.: Grenzwerte, Leitwerte, Orientierungswerte, Maßnahmenwerte - Aktuelle Definitionen und Höchstwerte (Am 16.12.11 aktualisierte Fassung des Textes aus Bundesgesundheitsbl 52 (2009), S. 1202-1206; Stand: Dezember 2011. Umweltbundesamt. http://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/377/dokumente/grenzwerte_leitwerte.pdf
- DIN EN ISO 14040:2009-11: Umweltmanagement - Ökobilanz – Grundsätze und Rahmenbedingungen, Beuth Verlag, Berlin
- DIN EN ISO 14044:2006-10: Umweltmanagement - Ökobilanz – Anforderungen und Anleitungen, Beuth Verlag, Berlin
- GEMIS47 (2011): Globales Emissions-Modell Integrierter Systeme. Datenbank, Ökoinstitut e. V.
- Hembrock-Heger, A.; Bergmann, A.: Eintrag von Arzneimitteln und deren Verhalten und Verbleib in der Umwelt - Literaturstudie. Kurzfassung zum Abschlussbericht (Fachbericht 2). Hrsg.: Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen, Recklinghausen (2007)
- Jacobi (2013): persönliche Information der Jacobi Carbons Company
- Kompetenzzentrum Mikroschadstoffe.NRW (2013): Spurenstoffelimination mittels Aktivkohle im Ablauf des Klärwerkes Gütersloh-Putzhagen. Projektinformationsblatt des Kompetenzzentrum Mikroschadstoffe.NRW
- Merkel, W.: Arzneimittelrückstände in der aquatischen Umwelt: Neue Herausforderungen an Abwasserreinigung und Trinkwasseraufbereitung? GWF Wasser Abwasser 145 (2004) Nr. 5, 326-335
- Norit (2013): persönliche Information der Firma Cabot Norit Activated Carbon
- Remy C., Lesjean B., Hartmann A. (2011): Die Methodik der Ökobilanz zur ganzheitlichen Erfassung des Energieverbrauchs in der Abwasserreinigung. KA Korrespondenz Abwasser, Abfall, 58(6), 572-576.

10 GLOSSAR

AFS:	Abfiltrierbare Stoffe
AOL:	Abwasserverband „Obere Lutter“
ASTM:	American Society for Testing and Materials
B.G.:	analytische Bestimmungsgrenze
BVT:	Bed Volumes Treated
CF:	Carbon Footprint
CSB:	Chemischer Sauerstoff-Bedarf
DOC:	Dissolved Organic Carbon
EBCT:	Empty Bed Contact Time
GAK:	Granulierte Aktivkohle
GOW:	Gesundheitlicher Orientierungswert
Mesh:	Korngrößenmaß gemäß ASTM
n.b.:	Parameter nicht bestimmt
PLS:	Prozessleitsystem
PN:	Probenahme
RKM:	Röntgenkontrastmittel
SAK:	Spektraler Absorptionskoeffizient
SPS:	Speicherprogrammierbare Steuerung
THG:	Treibhausgase
TOC:	Total Organic Carbon
WRRL:	Wasserrahmenrichtlinie (Richtlinie 2000/60/EG)

11 ANHANG

11.2 Produktdatenblatt AquaSorb 5000



AquaSorb® 5000

Granulierte Aktivkohle zur Wasserreinigung

Produktvorteile

- Hohe Aktivität
- Hoher Makroporenanteil
- Hohes Porenvolumen
- Optimierte Adsorptionskinetik
- Schnelle Schadstoffdiffusion im Porensystem
- Streng kontrollierte Partikelgröße

Typische Anwendungen

- Abwasseraufbereitung in der chemischen und pharmazeutischen Industrie
- Aufbereitung von Deponiesickerwasser
- Interne Abwasserkreisläufe
- Ablauf industrieller Kläranlagen

Verfügbare Körnung

- 8x30 mesh (0,63 – 2,36 mm)
- 12x40 mesh (0,42 – 1,70 mm)

Verpackungsarten

- 20 kg Sack
- 325 kg Big Bags
- Lose Siloverladung

AquaSorb® 5000 ist eine hochaktive, granulierte Aktivkohle, hergestellt durch Wasserdampfaktivierung aus ausgewählten Braunkohlen. Der optimierte Anteil an Adsorptions- und Transportporen ermöglicht eine exzellente Entfernung von organischen Verbindungen auch im Spurenbereich. Der Anteil an Makroporen führt zu einer beschleunigten Adsorptionskinetik und erlaubt dadurch verkürzte Kontaktzeiten. Die guten Betriebseigenschaften werden auch durch die strenge Kontrolle der Körnung erreicht.



Spezifikation*

Jodzahl	min. 1100 mg/g
Wassergehalt (beim Abpacken)	max. 5 Gew.-%

Typische Eigenschaften*

BET Oberfläche	1150 m ² /g
Schüttdichte	300 kg/m ³
pH-Wert	9

*Spezifikationswerte und Angaben zu typischen Eigenschaften werden mit Testmethoden von Jacobi Carbons ermittelt. Oben aufgeführte Werte dienen lediglich zu informativen Zwecken und nicht als Verkaufsspezifikation. Verkaufsspezifikationen erhalten Sie auf Anfrage von Ihrem Jacobi Verkaufsbüro. Vor jeder Bestellung sollten diese geprüft werden.

11.3 Daten der nach dem ersten Projekt erschöpften GAK aus GA-5 („Gebrauchtkohle“) vor und nach der Reaktivierung sowie nach Zugabe von Make-up-Aktivkohle (Frischkohle vom Typ AquaSorb 5000)

Lfd. Nr.	Datum	Proben-bez.	Wassergehalt Gew. %	tr. Schüttdichte g/l	Asche Gew. %	Jodzahl mg/g	HKW ppm	Flüchtige Gew. %
Gebrauchtkohle								
1	13.04.2012		45	484	11,0	509	1193	9,8
2	16.04.2012		52	401	9,8	594	950	9,6
3	17.04.2012		46	458	11,3	529	4590	9,5
4	18.04.2012		61	441	9,4	547	216	7,1
		<i>Mittelwerte:</i>	51	446	10,4	545	1737	9,0
Reaktivat								
	15.04.2012		<1	363	11,9	955	121	n.b.
	16.04.2012		<1	360	12,8	943		n.b.
	19.04.2012		<1	376	11,9	889	110	n.b.
	25.04.2012		<1	383	11,0	721	141	n.b.
	25.04.2012		0,3	408	11,3	786		n.b.
		<i>Mittelwerte:</i>	0,825	382	11,8	835	126	
Kornverteilung								
Reaktivat	Nennkorn	(8x30mesh):	Überkorn,	Gew. %:	5,9			
			Unterkorn,	Gew. %:	2,5			
Massenbilanz								
	Gebrauchtkohle:		63.820 kg	feucht				
			31.272 kg	trocken				
	Reaktivierung:		2.020 kg	Überkorn (>3,5mm)	} Reaktivat: 23.600 kg			
			21.580 kg	Nennkorn (0,55-3,5mm)				
			970 kg	Unterkorn (<0,55mm)				
			1.166 kg	Staub Abluft	} Verlust: 2.136 kg			
			25.736 kg	Gesamtmenge				
			Masse			Jodzahl		
			kg			mg/g		
		Gebrauchtkohle (trocken):	31.272			545		
		Reaktivat:	23.600			835		
		Massenausbeute:	75,5%	Zugewinn Jodzahl:		290		
			Masse					
			kg					
		Gebrauchtkohle ohne flüchtige Subst.	28.457					
		Reaktivat:	23.600					
		Massenausbeute:	82,9%					
Make-up-Massenbilanz								
			Masse	Massenanteil	Jodzahl			
			kg	%	mg/g			
		Reaktivat:	23.600		835			
		Fehlmenge:	7.030	23,0%	1230			
		Sollmenge:	30.630		925			

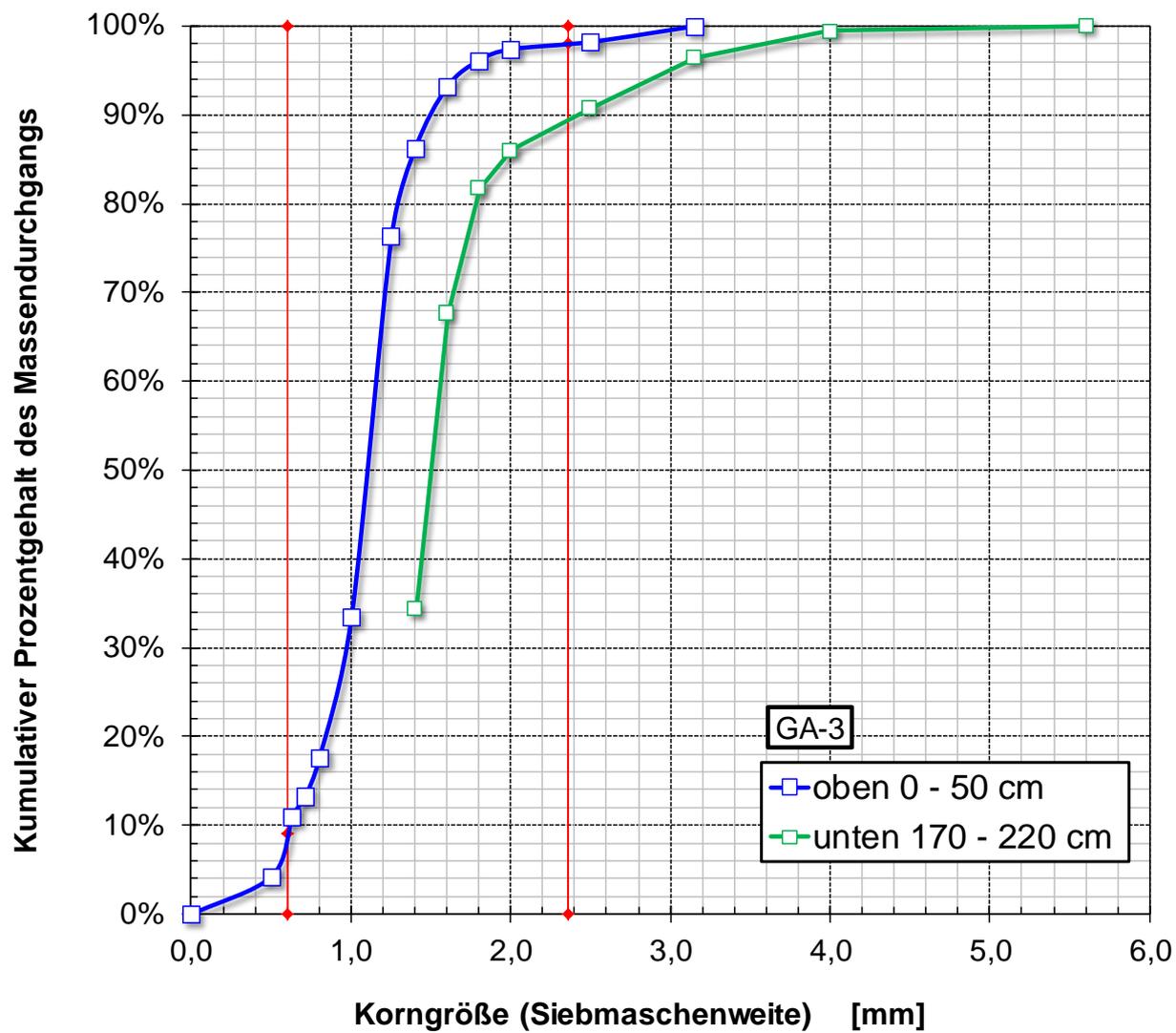
11.4 Bestimmungsgrenzen der analysierten Spurenstoffe

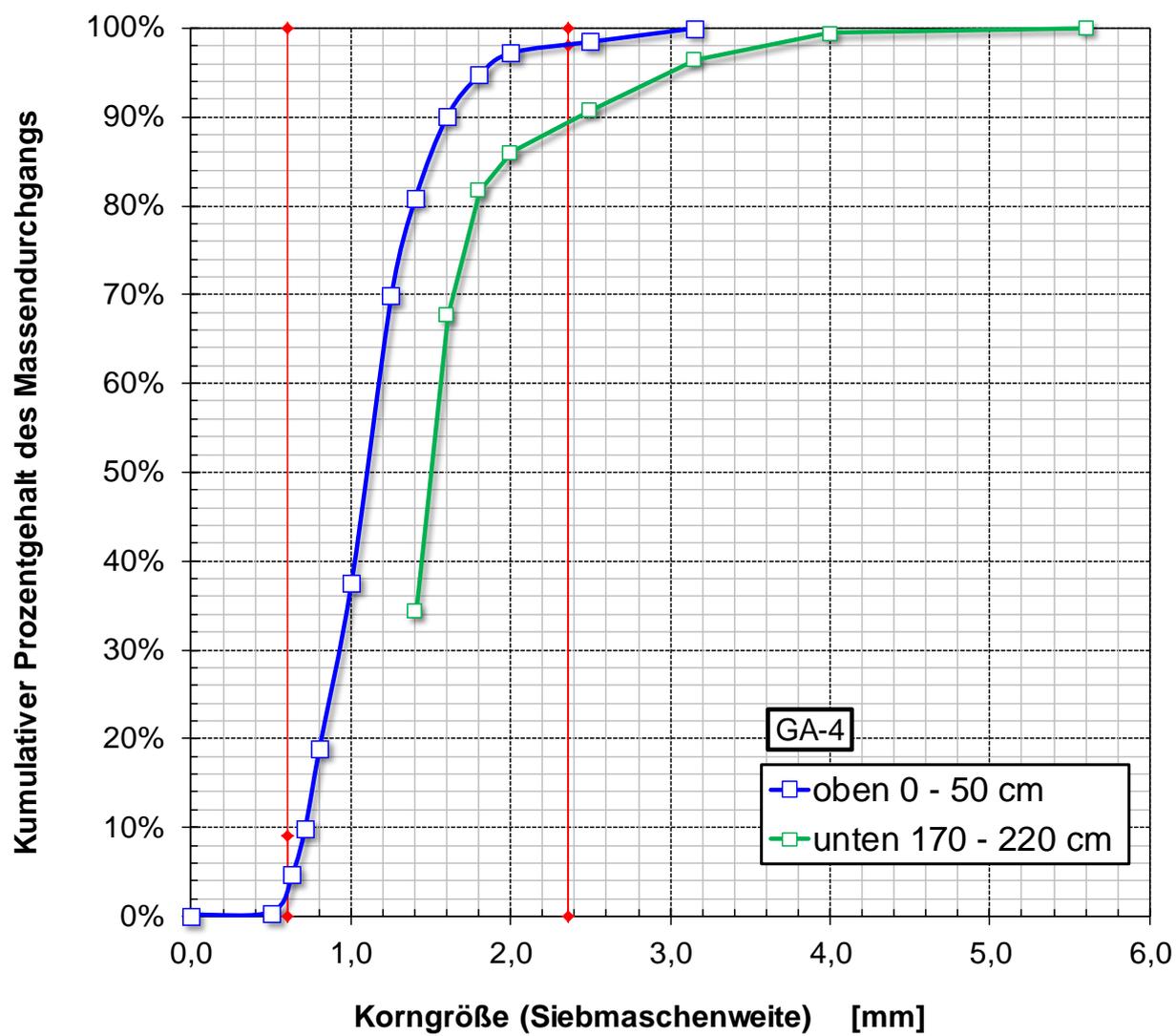
Bestimmungsgrenze [µg/l]	Spurenstoff
0,002	1-H-Benzotriazol
0,02	4-n-Nonylphenol
0,02	4-Nonylphenol, Isomergemisch
0,02	4-tert.-Octylphenol
0,05	Acesulfam
0,05	Amidotrizoesäure
0,05	Atenolol
0,04	Bezafibrat
0,05	Bisoprolol
0,02	Bisphenol A
0,04	Carbamazepin
0,05	Clarithromycin
0,05	DEHP
0,02	Diclofenac
0,5	DTPA
0,2	EDTA
0,003	Gadolinium
0,02	Ibuprofen
0,05	lomeprol
0,05	lopamidol
0,05	lopromid
0,05	lothalamicsäure
0,02	Mecoprop
0,002	Methyl-1-H-Benzotriazole
0,05	Metoprolol
0,05	N4-Acetyl-sulfamethoxazol
0,04	Naproxen
0,2	NTA
0,02	Oxazepam
0,01	PFOA
0,01	PFOS
0,05	Sotalol
0,05	Sucralose
0,05	Sulfamethoxazol
0,02	Terbutryn
0,02	TMDD
0,1	Tributylphosphat

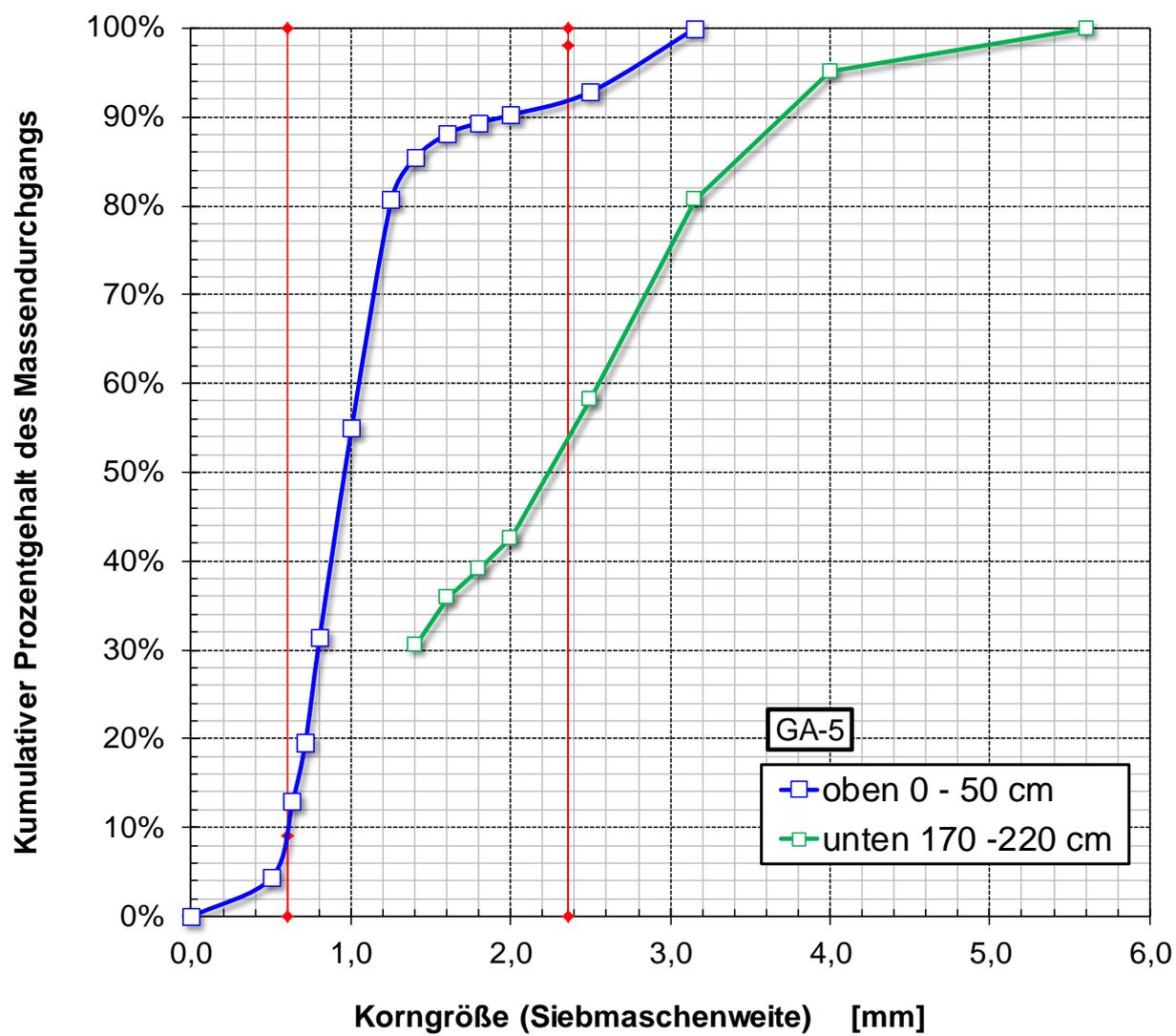
11.5 Im Projektzeitraum erzielte mittlere Elimination der drei Adsorber für bestimmte im Projekt untersuchte organische Spurenstoffe

			mittlere Elimination in %		
Adsorber:			GA-3	GA-4	GA-5
Komplexbildner	EDTA	[µg/kg]	0,0	0,0	0,0
	NTA	[µg/kg]	0,0	0,0	0,0
	DTPA	[µg/kg]	0,0	0,0	0,0
Betablocker	Atenolol	[µg/kg]	43,6	100,0	90,5
	Bisoprolol	[µg/kg]	69,5	99,0	95,7
	Metoprolol	[µg/kg]	81,1	99,7	95,4
	Sotalol	[µg/kg]	75,1	100,0	89,7
med. Gruppe Humanph	Diclofenac	[µg/kg]	93,6	98,8	90,7
	Ibuprofen	[µg/kg]	51,5	96,6	36,8
	Naproxen	[µg/kg]	92,0	100,0	82,0
	Bezafibrat	[µg/kg]	90,0	100,0	86,0
	Carbamazepin	[µg/kg]	93,9	99,5	97,6
Röntgenkontrastmittel	Amidotrizoesäure	[µg/kg]	0,0	36,9	7,6
	Iomeprol	[µg/kg]	0,0	0,0	0,0
	Iopamidol	[µg/kg]	35,4	98,0	59,2
	Iopromid	[µg/kg]	100,0	0,0	0,0
	Gadolinium	[µg/kg]	18,4	0,0	0,0
Benzotriazol(metabolite)	1-H-Benzotriazol	[µg/kg]	56,9	97,6	80,1
	Methyl-1-H-Benzotriazole	[µg/kg]	75,6	99,1	91,2
Sulfamethoxazol(derivate)	Sulfamethoxazol	[µg/kg]	0,0	92,2	65,6
	N4-Acetyl-sulfamethoxazol	[µg/kg]	100,0	100,0	100,0
Antibiotika	Clarithromycin	[µg/kg]	84,7	100,0	100,0
Oxazepam	Oxazepam	[µg/kg]	69,2	100,0	100,0
Zuckerersatzstoffe	Acesulfam	[µg/kg]	0,0	0,0	6,5
	Sucralose	[µg/kg]	11,8	96,9	66,6
Herbizide	Mecoprop	[µg/kg]	55,0	100,0	46,9
	Terbutryn	[µg/kg]	93,2	100,0	100,0
TMDD	TMDD	[µg/kg]	73,4	95,3	77,4
Anzahl durchgesetzter Bettvolumina :			11.454 BVT	6.024 BVT	6.156 BVT

11.6 Daten der Siebanalyse von Kernproben aus verschiedenen Höhen der Adsorber; Probenahme vom 23.05.2013

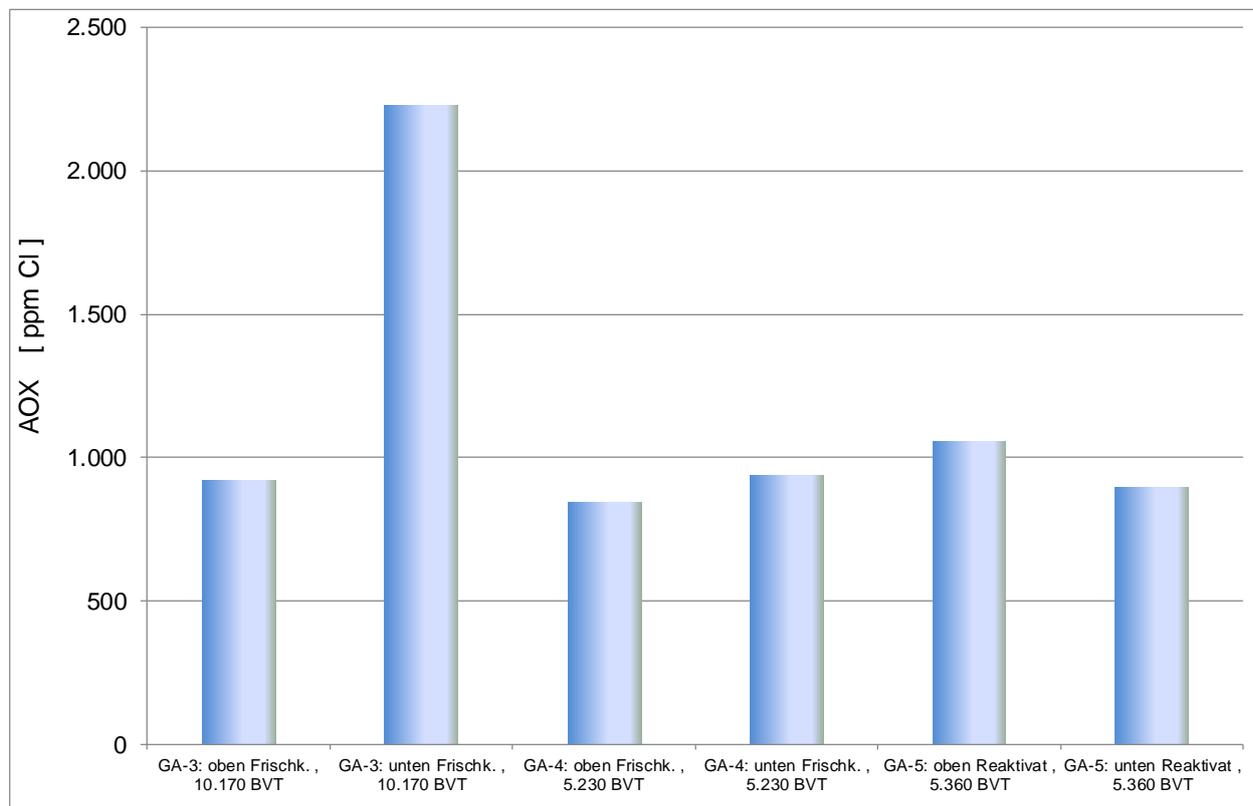


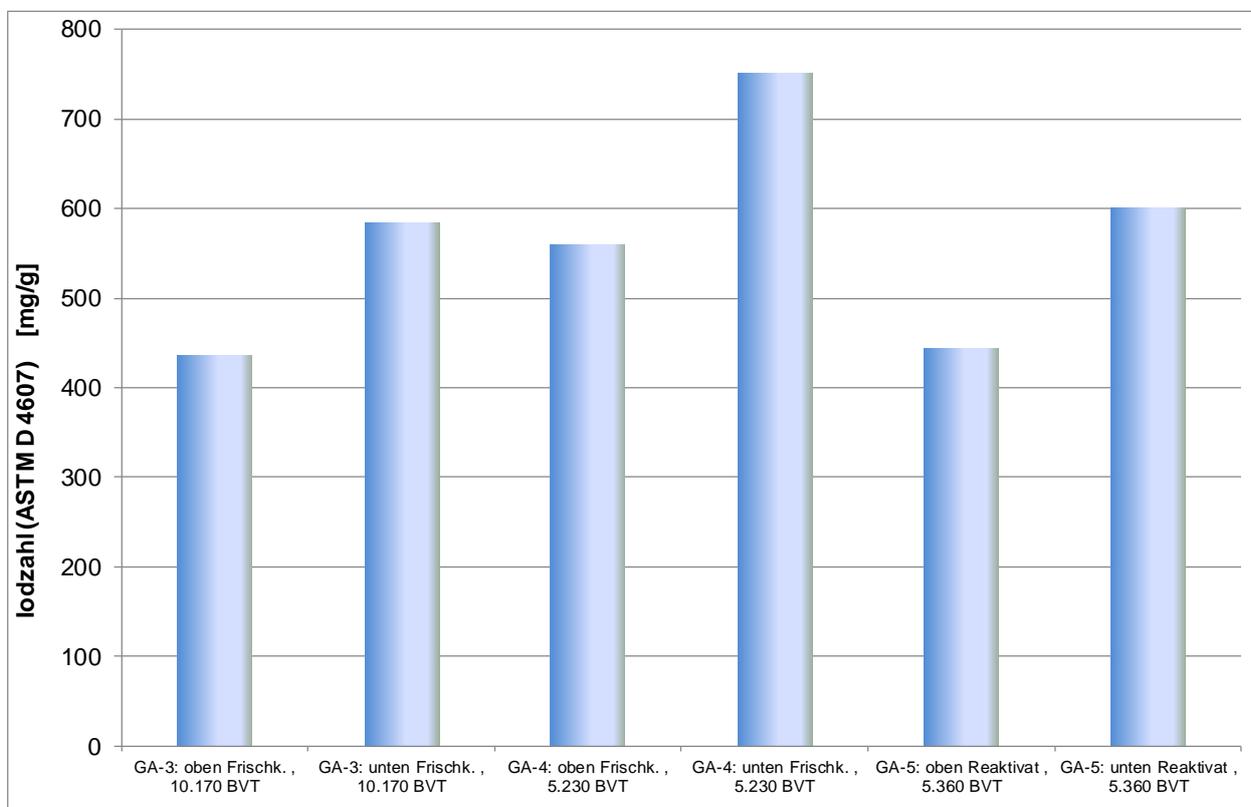
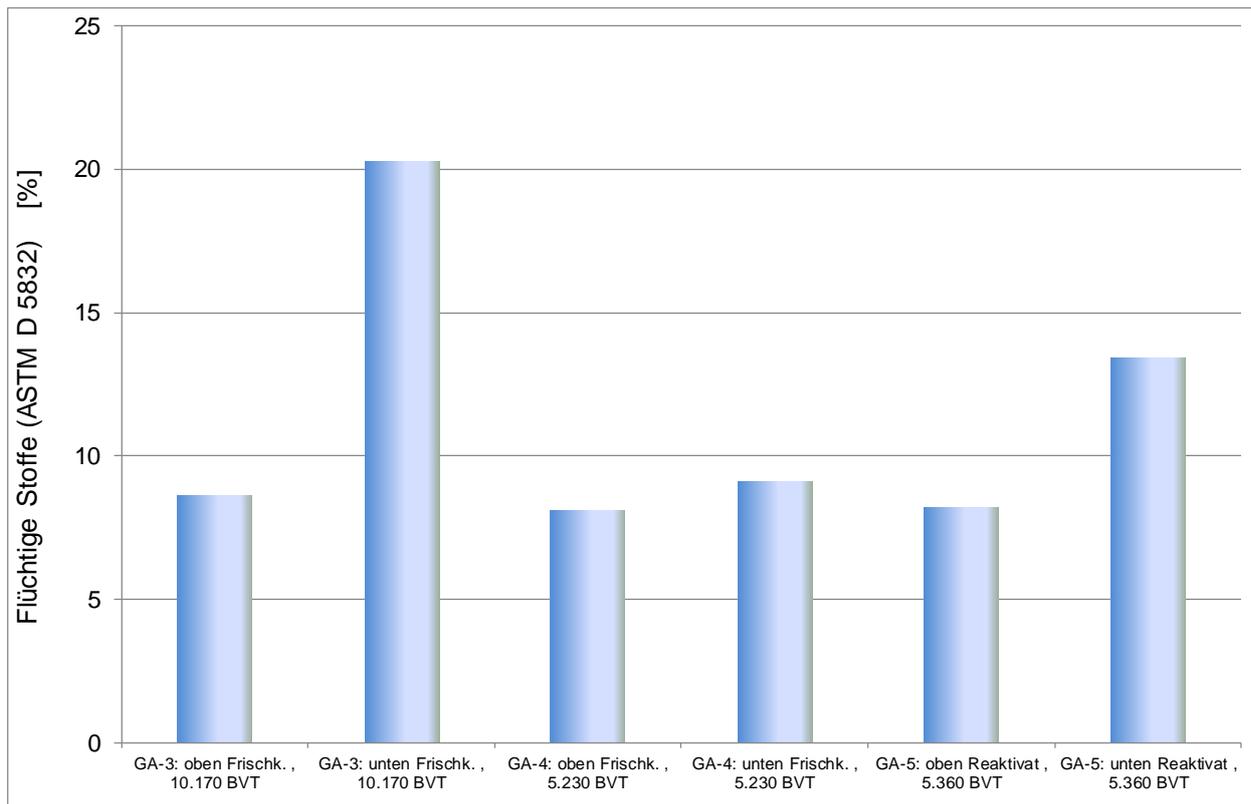




11.7 Testreaktivierung von GAK-Kernproben aus verschiedenen Höhen der Adsorber; Probenahme vom 23.05.2013

PN vom 23.05.2013		GA-3: oben Frischk. , 10.170 BVT	GA-3: unten Frischk. , 10.170 BVT	GA-4: oben Frischk. , 5.230 BVT	GA-4: unten Frischk. , 5.230 BVT	GA-5: oben Reaktivat , 5.360 BVT	GA-5: unten Reaktivat , 5.360 BVT	Methode	
Schüttdichte	g/l	500	365	465	280	485	365	ASTM	D2854
Halogenierte Kohlenwasserstoffe (AOX)	ppm Cl	920	2230	843	938	1058	896	Jacobi	T4051
Jodzahl	mg/g	436	584	560	752	444	601	ASTM	D4607
relative Feuchtigkeit	%	47,6	53,2	48,2	50	44,6	60,3	ASTM	D2867
Aschegehalt	%	11,8	10,7	12,7	10,5	10,6	9,6	ASTM	D2866
Flüchtige Substanzen	%	8,6	20,3	8,1	9,1	8,2	13,4	ASTM	D5832
Partikelmassenanteile: (Siebanalyse)								ASTM D2862	
> 8	%	20	1,4	13,6	1,6	62	7,2	> 8	
> 4	%	-	-	-	-	0,8	-	> 4	
< 30	%	0,2	11,2	0,3	3,6	0,5	12,6	< 30	





11.8 Daten der CF-Bilanzen

GA3		Frischkohle, dynamisch, diskontinuierlich			
GAK-Austausch nach:		9,3 [↑] Monaten 37,2 Wochen			
Anzahl Spülungen pro Woche:		2			
Aufbereitungsmenge bis zum GAK-Austausch:		707.000 m ³			
GA 3: Frischkohle, dynamischer Betrieb					
Berechnung der Verbräuche bis zur Sättigungsbeladung	Energieverbrauch		THG-Emissionen bis Sättigungsbeladung		
	Einheit	Wert	[kg CO ₂ e]	[%]	
Filterspülung mit Wasser					
eine Wasserspülung	kWh/Spülung	6			
Wasserspülung insgesamt bis zur Sättigungsbeladung	kWh	417	145	2	
Förderung des Spülwassers von den Adsorbent zurück zum Zwischenpumpwerk und dann bis zum Ablaufbauwerk					
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes	kWh/m ³	0,02			
	kWh/Spülung	7			
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	491	171	2	
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen	kWh/m ³	0,06			
	kWh/Spülung	20			
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	1472	512	6	
Spülung mit Luft					
eine Luftspülung (Gebläse)	kWh/Spülung	9			
Luftspülung insgesamt bis zur Sättigungsbeladung	kWh	692	241	2,8	
Spülschlamm-Entsorgung					
Feststoffgehalt des Spülwasserablaufs	mg/l	0,1			
	g/Spülung	29			
Energieverbrauch Schlammbehandlung	kWh/t	91			
Energieverbrauch der insgesamt auf die Schlammbehandlung entfällt	kWh	0,20	0,07	0,001	
Schlammtransport	km	400			
Treibstoffverbrauch der auf den Spülschlammtransport entfällt	tkm	0,9	0,17	0,002	
Filtrationsbetrieb					
Energieverbrauch der auf die Förderung durch die Filter entfällt	kWh/m ³	0,03			
	kWh	21.210	7.379	87	
Betriebsstunden der Pumpen	h/Woche	120			
Energieverbrauch des Kompressors zur Regulierung des Adsorberzulaufs	kWh	82	28	0,3	
Leistungsaufnahme des Kompressors	kW	2,2			
Betriebsstunden des Kompressors	h/Woche	10			
Summe Adsorberbetrieb	kWh	24.363	8.476	100	
Filtermaterial (Frischkohle)					
Menge GAK	t/Filter	30	222.000		
Anlieferung GAK (Treibstoffverbrauch)	km	350	2.100		
Emissionen pro m ³ Abwasser [g CO ₂ e/m ³]					
Filterbetrieb			12		
GAK			317		

GA4

Frischkohle, konstant, diskontinuierlich

GAK-Austausch nach: 17,0¹ Monaten
68,0 Wochen

Anzahl Spülungen pro Woche: 2
Aufbereitungsmenge bis zum GAK-Austausch: 909.000 m³

GA4: Frischkohle, konstanter Betrieb (2 m/h)

Berechnung der Verbräuche bis zur Sättigungsbeladung	Energieverbrauch		THG-Emissionen bis Sättigungsbeladung	
	Einheit	Wert	[kg CO2e]	[%]
Filterspülung mit Wasser				
eine Wasserspülung	kWh/Spülung	6		
Wasserspülung insgesamt bis zur Sättigungsbeladung	kWh	762	265	2
Förderung des Spülwassers von den Adsorbent zurück zum Zwischenpumpwerk und dann bis zum Ablaufbauwerk				
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes	kWh/m ³	0,02		
	kWh/Spülung	7		
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	897	312	3
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen	kWh/m ³	0,06		
	kWh/Spülung	20		
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	2690	936	8
Spülung mit Luft				
eine Luftspülung (Gebläse)	kWh/Spülung	9		
Luftspülung insgesamt bis zur Sättigungsbeladung	kWh	1265	440	3,8
Spülschlamm-Entsorgung				
Feststoffgehalt des Spülwasserablaufs	mg/l	0,1		
	g/Spülung	29		
Energieverbrauch Schlammbehandlung	kWh/t	91		
Energieverbrauch der insgesamt auf die Schlammbehandlung entfällt	kWh	0,36	0,13	0,001
Schlammtransport	km	400		
Treibstoffverbrauch der auf den Spülschlammtransport entfällt	tkm	1,6	0,32	0,003
Filtrationsbetrieb				
Energieverbrauch der auf die Förderung durch die Filter entfällt	kWh/m ³	0,03		
	kWh	27.270	9.488	83
Betriebsstunden der Pumpen	h/Woche	120		
Energieverbrauch des Kompressors zur Regulierung des Adsorberzulaufs	kWh	150	52	0,5
Leistungsaufnahme des Kompressors	kW	2,2		
Betriebsstunden des Kompressors	h/Woche	10		
Summe Adsorberbetrieb	kWh	33.033	11.493	100
Filtermaterial (Frischkohle)				
Menge GAK	t/Filter	30	222.000	
Anlieferung GAK (Treibstoffverbrauch)	km	350	2.100	
Emissionen pro m³ Abwasser [g CO2e/m³]				
Filterbetrieb			13	
GAK			247	

GA5**Reaktivat, konstant, diskontinuierlich**

GAK-Austausch nach: 14,3¹ Monaten
57,2 Wochen

Anzahl Spülungen pro Woche: 2
Aufbereitungsmenge bis zum GAK-Austausch: 606.000 m³

GA5: Reaktivat, diskontinuierlicher Betrieb

Berechnung der Verbräuche bis zur Sättigungsbeladung	Energieverbrauch		THG-Emissionen bis Sättigungsbeladung	
	Einheit	Wert	[kg CO ₂ e]	[%]
Filterspülung mit Wasser				
eine Wasserspülung	kWh/Spülung	6		
Wasserspülung insgesamt bis zur Sättigungsbeladung	kWh	641	223	3
Förderung des Spülwassers von den Adsorbern zurück zum Zwischenpumpwerk und dann bis zum Ablaufbauwerk				
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes	kWh/m ³	0,02		
	kWh/Spülung	7		
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	754	262	3
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen	kWh/m ³	0,06		
	kWh/Spülung	20		
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	2263	787	10
Spülung mit Luft				
eine Luftspülung (Gebläse)	kWh/Spülung	9		
Luftspülung insgesamt bis zur Sättigungsbeladung	kWh	1064	370	4,6
Spülschlamm-Entsorgung				
Feststoffgehalt des Spülwasserablaufs	mg/l	0,1		
	g/Spülung	29		
Energieverbrauch Schlammbehandlung	kWh/t	91		
Energieverbrauch der insgesamt auf die Schlammbehandlung entfällt	kWh	0,30	0,11	0,001
Schlammtransport	km	400		
Treibstoffverbrauch der auf den Spülschlammtransport entfällt	tkm	1,3	0,27	0,003
Filtrationsbetrieb				
Energieverbrauch der auf die Förderung durch die Filter entfällt	kWh/m ³	0,03		
	kWh	18.180	6.325	79
Betriebsstunden der Pumpen	h/Woche	120		
Energieverbrauch des Kompressors zur Regulierung des Adsorberzulaufs	kWh	126	44	0,5
Leistungsaufnahme des Kompressors	kW	2,2		
Betriebsstunden des Kompressors	h/Woche	10		
Summe Adsorberbetrieb	kWh	23.028	8.012	100
Filtermaterial (Reaktivat)				
Menge	t/Filter	30	102.650	
Anlieferung AK (Treibstoffverbrauch)	km	350	2.100	
Emissionen pro m³ Abwasser [g CO₂e/m³]				
Filterbetrieb			13	
GAK			173	

GF6 Biot, kontinuierlich, dynamisch

im Vergleich zu GA3 (da gleiche Fahrweise)

Flockungsmittel werden aufgrund der geringen Phosphatkonz. nicht mehr dosiert.

Laufzeit von GA3

9,3 Monate

37,2 Wochen

Anzahl Spülungen pro Woche für GF6:

7 (werktäglich)

Aufbereitungsmenge bis zum GAK-Austausch:

989.800 m³**GF6: Biotfilter, kontinuierlich, dynamisch**

Berechnung der Verbräuche bis zur Sättigungsbelastung von GA3	Energieverbrauch		THG-Emissionen bis Sättigungsbelastung	
	Einheit	Wert	[kg CO ₂ e]	[%]
Filterspülung mit Wasser				
eine Wasserspülung	kWh/Spülung	4		
Wasserspülung insgesamt bis zur Sättigungsbelastung	kWh	1146	399	3
Förderung des Spülwassers von den Adsorbern zurück zum Zwischenpumpwerk und dann bis zum Ablaufbauwerk				
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes	kWh/m ³	0,02		
	kWh/Spülung	4		
Energieverbrauch des Zwischenpumpwerkes, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	1066	371	2
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen	kWh/m ³	0,06		
	kWh/Spülung	12		
Energieverbrauch der Tauchmotorpumpen, der auf das Spülwasser entfällt	kWh	3198	1113	7
Spülung mit Luft				
Luftspülung insgesamt bis zur Sättigungsbelastung	kWh/a	4531	1.576	10
eine Luftspülung (Gebläse)	kWh/Spülung	17		
Spülschlamm-Entsorgung				
Feststoffgehalt des Spülwasserablaufs	mg/l	0,1		
Feststoffe	g/Spülung	17		
Energieverbrauch Schlammbehandlung	kWh/t	91		
Energieverbrauch der auf die Schlammbehandlung entfällt	kWh	0,39	0,14	0,001
Schlammtransport	km	400		
Treibstoffverbrauch der auf den Spülschlammtransport entfällt	tkm	1,7	0,35	0,002
Filtrationsbetrieb				
Energieverbrauch der auf die Förderung durch die Filter entfällt	kWh/m ³	0,03		
Energieverbrauch der auf die Förderung durch die Filter entfällt	kWh	29.694	10.331	67
Betriebsstunden der Pumpen	h/Woche	168		
Energieverbrauch der Drehkolbengebläse für die Prozessluft	kWh	4.911	1.709	11,0
Leistungsaufnahme des Drehkolbengebläses	kW	4,6		
Betriebsstunden des Drehkolbengebläses	h/Woche	28,7		
Energieverbrauch des Kompressors zur Regulierung des Filterzulaufs	kWh	81,84	28,4737728	
Leistungsaufnahme des Kompressors	kW	2,2		
Betriebsstunden des Kompressors	h/Woche	10		
Summe Filtrationsbetrieb	kWh	44.628	15.527	100
Filtermaterial (Biot)				
Menge Biot	t/Filter	208	215	
Anlieferung Biot (Treibstoffverbrauch)	km	300	387	
Emissionen pro m³ Abwasser [g CO₂e/m³]				
Filterbetrieb			16	
Filtermaterial			1	