



HERFORDER ABWASSER GMBH

Elimination von Spurenstoffen / CSB
bei der Kläranlage Herford

Machbarkeitsstudie

Copyright © Pöyry Deutschland GmbH

Alle Rechte vorbehalten. Weder Teile des Berichts noch der Bericht im Ganzen dürfen ohne die ausdrückliche schriftliche Genehmigung von Pöyry Deutschland GmbH in irgendeiner Form vervielfältigt werden.

Machbarkeitsstudie zur Elimination von Spurenstoffen / CSB bei der Kläranlage Herford

Auftraggeber:

Herforder Abwasser GmbH
Auf der Freiheit 21
32052 Herford

Verfasser:

Pöyry Deutschland GmbH
Lazarettstraße 15
45127 Essen
Tel. 0201 82054-0
Fax 0201 82054-22
environment.essen.de@poyry.com
www.environment.poyry.de

Essen, den 10.12.2013
Pöyry Deutschland GmbH

i. V. Dr. Matthias Krüger

i. A. Daniela Schulte-Bahrenberg

Inhalt

1	VERANLASSUNG UND ZIELSETZUNG.....	8
1.1	Veranlassung	8
1.2	Zielsetzung und Vorgehensweise	8
2	ANLAGENBESCHREIBUNG	9
2.1	Kurzbeschreibung der Kläranlage Herford	9
3	ABWASSERZUSAMMENSETZUNG	12
3.1	Betriebsdatenauswertung	12
3.2	Zusammenhang zwischen AFS und CSB im Zu- und im Ablauf der Kläranlage.....	14
3.3	Abwasserzusammensetzung im Einzugsgebiet	14
3.3.1	Gewerbliche Indirekteinleiter	14
3.3.2	Relevante Spurenstoffe	15
4	MÖGLICHE VERFAHREN ZUR WEITERGEHENDEN REDUKTION VON SPURENSTOFFEN UND INERTEM REST-CSB.....	19
4.1	Aktivkohleadsorption.....	19
4.1.1	Einsatz von Aktivkohle in der Abwasserbehandlung	19
4.1.2	Reduktion von Spurenstoffen und CSB mittels Aktivkohle	20
4.1.3	Einsatz von Granulierter Aktivkohle	21
4.1.3.1	Anlagenaufbau eines Aktivkohle Festbettfilters.....	21
4.1.3.2	Kennwerte zur Dimensionierung	23
4.1.3.3	Betrieb der Anlage	23
4.1.3.4	Einfluss der Kornaktivkohlestufe auf den regulären Kläranlagenbetrieb und die Schlammbehandlung	23
4.1.3.5	Betriebsstabilität des Verfahrens	24
4.1.4	Einsatz von Pulveraktivkohle	27
4.1.4.1	Anlagenaufbau einer konventionellen Pulveraktivkohlestufe.....	27
4.1.4.2	Anlagenaufbau einer Pulveraktivkohlestufe als Actiflo-Carb.....	29
4.1.4.3	Kennwerte zur Dimensionierung	31
4.1.4.4	Einfluss der PAK-Stufe auf den regulären Kläranlagenbetrieb und die Schlammbehandlung	32
4.1.4.5	Betrieb der Anlage	33
4.1.4.6	Betriebsstabilität des Verfahrens	34
4.2	Ozonoxidation	34
4.2.1	Reduktion von Spurenstoffen und CSB mittels Ozon	34
4.2.2	Einsatz der Ozonoxidation in der Abwasserbehandlung	35
4.2.2.1	Einsatz von Ozon zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB.....	35
4.2.2.2	Anlagenaufbau einer Ozon-Anlage	36
4.2.2.3	Kennwerte zur Dimensionierung	40
4.2.2.4	Einfluss der Ozon-Stufe auf den regulären Kläranlagenbetrieb und die Schlammbehandlung	40
4.2.2.5	Betrieb der Anlage / Mögliche Prozessvarianten	41

4.2.2.6	Nebenprodukte der Ozonung.....	41
4.2.2.7	Betriebsstabilität des Verfahrens	42
5	ANWENDUNG AUF DER KLÄRANLAGE HERFORD.....	44
5.1	Datengrundlage.....	44
5.2	Zu behandelnde Abwassermenge	44
5.2.1	Aktivkohleanwendung (Granulierte Aktivkohle / Pulveraktivkohle).....	44
5.2.2	Ozonoxidation	45
5.3	Erfolgte Laboruntersuchungen	45
5.3.1	Granulierte Aktivkohle	45
5.3.1.1	Becherglasversuche, Versuchsreihe 1-1: Ermittlung der optimalen Aktivkohle	46
5.3.1.2	Becherglasversuche, Versuchsreihe 1-2	47
5.3.1.3	Becherglasversuche, Versuchsreihe 1-3	48
5.3.1.4	Säulenversuche anhand von Kolonnen mit gekörnter Aktivkohle	50
5.3.1.5	Zusammenfassung	51
5.3.2	Pulveraktivkohle	51
5.3.3	Ozonoxidation	52
5.4	Anwendung von Granulierter Aktivkohle auf der Kläranlage Herford	52
5.4.1	Parameter zur Dimensionierung der GAK-Anlage.....	52
5.4.2	Anlagenaufbau.....	54
5.4.3	Alternativer Anlagenaufbau: Nutzung der Actiflo-Becken als Festbettfilter.....	58
5.4.4	Kosten	59
5.4.4.1	Investitionskosten	59
5.4.4.2	Betriebskosten	60
5.5	Anwendung von Pulveraktivkohle auf der Kläranlage Herford.....	63
5.5.1	Parameter zur Dimensionierung der PAK-Anlage	63
5.5.2	Anlagenaufbau.....	67
5.5.3	Kosten	74
5.5.3.1	Investitionskosten	74
5.5.3.2	Betriebskosten	75
5.6	Anwendung der Ozonoxidation auf der Kläranlage Herford	76
5.6.1	Parameter zur Dimensionierung der Ozon-Anlage.....	77
5.6.2	Anlagenaufbau.....	77
5.6.3	Kosten	80
5.6.3.1	Investitionskosten	80
5.6.3.2	Betriebskosten	81
5.7	Vergleich der Kosten	82
5.7.1	Vergleich der Kosten bei Betrieb der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen	82
5.7.1.1	Vergleich der Investitions- und Betriebskosten	82
5.7.1.2	Kostenvergleichsrechnung	83
5.7.1.3	Spezifische Kosten.....	84
5.7.2	Vergleich der Kosten bei Betrieb der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und Rest- CSB	86
5.7.2.1	Vergleich der Investitions- und Betriebskosten	86
5.7.2.2	Kostenvergleichsrechnung	87
5.7.2.3	Spezifische Kosten.....	87
6	ZUSAMMENFASSUNG UND ABSCHLIESSENDE BEWERTUNG DER VERFAHREN.....	90

TABELLEN- UND BILDVERZEICHNIS		98
6.1	Tabellenverzeichnis	98
6.2	Abbildungsverzeichnis	100

ANLAGEN

Anlage 1	Betriebsdatenauswertung für den Parameter CSB
Anlage 2	Ergebnisse der begleitenden Laboruntersuchungen
Anlage 3	Berechnungen
Anlage 4	Zeichnungen
Anlage 5	Kostenschätzungen zu den untersuchten Verfahren und Kostenvergleichsrechnung nach LAWA
Anlage 6	Begleitende Bachelorarbeit „Ozonung zur Mikroschadstoff- und CSB-Elimination auf der Kläranlage Herford“

1 VERANLASSUNG UND ZIELSETZUNG

1.1 Veranlassung

In den Jahren 2011 und 2012 wurde auf Anregung des Landes NRW und der Bezirksregierung Detmold an vielen Kläranlagenabläufen Untersuchungsserien zur Determination von Mikroschadstoffen, vorwiegend Arznei- und Röntgenkontrastmittel, vorgenommen und über die Elimination dieser Substanzen diskutiert. Im Zuge der Untersuchungsreihe wurden auch im Ablauf der Kläranlage Herford Proben genommen und durch die OWL Umweltanalytik hinsichtlich Spuren- und Mikroschadstoffen untersucht.

Die Stadt Herford betreibt eine Abwasserreinigungsanlage mit einer Kapazität von 250.000 EWG nach dem Prinzip der biologischen Filtration (Biostyr-Filtration). Jeweils am Ende der Arbeitswoche kommt es regelmäßig zu temporär erhöhten CSB-Werten im Ablauf der Kläranlage Herford. Im Wesentlichen handelt es sich dabei um inerten Rest-CSB. Das Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover sowie die aqua consult Ingenieur GmbH haben sich im Zuge mehrerer Studien mit der Herkunft des CSB befasst und sind zu keinem einstimmigen Ergebnis gekommen. Den Studien zufolge werden zwei Haupt-Ursachen vermutet. Einerseits ein refraktärer CSB im Zulauf zur Kläranlage, andererseits die interne Rückführung von Feststoffen aus der Schlammbehandlung in die Vorklärung, die wiederum jeweils zum Ende der Woche hin die Abbauleistung der biologischen Filtration beeinträchtigen.

Im Hinblick auf mögliche zusätzliche Anforderungen an Abwasserreinigungsanlagen zur Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen sowie aufgrund der temporär erhöhten CSB-Ablaufwerte soll eine Machbarkeitsstudie über mögliche Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen und inertem CSB durchgeführt werden.

1.2 Zielsetzung und Vorgehensweise

Im Rahmen der vorliegenden Machbarkeitsstudie werden mögliche Verfahrenstechniken zur Spurenstoff- und Rest-CSB-Elimination sowie deren Anwendung auf der Kläranlage Herford erarbeitet. Im Fokus stehen dabei vor allem die vergleichende Gegenüberstellung der Investitionskosten, die Betriebskosten, der Platzbedarf, die Effizienz, die Betriebsstabilität und die Auswirkung der untersuchten Verfahren auf die Schlammbehandlung und -verwertung.

Als Grundlage für die Erarbeitung der aufgeführten Punkte erfolgt zunächst die Auswertung der Betriebsdaten und der bereits durchgeführten Spurenstoff-Messungen im Ablauf der Kläranlage Herford.

Anhand begleitender Laboruntersuchungen am Institut für Siedlungswasserwirtschaft der Hochschule Ostwestfalen-Lippe in Detmold erfolgen die Ermittlung der Granulierten Aktivkohle mit der besten CSB-Adsorptionsleistung sowie die Aufnahme von Adsorptionsisothermen für die Parameter Mikroschadstoffe und CSB, zur Ermittlung der maximalen Beladung der Aktivkohle und einer möglichen Filterstandzeit.

2 ANLAGENBESCHREIBUNG

2.1 Kurzbeschreibung der Kläranlage Herford

Die Kläranlage Herford wurde in den 1930er Jahren erstmals erbaut und in den darauffolgenden Jahrzehnten schließlich als mechanisch-biologische Kläranlage mit anaerober Schlammfäulung ausgebaut. Im Jahr 1994 erfolgte der Neubau als vollständig in ein geschlossenes Gebäude integrierte Anlage zur Abwasserbehandlung an einem zur Altanlage nahegelegenen Standort. Die Abwasserreinigung erfolgt seither nach dem Biofiltrationsverfahren (Biostyr®) mit einer Kapazität von 250.000 Einwohnerwerten.

Zum Einzugsgebiet der durch die Herforder Abwasser GmbH betriebenen Kläranlage zählen das gesamte Stadtgebiet Herford und die Nachbargemeinde Hiddenhausen. Das zu behandelnde Abwasser setzt sich mit einem Anteil von rund 90.000 EW aus häuslichem Schmutzwasser und mit einem Anteil von rund 120.000 EW aus gewerblichem Schmutzwasser zusammen. Die für die Auslegung zu Grunde gelegten Daten sind in Tabelle 2-1 zusammengefasst.

Die Kläranlage ist auf einen mittleren Mischwasserzufluss von $Q_M = 33.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ausgelegt. Der tägliche Mischwasserzufluss betrug innerhalb des Betrachtungszeitraumes zwischen dem 01.01.2011 und dem 31.12.2011, gemäß der erfolgten Betriebsdatenauswertung, rund $24.800 \text{ m}^3/\text{d}$.

Tabelle 2-1: Allgemeine Anlagenkenndaten Kläranlage Herford

Kläranlage Herford		Einheit
Einwohnerwerte, häusliches Schmutzwasser	90.000	[EW]
Einwohnerwerte, gewerbliches Schmutzwasser	120.000	[EW]
Einwohnerwerte, Zuschlag Spitzenabdeckung	40.000	[EW]
Einwohnerwerte gesamt (Auslegungswert, gerundet)	250.000	[EW]
Größenklasse nach AbwG	5	[-]
Täglicher Mischwasserzufluss (Auslegungswert)	33.000	[m ³ /d]
Täglicher Mischwasserzufluss (Mittelwert, Betriebsdaten 2011)	24.800	[m ³ /d]
Täglicher Abfluss (Mittelwert, Betriebsdaten 2011)	24.300	[m ³ /d]
Maximaler Trockenwetterzufluss (Auslegungswert)	2.200	[m ³ /d]
Maximaler Regenwetterzufluss (Auslegungswert)	4.400	[m ³ /d]
Zulaufnachfrachte CSB (Auslegungswert)	37.900	[kg/d]

Abbildung 2-1 zeigt den schematischen Aufbau der Kläranlage Herford. Die Verfahren zur Abwasser- und zur Schlammbehandlung sind im Folgenden kurz erläutert.

Abwasserbehandlung

Vor Eintritt in die erste Reinigungsstufe, durchfließt das aus dem Kanalnetz zulaufende Abwasser eine Sicherheitskammer, in der explosive Gase und öl- oder benzinbelastete Rohabwässer messtechnisch erfasst werden und dessen Eintritt in die Kläranlage verhindert wird.

Die mechanische Abwasserreinigung erfolgt konventionell. Zur Grob- und Sperrstoffentnahme sind zwei Grobrechen mit einer Spaltweite von 20 mm vorgesehen. Von dort aus wird das Abwasser mit Hilfe von insgesamt 6 in einem Rohwasserpumpwerk aufgestellten Tauchmotorpumpen in den 2-straßigen belüfteten Sand- und Fettfang gefördert. Anschließend passiert das Abwasser den Feinstrechen mit einer Stabweite von 3 mm bevor es der Primärstufe zufließt.

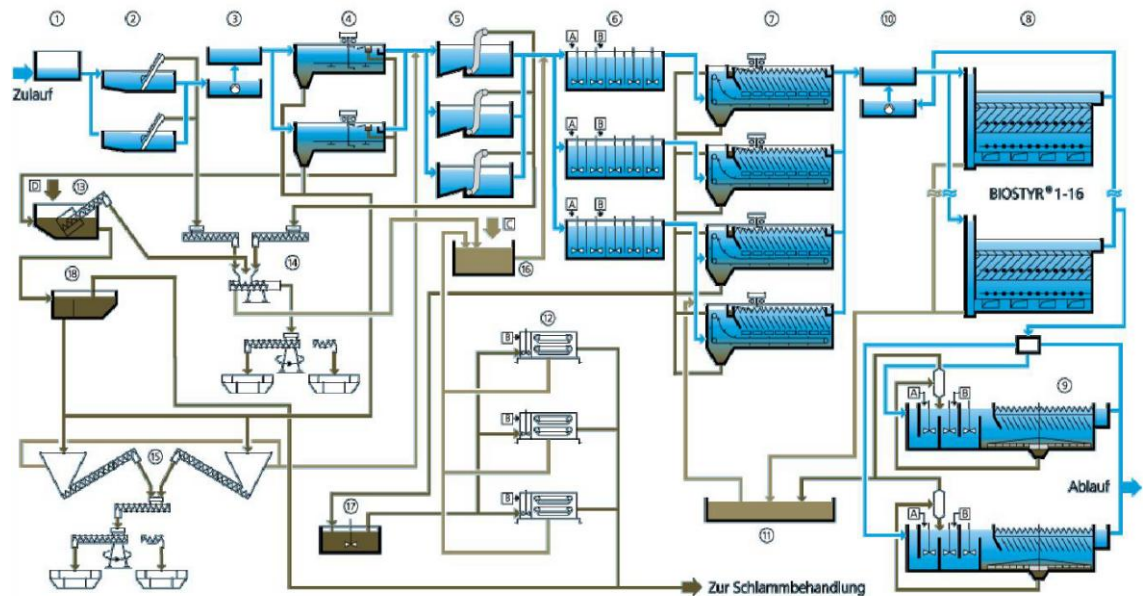


Abbildung 2-1: Schemaplan, Kläranlage Herford [Quelle: Hydro Ingenieure, 2000]

- (1) Sicherheitskammer, (2) Grobrechenanlage, (3) Zulaufpumpwerk, (4) Sandfang, (5) Feinstrechen, (6) Vorfällung, (7) Lamellenabscheider, (8) Biofiltration Filter, (9) Biofiltration Fällstufe, (10) Biofiltration Verteilung

Die Vorklärung setzt sich aus 3 CLARIFLO®-Becken (im Folgenden: Clariflo) bestehend aus jeweils einem Koagulations-Flockungsbecken und einem anschließendem Lamellenabscheider zusammen. Diese Technik zeichnet sich durch einen hohen Wirkungsgrad bei kleiner Grundfläche aus. Durch die Vorfällung wird eine zusätzliche Abscheidung von Phosphor und Schwebstoffen begünstigt. Ein viertes Clariflo-Becken ist zur Trübwasserbehandlung vorhanden, derzeit jedoch außer Betrieb. Im Anschluss an die Vorklärung wird das Abwasser auf die jeweils betriebene Anzahl an Biofiltrationsbecken der Sekundärstufe verteilt und mit dem Rezirkulat vereinigt. In den 16 BIOSTYR®-Filtern (im Folgenden; Biostyr) wird eine schwimmende Festbettfilter-schicht aus feinkörnigem Polystyrol-Granulat mit dem zu klärenden Abwasser im Aufwärtsstrom beschickt. Durch die direkt ins Filtermaterial eingeblasene Luft bildet sich ein aktiver Bakterienfilm auf der Oberfläche der Körner. Dabei werden alle biologisch abbaubaren Stoffe in Bakterienmasse umgesetzt. Die Filter werden in regelmäßigen Abständen gespült und vom Bakterienfilm befreit. Der anfallende Überschussschlamm wird abgezogen und der maschinellen Schlammeindickung zugeführt. Das biologisch gereinigte Abwasser fließt der Tertiärstufe, den ACTIFLO®-Becken (im Folgenden: Actiflo), zu. Dabei handelt es sich um ein Lamellenklärbecken mit vorangehender Eisen-II-Salz-, Mikrosand- und Flockungsmittel-Dosierung. Die Reinigungsstufe dient der

Abscheidung feinsten Schwebstoffe und Rest-Phosphor vor einer anschließenden Einleitung des Klarwassers in die Werre.

Schlammbehandlung

Die in der Primär-, Sekundär- und Tertiärstufe anfallenden Schlämme werden abgezogen, zur Vergleichmäßigung des Trockensubstanz-Gehaltes in einem Sammelbecken gemischt und zwischengespeichert. Unter Zugabe von Polymer wird das Schlammgemisch anschließend zur maschinellen Eindickung gefördert. Die Eindickung erfolgt durch 2 Seihtische und 1 Scheibeneindicker auf einen TS-Gehalt von 6 %. Der Eindickte Schlamm wird zur anschließenden Stabilisierung in die Faulbehälter gepumpt.

sonstiges

Aus Gründen des Emissionsschutzes ist ein Großteil der Anlage als geschlossenes Bauwerk ausgeführt. Es findet sowohl eine Be- als auch eine Entlüftung statt. Die anfallenden Abluftströme werden abgesaugt und in einer 3-stufigen, 2-straßigen chemischen Wäsche (AQUILAIR®) behandelt.

Aufgrund der, zum Zeitpunkt der Planung, in Deutschland bislang neuartigen und unerprobten Abwasserbehandlungstechnik, erfolgte die Bemessung der Kläranlage auf Grundlage von 99 %-Quantilen der Zulauffrachten, anstatt der üblichen 85 %-Quantilen.

3 ABWASSERZUSAMMENSETZUNG

3.1 Betriebsdatenauswertung

Für die Bearbeitung der Machbarkeitsstudie wurden seitens der Herforder Abwasser GmbH die Betriebstagebücher aus dem Jahr 2011 zur Verfügung gestellt. Die Auswertung der Ablaufdaten ist der Anlage 1 zu entnehmen. In Tabelle 3-1 sind die Überwachungswerte gemäß dem Änderungsbescheid der Erlaubnis vom 13.12.2010 sowie die mittleren Ablaufkonzentrationen im Betrachtungszeitraum zwischen dem 01. Januar und dem 31. Dezember 2011 dargestellt. Im Mittel liegen die vorhandenen Ablaufwerte dabei deutlich unter den zugelassenen Ablaufwerten.

Tabelle 3-1: Zusammenfassung der Überwachungs- und Ablaufwerte der Kläranlage Herford

Parameter		Überwachungswerte [mg/l]	Mittlere Ablaufkonzentrationen 2011 [mg/l]
Chemischer Sauerstoffbedarf	CSB	65,0	49,4
Biochemischer Sauerstoffbedarf	BSB ₅	15,0	k.A.
Gesamtstickstoff	N _{ges}	13,0	k.A.
Ammonium	NH ₄ -N	3,0	0,76
Gesamtphosphor	P _{ges}	0,8	0,48

Betrachtet man jedoch die maximalen Ablaufkonzentrationen im Jahresverlauf, so wird deutlich, dass der Überwachungswert für die CSB-Konzentration im Kläranlagenablauf im Jahr 2011 an insgesamt 44 Tagen, teilweise deutlich überschritten wurde. Sowohl die frachtbezogene als auch die konzentrationsbezogene CSB-Abscheideleistung der Kläranlage betragen im Jahr 2011 im Mittel rund 90 %. Dieser Wert liegt unterhalb der Zielsetzung der Anlagenauslegung aus dem Jahr 1994.

Gemäß mündlicher Aussagen des Anlagenbetreibers und des Betriebspersonals, die im Rahmen eines Vor-Ort Termins getroffen wurden, handelt es sich beim Jahr 2011 um ein, im Hinblick auf die Ablaufwerte, repräsentatives Betriebsjahr.

Eine graphische Darstellung der CSB-Konzentrationen und -Frachten im Zu- und Ablauf der Kläranlage für das gesamte Betriebsjahr 2011 ist in der Anlage 1 beigelegt. Abbildung 3-1 und Abbildung 3-2 zeigen die jeweiligen Frachten und Konzentrationen im Oktober 2011, der als repräsentativen Auszug den Jahresverlauf widerspiegelt.

Die Grafiken verdeutlichen, dass es vor allem zu Wochenbeginn zwischen Montag und Mittwoch regelmäßig zu einem Anstieg der CSB-Frachten im Zulauf kommt. Im Verlauf der Woche nehmen die Frachten daraufhin wieder ab. Dadurch kommt es zu einem sägezahnförmigen Jahresverlauf.

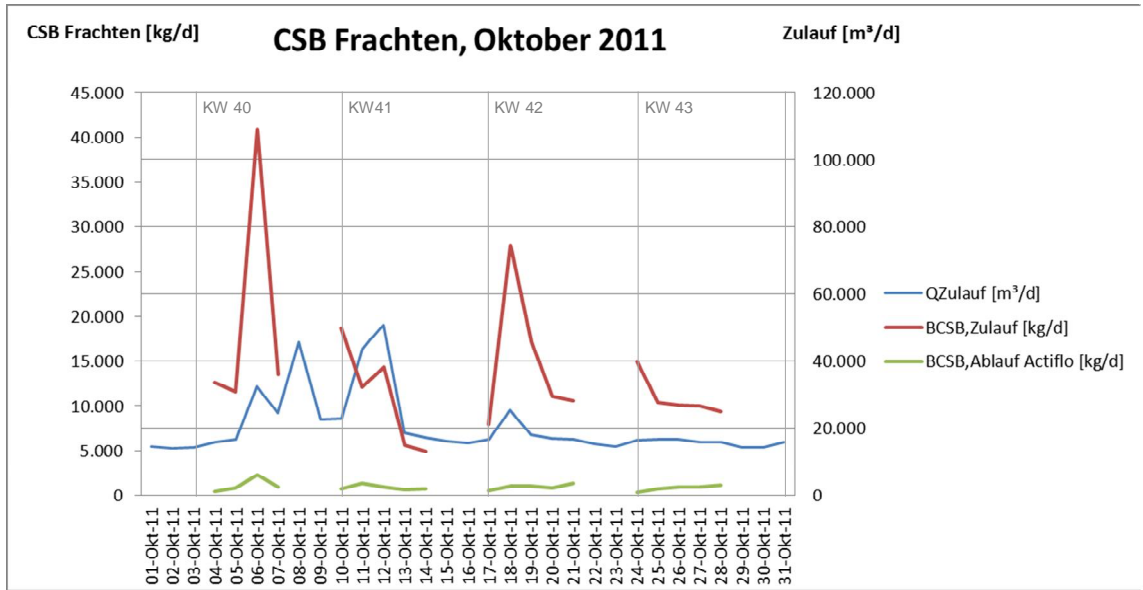


Abbildung 3-1: Betriebsdatenauswertung: CSB Frachten im Oktober 2011

Die Frachten im Ablauf der Kläranlage haben einen ähnlichen sägezahnförmigen Verlauf. Dieser ist jedoch um eine Zehnerpotenz niedriger. Die Spitzenfrachten treten um etwa 2 Tage versetzt auf. Im Ablauf kommt es daher regelmäßig zum Ende der Arbeitswoche hin am Donnerstag bzw. Freitag zu einem Anstieg der CSB-Frachten und -konzentrationen. In Abbildung 3-2 sind die Ablaufkonzentrationen im Oktober 2011 (dunkelgrüne Linie) und der Überwachungswert von 65 mg_{CSB}/l (hellgrüne Linie) aufgetragen. In der Grafik ist die beschriebene regelmäßige Überschreitung des Überwachungswertes deutlich zu erkennen.

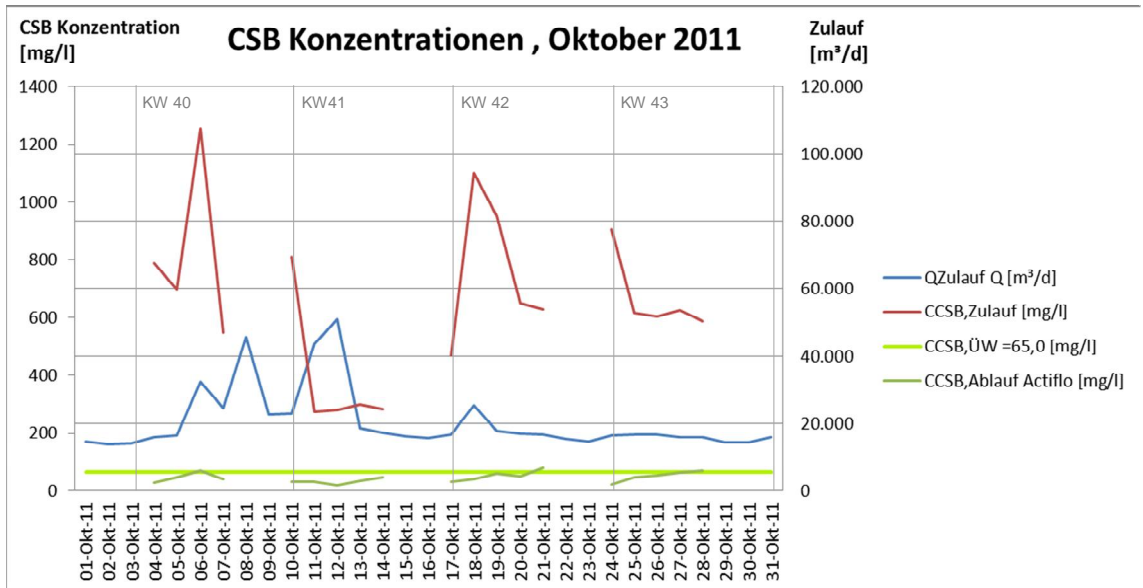


Abbildung 3-2: Betriebsdatenauswertung: CSB Konzentrationen im Oktober 2011

3.2 Zusammenhang zwischen AFS und CSB im Zu- und im Ablauf der Kläranlage

Gemäß Aussagen des Anlagenbetreibers aus dem Jahr 2004, die im Zusammenhang mit der im Jahr 2004 durch das ISAH durchgeführten Studie [ROSENWINKEL, K.-H., 2004] getroffen und in dieser zitiert wurden, wird die CSB-Erhöhung nicht durch eine Erhöhung der Feststoffe im Ablauf verursacht.

Aufgrund der lückenhaften Daten bzgl. der AFS Konzentrationen im Zu- und im Ablauf der Kläranlage in den vorliegenden Betriebstagebüchern aus dem Jahr 2011 kann diese Aussage nicht überprüft werden.

Im Jahr 2004 wurde die Aqua Consult Ingenieur GmbH mit der „Anlagentechnischen Untersuchung zur Herkunft schwer abbaubarer CSB-Verbindungen“ [aqua consult, 2004] beauftragt. Im Zuge dieser Studie wurde festgestellt, dass der Wirkungsgrad der Kläranlage bezüglich der AFS-Abtrennung ca. 96 % beträgt. Somit sind die Restmengen an AFS im Ablauf eher untergeordnet.

Weiterhin wurde festgestellt, dass es im Wochenverlauf regelmäßig ab mittwochs zu einem Anstieg der Feststofffrachten im Zulauf zur Biologie kommt. Es wurde angenommen, dass dieser Anstieg in einem direkten Zusammenhang mit der Erhöhung der CSB-Frachten im Ablauf der Biologie bzw. im Ablauf der Kläranlage steht. Als mögliche Ursache wurde die Abnahme der Adsorptionskapazität des Biostyr-Granulates vermutet.

3.3 Abwasserzusammensetzung im Einzugsgebiet

Das Einzugsgebiet der Kläranlage Herford umfasst das gesamte Stadtgebiet Herford sowie die Nachbargemeinde Hiddenhausen. Das zu behandelnde Abwasser ist stark durch gewerbliche Einleitungen geprägt. Der Bemessung der Anlage aus dem Jahr 1994 wurde ein Anteil an häuslichem Schmutzwasser von 90.000 Einwohnerwerten zu Grunde gelegt. Der Anteil an gewerblichem Schmutzwasser wurde zu 120.000 Einwohnergleichwerten bestimmt.

Gemäß einer Untersuchung der Hydro Ingenieure GmbH aus dem Jahr 2000 [GASSEN, 2000] ist der Einfluss der gewerblichen Einleiter in dem Zeitraum zwischen 1990 und 2000 deutlich rückläufig gewesen. Dennoch lagen sowohl die Stickstoff-, als auch die CSB- und Ammoniumfrachten im Zulauf zur Kläranlage zum Zeitpunkt der damaligen Untersuchung höher als prognostiziert. Durch die Einbeziehung von erhöhten Sicherheitsfaktoren bei der Bemessung (99 %-Quantile) lag die Anlagenauslastung jedoch im Soll-Bereich.

3.3.1 Gewerbliche Indirekteinleiter

Zu den wesentlichen gewerblichen Indirekteinleitern zählen eine Brauerei, ein Textilveredlungsbetrieb, eine Molkerei sowie ein Hersteller von Holz- und Industrieklebstoffen. Hinzu kommen weitere Gewerbebetriebe und zwei Krankenhäuser. Im Jahr 2004 wurde durch das Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover eine Versuchsreihe hinsichtlich der Abwasserzusammensetzung der zuvor genannten vier Indirekteinleiter durchgeführt. Hierbei wurde speziell der Anteil an leicht, schwer und nicht abbaubarem CSB ermittelt. Die Versuchsergebnisse zeigten, dass von den untersuchten Abwasserproben lediglich der Abwasserteilstrom des Textil-

veredlers einen Anteil an inertem CSB aufwies. Die Abwasserteilströme der Brauerei, der Molkerei sowie des Klebemittelherstellers waren aufgrund der überwiegend organischen Inhaltstoffe sehr gut bis gut abbaubar [ROSENWINKEL, K.-H., 2004].

Die Konzentrationen des refraktären CSB im Textilabwasser betragen den damaligen Studien der Uni Hannover zufolge zwischen 621 und 1.120 mg/l. Das entsprach einem Anteil von 11 - 17 % am Gesamt-CSB des Abwasserteilstromes. Die emittierten Frachten entsprachen, der Studie zufolge, damit nahezu den Zulauffrachten an inertem CSB zur Kläranlage Herford. Dies lässt die Vermutung zu, dass ein Großteil des inertem CSB im Zu- und Ablauf zur KA Herford durch das Textilabwasser verursacht wird.

3.3.2 Relevante Spurenstoffe

Die Thematik der anthropogen verursachten Spurenstoffe im Abwasser bzw. in Oberflächengewässern gewinnt zunehmend an Relevanz. Mit der ständig verbesserten Analytik sind immer geringere Konzentrationen nachweisbar. Vor allem durch den häuslichen Gebrauch, die Landwirtschaft und die Industrie werden dabei Stoffe ins Gewässer eingetragen, die schwer biologisch abbaubar, bioakkumulierend und teilweise toxisch sein können.

In den vergangenen Jahren wurden umfangreiche Analysen durchgeführt und verschiedene Studien hinsichtlich der Gewässerbelastung mit umweltrelevanten Stoffen erstellt (z. B. LANUV 2007, MUNLV 2004). Dabei wurde die Liste der nachweisbaren Spuren- und Mikroschadstoffe in Gewässern immer umfangreicher. Vor allem Arzneimittelrückstände (Schmerzmittel, Antibiotika, Betablocker, etc.) stehen in der Diskussion. Da sie über die Ausscheidungen ins kommunale Abwasser eingetragen durch das Belebungsverfahren weitestgehend unberührt bleiben, werden diese Stoffe häufig in Kläranlagenabläufen wiedergefunden. Aber auch Röntgenkontrastmittel, Süßstoffe, Farbstoffe, Biozide, Benzotriazole, etc. zählen zu den umweltrelevanten Spurenstoffen. Im Anhang I der EU-Wasserrahmenrichtlinie (RICHTLINIE 2008-105-EG) sind Grenzwerte für „prioritäre Stoffe und bestimmte andere Schadstoffe“ in Oberflächengewässern aufgeführt. In Anhang X sind die Stoffe zu finden, die darunter als prioritär gefährlich eingestuft sind.

Im Zuge dieser Thematik wurden in den Jahren 2011 und 2012 auf Anregung des Landes NRW und der Bezirksregierung Detmold an mehreren Kläranlagenabläufen, darunter die Kläranlage Herford, Untersuchungsreihen zur Determination von Mikroschadstoffen vorgenommen und über die Elimination dieser Substanzen diskutiert. Zu den untersuchten Mikroschadstoffen der ersten Untersuchungsreihe (20 Kläranlagen) zählten verschiedene ausgewählte Antibiotika, Betablocker, Röntgenkontrastmittel, Lipidsenker und Schmerzmittel. In einer zweiten Untersuchungsreihe (10 Kläranlagen) wurden auch Benzotriazole, Süßstoffe und Antiepileptika mitaufgegriffen.

Die Messwerte im Ablauf der Kläranlage Herford lagen im Vergleich größtenteils leicht unter den jeweiligen Mittelwerten der nachgewiesenen Spurenstoffe aller untersuchten Kläranlagenabläufe. Bei vereinzelt Stoffen gab es allerdings besonders hohe nachgewiesene Konzentrationen. Dabei handelt es sich um das 4-Methyl-Benzotriazol, das vorwiegend in Farben, Lacken, Korrosions- und Frostschutzmitteln, Kühlflüssigkeiten

und Schmierstoffen vorkommen kann, um die Schmerzmittel Naproxen und Phenazon sowie um mehrere Röntgenkontrastmittel.

Von insgesamt 5 im Ablauf der Kläranlage Herford nachgewiesenen Röntgenkontrastmitteln (Amidotrizoesäure, Iohexol, Iopamidol, Iomeprol und die Ioxithalaminsäure) überschreiten alle die jeweils mittleren nachgewiesenen Konzentrationen unter den untersuchten Kläranlagen. Die Überschreitungen betragen dabei zwischen 65 % und dem bis zu siebenfachen des Mittelwertes.

Auch der Vergleich mit Analyseergebnissen auf den Kläranlagen Neuss Ost und Gütersloh Putzhagen aus dem Jahr 2011 und dem GWK Köln Stammheim aus dem Jahr 2008 (Tabelle 3-2) zeigen die erhöhten Werte in der Stoffgruppe der Röntgenkontrastmittel.

Tabelle 3-2: Spurenstoff-Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage Herford im Vergleich mit anderen Kläranlagen in NRW [OWL Umweltanalytik GmbH 2011 u. 2012; Grontmij GmbH 2012; ATEMIS GmbH 2011; TU Dortmund 2008]

Stoffgruppe	Stoff	KA Herford, 2011	KA Herford, 2012	KA Neuss Ost, 2011	KW Gütersloh Putzhagen, 2011	GKW Köln Stammheim, 2008
		[ng/l]	[ng/l]	[ng/l]	[ng/l]	[ng/l]
Schmerzmittel	Diclophenac	1.400	1.300	1.100	3.700	1.900
	Naproxen	-	230	-	93	680
	Phenazon	-	200	-	< n. G.	500
Röntgenkontrastmittel	Amidotrizoesäure	5.900	15.000	10.400	890	8.800
	Ioxithalaminsäure	1.200	-	-	350	-
	Iomeprol	30.000	86.000	2.700	5.000	12.000
	Iopamidol	< n. G.	1.100	1.300	1.200	11.000
Antibiotika	Iopromid	< n. G.	< n. G.	350	< n. G.	4.200
	Clarithromycin	140	130	-	61	230
	Sulfamethoxazol	860	430	700	550	260
Antiepileptika	Carbamazepin	2.200	1.400	1.400	2.800	1.400
Lipidsenker	Benzafibrat	-	480	-	140	760
Betablocker	Metoprolol	2.200	2.100	-	1.800	1.800
Industrie-Chemikalien	Benzotriazol	-	7.300	4.100	-	-

Anhand der Erkenntnisse aus den Untersuchungen der vergangenen Jahre wurden Grenzwerte zur Überwachung der Spuren- und Mikroschadstoffkonzentrationen in Oberflächengewässern festgelegt. Zuletzt erfolgte im Januar 2012 ein Kommissionsvorschlag für die Richtlinien 2000/60/EG und 2008/105/EG in Bezug auf prioritäre Stoffe im Bereich der Wasserpolitik (COM/2011/876). Darin wird vorgeschlagen 15 zusätzliche Stoffe aus den Bereichen PSM- und Biozidwirkstoffe, Industriechemikalien, Dioxi-

ne und pharmazeutische Wirkstoffe in den Anhang I der Änderungsrichtlinie aufzunehmen, sechs davon als prioritär gefährliche Stoffe (Dicofol, PFOS, Quinoxifen, Dioxin, dioxinähnliche PCB, HBCDD), deren Emission innerhalb von 20 Jahren gänzlich einzustellen ist. Gemäß der heutigen Gesetzeslage wurden hinsichtlich Spuren- und Mikro-schadstoffen noch keine Grenzwerte für Kläranlagenabläufe festgelegt.

Zusätzlich zu den durch die OWL-Umweltanalytik in den Jahren 2011 und 2012 untersuchten Arzneimitteln, Röntgenkontrastmitteln, Süßstoffen und Benzotriazolen können weitere umweltrelevante Spurenstoffe im Ablauf der Kläranlage vorkommen, die bislang noch nicht untersucht wurden.

Zu den angeschlossenen Indirekteinleitern zählt unter anderem ein Textilveredelungsbetrieb. In der Textilherstellungs- und Veredelungsindustrie können verschiedene Färbemittel (Reaktivfarbstoffe, Küpenfarbstoffe, Pigmentfarbstoffe und Dispersionsfarbstoffe), Textilhilfsmittel und Chemikalien zum Einsatz kommen, die schwer biologisch abbaubar sind. In Abbildung 3-3 sind die Quellen der Abwasserbelastung in der Textilveredelungsindustrie nach Trauter [1999] dargestellt. Aus der Abbildung wird ersichtlich, dass die organische Belastung (CSB, TOC) der Abwässer hauptsächlich auf den Einsatz von Textilhilfsmitteln, Chemikalien und Substraten zurückgeht. Farbstoffe haben einen Anteil an der organischen Belastung von weniger als 5%. Sie verursachen wiederum zu 75 % den Gehalt an AOX im Abwasser, das beim Einsatz von Aktivkohle zur CSB-Elimination eine Rolle spielen kann, wenn es bei der Adsorption zur Konkurrenz um die noch unbesetzten Bereiche an der Kohle kommt.

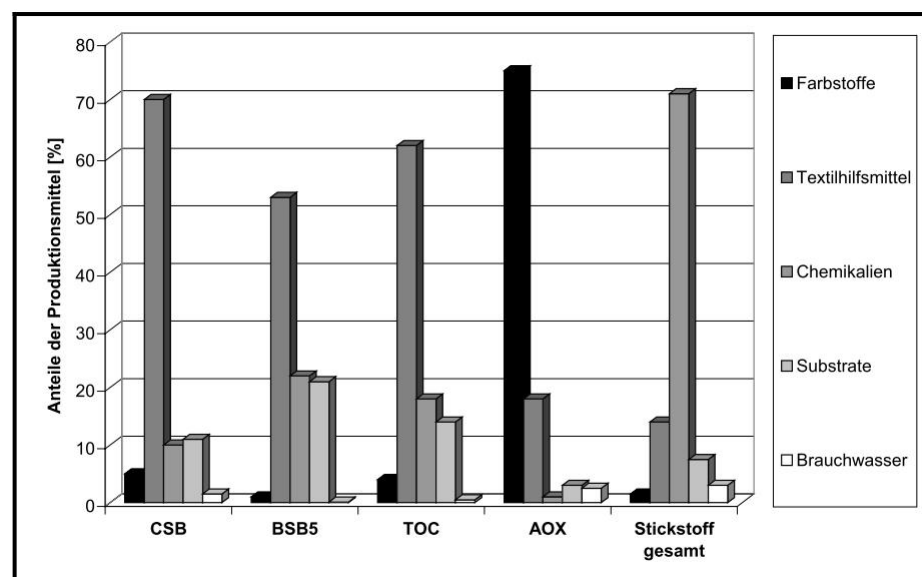


Abbildung 3-3: Quellen der Abwasserbelastung in der Textilveredelungsindustrie [Trauter, 1999]

In der Textilherstellung werden die Fasern häufig vor der Verarbeitung mit nativen (z.B. Stärke, Leim oder Gelatine) oder synthetischen (z.B. Polyacrylate, Polyester, etc.) Schlichtenmitteln behandelt, um sie geschmeidiger und widerstandsfähiger gegen mechanische Belastung zu machen [KIEBLING ET MATTHES 1992]. In Textilveredelungsbetrieben können diese bei der Vorbehandlung der Stoffe ausgewaschen und ins Abwasser eingetragen werden, wo sie häufig verantwortlich für hohe CSB-Konzentrationen sind.

Auch Faserstoffe der behandelten Textilien und partikuläre Inhaltsstoffe wie Pigmente können einen Anteil am refraktären CSB haben.

Zu den Stoffen, die als mögliche Quelle für Spurenstoffe und Mikroschadstoffe im Textilabwasser in Frage kommen zählen vor allem Färbereihilfsmittel, Beschichtungsmittel (Polyurethane, Silikone, Perfluorierte Tenside – PFOA, PFOS), Komplexbildner (EDTA, NTA, DTPA, PDTA), Flammenschutzmittel (TEP, TPP, TBP, TCEP, TCPP, TBBPA, PBDE) und Weichmacher (DEHP). In den verwendeten Waschmitteln können zudem die Stoffe Triclosan oder Nonylphenol enthalten sein.

Der Textilveredlungsbetrieb, der zu den wesentlichen an die Kläranlage Herford angeschlossenen Indirekteinleitern zählt, stellt Schleifpapier, Faltenbalgmaterial und Einbandstoffe für Bücher her. Außerdem werden Silikon-, Polyurethan-, Acrylat- und Spezialbeschichtungen für verschiedene Anwendungszwecke (z.B. in der Automobilindustrie, in Bautextilien, Hygieneartikeln sowie in der Produktion regenerativer Energieträger) hergestellt und auf die Trägermaterialien aufgebracht.

Im Jahr 2007 hat die Bergische Universität Wuppertal eine „Prozessanalyse und Untersuchung der Möglichkeiten produktionsintegrierter Umweltschutzmaßnahmen mit dem Ziel der Gewässerentlastung am Beispiel der Textilveredlung“ durchgeführt. Bei dem Beispielbetrieb, der für die Analyse herangezogen wurde, handelte es sich um den benannten Indirekteinleiter. Im Zuge dieser Studie wurden auch die möglichen Eintragspfade für CSB innerhalb der Produktionskette des Betriebes untersucht.

Gemäß den Untersuchungsergebnissen der Universität Wuppertal sind die Schlichtenmittel, die bei der Rohwarenwäsche in das Abwasser gelangen, Hauptverursacher der CSB-Fracht des Indirekteinleiters. Da es sich bei den eingesetzten Schlichtenmitteln überwiegend um Derivate der Stärke handelt, ist eine gute biologische Abbaubarkeit ($CSB/BSB_5 = 2,8$) gegeben. Der Anteil biologisch weniger gut abbaubarer Frachten liegt, der Studie zufolge, bei unter 10 % und stammt aus der Appretur der Stoffbahnen und der Färberei [Bergische Universität Wuppertal, 2007]. Während der Vorbehandlung kommen auch Tenside und Komplexbildner zum Einsatz, die möglicherweise ins Abwasser des Betriebes gelangen. Schwermetalle und organische Halogenverbindungen (AOX) sind gemäß den Untersuchungsergebnissen von untergeordneter Bedeutung. Ebenso sollen die verwendeten Farbstoffe weitestgehend biologisch abbaubar sein.

Bestimmte weitere Spuren- und Mikroschadstoffe, wie z.B. PFT und Flammenschutzmittel, wurden in der Studie der Universität Wuppertal nicht untersucht. Die Möglichkeit, dass diese Stoffe im eingeleiteten Textilabwasser enthalten sind, ist aus heutiger Sicht gegeben und anhand von Laboruntersuchungen nachzuweisen.

4 MÖGLICHE VERFAHREN ZUR WEITERGEHENDEN REDUKTION VON SPURENSTOFFEN UND INERTEM REST-CSB

In den vorangegangenen Kapiteln wurden die bestehende Verfahrenstechnik der Kläranlage Herford, die Analyseergebnisse hinsichtlich der vorhandenen Spurenstoffe sowie die Problematik der temporären Überschreitung der Ablaufwerte hinsichtlich des Parameters CSB aufgezeigt.

Im Folgenden sollen mögliche Verfahren zur Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen sowie inertem Rest-CSB aufgezeigt und ein Konzept zur Umsetzung dieser Verfahren auf der Kläranlage Herford in einer ergänzenden Reinigungsstufe entwickelt werden.

Zur Entfernung von Spurenstoffen aus dem Abwasser stehen nach heutigem Stand der Technik vor allem die folgenden Verfahren zur Verfügung:

- Aktivkohleadsorption
- Ozonierung
- Membranfiltration
- Advanced Oxidation Process (AoP)
- UV-Behandlung.

Aufgrund der zusätzlichen Anforderung an die Anlage, neben Spurenstoffen auch CSB in einem wirtschaftlichen Rahmen aus dem Abwasser zu entfernen, kommen darunter vor allem die Aktivkohleadsorption und die Ozonierung in Frage.

In der vorliegenden Machbarkeitsstudie werden der mögliche Einsatz von Aktivkohle in granulierter und in Pulverform sowie der Einsatz von Ozon auf der Kläranlage Herford untersucht.

Die Ausarbeitung eines Konzeptes zur Integration einer Ozonanlage in die bestehende Verfahrenstechnik beruht auf den Ergebnissen einer Bachelorarbeit, die im Rahmen der Machbarkeitsstudie durch Herrn Frank Großindemann verfasst und im Hause Pöyry betreut wurde (siehe Anlage 6).

Für einen späteren Vergleich der Investitions- und Betriebskosten sowie des erforderlichen baulichen Eingriffs in den Bestand, werden die Ergebnisse in dieser Arbeit noch einmal aufgeführt.

4.1 Aktivkohleadsorption

4.1.1 Einsatz von Aktivkohle in der Abwasserbehandlung

Die Entfernung von Stoffen aus dem zu behandelnden Abwasser mittels Aktivkohle basiert auf dem Prinzip der physikalischen Adsorption. Die Aktivkohle als Adsorbens und das Abwasser als Lösung treffen frei aufeinander. Dabei kommt es zunächst zu einer Oberflächen- und schließlich zu einer Porendiffusion. Die zu eliminierenden Stoffe haften sich aufgrund physikalischer Kräfte (Van-der-Waals-Kräfte) an der freien Oberflä-

che der Aktivkohle an, bis sich ein Adsorptionsgleichgewicht zwischen den Stoffen in Lösung und den angelagerte Stoffen am Adsorbens eingestellt hat.

Die Adsorption ist reversibel. Aufgrund von Verdrängung einzelner Stoffe untereinander oder der Überwindung der Adsorptionskäfte, bspw. durch eine erzeugte Turbulenz im Filter, können sich die angelagerten Stoffe wieder von der Kohle lösen.

Aktivkohle wird durch die Verbrennung von kohlenstoffreichen pflanzlichen, tierischen oder mineralischen Stoffen bei Temperaturen zwischen 800 und 1.000 °C generiert. Zu den Ausgangsstoffen zählen z.B. Holz, Torf, Kokosnussschalen, Braun- oder Steinkohle. Durch die physikalische bzw. chemische „Aktivierung“ der Kohle während der Verbrennung bildet sich eine hochporöse Struktur.

In der Trinkwasseraufbereitung wird Aktivkohle bereits seit fast 100 Jahren zur Entfernung von adsorbierbaren, gelösten Abwasserinhaltsstoffen sowie farb- Geruchs- und Geschmacksstoffen eingesetzt. Aufgrund ihrer offenporigen, feinkörnigen Struktur und der großen inneren Oberfläche zählt sie zu den besonders leistungsstarken Adsorbens.

Je nach dem eingesetzten Ausgangsmaterial und der daraus resultierenden Porengrößen und der Porengrößenverteilung der Aktivkohle können unterschiedliche Stoffe besser, andere schlechter adsorbiert werden. Zur Ermittlung der für den angestrebten Einsatzzweck am besten geeigneten Aktivkohle wird daher empfohlen, unter Verwendung des zu reinigenden Abwassers mit unterschiedlichen Aktivkohlen Laboruntersuchungen durchzuführen.



Abbildung 4-1: Granulierte Aktivkohle
[Quelle: hydrotec handels GmbH]



Abbildung 4-2: Pulveraktivkohle
[Quelle: hydrotec handels GmbH]

Aktivkohle wird zur Aufbereitung von Wasser und Abwasser in unterschiedlicher Form eingesetzt. Dabei unterscheidet man im Wesentlichen zwischen den drei Dosierformen der Granulierten Aktivkohle, der Pulveraktivkohle sowie der Aktivkohlepellets. Im Folgenden wird der mögliche Einsatz von Granulierter Aktivkohle und Pulveraktivkohle untersucht.

4.1.2 Reduktion von Spurenstoffen und CSB mittels Aktivkohle

In den vergangenen Jahren hat die Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen aus dem Abwasser immer mehr an Bedeutung gewonnen. So wurden bereits eine Vielzahl von Untersuchungen, im Labormaßstab und in Versuchsanlagen, durchgeführt, die allgemeingültige Aussagen zu den Eliminationsraten zulassen.

Untersuchungen von Pinnekamp und Merkel [2008] haben gezeigt, dass bei einer Zugabe von 10 mg_{PAK}/l Eliminationsraten von > 90 % zu erreichen sind.

Ergebnisse der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW – MIKROFlock“ [2012] sowie Ergebnisse der Untersuchungen auf der Kläranlage Schwerte [in: GRÜNEBAUM, 2011] zeigen eine gemeinsame Tendenz bei der Adsorptionsreihenfolge. So erweisen sich die Stoffe Motoprolol, Benzafibrat, Carbamazepin und Diclofenac als gut adsorbierbar, gefolgt von Benzotriazol, Sulfametaxol, SAK₂₅₄, DOC und CSB. Zu den schlechter adsorbierbaren Substanzen zählen das Röntgenkontrastmittel Amidotrizoesäure, Ritalinsäure und der Komplexbildner EDTA. Zur Adsorption von PFT konnte in den Studien keine Aussage getroffen werden, da die Konzentration bereits im Zulauf zur Aktivkohlestufe unter der Nachweisgrenze lag.

Zu den Stoffen, die nicht durch Aktivkohle adsorbiert werden können, zählen insbesondere polare Stoffe. Ionische Substanzen, wie Mineralien, Salze und Kalk können nicht aus dem Wasser entfernt werden.

Im Rahmen des Untersuchungs- und Entwicklungsvorhabens „Elimination von Arzneimittelrückständen in kommunalen Kläranlagen“ [GRÜNEBAUM, 2011] wurde auch die Elimination von Bakterien und Viren aus dem Abwasser untersucht. Aufgrund der geringen Probenanzahl aus den Versuchsphasen können keine statistisch fundierten Aussagen über die Wirkung von PAK auf die Konzentration von enteralen Viren und Indikatorbakterien gemacht werden. Es zeigt sich jedoch die Tendenz, dass die Zugabe von PAK, wenn überhaupt, die virale und bakterielle Belastung nur geringfügig reduziert [GRÜNEBAUM, 2011].

4.1.3 Einsatz von Granulierter Aktivkohle

Granulierte Aktivkohle wird im Gegensatz zu Pulveraktivkohle in einem Raumfilter eingesetzt. Das Filterbett wird hierbei vom Abwasser durchflossen. Dabei lagern sich die adsorbierbaren Stoffe an der Aktivkohle an. Das Filtrat wird in Abhängigkeit von der Fließrichtung innerhalb des Filters oberhalb oder unterhalb des Filterbettes bzw. der Spüldüsen entnommen und abgeführt.

4.1.3.1 Anlagenaufbau eines Aktivkohle Festbettfilters

Festbettfilter

Granulierte Aktivkohle wird als adsorptiv wirkendes Filtermaterial in der Regel in Filterbecken oder in Filterkesseln eingesetzt.

Als Filterbecken kommen vor allem offene Stahlbeton- oder Stahlbecken zum Einsatz. Abbildung 4-3 zeigt eine alternative zum Neubau eines Filterbeckens auf, in dem bereits bestehende Becken, wie beispielsweise die einer Flockungsfiltration, zum Aktivkohlefilter umgerüstet werden.

Alternativ dazu wird das Aktivkohlefestbett in Stahlkesseln eingebracht (siehe Abbildung 4-4). Der Vorteil liegt hierbei in der Flexibilität bei der Aufstellung der Behälter, beim Austausch des Filtermaterials und in der Änderung der Betriebsweise.



Abbildung 4-3:
Aktivkohlebecken KA Obere Lutter
[Quelle: www.mikroverunreinigungen.de/obere-lutter/, aufgerufen am 17.10.2013]



Abbildung 4-4: Aktivkohle-Kessel
[www.zueblin-umwelttechnik.com,
aufgerufen am 17.10.2013]

Raumfilter mit granulierter Aktivkohle werden entweder von oben nach unten oder von unten nach oben durchströmt. Sie können als Einschicht- oder als Mehrschichtfilter aufgebaut sein.

Während der Kontaktzeit der Aktivkohle mit dem durchströmenden Abwasser adsorbiert die Aktivkohle die im Wasser enthaltenen unpolaren Stoffe. Die Adsorptionsleistung hinsichtlich eines bestimmten Stoffes nimmt dabei mit der voranschreitenden Beladung der Kohle ab, bis es zum sogenannten Durchbruch des Filters kommt. Die Höhe der möglichen Beladung und die effektive Dauer bis zum Filterdurchbruch sind dabei spezifisch für jeden Stoff unterschiedlich und hängen maßgeblich auch vom Stoffgemisch und der Konkurrenz der Stoffe um die freien Plätze an der Aktivkohleoberfläche ab.

Bei der Beladung des Filterbettes bilden sich Adsorptionszonen aus, die in Fließrichtung stetig voranschreiten. Die tatsächliche Adsorption der Stoffe findet in der Regel nur in der Adsorptionszone statt und weder in der zuvor durchflossenen bereits beladenen Zone, noch in der danach durchflossenen freien Zone.

Nach Durchbruch des Filters, bzw. nach Erreichen eines Grenzkriteriums, wird die Granulierte Aktivkohle ausgetauscht. Das mit den Fest- und Schadstoffen beladene Material wird dazu ausgebaut und in der Regel thermisch reaktiviert. Es kann danach erneut eingesetzt oder gegen Frischkohle ersetzt werden.

Filterspülung

Im Wasser enthaltene Feststoffe (AFS), partikuläre oder kolloide Stoffe können zu Verblockung der Aktivkohle und zur Herabsetzung der Adsorptionsleistung führen. Daher sind regelmäßige Filtrerrückspülungen durchzuführen.

Die Filtrerrückspülung erfolgt in Abhängigkeit von der Filtrierrichtung im Gegenstrom. In der Regel wird eine Wasserspülung eingesetzt. Bei hohem Feststoffgehalt kann eine vorangehende Luftspülung zu einer Auflockerung der Aktivkohle und einer insgesamt besseren Reinigung führen. Eine reine Luftspülung wird nicht empfohlen, da es hierbei zu einer Abrasion der Kornaktivkohle sowie zu einer Vermischung und Deklassierung der Schichtung des Kohlebettes kommt. Häufig werden Spülprogramme aus einer vo-

rangehenden kurzen Luftspülung, einer anschließenden Luft-Wasser-spülung und einer nachfolgenden stärkeren Wasserspülung eingesetzt.

Bei der Dimensionierung der Filter ist zu beachten, dass es bei der Spülung zu einer Filterbettexpansion kommt. Die Ausdehnung hängt dabei von der Spülgeschwindigkeit und des eingesetzten Filtermaterials ab.

4.1.3.2 Kennwerte zur Dimensionierung

Nachfolgend werden die Parameter zur Dimensionierung einer GAK-Stufe aufgeführt, die auf dem Stand der Technik in der Trinkwasseraufbereitung und den bereits vorhandenen und veröffentlichten Forschungsergebnissen und Betriebserfahrungen aus der Abwasserbehandlung basieren.

Tabelle 4-1: Kennwerte zur Dimensionierung einer GAK-Stufe zur Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen

		Einheit
Kontaktzeit	30 - 60	min
Filtergeschwindigkeit		
maximal	15	m/h
bei Trockenwetterzulauf	6 - 8	m/h
i.d.R.	5 - 10	m/h
Rückspülgeschwindigkeit	20 - 60	m/h
Mögliche max. CSB-Beladung der PAK	bis 450	mg _{CSB} /g _{PAK}
empfohlene Filterbetthöhe	3 - 4	m
[Quellen: Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock, 2012		

4.1.3.3 Betrieb der Anlage

Zur Erhöhung der Kontaktzeit des Abwassers mit der Aktivkohle können mehrere Kessel oder Filterbecken hintereinander geschaltet werden. Weiterhin ist es denkbar einen zusätzlichen Reservefilter nachzuschalten.

Bei dieser Betriebsweise kann der vollbeladene Filter nach Feststellung des Durchbruchs abgekoppelt werden und der nachfolgende Filter in der Reihenfolge nach vorne rücken. Der Reservekessel wird dann angekoppelt und als zweiter Kessel durchflossen. Hieraus ergibt sich eine große Betriebssicherheit bei möglichst kurzen Ausfallzeiten einer Straße, jedoch eine aufwendige Anlagensteuerung.

4.1.3.4 Einfluss der Kornaktivkohlestufe auf den regulären Kläranlagenbetrieb und die Schlammbehandlung

Die Aktivkohlefiltration kann einer herkömmlichen Abwasserbehandlung nachgeschaltet und der Filtrat-Ablauf über den Kläranlagenablauf abgeführt werden. Im Filtrierbetrieb besteht keine Beeinflussung des regulären Kläranlagenbetriebes.

Im Spülbetrieb können feine Aktivkohle-Fraktionen ausgespült werden und aus dem Filter abtreiben. Um den Eintrag dieser Partikel in die Kläranlagen-Rezirkulation und in die Biostyr-Zellen zu verhindern, muss das Spülwasser gesammelt und separat behandelt werden. Das Betriebswasser aus der Erst- und Wiederbefüllung und Wässerung des Filters sowie das Wasser aus den ersten Filtrierdurchgängen enthält einerseits den durch den Transport und Einbau durch Abrieb entstandenen Aktivkohlestaub, andererseits weist dieses Wasser aufgrund chemischer Reaktionen einen hohen PH-Wert von bis zu PH10 auf. Dieser Aspekt wird im nachfolgenden Kapitel 4.1.3.5 weiter erläutert. Dieses Abwasser ist zwingend von der regulären Abwasserbehandlung und vom Kläranlagenablauf abzukoppeln und separat aufzubereiten.

Der Betrieb einer zusätzlichen GAK-Stufe hat keinen direkten Einfluss auf die Schlammbehandlung. Gegebenenfalls kann der im Spülwasser enthaltene Aktivkohlestaub in die Schlammbehandlung eingetragen werden. Genaue Angaben über die Mengen sind nicht pauschal abschätzbar und ergeben sich aus dem Betrieb der Anlage. Generell gelten die gleichen Auswirkungen wie bei der Pulveraktivkohle (siehe Kapitel 4.1.4.4).

4.1.3.5 Betriebsstabilität des Verfahrens

Offene Filterbecken und Filterkessel mit einem Festbett aus Granulierter Aktivkohle werden schon seit vielen Jahrzehnten erfolgreich und betriebsstabil in der Trinkwasseraufbereitung eingesetzt. Zur Nachbehandlung von Abwasser liegen bislang jedoch nur sehr wenige Betriebserfahrungen vor.

Die Kläranlage Obere Lutter betreibt drei offene Aktivkohle-Filterbecken mit einer Filterfläche von jeweils 40 m². Die ersten Betriebserfahrungen zeigen einen störungsfreien Betrieb. Bei einer wöchentlichen Filterspülung trat der CSB-Durchbruch nach 14 Monaten Standzeit ein. Es werden DOC- und CSB-Eliminationsraten von ca. 40 % erzielt. Bei den Spurenstoffen ergaben sich Eliminationsraten zwischen 89 und 99 % für die Schmerzmittel Diclophenac und Naproxen sowie andere Medikamentenrückstände. Für Röntgenkontrastmittel konnte die Aktivkohle nur vergleichsweise geringe Eliminationsraten von ca. 57 % aufweisen.

Die Kläranlage Gütersloh-Putzhagen hat zwei Becken ihrer bestehenden Flockungsfiltration in offene Aktivkohle-Filterbecken umgerüstet. Die neue GAK-Stufe wurde im Januar 2013 in Betrieb genommen. Bislang wurden nur wenige Betriebserfahrungen veröffentlicht. Die Eliminationsleistung für den Parameter CSB lag darin bei ca. 60 %.

Aktivkohleanbieter und Anlagenbauer, die im Rahmen der Studie beratend tätig waren, weisen jedoch auf Bedenken gegenüber der dauerhaften Gewährleistung der Filterwirkung und der Betriebsstabilität von granulierter Aktivkohle in der Abwasserbehandlung hin.

Gegenüber dem Trinkwasser sind im Kläranlagenablauf häufig noch Feststoffe, CSB und andere Parameter enthalten, die den Filter frühzeitig verschlammten und die freien Plätze zur Adsorption an der Kornoberfläche verblocken können.

Für einen sicheren Einsatz der Kohle zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB muss das Abwasser daher weitgehend vorfiltriert werden.

Selbst bei einer Reduzierung der Feststoffe auf eine Konzentration von 1-2 mg/l lässt sich überschlägig berechnen, dass sich in dem betrachteten Volumenstrom von 750 m³/h und 7 Festbettfiltern mit insgesamt 80 m² Filterfläche, täglich Schlammschichten von über 1 cm Höhe auf dem Filterbett absetzen. Die Aktivkohlefilter sind demnach mindestens 2 mal Woche, besser täglich, zurückzuspülen.

Eine zu häufige Rückspülung wirkt sich jedoch negativ auf das Filtermaterial aus. Durch die Auflockerung kann es zum Abrieb der Kohle kommen. Weiterhin kommt es zu einer Klassierung des Filters. Feine Partikel werden in die oberen Bereiche des Filters gespült, während gröbere Granulate nach unten sinken. Dadurch verschiebt sich die zuvor homogene Struktur mit verschiedenen Kornfraktionen zu einer inhomogenen Schichtung im Filter. Beladungszonen verschieben sich oder werden vermischt. Durch den aufgebrachtten Druck können die auf dem Granulat angelagerten Feststoffe in die Poren gedrückt werden und verstopfen diese dauerhaft.

Ein weiterer Nachteil des Verfahrens ist die Erst- und Wiederbefüllung der Filter mit Granulierter Aktivkohle.

Beim Betrieb von offenen Filterbecken muss die Aktivkohle mit einem Silofahrzeug über einen Schlauch aus dem Filter abgesaugt werden. Dazu muss der Filter gut zugänglich sein. Zur Aufnahme und zum Abtransport des gesättigten Materials ist je nach Volumen des Filterbettes eine große Anzahl an Silofahrzeugen erforderlich. Bei einem Kohlevolumen von 350 m³ und einem Fassungsvermögen von ca. 20 m³ gesättigtem Granulat sind alleine für den Abtransport 20 Fahrzeuge erforderlich, hinzu kommen ca. 20 Anfahrten zur Anlieferung der Frischkohle. Für den Austausch des Filtermaterials fällt der Filter für einen Zeitraum von mindestens 1-2 Tagen aus. Hinzu kommt 1 weiterer Arbeitstag zur Bewässerung der Aktivkohle.

Der Einsatz von Kesseln ist hierbei deutlich einfacher zu handhaben und flexibler. Es können einzelne Kessel außer Betrieb genommen und ein temporärer Ersatzbetrieb durch einen Reservefilter erfolgen. Zudem können je nach der zu behandelnden Abwassermenge und dem Platzbedarf zur Kesselaufstellung auch Mietkessel mit einem Filterbettvolumen von 20 m³ zum Einsatz kommen. Anstelle des Kohleaustausches, werden hier die gesamten Kessel gewechselt.

Bei der Erstinbetriebnahme und der Wässerung neu eingesetzter Kornaktivkohle fällt eine sehr große Mengen an basischem Wasser an. Durch den Kontakt mit der Aktivkohle wird das Kalk-Kohlensäure-Gleichgewicht des Abwassers gestört. Kalk fällt aus und der PH-Wert des Wassers steigt infolge dessen an. Dieses basische Wasser muss separat aufgefangen und behandelt bzw. zur Behandlung abtransportiert werden. Bei Einsatz von Pulveraktivkohle ist dieser Effekt durch die geringen Dosierungen untergeordnet.

In Langsamfiltern mit einem Dauerwasserspiegel kann es zum Wachstum von Algen und Mikroorganismen kommen. Ein positiver Nebeneffekt kann der zusätzliche biologische Abbau von Rest-CSB sein. Als negative Folge kann es aber auch zur Verkeimung des Filters kommen. Um dem entgegen zu wirken ist eine Nachdesinfektion des Filters möglich, wie sie auch in der Trinkwasseraufbereitung im Bedarfsfall eingesetzt wird.

Als letzter aufzuführender Punkt sei die Dauer-Filtrationsleitung zu nennen. Bei Mehrstoffadsorption kann es zu Konkurrenz von Stoffen untereinander und zur Verdrängung

von bereits angelagerten Stoffen kommen. Wenn der Filter mit einem bestimmten Stoff vollständig beladen ist, kann es außerdem zu einem Durchbruch kommen. Das bedeutet, dass bereits adsorbierte Stoffe wieder an das Abwasser abgegeben werden. Im schlimmsten Fall kann die Stoffkonzentration im gefilterten Wasser größer als im Filterzulauf sein. Die Adsorptionsleistung ist daher zu überwachen und das Filtermaterial frühzeitig zu wechseln.

4.1.4 Einsatz von Pulveraktivkohle

Pulveraktivkohle besitzt aufgrund ihrer geringeren Korngröße eine größere spezifische Oberfläche als Granulierte Aktivkohle und erzielt dadurch eine bessere Adsorptionsleistung, insbesondere hinsichtlich schwer adsorbierbarer Stoffe.

Ein weiterer Vorteil der Pulveraktivkohle liegt in der Möglichkeit einer flexiblen Dosierung in Abhängigkeit der zu eliminierenden CSB- bzw. Schadstofffracht. Hierdurch können die Betriebskosten gegenüber einem kontinuierlich beschickten Festbettfilter mit granulierter Aktivkohle gegebenenfalls gesenkt werden.

Anders als die Granulierte Aktivkohle kann Pulveraktivkohle, aufgrund seiner Partikelgröße nur mit einem erheblichen Aufwand regeneriert werden. Daher kommt sie in der Regel nur einmal zum Einsatz und wird anschließend aus dem Abwasser abgetrennt und über die Klärschlammverbrennung entsorgt.

4.1.4.1 Anlagenaufbau einer konventionellen Pulveraktivkohlestufe

Als weitergehende Reinigungsstufe mittels Pulveraktivkohle kommen verschiedene Verfahren mit einem jeweils unterschiedlichen Anlagenaufbau zum Einsatz. Die Gemeinsamkeit der Verfahren liegt in der Dosierung, der Kontaktphase und der anschließenden Entnahme der Pulveraktivkohle über den Schlammweg, gefolgt von einer Entsorgung, bspw. über die Klärschlammverbrennung. Bei dem Dosierort, dem Entnahmepunkt und -verfahren, einer Zugabe von Fällmitteln oder FHM sowie einer möglichen Rezirkulation sind unterschiedliche Varianten denkbar und derzeit im Einsatz.



Abbildung 4-5: PAK-Speichersilo mit Dosiereinrichtung KA Schwerte



Abbildung 4-6: PAK Kontaktbecken KA Schwerte

PAK-Speicherung und Dosierung

Die Pulveraktivkohle wird üblicherweise in Silofahrzeugen angeliefert und anschließend bis zur Anwendung in einem PAK-Silo (siehe Abbildung 4-5) gelagert. Das Do-

siersystem befindet sich häufig unmittelbar unter dem Speicherraum des Silos. Die Pulveraktivkohle wird, z.B. über ein Dosierwendel mit Seele, aus der Trichterspitze entnommen und mittels Förderschnecke in eine Mischvorrichtung, beispielsweise einem Vortexgefäß, geleitet. Dort wird die Aktivkohle mit Wasser gemischt und als Suspension über eine Druckrohrleitung zum Dosierort gepumpt.

PAK-Anwendung

Für die Anwendung von Pulveraktivkohle in der Abwasserreinigung können verschiedene Verfahren zum Einsatz kommen.

Eine Möglichkeit besteht darin, die Pulveraktivkohle in die bestehende Belebungsstufe einzubringen und mit dem Überschussschlamm aus dem Abwasser abzutrennen. Bei diesem Verfahren kann auf die Errichtung und den Betrieb zusätzlicher Kontakt- und Sedimentationsbecken verzichtet werden. Ein nachgeschalteter Filter zur Abtrennung letzter PAK im Klarwasser ist hierbei unumgänglich.

Bei einer nachgeschalteten PAK-Stufe wird die Pulveraktivkohle in einem separaten Reaktionsbecken zunächst mit dem Abwasser vermischt und in Kontakt gebracht. Um die Aktivkohle in Schwebelage zu halten, wird ein Rührwerk im Becken angeordnet. In einem anschließenden Absetzbecken wird die PAK unter Zugabe von Fällmitteln durch Flockung und Sedimentation vom Klarwasser getrennt. Der abgezogene Schlamm wird zur Mehrfachbeladung in die Biologie oder wahlweise in das Kontaktbecken zurückgeführt. Da ein Teil der PAK häufig in Schwebelage bleibt und nicht in Flocken eingebunden wird, ist bei diesem Verfahren ebenfalls häufig ein weiterer Filter, wie z.B. ein Sandfilter, zur Abtrennung letzter Pulveraktivkohle im Klarwasser, nachgeschaltet (siehe Abbildung 4-7).

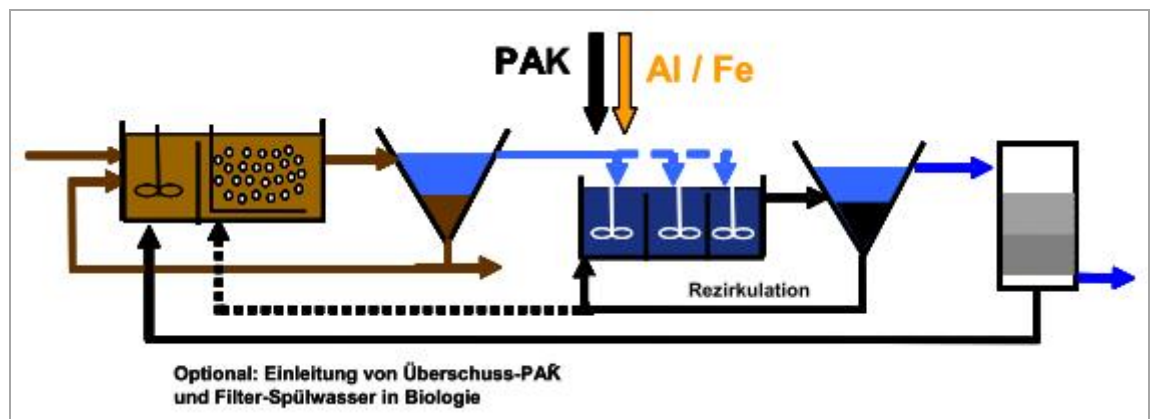


Abbildung 4-7: PAK-Behandlung in einem separaten Adsorptionsreaktor mit anschließender Abtrennung der Kohle durch Sedimentation und Filtration [Quelle: EAWAG, 2010]

Im AFSF-Verfahren ist die Pulveraktivkohle-Stufe, bestehend aus einem volldurchmischten Kontaktreaktor und einem anschließenden Sedimentationsbecken, der Biologie nach- und einer anschließenden Flockungsfiltration vorgeschaltet.

Das Kontaktbecken ist in drei Kammern gegliedert. In einer ersten Kammer wird die Pulveraktivkohle unter Rühren zu dosiert. Die durchschnittliche hydraulische Verweil-

zeit beträgt rund 15 – 30 min. In dieser Zeit findet die Adsorption der Abwasserinhaltsstoffe an die Aktivkohle statt. In einer zweiten Kammer erfolgt die Zugabe des Fällmittels. Hierfür wird in der Regel Eisen(III)-Chlorid verwendet. In der dritten Kammer wird Flockungshilfsmittel hinzu zugegeben. Dieses dient einerseits zur Bildung von Makroflocken und zur Verbesserung des Absetzverhaltens sowie andererseits dem Rückhalt der feinkörnigen Fraktionen der beladenen Pulveraktivkohle, da diese zum Durchbrechen und anschließenden Abtrieb in die nachfolgende Stufe bzw. in den Kläranlagenablauf neigt. Der PAK-Abtrieb zeigt sich in dem Fall durch eine Trübung des Klarwassers.

Im anschließenden Sedimentationsbecken kann ein Großteil des PAK-Schlammes abgetrennt werden. Um eine vollständige Abtrennung zu erzielen wird bei Bedarf ein weiteres Mal Flockungshilfsmittel zugegeben.

PAK-Entnahme

Die Abtrennung der Pulveraktivkohle aus dem Abwasserstrom erfolgt je nach eingesetztem Verfahren auf unterschiedliche Weise.

Die Pulveraktivkohle kann zum Einen unmittelbar nach der Beladung im Absetzbecken sedimentiert und anschließend als PAK-Schlamm abgezogen werden, oder zum anderen zunächst innerhalb der vorangegangenen Reinigungsstufen rezirkuliert werden. Da Pulveraktivkohle im Vergleich zu Granulierter Aktivkohle nur kurze Verweilzeiten im System hat, wird sie häufig nur teilweise beladen. Durch eine Rezirkulation kann die Aufenthaltszeit erhöht dadurch eine weitergehende, nahezu vollständige, Beladung erzielt werden.

Für eine Rezirkulation sind unterschiedliche Dosier- und Entnahmeorte denkbar. Das PAK-Schlamm-Gemisch kann beispielsweise in den Zulauf zur Kläranlage zurückgeführt und gemeinsam mit dem Primärschlamm in der Vorklärung abgezogen werden. Eine weitere Möglichkeit besteht in der Zurückführung in die Biologie mit einer Entnahme in der Nachklärung bzw., bei einer nachgeschalteten Stufe, in der Rückführung in den Zulauf zum PAK-Kontaktbecken.

Alternativ zu einer konventionellen statischen Sedimentation des PAK-Schlamm-Gemisches, ist auch der Einsatz eines Lamellenabscheiders möglich. Eine Systemlösung aus einer Aktivkohledosierung und einer Flockung mit anschließendem Lamellenabscheider stellt beispielsweise das System des Actiflo-Carb da, das im Folgenden näher erläutert wird.

Weitere denkbare Ersatzsysteme zur PAK-Abtrennung, wie die Membranfiltration, die Mikrosieb-Trommel, die Tuchfiltration oder die Druckentspannungsflotation werden an dieser Stelle nicht näher betrachtet.

4.1.4.2 Anlagenaufbau einer Pulveraktivkohlestufe als Actiflo-Carb

Bei einer klassischen Actiflo-Stufe, wie sie auf der Kläranlage Herford zur Abscheidung feinsten Schwebstoffe, Rest-Phosphor sowie Rest-CSB, eingesetzt wird, handelt es sich um eine mikrosandunterstützte Flockung und Sedimentation.

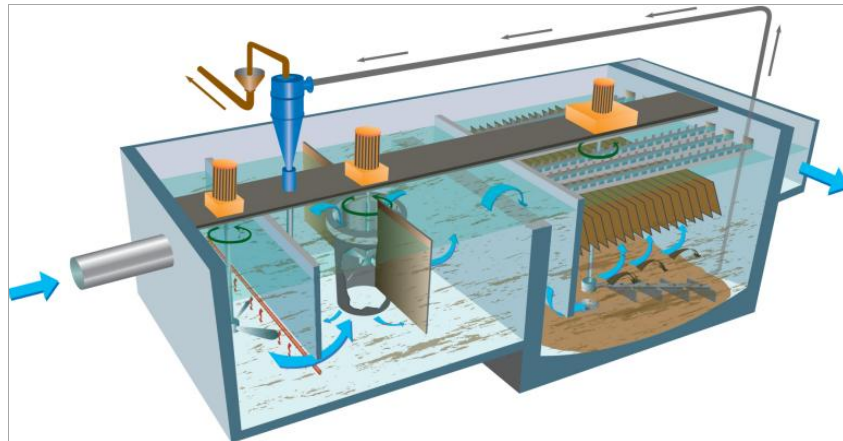


Abbildung 4-8: Verfahrensschema des Actiflo-Verfahrens [Quelle: Veolia Water Solutions & Technologies]

Das Actiflo-Verfahren gleicht dabei zunächst einem herkömmlichen Flockungs- und Sedimentationsverfahren. Zusätzlich zum Fällmittel und zum polymeren Flockungshilfsmittel wird beim Actiflo-Verfahren Mikrosand zugegeben, sodass sich folgende Reihenfolge der Dosierung ergibt: 1. Fällmittel, 2. Mikrosand, 3. Flockungshilfsmittel. Aufgrund des Fällmitteleinsatzes bilden sich Flocken im Abwasser, die sich im zweiten Schritt an die Mikrosandpartikel anlagern. Durch Zugabe von Polymer bilden sich schließlich Brücken zwischen den angelagerten Flocken, so dass größere Makroflocken entstehen. Aufgrund der hohen spezifischen Dichte der Makroflocken wird die anschließende Sedimentation unterstützt.

Beim Actiflo-Verfahren erfolgt die Sedimentation in einem Lamellenabsetzbecken. Dieses bietet mit seinen schräg eingetauchten, parallel angeordneten Lamellen eine große Sedimentationsfläche auf engem Raum (siehe Abbildung 4-8).

Das gereinigte Klarwasser verlässt das Lamellenabsetzbecken über die Ablaufrinnen. Das abgesetzte Schlamm-Mikrosand-Gemisch gelangt von den schräg angeordneten Lamellen in den Bodenraum des Beckens und wird dort mit Hilfe eines Räumers in die Trichterspitze geschoben und anschließend zu einem Hydrozyklon gepumpt.

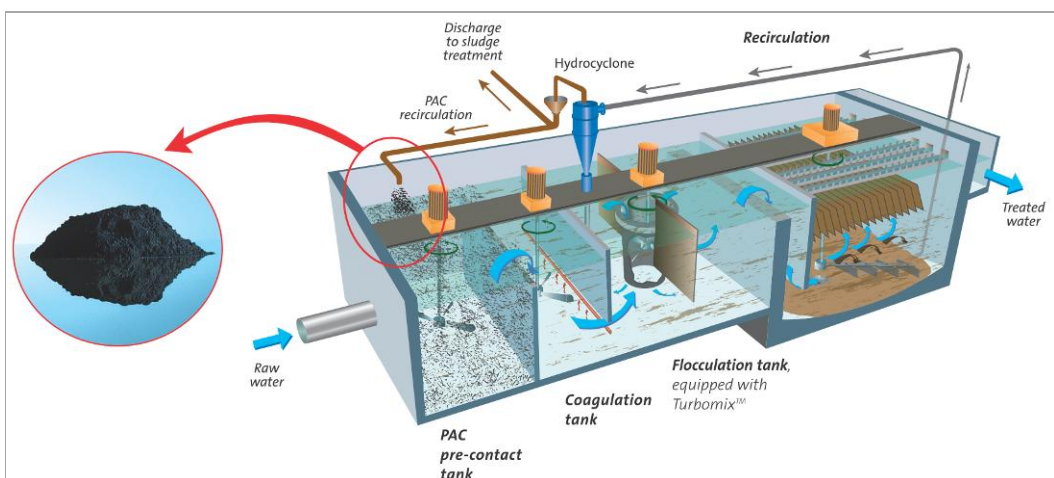


Abbildung 4-9: Verfahrensschema des Actiflo-Carb-Verfahrens [Quelle: Veolia Water Solutions & Technologies]

Der Hydrozyklon trennt den leichteren Schlamm mittels Zentrifugalkraft vom Mikrosand. Der Schlamm tritt anschließend aus dem Tauchrohr (Vortexdüse) aus und wird von dort aus der Schlammbehandlung zugeführt, der Mikrosand wird an der Unterlaufdüse (Apex) des Hydrozyklons entnommen und zum erneuten Einsatz in das Injektionsbecken zurückgeführt.

Abbildung 4-9 stellt das ACTIFLO®-CARB-Verfahren (im Folgenden: Actiflo-Carb) dar. In Ergänzung zum klassischen Actiflo-Verfahren sind den Reaktions- und Reifebecken hierbei eine Pulveraktivkohle-Dosierung sowie ein zusätzliches Pulveraktivkohle-Reaktionsbecken vorgeschaltet.

Die Pulveraktivkohle wird, wie im klassischen PAK-Verfahren, in Form einer Suspension ins PAK-Kontaktbecken eingetragen. Ein im Becken angeordnetes Rührwerk sorgt für eine konstante Umwälzung und Durchmischung, um den Kontakt zwischen der PAK und dem Abwasser zu unterstützen und das Absetzen der Aktivkohle zu verhindern.

Im nachfolgenden Koagulationsbecken wird unter langsamer Durchmischung Fällmittel (z.B. Eisen-III-Chlorid) zudosiert. Die Zugabe von Mikrosand und Polymer erfolgt im Flockungsbecken und die Sedimentation, wie im regulären Actiflo-Verfahren, in einem aufwärts durchströmten Lamellenabscheider.

Der in der Trichterspitze abgezogene Schlamm wird mit Hilfe von Mikrosandpumpen einem Hydrozyklon zugeführt, um den Sand von der Pulveraktivkohle und dem Schlamm zu separieren. An der Unterlaufdüse des Hydrozyklons tritt nach der Trennung überwiegend Mikrosand aus, der Überlauf besteht aus einem PAK-Schlamm Gemisch.

Durch die zusätzliche Pulveraktivkohle-Dosierung erhöht sich die Menge an Mikrosand-Schlamm, die abgezogen, gefördert und anschließend separiert wird. Je nach eingesetzter Menge an Pulveraktivkohle sind daher ggf. größere Aggregate der Mikrosandpumpen und des Hydrozyklons erforderlich als beim herkömmlichen Actiflo-Verfahren.

4.1.4.3 Kennwerte zur Dimensionierung

Zur Dimensionierung einer PAK-Stufe werden im Folgenden die Parameter aufgeführt, die sich in der Literatur nach heutigem Stand der Technik aufgrund von Laboruntersuchungen und dem Betrieb von Versuchsanlagen in den vergangenen Jahren durchgesetzt haben.

Dabei handelt es sich im Regelfall um Anlagen für eine reine Spurenstoffelimination, die für den maximalen Trockenwetterzufluss ausgelegt wurden.

Tabelle 4-2: Kennwerte zur Dimensionierung einer klassischen PAK-Stufe zur Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen

Dimensionierung Kontaktbecken		Einheit
Zugabe von PAK zur Elimination von Spurenstoffen	10 - 30	mg/l
Zugabe von Eisen-III-Chlorid	0,1 – 0,3	g _{Fe} /g _{PAK}
Zugabe von Flockungshilfsmittel	0,5	mg/l
Kontaktzeit	30 - 60	min

Mögliche CSB-Beladung der PAK	250	mg _{CSB} /g _{PAK}
Dimensionierung Sedimentationsbecken		
Kontaktzeit	120	min
[Quellen: Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock, 2012; Knollmann GmbH, 2013; Metzger, 2010; Metzger et al., 2005]		

Im der nachfolgenden Tabelle 4-3 sind die, nach heutigem Stand der Technik, empfohlenen Kennwerte zur Auslegung einer Actiflo-Carb Stufe aufgeführt. Die Daten ergeben sich zum einen aus einer Empfehlung der Veolia Water Solutions & Technologies und zum anderen aus den Untersuchungsergebnissen des Technologieförderungsprojektes „Untersuchung zur Elimination von Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser mittels PAK in einem Actiflo-Carb und durch Ozon auf der ARA Schönau, Cham (GVRZ)“ [Alpha Umwelttechnik AG, 2012].

Tabelle 4-3: Kennwerte zur Dimensionierung eines Actiflo-Carb zur Behandlung von Abwasser

Dimensionierung PAK-Kontaktbecken		Einheit
Zugabe von PAK zur Elimination von Spurenstoffen	5 - 30	mg/l
PAK Konzentration im PAK-Kontaktbecken	1 - 5	g/l
Kontaktzeit	5 - 15	min
Dimensionierung Reifebecken		
Koagulation:		
Zugabe von Eisen-III-Chlorid	4	mg/l
Kontaktzeit Koagulation	1 - 2	min
Flockung:		
Zugabe von Polymer	0,3 – 0,8	mg/l
Zugabe von Mirkosand	1	g/l
Korngröße des einzusetzenden Mikrosandes	82	µm
Kontaktzeit Flockung	3 - 5	min
Dimensionierung Sedimentationsbecken		
Hydr. Oberflächenbeschickung (statische Sedimentation)	2	m/h
Hydr. Oberflächenbeschickung (Actiflo)	30 - 80	m/h
Hydrozyklon		
PAK-Rezirkulationsrate	6 - 17	%
[Quellen: Veolia Water Solutions & Technologies in LE GOAZIOU, Y., 2011; Alpha Umwelttechnik AG, 2012; Knollmann GmbH, 2013]		

4.1.4.4 Einfluss der PAK-Stufe auf den regulären Kläranlagenbetrieb und die Schlammbehandlung

Die zugesetzte Pulveraktivkohle wird dem Abwasserstrom in der Regel über den Überschussschlammweg als PAK-Schlamm entnommen. Je nach Verfahren der Schlammbehandlung wird der PAK-Schlamm eingedickt, anaerob stabilisiert, entwässert und anschließend verwertet.

Gemäß vorangegangenen Untersuchungen im Rahmen des Forschungsprojektes Mikro-Flock durch die Arge „Forschung Spurenstoffe NRW – MIKROFlock“ zeigt die Pulveraktivkohle ein gutes Absetzverhalten und „neigt zudem dazu sich vollständig in die bestehenden Schlammflocken einzubinden“. Weiterhin konnte im Rahmen der Untersuchungen gezeigt werden, dass sich die Entwässerbarkeit des Klärschlammes durch die PAK verbessert. Im Falle einer Klärschlammverbrennung zeigte sich eine Steigerung des Brennwertes.

Im Rahmen des Forschungsvorhabens „Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination von Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser“ der Eawag (Schweiz), wurde untersucht, in wie weit sich die an die Pulveraktivkohle angelagerten Spurenstoffe in der Faulung zurücklösen würden. Gemäß den Untersuchungsergebnissen ist keine Desorption adsorbierter Spurenstoffe zu erwarten. Dagegen zeigte sich in den Einzelversuchen als positiver Nebeneffekt eine weitere Beladung der PAK mit Spurenstoffen aus dem Faulwasser. Dieser Sachverhalt wurde im Rahmen des Forschungsprojektes jedoch nicht durch Wiederholungsversuche verifiziert.

Die Betriebskosten einer zusätzlichen PAK-Stufe erhöhen sich insbesondere um die Anschaffungskosten der Pulveraktivkohle, die Schlammentsorgungskosten sowie die Energiekosten für die Dosiereinrichtung, das Rührwerk in den Kontaktbecken und Pumpen zur Beschickung des PAK-Kontaktbeckens. Bei Betrieb eines Actiflo-Carb ist, gegenüber eines regulären Actiflo, mit einer weiteren Erhöhung der Energiekosten durch den Betrieb anderer, ggf. leistungsstärkerer, Mikrosandpumpen und eines anderen Hydrozyklons zu rechnen.

Die Menge des zu entsorgenden Überschussschlammes steigt um die zugegebene jährliche PAK-Menge. Dies ist bei den Entsorgungskosten zu berücksichtigen. Weiterhin ist mit einem zusätzlichen Personalaufwand zu rechnen.

4.1.4.5 Betrieb der Anlage

Für den Betrieb einer Pulveraktivkohlestufe ist mit einem zusätzlichen Betriebs- und Überwachungsaufwand zu rechnen. Im Folgenden werden mögliche Gegebenheiten aufgezählt, bei denen zusätzlicher Betriebsaufwand entstehen kann. Ob diese auftreten und in welcher Häufigkeit zeigt sich jedoch erst im laufenden Betrieb. Die Auflistung erhebt keinen Anspruch auf Vollständigkeit:

Während der Anlieferung von PAK und der Befüllung des PAK-Silos besteht Explosionsgefahr. Der Befüllvorgang ist daher langsam nach Herstellervorgaben auszuführen und zu überwachen.

Im PAK-Silo kann es, insbesondere in der Trichterspitze, zu Verklumpungen und Verblockungen kommen. Mittels Stickstoff-Einblasung kann die Pulveraktivkohle aufgelockert und Verblockungen somit gelöst werden.

Zur Verhinderung von Verblockungen der Dosierleitungen und der Becken infolge von PAK-Schlamm sind diese regelmäßig zurückzuspülen.

Die CSB-Ablaufwerte müssen regelmäßig überwacht und der Betrieb der PAK-Anlage bei Überschreitung des Soll-Wertes aufgenommen und geregelt werden.

4.1.4.6 Betriebsstabilität des Verfahrens

Pulveraktivkohle wird bereits seit mehreren Jahrzehnten in der Aufbereitung von Trinkwasser und Schwimmbadwasser eingesetzt. In der Abwasserbehandlung ist dieses Verfahren noch relativ neu.

In den vergangenen Jahren wurden mehrere Versuchsanlagen und Großtechnische Anlagen zur Anwendung von Pulveraktivkohle in Betrieb genommen. Zwei der in NRW betriebenen Versuchsanlagen befinden sich auf den Kläranlagen Düsseldorf-Süd und Düren-Merken. Im Großtechnischen Maßstab wurden Pulveraktivkohlestufen auf den Kläranlagen Schwerte und Buchenhofen realisiert.

Die Erkenntnisse aus dem Betrieb der Kläranlage Buchenhofen zeigen, dass eine Integration von PAK-Anlagen in bestehende Kläranlagen grundsätzlich möglich ist. Während der Inbetriebnahme kam es zu Schwierigkeiten bei der PAK-Dosierung und der Programmierung der Silo-Steuerung. Diese konnten jedoch behoben werden.

Auf der Kläranlage Schwerte zeigten sich ebenfalls technische Störungen in der Inbetriebnahmephase. In dieser kam es zu einem Defekt der PAK-Dosierung, einem Ausfall der Rücklaufschlamm-Pumpen, Korrosion und Druckschwankungen im Betriebswasser. Danach stellte sich ein stabiler Versuchsbetrieb ein.

Durch den Bau mehrerer Anlagen zur PAK-Dosierung für Wasser- und Abwasseranwendungen in den letzten Jahren liegen mittlerweile umfassende Betriebserfahrungen vor. Insgesamt wird das Verfahren als stabil eingestuft.

4.2 Ozonoxidation

Ozon wird zur Behandlung und Desinfektion von Wasser unter anderem in der Abwassertechnik, Schwimmbadtechnik und in der Aquaristik eingesetzt. Zudem wird es zur Behandlung von schadstoffbesetzter Abluft, beispielsweise aus Lackierereien, Druckereien oder der Müllentsorgung genutzt.

Durch oxidative Prozesse können feste, flüssige und gasförmige Verunreinigungen abgebaut sowie mikrobiologische Keime und deren Umsetzungsprodukte zerstört werden.

4.2.1 Reduktion von Spurenstoffen und CSB mittels Ozon

Die Eliminationsleistung der Ozonung ist stark stoffabhängig. Einige Stoffgruppen werden besser abgebaut, andere weniger gut.

Hinsichtlich der Stoffbelastung lässt sich in Herford eine Rangfolge festlegen, welche in Tabelle 4-4 dargestellt ist. Außerdem zeigt die Tabelle eine Einteilung hinsichtlich des Eliminationspotentials mittels Ozon.

Aus der Tabelle wird ersichtlich, dass viele der vorhandenen Mikroschad- und Spurenstoffe eliminiert werden können. Antibiotika, Schmerzmittel, Betablocker, Antiepileptika und Pflanzenschutzmittel können im Allgemeinen gut eliminiert werden. Bei Bedarf kann die erforderliche Ozondosis nach oben hin angepasst werden.

Tabelle 4-4: Auswertung der Spurenstoffeliminationsleistung durch Ozon

Rang	Stoffgruppe	Anzahl der Substanzen	Bandbreite der Konzentration [ng/l]	Eliminationspotential
1	Röntgenkontrastmittel	4	1.100 – 86.000	+ bis +++
2	Pflanzenschutzmittel	2	410 – 75.000	++ bis ++++
3	Süßstoffe	2	2.400 – 60.000	+
4	Frostschutzmittel	1	7.300	+++ bis ++++
5	Korrosionsschutzmittel	2	1.200 – 7.600	++ bis ++++
6	Antiepileptika	1	2.200	++ bis ++++
7	Betablocker	4	300 – 2.200	+++ bis ++++
8	Schmerzmittel	4	120 – 1.400	+++ bis ++++
9	Antibiotika	9	110 - 860	++++

Einteilung des Eliminationspotentials +: 0-40%; ++: 40-60%; +++: 60-80%; ++++: 80-100%

Die Hauptbelastung in Herford basiert auf Korrosions-, Frostschutzmitteln, Süßstoffen und Röntgenkontrastmitteln. Bei diesen Stoffgruppen ist das Eliminationspotential geringer. Korrosions- und Frostschutzmittel lassen sich nur bei einer Erhöhung der Ozondosis reduzieren. Süßstoffe und Röntgenkontrastmittel lassen sich selbst mit einer hohen Ozondosis nicht oder nicht vollständig eliminieren.

Aufgrund der hohen Ozondosis, welche zur CSB-Reduktion bzw. zur Verbesserung des CSB/BSB₅-Verhältnisses benötigt wird, lässt sich vermuten, dass der Großteil der im Abwasser enthaltenen Spurenstoffe ebenfalls eliminiert wird.

4.2.2 Einsatz der Ozonoxidation in der Abwasserbehandlung

Ozon wird bislang vor allem in der Aufbereitung von Trinkwasser und Schwimmbadwasser eingesetzt. Der Einsatz zur Reduktion von Spuren- und Mikro Schadstoffen aus dem Kläranlagenablauf in einer nachgeschalteten Stufe, wird erst seit wenigen Jahren untersucht und großtechnisch umgesetzt. Die Gegebenheiten und die Anforderungen an die Ozonung sind allerdings sehr ähnlich. Dies wird auch durch die bislang positiven Betriebserfahrungen bestätigt.

4.2.2.1 Einsatz von Ozon zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB

Die Ozonung kann auf zwei Arten erfolgen, zum einen selektiv über direkte Oxidation und zum anderen unspezifisch über eine indirekte Oxidation.

Die selektive Oxidation beruht auf einem direkten Kontakt des Ozons mit den organischen und anorganischen Substanzen. Hierbei greift das Ozon gezielt elektronenreiche Bindungen, C=C-Doppelbindungen, phenolische Verbindungen oder Aminogruppen an.

Bei der indirekten Oxidation zerfällt ein Teil des Ozons im Wasser zu Hydroxyl-Radikalen (OH⁻). Die Hydroxyl-Radikale reagieren sehr schnell und unspezifisch mit den Abwasserinhaltsstoffen. Sie besitzen nur eine sehr kurze Lebensdauer, können aber jederzeit neu gebildet werden, wenn die benötigte Hintergrundmatrix vorhanden ist. Die Hydroxyl-Radikale können einen wichtigen Beitrag zur Elimination von Spurenstoffen liefern, insbesondere wenn die im Abwasser vorhandenen Spurenstoffe eine geringe

Reaktivität mit der direkten Oxidation aufweisen [ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012; ABEGGLEN ET AL., 2009].

Ozonung kann neben der Spurenstoffelimination auch zur Reduktion eines inerten CSB eingesetzt werden. Je nach zugegebener Ozondosis kann entweder mit einer hohen Dosis die gesamte CSB-Menge eliminiert werden, oder alternativ dazu mit einer geringeren Dosis der inerte CSB anoxidiert und auf diese Weise für die Biologie zugänglich gemacht werden (= partielle Oxidation). Das CSB zu BSB₅-Verhältnis wird also erhöht.

4.2.2.2 Anlagenaufbau einer Ozon-Anlage

Eine Ozonanlage besteht gemäß Abegglen et al. [2009] aus den folgenden Anlagenteilen:

- Sauerstofftankanlage
- Ozongenerator mit Kühlvorrichtung
- Ozoneintrags-einrichtung
- Ozonungsreaktor
- Restozonentfernung
- Elektronische Mess-, Steuer- und Regelungstechnik (EMSR)
- Sicherheitsinstallationen
- Analytik
- Nachbehandlung

Abbildung 4-10 stellt den schematischen Aufbau einer Ozonanlage zur Abwasserbehandlung dar. Das zu reinigende Abwasser durchfließt zunächst dem Ozonungsreaktor. Hier wird das im Ozongenerator erzeugte Ozon ins Abwasser eingebacht und mit diesem in Kontakt gebracht. Das austretende Gas, wird gezielt abgeführt und in der sogenannten Restozonentfernung behandelt. Das mit Ozon behandelte Wasser wird anschließend in einem Sandfilter nachbehandelt.

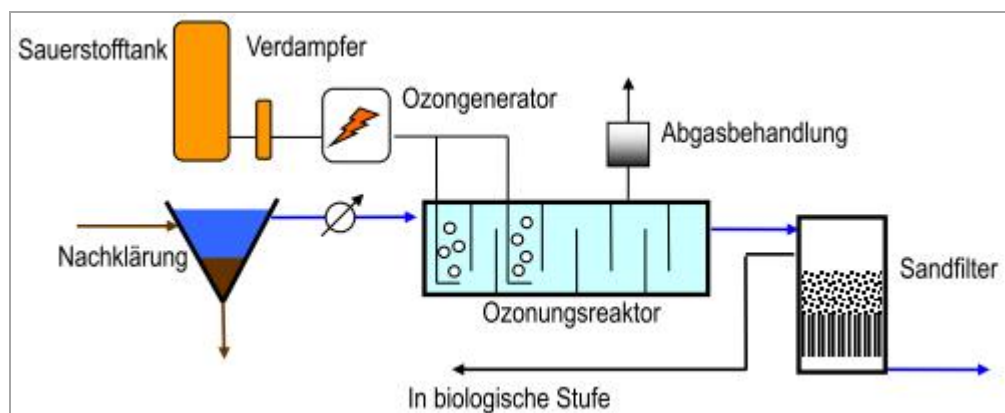


Abbildung 4-10: Schemazeichnung einer Ozonanlage zur Abwasserbehandlung [ABEGGLEN C., SIEGRIST H. 2012]

Sauerstofftankanlage

Ozon ist bei hohen Konzentrationen und hohem Druck stark explosiv. Deshalb lässt sich Ozon nicht in Druckluftflaschen oder größere Tanks abfüllen [Abegglen und Siegrist, 2012]. Zudem ist Ozon ein instabiles Molekül. Dadurch ist seine Lagerung nicht möglich [TCHOBANOGLIOUS ET AL., 2003; RONGEN, 2013].

Ozon muss demnach in Anhängigkeit vom Bedarf vor Ort generiert werden. Für diesen Herstellungsprozess wird Sauerstoff benötigt. Je nach Verfahrensart der Ozonherstellung wird entweder Sauerstoff oder trockene Luft eingesetzt.

Reinsauerstoff kann direkt eingesetzt werden. Dagegen muss der über eine Sauerstofftankanlage bezogene Flüssigsauerstoff zunächst konditioniert werden. Hierbei werden Feuchtigkeit und partikuläre Bestandteile aus dem Prozessgas extrahiert. Zudem wird das sauerstoffhaltige Prozessgas komprimiert, gekühlt, getrocknet und anschließend gefiltert [WILHELM, 2008; TCHOBANOGLIOUS ET AL., 2003].

Ozongenerator

Im Ozongenerator wird unter Einsatz von elektrischer Energie aus Sauerstoff Ozon generiert. Bei diesem Prozess werden große Mengen an Wärme abgegeben, daher muss der Ozongenerator über eine Kühlvorrichtung verfügen. In der Regel eine Wasserkühlung eingesetzt. Als Kühlflüssigkeit kann laut Aussagen der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH das gereinigte Wasser aus dem Ablauf der Nachklärung eingesetzt werden. Hierbei ist mit einer Erwärmung des Wassers von rund 0,1 °C zu rechnen [ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012].

Ozoneintrag

Der Ozoneintrag in das Kontaktbecken (Ozonungsreaktor) erfolgt entweder über ein am Beckenboden angeordnetes Diffusor-System, das einen feinblasigen Gaseintrag ermöglicht, über einen statischen Mischer, durch Gegenstrombegasung in Füllkörperkolonnen oder durch einen rotierenden Mischer [ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012; MUTSCHMANN UND STIMMELMAYER, 2011].

Bei Einsatz eines statischen Mixers wird Ozon in einen Teilstrom des zu reinigenden Wassers eingetragen. Dieser Teilstrom wird anschließend im Ozonreaktor wieder mit dem Hauptstrom vermischt [ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012].

Ozonungsreaktor

Der Ozonungsreaktor stellt neben der Ozonerzeugung den wichtigsten Bestandteil der Ozonanlage dar, da hier die Reaktion des zu reinigenden Abwassers mit dem Ozon stattfindet.

Das Kontaktbecken kann sowohl als Edelstahlkolonne, Edelstahlbecken oder in Stahlbetonbauweise hergestellt werden. Es sollte baulich so ausgeführt werden, dass drei separate Kammern entstehen. In der ersten Kammer wird die höchste Ozondosis zugegeben, um die erforderliche Ozonkonzentration zur Reinigung des Abwassers zu erreichen. Die zweite Kammer dient als Ausgleichskammer. Reaktionsbedingte Ozonverluste der ersten Kammer werden in dieser Ausgleichskammer durch geringere Ozonzugabe ausge-

glichen. Die dritte Kammer dient letztlich zur Sicherstellung der nötigen Kontaktzeit und garantiert das vollständige Ausgasen des Restozons aus dem Wasser. Zur Sicherheit des Betriebspersonals muss der Ozonierungsreaktor gasdicht verschlossen sein.

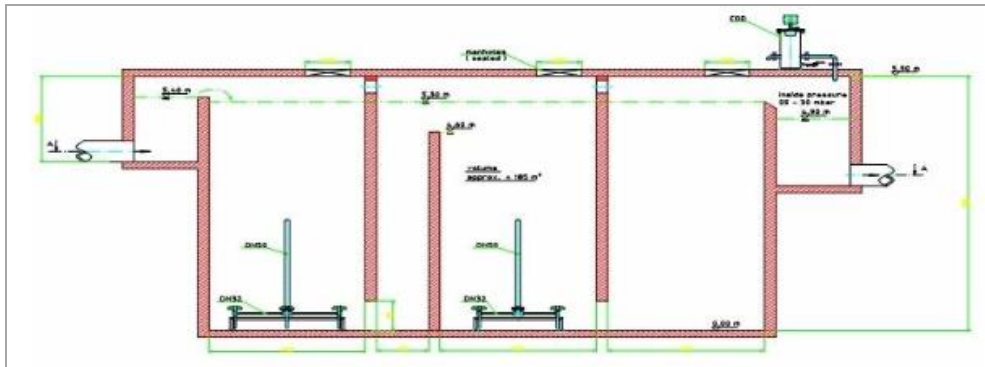


Abbildung 4-11: Schnitt einer möglichen Ausführung eines Ozonierungsreaktors [RONGEN, 2013]

Für einen effizienten Ozoneintrag sollte der Ozonierungsreaktor mindestens eine Beckentiefe von 4 - 6 m aufweisen und das Ozon entgegen der Fließrichtung eingetragen werden. Abbildung 4-11 zeigt den Schnitt eines möglichen Ozonreaktors. Hier ist zu erkennen, dass die Fließrichtung des Wassers durch die Einbauten so gelenkt wird, dass das Ozon von unten nach oben im Gegenstrom eingetragen wird. Im oberen Bereich befindet sich der Gasraum für das ausgasende Ozon. Von dort wird die ozonhaltige Abluft in die Restozonvernichtung abgezogen.

Restozonentfernung

In der Restozonentfernung wird das Ozon, welches sich in der Abluft befindet, das sogenannte „Off-Gas“, abgebaut. Die üblichen Verfahren hierbei sind die:

- Katalytische Ozonentfernung
- Thermische Ozonentfernung
- Chemische Reaktion mit Aktivkohle

Die chemische Reaktion mit Aktivkohle basiert auf der Adsorption des Ozons in die Aktivkohle. Gemäß Mutschmann und Stimmelmayer [2011] wird 1 g Aktivkohle zur Adsorption von 2,3 g Ozon eingesetzt.

Beim katalytischen Abbau durchströmt das Off-Gas einen Katalysator auf Metalloxidbasis. Hier wird das restliche Ozon wieder in molekularen Sauerstoff umgewandelt. Wenn in der Ozonanlage ein entsprechender Ozongenerator eingesetzt wird, der Ozon aus Reinsauerstoff generiert, kann der zurückgewonnene Sauerstoff nach Tchobanoglous et al. [2003] erneut zur Ozongenerierung eingesetzt zu werden.

Nach der Reaktion von Ozon zu molekularem Sauerstoff lässt sich dieses auch zur Belüftung in der Belebung einsetzen. Betriebserfahrungen des Ruhrverbandes auf der Kläranlage Schwerte zeigen jedoch, dass der Anteil des durch die Restozonvernichtung produzierten Sauerstoffs zu gering ist, als dass dieser Faktor relevant werden kann. So

können hier aus der Restozonvernichtung 20 Nm³/h Reinsauerstoff gewonnen werden. Diese stehen 1.500 Nm³/h Reinsauerstoff gegenüber.

Sicherheitsinstallationen

Da es sich bei Ozon um ein stark reizendes Gas handelt, benötigt eine Ozonanlage Sicherheitsinstallationen, um das Betriebspersonal vor dem Ozon zu schützen. Dazu zählen Gaswarngeräte sowie Ozonsensoren im Ozongenerator und im Betriebsraum.

Nachbehandlung

Bei der Reaktion mit Ozon können reaktive Zwischenstoffe entstehen, deren ökotoxische Wirkung noch nicht bewertbar ist (vgl. Kapitel 4.2.2.6). Um diese nach der Reinigung nicht in das Gewässer einzuleiten, empfiehlt es sich, eine Nachbehandlung zu errichten. Diese kann zum Beispiel als Sandfilter ausgeführt werden.

Zur CSB-Reduktion wäre es denkbar, eine biologische Reinigungsstufe nachzuschalten. Der inerte Anteil des CSB kann durch die Ozonbehandlung derart in seiner Struktur verändert und aufgespalten werden, dass er biologisch abbaubar wird. In einer anschließenden Belebung kann er dann schließlich abgebaut und aus dem Abwasser entfernt werden.

Ozonerzeugung

Ozon kann auf zwei Arten künstlich erzeugt werden, zum einen durch die Bestrahlung mit ultraviolettem Licht und zum anderen durch Zufuhr elektrischer Energie. Da die Ozonerzeugung durch ultraviolettes Licht auf der Kläranlage Herford keine Option ist, befasst sich dieses Kapitel nur mit der Ozonerzeugung mittels elektrischer Energie.

Bei diesem Verfahren der Ozonerzeugung wird das Ozon direkt am Einsatzort mit sauerstoffhaltigem Einsatzgas erzeugt. Dazu kann entweder flüssiger Sauerstoff oder trockene Luft eingesetzt werden. Sowohl die trockene Luft als auch der flüssige Sauerstoff durchlaufen zunächst einen Verdampfer zur Erzeugung von O₂ und anschließend eine Druckreduktion, um den Gasdruck auf den Betriebsdruck zu reduzieren [RONGEN, 2013; ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012]. Der Sauerstoff O₂ wird nun nach dem Prinzip der stillen Entladung in Ozon, also O₃, umgewandelt.

Das gereinigte und getrocknete Einsatzgas wird in Platten- oder Röhrenozonisatoren zwischen den Hochspannungselektroden hindurchgeführt. Die Spannung liegt zwischen 6.000 und 24.000 V, die Frequenz zwischen 50 Hz und 500 Hz. Durch das Verfahren können pro Stunde zwischen 50 und 150 g Ozon / m² Dielektrikumsfläche hergestellt werden (Wilhelm, 2008).

Die Ozonausbeute bei der Ozonherstellung lässt sich steigern, indem die Frequenz erhöht wird (Grombach et al., 2000). Eine Erhöhung der Frequenz bedeutet allerdings einen erhöhten Kühlbedarf. Eine weitere Möglichkeit besteht in der Verringerung der Entladungsspaltbreite oder durch eine geringere Dicke des Dielektrikums (Kurzmann et al., 1984).

Insgesamt werden mit diesem Verfahren gemäß Grombach et al. (2000) zwischen 10 und 20 Vol.-%, bzw. gemäß Tchobanoglous et al. (2003) zwischen 3 und 10 Gew.-% des Sauerstoffs, zu Ozon umgewandelt.

4.2.2.3 Kennwerte zur Dimensionierung

Im Folgenden sind als wesentliche Kennwerte einer Ozonanlage die Kontaktzeit und die Ozondosierung zu nennen. Die Kontaktzeit ist von Faktoren wie der Ozondosierung und dem zufließenden Volumenstrom abhängig. So reduziert sich die Kontaktzeit bei Regenwetter aufgrund des größeren Volumenstromes und der geringeren Konzentration der zu eliminierenden Stoffe um etwa die Hälfte.

Die Angaben bezüglich der erforderlichen Ozondosis gehen in der Literatur und nach Auskunft verschiedener Ozonhersteller weit auseinander. Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die Kontaktzeit zwischen 5 und 20 Minuten liegen sollte.

Auch bei der erforderlichen Dosierung gibt es starke Schwankungen der Literatur- und Erfahrungswerte. Die Dosierung kann entweder nach Konzentration in mg/l oder nach DOC-Gehalt in g O₃/ g DOC erfolgen. Die Werte hierfür schwanken zwischen 0 bis 10 mg/l bzw. 0,4 bis 1,2 g O₃/ g DOC. Tabelle 4-5 gibt einen Überblick über die Werte der Ozondosierung.

Tabelle 4-5: Kennwerte zur Dimensionierung einer Ozon-Anlage

Dimensionierung Kontaktbecken		Einheit
Kontaktzeit	5 - 20	min
Ozondosierung		
Ozondosierung, allg.	0 - 15	mg/l
Ozondosierung (90%-Spurenstoffelimination)	5	mg/l
Ozondosierung (Spurenstoffel. unter Nachweisgrenze)	10	mg/l
Ozondosierung (DOC Reduzierung)	0,4 – 1,2	g _{O₃} /g _{DOC}
[Quellen: Bolle et al., 2011; Grünebaum et al., 201; Hollender, 2009; Abegglen und Siegrist, 2012; Siegrist, 2013]		

4.2.2.4 Einfluss der Ozon-Stufe auf den regulären Kläranlagenbetrieb und die Schlammbehandlung

Der wesentliche Einfluss auf den regulären Kläranlagenbetrieb besteht in dem zusätzlichen Personalaufwand zum Betrieb der Ozon-Anlage. Dieser wird aber in einer gleichen Größenordnung wie der Betriebsaufwand einer zusätzlichen GAK- oder PAK-Anlage eingeschätzt.

Der Einfluss der Ozonung auf die Schlammbehandlung ist gering. Die anfallende Schlammmenge erhöht sich durch das größere CSB/BSB₅-Verhältnis und den zusätzlichen biologischen Abbau des anoxidierten CSB.

Da bei der Ozonung, anders als beim Einsatz von Aktivkohle, keine Stoffe an oder in den Schlamm eingelagert werden, gibt es bei diesem Verfahren keinen direkten Einfluss auf die Schlammbeschaffenheit.

4.2.2.5 Betrieb der Anlage / Mögliche Prozessvarianten

Die Ozondosierung kann nach verschiedenen Kriterien geregelt werden, welche jeweils unterschiedliche Vor- und Nachteile aufweisen. Daher sollte die Wahl der Dosierung anlagen- und abwasserspezifisch erfolgen. Folgende Regelungsarten sind allgemein möglich:

- Manuelle Dosierung
- Mengenproportionale Dosierung nach DOC-Fracht
- Durchflussproportionale Dosierung
- Dosierung in Abhängigkeit der Restozonkonzentration bzw. des gelösten Ozons
- Dosierung anhand eines UV-Signals

4.2.2.6 Nebenprodukte der Ozonung

Die Oxidation mit Ozon steht immer wieder im Verdacht gefährliche Reaktionsprodukte hervorzurufen. Teilweise könnten diese gefährlicher als der ursprüngliche Schadstoff sein. Besonders im Bereich der Mikroschad- und Spurenstoff-Problematik spielen diese Metaboliten eine entscheidende Rolle.

Bromat

Bromat gilt als potentiell kanzerogener Stoff, der als Nebenprodukt der Ozonung entstehen kann, wenn verschiedene Faktoren zusammenkommen. So führen eine hohe Bromidkonzentration im Abwasser, eine hohe Ozondosis oder die Anwesenheit vieler Hydroxyl-Radikale zu einer verstärkten Bromatbildung. Durch die Zugabe von H_2O_2 lässt sich die Bromatbildung jedoch verhindern.

Versuche in Duisburg-Vierlinden, Bad Sassendorf sowie der Schweiz (Regensdorf und Lausanne) zeigen, dass kritische Grenzwerte nur selten überschritten bzw. nie erreicht wurden. Lediglich bei einer hohen Ozondosis von $1,3 \text{ gO}_3/\text{gDOC}$ in Kombination mit einer hohen Bromidkonzentration von $60 \mu\text{g/l}$ wurde der Trinkwassertoleranzwert von $10 \mu\text{g/l}$ überschritten. Der PNEC-Wert (predicted no effect concentration) von 3 mg/l wurde nie überschritten. Dieser Wert gilt als Schwellenwert, um Auswirkung auf Wasserlebewesen und somit auf die Umwelt zu beurteilen [ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012; ABEGGLEN ET AL. 2009; www.micropoll.ch, 2013)].

Nitrosamine

Während der Ozonung können aus organischen Aminen Nitrosamine gebildet werden, welche als kanzerogen gelten. Allerdings werden Nitrosamine in Abhängigkeit der Nahrungszusammensetzung auch im menschlichen Körper gebildet und über den Urin ausgeschieden.

Die während der Ozonung gebildeten Nitrosamine können durch einen nachgeschalteten Sandfilter entfernt werden.

Toxikologische Hochrechnungen ergeben, dass die tägliche Exposition mit $0,7 \text{ ng/l}$ Trinkwasser bei einem von einer Millionen Menschen zu einer Erkrankung führt. Da

keine Grenzwerte für Nitrosamine für Oberflächen- Grund- oder Trinkwasser existieren, lässt sich die Bildung von Nitrosaminen nicht beurteilen [ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012; ABEGGLEN ET AL. 2009; www.micropoll.ch, 2013].

Metaboliten und Ökotoxizität

Die Transformationsprodukte und Metaboliten der ursprünglichen Schadstoffe stehen immer wieder unter Verdacht, eine höhere Gefahr und Belastung für die Umwelt darzustellen als der eigentliche Schadstoff.

Dieses wird in den meisten Studien allerdings nicht bestätigt. So kann es zwar in Einzelfällen zu einer Metabolitenbildung kommen, welche aber durch eine nachgeschaltete biologisch aktive Stufe, z.B. Sandfilter, entfernt werden können [www.micropoll.ch, 2013; ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012]. Zudem kann es auch zu positiven Nebeneffekten kommen, wie aus der Abbildung 4-12 entnommen werden kann. Zudem ist deutlich zu erkennen, dass alle negativen Aspekte, egal auf welcher Ebene, durch eine Nachbehandlung eliminiert oder stark verringert werden können. Daher sollte auf eine Nachbehandlung des Ozonbehandelten Abwassers nicht verzichtet werden.

Auswirkungen auf das Gewässer

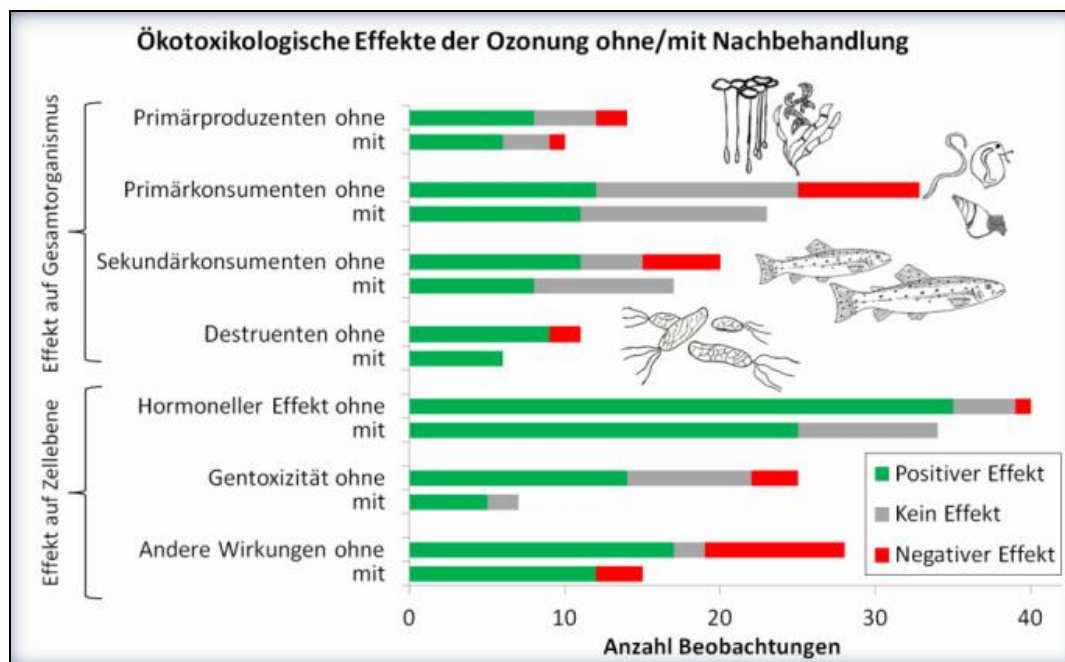


Abbildung 4-12: Ökotoxikologische Effekte der Ozonung ohne/mit Nachbehandlung [www.micropoll.ch, 2013]

4.2.2.7 Betriebsstabilität des Verfahrens

Versuchsanlagen in der Schweiz und großtechnische Ozonanlagen in Deutschland und Italien zeichnen sich durch eine hohe Betriebsstabilität aus [ABEGGLEN UND SIEGRIST, 2012]. Der Betrieb der Versuchsanlagen in Regensdorf und Lausanne in der Schweiz wurde lediglich für Umbauarbeiten und Optimierungen, durch Sicherheitsabschaltungen

oder technische Störungen unterbrochen. Nach Abegglen und Siegrist [2012] spielte sich der Betrieb der Versuchsanlagen nach anfänglichen Schwierigkeiten ein.

Die Xylem Water Solutions Deutschland GmbH bestätigt ebenfalls den stabilen Betrieb ihrer Ozonanlagen.

5 ANWENDUNG AUF DER KLÄRANLAGE HERFORD

5.1 Datengrundlage

Als Datengrundlage zur Dimensionierung einer Aktivkohlestufe mit dem Ziel der Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB auf der Kläranlage Herford sowie zur Ermittlung der jährlichen erforderlichen Aktivkohlemenge, lagen der Pöyry Deutschland GmbH die Betriebsdaten des Jahres 2011 vor, die gemäß Aussagen des Betriebes repräsentativ für weitere Betriebsjahre, die Ablaufwerte der Kläranlage Herford widerspiegeln.

Für die CSB-Adsorptionsleistung sowie die mögliche CSB-Beladung der Aktivkohle werden die Ergebnisse der Laboruntersuchungen der Hochschule Ostwestfalen-Lippe herangezogen, die begleitend zu dieser Machbarkeitsstudie mit dem Abwasser der Kläranlage Herford durchgeführt wurden. Die Ergebnisse der Laboruntersuchungen sind in der Anlage 2 beigefügt, bzw. in Kapitel 5.3 zusammenfassend wiedergegeben.

Die erforderliche Ozon-Dosis, die maßgeblich zur Bestimmung der erforderlichen Anlagentechnik der Ozonanlage sowie dessen Abmessungen und Investitionskosten dient, basiert auf den Versuchsergebnissen der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH [Anlage 2].

5.2 Zu behandelnde Abwassermenge

5.2.1 Aktivkohleanwendung (Granulierte Aktivkohle / Pulveraktivkohle)

Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen werden üblicherweise für eine zu behandelnde Abwassermenge von $Q_{\max, TW}$ ausgelegt. Gemäß dem Erläuterungsbericht zum Neubau der Kläranlage Herford und der Klärtechnischen Bemessung aus dem Jahr 1994 beläuft sich dieser zu 2.200 m³/h.

Aus Gründen der Wirtschaftlichkeit wurde in Abstimmung mit der Herforder Abwasser GmbH abgestimmt, dass nur ein Teilstrom des Abwassers in einer nachfolgenden Anlage zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB behandelt werden soll, sodass maßgeblich die CSB-Überwachungswerte eingehalten werden und eine Überschreitung zukünftig ausgeschlossen werden kann.

In einer durch die Herforder Abwasser GmbH erstellten Grafik konnte gezeigt werden, dass der Gesamtzufluss zur Kläranlage Herford in den Jahren 2010 bis 2012 deutlich unter den Auslegungswerten lag. Mit einer Behandlungswassermenge von 700 m³/h könnten demnach rund 85 % des Gesamtschmutzwasserzuflusses der Kläranlage abgedeckt werden.

Parallel hat die Pöyry Deutschland GmbH eine Tabelle zur Ermittlung des idealen Teilstromes erstellt, die im Rahmen eines Ortstermines vorgestellt und diskutiert wurde. In der Berechnung können der zu behandelnde Teilstrom sowie die mögliche CSB-Reduktion als Variablen eingetragen werden. In den Formeln der Tabelle wird dann die Höhe der CSB-Konzentration des wieder zusammengeführten Vollstromes berechnet

und die Anzahl der Überschreitungen angezeigt. Bei einer möglichen CSB Reduktion von 60 % ergab sich ein idealer zu behandelnder Teilstrom von rund 63 % des jeweiligen Zulaufs.

In enger Abstimmung mit der Herforder Abwasser GmbH erfolgte die Festlegung, die geplante Reinigungsstufe für eine zu behandelnde Wassermenge von 750 m³/h zu dimensionieren. Eine Überprüfung der Einhaltung des CSB Überwachungswertes von 65 mg/l sowie eines für die Berechnung eingeführten Kontrollwertes von gewählt 55 mg/l, bei dem die Anlage in Betrieb gehen soll, ergaben positive Ergebnisse und bestätigten die getroffene Festlegung.

5.2.2 Ozonoxidation

In Abstimmung mit der Herforder Abwasser GmbH ist die Anlage zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB für einen Volumenstrom von 750 m³/h zu dimensionieren. In Rücksprache mit der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH, wurde der Volumenstrom für die Dimensionierung der Ozonanlage jedoch im Hinblick auf die erfolgte Betriebsdatenauswertung auf 1.000 m³/h erhöht. Dies wurde unter anderem damit begründet, dass der Wirkungsgrad einer Ozonanlage größer ist, wenn der Volumenstrom groß und die zu eliminierende CSB-Konzentration des Teilstromes gering ist, anstatt genau umgekehrt.

Die Betriebsdatenauswertung aus dem Jahr 2011 zeigt bei 43 Grenzwertüberschreitungen 37 Überschreitungen bei einem Volumenstrom kleiner 1.000 m³/h und 6 Überschreitungen bei einem Volumenstrom größer 1.000 m³/h. Die Bandbreite der CSB-Konzentrationen an den 37 Überschreitungstagen liegt im Bereich von 65 bis 101 mg/l, während die Bandbreite der 6 Überschreitungen im Bereich von 70 bis 78 mg/l liegt.

Laboruntersuchungen, welche das Reaktionsverhalten des Abwassers mit Ozon untersuchen, veranschaulichen, dass es möglich ist, den CSB im Ablauf des Biostyr um 16,8 % zu reduzieren [MIELCKE UND MEYER, 2013]. Nach Rücksprache mit der Xylem Water Solutions GmbH bietet eine nachgeschaltete, adaptierte biologische Reinigungsstufe das Potential den Grad der Reduktion weiter zu erhöhen. Somit wäre eine Reduktion der CSB-Ablaufkonzentration unterhalb des Überwachungswertes von 65 mg/l bei einem Volumenstrom größer als 1.000 m³/h möglich. Der zu behandelnde Volumenstrom wird für die Ozonanlage daher auf 1.000 m³/h festgelegt.

5.3 Erfolgte Laboruntersuchungen

5.3.1 Granulierte Aktivkohle

Im Rahmen der vorliegenden Machbarkeitsstudie wurden am Institut für Siedlungswasserwirtschaft der Hochschule Ostwestfalen-Lippe in Detmold sowie dem Westfälischen Umwelt Zentrum in Höxter begleitende Laboruntersuchungen hinsichtlich der Adsorptionskapazität granulierter Aktivkohle mit dem Ablauf der Kläranlage Herford durchgeführt.

Anhand von Becherglasversuchen (Versuchsreihe 1) wurden drei Teilversuche mit folgenden Zielstellungen durchgeführt:

- Versuchsreihe 1-1: Ermittlung der optimalen Aktivkohle, im Vergleich verschiedener Typen gekörnter Aktivkohle untereinander
- Versuchsreihe 1-2: Aufnahme von Adsorptionsisothermen zur CSB-Elimination, anhand der in Versuchsreihe 1 ermittelten Aktivkohle
- Versuchsreihe 1-3: Aufnahme von Adsorptionsisothermen zur Elimination von Spurenstoffen und PFT, anhand der in Versuchsreihe 1 ermittelten Aktivkohle

In allen drei Teilversuchen wurden die Granulierten Aktivkohlen zuvor gemahlen. Von jeder Aktivkohle wurde ein Ansatz mit jeweils 250 ml Kläranlagenablauf der KA Herford sowie unterschiedlichen Einwaagen an Aktivkohle angesetzt. Die Ansätze plus einen Blindwertansatz wurden für genau 48 h konstant gerührt. Die Konzentration des Rest-CSB wurde anschließend mittels Küvetten-Schnelltests ermittelt.

Zur Bestimmung einer möglichen Beladung der Aktivkohle, der idealen Kontaktzeit sowie der daraus resultierenden möglichen Filterstandzeit wurde ein zusätzlicher Säulenversuch (Versuchsreihe 2) durchgeführt. Der Versuch erfolgte unter realitätsnahen Bedingungen mittels granulierter Aktivkohle und einem Modell-Festbettfilter.

Die Abschlussberichte der Hochschule Ostwestfalen-Lippe und des Westfälischen Umwelt Zentrums sind der Anlage 2 zu entnehmen. Im Folgenden werden die Ergebnisse zusammenfassend dargestellt.

5.3.1.1 Becherglasversuche, Versuchsreihe 1-1: Ermittlung der optimalen Aktivkohle

Der erste erfolgte Teilversuch diente der Verifizierung der Aktivkohlesorte, die zur Elimination des im Kläranlagenablauf vorkommenden Rest-CSB am besten geeignet ist.

Die folgenden Aktivkohlesorten wurden in diesem Versuch getestet:

	Hersteller	Aktivkohle Bezeichnung
a	Jacobi	AquaSorb 5000P
b	Chemiviron Carbon	Cylecarb 201
c	Chemiviron Carbon	Cylecarb 301
d	Norit	NRS Carbon EA 0.5-1.5

Zum Zeitpunkt der Probenahme lagen im Kläranlagenablauf eine CSB-Konzentration der homogenisierten Probe von $C_{CSB} = 72,0$ mg/l und eine CSB-Konzentration der filtrierten Probe von $S_{CSB} = 58,2$ mg/l vor.

In Abbildung 5-1 sind die Rest-CSB Konzentrationen nach Durchführung der Versuche aufgeführt. Aus der Abbildung geht hervor, dass die untersuchten Aktivkohlen eine nahezu gleichwertige Adsorptionsleistung hinsichtlich des im Ablauf der Kläranlage vorkommenden CSBs aufweisen. Die Aktivkohle AquaSorb 5000P vom Hersteller Jacobi Carbons Service GmbH erzielte dabei die größtmögliche Reduktion. Aus diesem Grund erfolgten die weiteren Versuche unter Verwendung dieser Aktivkohle.

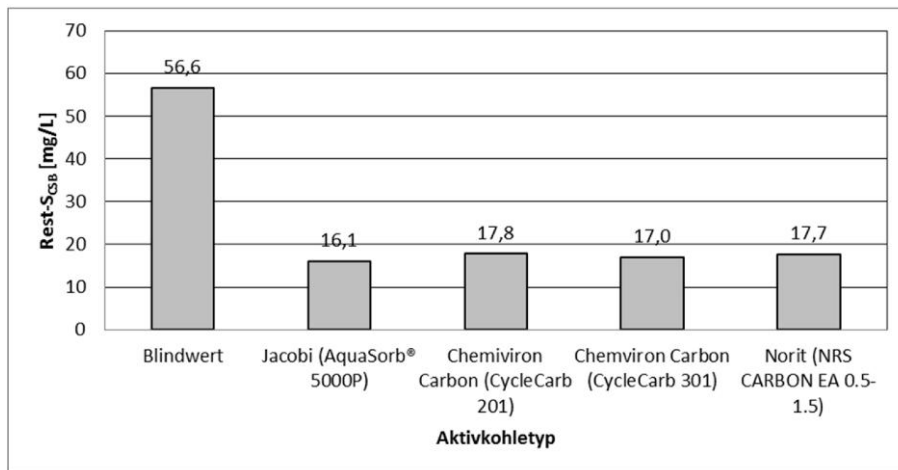


Abbildung 5-1: Rest-CSB in Abhängigkeit der eingesetzten Aktivkohle [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013]

5.3.1.2 Becherglasversuche, Versuchsreihe 1-2

Mit dem Ziel der Aufnahme einer CSB-Adsorptionsisotherme, wurden in Teilversuch 2 fünf Ansätze des Kläranlagenablaufs mit jeweils verschiedenen Aktivkohleeinwaagen plus eines Blindwertes erstellt.

Die CSB-Konzentration des verwendeten Kläranlagenablaufs lag zum Zeitpunkt der Versuchsdurchführung bei $C_{CSB} = 59,6$ mg/l und $S_{CSB} = 56,1$ mg/l.

In der Abbildung 5-2 sind die jeweiligen Konzentrationen des Rest-CSB dargestellt. Die Abbildung 5-3 zeigt die aus den Ergebnissen resultierende Adsorptionsisotherme. Aus den Abbildungen ist zu entnehmen, dass die Adsorptionskapazität der Aktivkohle mit einer Steigerung der Einwaage bis zu einem gewissen Grad linear zunimmt. Bei einer Zugabe von 0,25 g/l und mehr flacht der Verlauf jedoch ab. Die CSB-Reduktion nimmt im Vergleich zur Steigerung der zugesetzten Kohlemenge entsprechend nur noch geringfügig weiter zu.

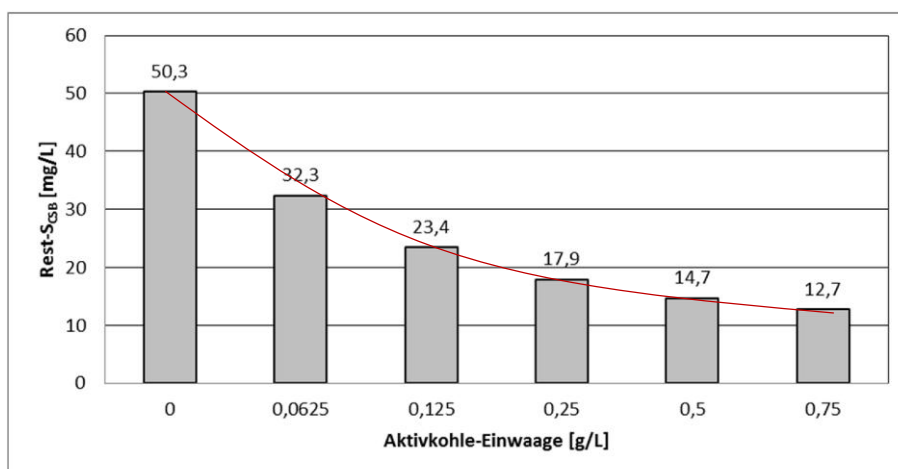


Abbildung 5-2: Rest CSB der Ansätze nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013, bearbeitet]

Ein wirtschaftlicher Einsatz von Aktivkohle ist mit dem vorliegenden Abwasser der Kläranlage Herford demzufolge bis zu einer Aktivkohleneinwaage von ca. 0,125 – 0,25 g/l möglich. Die Konzentration des Rest-CSB beträgt bei dieser Einwaage zwischen 36 und 47 % des Eingangswertes. Eine entsprechende Beladung der Kohle von ca. 200 mg/g ist möglich. Die max. Beladung der Aktivkohle liegt bei ca. 300 mg/g.

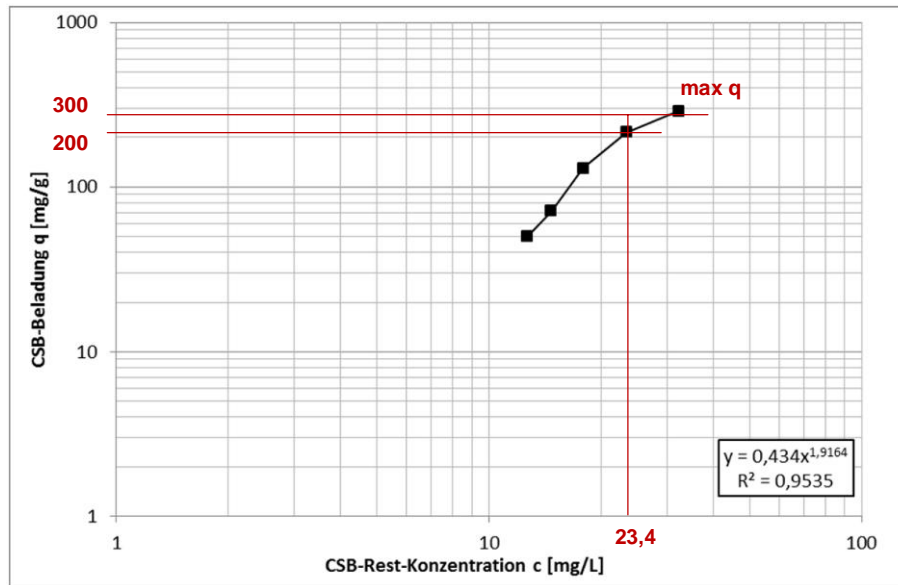


Abbildung 5-3: Adsorptionsisotherme für den CSB nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013, bearbeitet]

Gemäß mündlichen Aussagen der Hochschule Ostwestfalen-Lippe sind die Versuchsergebnisse der teilversuche 1-1 bis 1-3 auch auf den Einsatz von Pulveraktivkohle übertragbar.

5.3.1.3 Becherglasversuche, Versuchsreihe 1-3

Im dritten Teilversuch erfolgte die Aufnahme von Adsorptionsisothermen für die Parameter Mikroschadstoffe und Perfluorierte Tenside (PFT).

Analysiert wurden die 23 in NRW standardisierten Mikroschadstoffe, darunter die bereits in den vorangegangenen Untersuchungsreihen aufgenommenen Schmerzmittel, Antibiotika, Röntgenkontrastmittel, etc. (vgl. Kapitel 3.3.2). Aufgrund eines industriellen Indirekteinleiters aus dem Bereich der Textilveredelung sowie einer in der Vergangenheit liegenden PFT-Belastung des Kläranlagenzulaufs sind zusätzlich zu den zuvor genannten Mikroschadstoffen 14 PFT-Parameter in die Analyse mit eingeflossen.

Tabelle 5-1 und Tabelle 5-2 zeigen die Versuchsergebnisse nach 48 h. Dabei konnten die Stoffe Naproxen, Iopromid, 17-alpha-Ethinylestradiol, 17-beta-Estradiol und Estron nicht im verwendeten Abwasser nachgewiesen werden.

Die Röntgenkontrastmittel Amidotrizoesäure und Iomeprol wurden im Abwasser nachgewiesen. Die Konzentration der Amidotrizoesäure liegt dabei mit 25.000 ng/l (bzw. 25 µg/l) weit über den Werten aus den vorangegangenen Messreihen der OWL Umwelanalytik (vgl. Tabelle 3-2), die Konzentration des Iomeprol bewegt sich in einem

ähnlich hohen Bereich. Die Versuchsergebnisse zeigen, dass eine Reduktion dieser Parameter bei Aktivkohle-Einwaagen von $> 0,5$ g/l, teilweise bis unter die Nachweisgrenze von $0,05$ µg/l, möglich ist.

Tabelle 5-1: Analysenergebnisse Mikroschadstoffe nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013]

Parameter	Einheit	Restkonzentration (c)					
		Blindprobe	Ansatz 1	Ansatz 2	Ansatz 3	Ansatz 4	Ansatz 5
Aktivkohleeinwaage	g/L	0	0,0625	0,125	0,25	0,5	0,75
Bezafibrat	µg/L	0,45	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Diclofenac	µg/L	1,70	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Naproxen	µg/L	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Phenazon	µg/L	0,25	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Carbamazepin	µg/L	0,93	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Atenolol	µg/L	0,23	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Bprolol	µg/L	0,33	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Metoprolol	µg/L	1,70	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Sotalol	µg/L	0,46	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Clarithromycin	µg/L	0,24	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Sulfamethoxazol	µg/L	0,093	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Oxazepam	µg/L	0,13	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Amidotrizoesäure	µg/L	25,0	9,60	0,99	0,16	0,06	< 0,05
lomeprol	µg/L	77,0	4,20	0,31	< 0,05	0,05	0,065
lopamidol	µg/L	1,00	0,07	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
lopromid	µg/L	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Diuron	µg/L	0,079	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
proturon	µg/L	75,0	0,14	0,052	0,076	< 0,05	< 0,05
Terbutryn	µg/L	0,41	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Benzotriazol	µg/L	7,50	0,15	0,076	< 0,05	< 0,05	< 0,05
17-alpha-Ethinylestradiol	µg/L	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
17-beta-Estradiol	µg/L	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Estron	µg/L	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05	< 0,05

Nachweisgrenze = $0,05$ µg/L

Tabelle 5-2: Analysenergebnisse PFT nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013]

Parameter	Einheit	Restkonzentration c					
		Blindprobe	Ansatz 1	Ansatz 2	Ansatz 3	Ansatz 4	Ansatz 5
Aktivkohleeinwaage	g/L	0	0,0625	0,125	0,25	0,5	0,75
PFBA (Perfluorbutansäure)	µg/L	< 0,05	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
PFPeA (Perfluorpentansäure)	µg/L	0,07	0,08	0,07	0,03	0,01	< 0,01
PFHxA (Perfluorhexansäure)	µg/L	0,05	0,04	0,02	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFHpA (Perfluorheptansäure)	µg/L	0,02	0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFOA (Perfluoroctansäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFNoA (Perfluornonansäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFOS (Perfluoroctansulfonsäure)	µg/L	0,028	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFDeA (Perfluordecansäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFUnA (Perfluorundecansäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFDoA (Perfluordodecansäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFBS (Perfluorbutansulfonsäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFHxS (Perfluorhexansulfonsäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFDS (Perfluordecansulfonsäure)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
PFOSA (Perfluoroctansulfonamid)	µg/L	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Summe PFT (NRW-Liste)	µg/L	0,19	0,16	0,12	0,04	0,02	0,01

Nachweisgrenze = $0,05$ µg/L

Die übrigen 16 untersuchten Parameter wurden in ähnlichen Konzentration wie in den zuvor erfolgten Analysen der OWL Umwelanalytik nachgewiesen. Eine Reduktion bis unter die Nachweisgrenze war hier bereits bei geringeren Aktivkohlezugaben möglich.

Von den 14 zu analysierenden Parametern PFT konnten 10 nicht in der vorliegenden Abwasserprobe nachgewiesen werden. Die vier Parameter, die im Abwasser vorhanden waren, ließen sich mit den untersuchten Aktivkohleeinwaagen bis unter die Nachweisgrenze reduzieren.

Die Ergebnisse zeigen, dass mit einer Aktivkohlezugabe, die maßgeblich zur CSB Elimination gewählt wird, auch Spurenstoffe aus dem Abwasser sicher zurückgehalten werden können.

5.3.1.4 Säulenversuche anhand von Kolonnen mit gekörnter Aktivkohle

In einem, an die erfolgten Becherglasversuche anschließenden, Säulenversuch wurde die Adsorptionskapazität von Granulierter Aktivkohle unter realitätsnahen Bedingungen in einem Festbettfilter untersucht. Dazu wurden zwei Filter mit einer Schütthöhe von jeweils 30 cm in Reihe geschaltet und kontinuierlich mit einer Filtergeschwindigkeit von 2,5 m/h mit dem Ablauf der Kläranlage Herford beschickt.

Die sich daraus ergebende Verweilzeit entspricht der Verweilzeit, die sich entsprechend auch bei einer Filterschütthöhe von rund 2,40 m und einer Filtergeschwindigkeit von 10 m/h im Großmaßstab einstellt.

In Abbildung 5-4 und Abbildung 5-5 sind die Ergebnisse der Säulenversuche dargestellt. Abbildung 5-4 zeigt das Verhältnis der Zulauf- und Ablaufkonzentration an CSB als Funktion der Betriebszeit. Aus der Grafik ist erkennbar, dass ein konstanter Anteil von ca. 30 % des CSB bereits von Versuchsbeginn an nicht adsorbierbar ist. Der Anteil des mit der untersuchten GAK in einem Festbettfilter adsorbierbaren CSB liegt bei ca. 70 %. Diese Elimination ist im Wesentlichen auf die Adsorption des CSBs an der Aktivkohle zurückzuführen. Zudem konnte in der Oberschicht der Aktivkohleschüttung die Bildung einer Biozönose beobachtet werden. Das Westfälische Umwelt Zentrum in Höxter vermutet daher, dass ein Teil der CSB-Elimination auf den biologischen Abbau zurückzuführen ist.

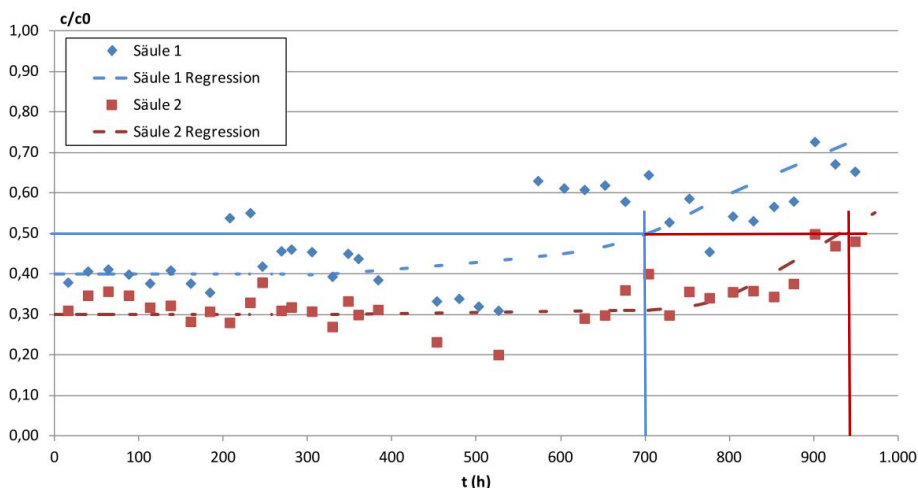


Abbildung 5-4: Verhältnis (c/c_0) der Ablauf- zur Zulaufkonzentration an CSB für die beiden Säulen des Adsorptionsversuches als Funktion der Betriebszeit [Westfälisches Umwelt Zentrum, 2013, bearbeitet]

Unter den gegebenen Versuchsbedingungen erfolgte ein relativer Durchbruch des ersten Filters nach ca. 500 Betriebsstunden, der 50%-Durchbruch (d.h. eine Abminderung der Adsorptionskapazität auf $c/c_0 = 0,5$) nach insgesamt ca. 700 h. Im nachgeschalteten Filter erfolgte der relative Durchbruch nach insgesamt ca. 700 h, der 50%-Durchbruch nach ca. 900-1000 h.

Im Übertrag der Ergebnisse auf einen Filter mit einer Schütthöhe von 2,40 m (das entspricht 4 x 0,60 m) und ähnlichen CSB-Konzentrationen, wie sie für den Säulenversuch vorlagen, kann demnach entsprechend von einer Filterstandzeit von ca. 4.000 Betriebsstunden ausgegangen werden.

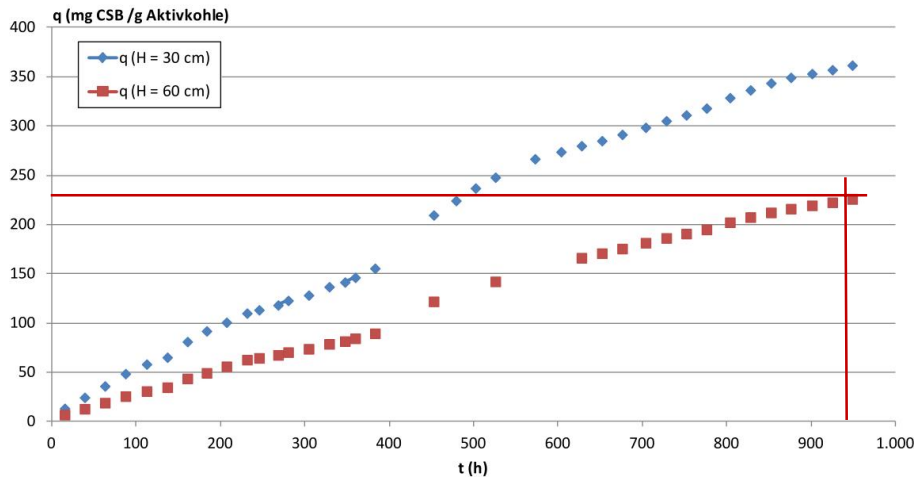


Abbildung 5-5: Mittlere Beladungen q (mg CSB/g Aktivkohle) für die Schütthöhen $H = 30$ cm und $H = 60$ cm als Funktion der Betriebszeit [Westfälisches Umwelt Zentrum, 2013, bearbeitet]

Abbildung 5-5 zeigt die mögliche mittlere Beladung der Aktivkohle. Beim 50%-Durchbruch des zweiten Filters, also nach Durchlaufen beider Filter mit einer Gesamtfilterhöhe von 0,60 m, beträgt die Beladung ca. 230 mg_{CSB}/g_{GAK}.

5.3.1.5 Zusammenfassung

Aufgrund der erfolgten Aktivkohleversuche konnte gezeigt werden, dass unter den gegebenen Bedingungen zur Versuchsdurchführung, ein Anteil von ca. 70 % des im Ablauf der Kläranlage Herford gemessenen Rest-CSB mittels Aktivkohle abgeschieden werden kann. Rund 30 % des CSB ist nicht adsorbierbar und passiert den Filter nahezu ungehindert.

Mit den untersuchten Aktivkohlezugaben zur Elimination von Rest-CSB konnten auch die im Abwasser nachgewiesenen Spurenstoffe größtenteils bis unter die Nachweisgrenze sicher zurückgehalten werden.

Die mögliche Beladung der granulierten Aktivkohle beträgt bei einer Filterbetthöhe von 0,60 m ca. 230 mg_{CSB}/g_{GAK}. Die Werte können in Rücksprache mit dem Westfälischen Umwelt Zentrum in Höxter auch für eine größere Filterbetthöhe angenommen werden. Die mögliche Filterstandzeit der granulierten Aktivkohle beträgt bei einer Filterbetthöhe von 0,60 m ca. 1.000 h. Dieser Wert kann als Anhaltspunkt für die Gesamtfilterstandzeit je nach angestrebter Filterbetthöhe linear extrapoliert werden.

5.3.2 Pulveraktivkohle

Die Laboruntersuchungen der Hochschule Ostwestfalen-Lippe basierten, wie in eingangs Kapitel 5.3.1 erläutert, auf der Verwendung von Granulierter Aktivkohle, die für

die Durchführung der Becherglasversuche zuvor fein gemahlen wurde. Durch diese Aufarbeitung ähnelt die verwendete Granulierte Aktivkohle von der Struktur und Korngröße her der Pulveraktivkohle. In Rücksprache mit der Hochschule Ostwestfalen-Lippe können die Ergebnisse der Becherglasversuche im Rahmen einer Machbarkeitsstudie auf die Anwendung von Pulveraktivkohle übertragen werden.

Untersuchungen hinsichtlich der optimalen Kontaktzeit von Pulveraktivkohle (bzw. von gemahlener Granulierter Aktivkohle) waren nicht Bestandteil der durchgeführten Laboruntersuchungen.

5.3.3 Ozonoxidation

Im Rahmen der Machbarkeitsstudie hat die Xylem Water Solutions Deutschland GmbH Proben des Ablaufs der Kläranlage Herford genommen und in begleitenden Laboruntersuchungen hinsichtlich des möglichen CSB-Abbaus und der Verbesserung des CSB/BSB₅-Verhältnisses untersucht.

Die Ergebnisse der Versuche sind in Anlage 2 aufgeführt. Diese zeigen, dass eine gezielte Reduktion von CSB mit Ozon möglich ist. Der durchschnittliche Ozonfaktor von $3,8 \text{ mg}_{\text{O}_3}/\text{mg}_{\Delta\text{CSB}}$ liegt im Erwartungsbereich der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH.

Aus dem Laborbericht der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH geht ebenfalls hervor, dass hohe Ozondosen, von bis zu $33 \text{ g}_{\text{O}_3}/\text{m}^3$ nötig sind, um eine direkte CSB-Reduktion zu erreichen. Unter Berücksichtigung des ausgezehrten Abwassers sind diese Dosierungen laut der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH normal (Mielcke und Meyer, 2013). Ebenfalls wurde von allen Beteiligten festgelegt, dass die Zielsetzung keine direkte CSB-Reduktion, sondern eine indirekte CSB-Reduktion über den Weg einer biologischen Verfügbarkeit sei. Somit sinkt die benötigte Ozondosis deutlich. Ein optimales CSB/BSB₅-Verhältnis zeigt sich bei einer Dosis von $16 \text{ g}_{\text{O}_3}/\text{m}^3$ [MIELCKE UND MEYER, 2013]. Aufgrund dieser Ergebnisse liegt die Bandbreite der Dosierungen der untersuchten Varianten zwischen $15 \text{ g}_{\text{O}_3}/\text{m}^3$ und $20 \text{ g}_{\text{O}_3}/\text{m}^3$.

Ebenfalls geht aus dem Laborbericht hervor, dass das optimale CSB/BSB₅-Verhältnis nach einer Kontaktzeit von ca. 30 Minuten vorliegt [MIELCKE UND MEYER, 2013]. Die Bandbreite der Kontaktzeit der untersuchten Varianten liegt somit zwischen 25 und 35 Minuten.

5.4 Anwendung von Granulierter Aktivkohle auf der Kläranlage Herford

5.4.1 Parameter zur Dimensionierung der GAK-Anlage

Als Anlage zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB mittels Granulierter Aktivkohle wird die Anwendung in Druckkesseln mit Aktivkohle-Festbett untersucht.

Die Anlage wird für einen Durchfluss von $750 \text{ m}^3/\text{h}$ dimensioniert. Die Kessel werden im Filtrierbetrieb von oben nach unten durchströmt und im Rückspülbetrieb von unten nach oben. Die angestrebte Verweilzeit des Abwassers soll mindestens 30 Minuten betragen.

Als wirtschaftliche Kesselgröße hat sich ein Kessel mit einem Aktivkohlefestbett von 20-25 m³ erwiesen, da das Gewicht dieser Menge nass bei der Abholung mit genau einem Silofahrzeug transportiert werden kann. Die unten aufgeführte Berechnung basiert auf einem Filtervolumen je Kessel von 50 m³ GAK. Das heißt dass genau 2 Silofahrzeuge je Kessel zur Neubefüllung eingesetzt werden können.

In Tabelle 5-3 ist die Berechnung zur Dimensionierung der GAK-Anlage aufgeführt.

Gewählt wird ein Filterbettvolumen von 50 m³. Ein maximaler Durchmesser von 3,80 m sollte aus logistischen Gründen bei der Anlieferung der Druckkessel nicht überschritten werden. Daraus ergeben sich eine Filterfläche von 11,3 m² und eine Filterbetthöhe von 4,40 m.

Bei einem Filterbettvolumen von 50 m³ und dem Betrieb von gewählt 7 Druckkesseln ergibt sich der Berechnung nach eine Kontaktzeit von 28 min.

Bei einer 1-straßigen Betriebsweise, ergibt sich hieraus eine Filtergeschwindigkeit von 9,4 m/h. Diese liegt im Bereich der empfohlenen Filtriergeschwindigkeit zur Abwasserbehandlung.

Tabelle 5-3: Dimensionierung der GAK-Filtration

Kennwerte				
Mittlerer Täglicher Trockenwetterzufluss	$Q_{\max, TW} =$	2.200	m ³ /h	
Auslegungspunkt	$Q_M =$	750	m ³ /h	
Gewähltes Volumen des Filterbettes				
Volumen des Filterbettes	$V_F =$	50	m ³	
Höhe des Filterbettes	$h_F =$	4,4	m	
Fläche	$A_F =$	11,3	m ²	
Durchmesser	$d_F =$	3,8	m	
Erforderliche Anzahl der Kessel				
Kontaktzeit	$t =$	28	min	
Festbettvolumen	$V_F =$	50	m ³	
Anzahl der erforderlichen Kessel	$n_K =$	7	Stk	
Anzahl der Standby-Kessel	$n_X =$	1	Stk	
Gesamtanzahl der Kessel	$n_{\text{ges}} =$	8	Stk	
gewählte Anzahl der Straßen	$s =$	1	Stk	
gesamt Kohlevolumen	$V =$	350	m ³	
Volumenstrom je Straße	$Q_F =$	107	m ³ /h	
Filtergeschwindigkeit	$v =$	9,4	m/h	
gewählte Kesselgröße				
Höhe Filterschicht	$h_F =$	4,4	m	
Erforderliche Gesamthöhe	$h_{\text{ges}} =$	8,2	m	
Durchmesser	$d_F =$	3,8	m	
Gesamtvolumen	$V_{\text{ges}} =$	93	m ³	

Filterkessel zur Aufnahme eines Aktivkohlefestbettes sind effektiv größer als das reine Aktivkohlevolumen. Hierbei ist eine Filterbettexpansion von ca. 25 % während der Filterrückspülung zu beachten. Bei Einsatz von GAK in der Abwasserbehandlung können

aufgrund des höheren Feststoffgehaltes im Abwasser größere Spülgeschwindigkeiten erforderlich sein, durch die Filterbettexpansionen von bis zu 50 % auftreten können.

Ein zusätzlicher Platzbedarf innerhalb des Druckkessels wird zur Installation eines Düsenbodens zur Filtrerrückspülung benötigt (vgl. Abbildung 5-6) sowie zum Aufbau einer Stützschrift von ca. $d = 0,30$ m aus einem Material mit größerem Korndurchmesser.

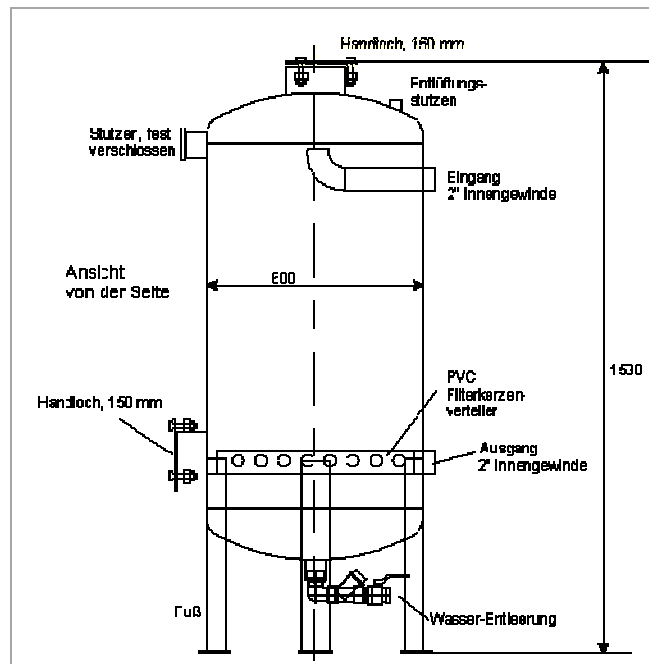


Abbildung 5-6: Beispiel eines Kessels zur Filtration mit Granulierter Aktivkohle oder Sand [Quelle: GUT Gesellschaft für Umwelttechnologie mbH]

Die Stützschrift über dem Düsenboden verhindert hierbei das Verstopfen der Düsen mit dem feinkörnigeren Aktivkohlegranulat. In Abhängigkeit von der Filtrierichtung wird das gefilterte Klarwasser unter bzw. über dem Düsenboden gesammelt und abgezogen.

Filterkessel mit einem Durchmesser von 3,80 m und einem Aktivkohlefestbett von 4,40 m sollten unter Berücksichtigung der zuvor benannten Einbauten und Ausdehnungszonen eine Mindesthöhe von ca. 8,20 m vorweisen. Einschließlich der Füße und der Verrohrung ist mit einer Gesamthöhe von 9,00 m zu rechnen.

5.4.2 Anlagenaufbau

Die Abbildung 5-7 zeigt den möglichen schematischen Aufbau einer Kornaktivkohle-Stufe auf der Kläranlage Herford. Dabei soll eine konstante Menge von 750 m³/h Abwasser über eine absperrbare Rohrleitung aus dem Einlaufgerinne vom Biostyr zu den Actiflos entnommen und zunächst in die Vorbehandlung (hier: Tuchfilteranlage) geleitet werden.

Von dort wird das Wasser in die obere Wasserverteilung zur Kesselbeschickung gepumpt. Das Wasser durchströmt den Filter von oben nach unten. Das Filtrat wird gesammelt über eine gemeinsame Rohrleitung abgeführt. Die Sammelleitung kann an ei-

nen der bestehenden Ablaufrohrleitungen der Actiflo-Stufe angeschlossen und das filtrierte Klarwasser über diese abgeführt werden.

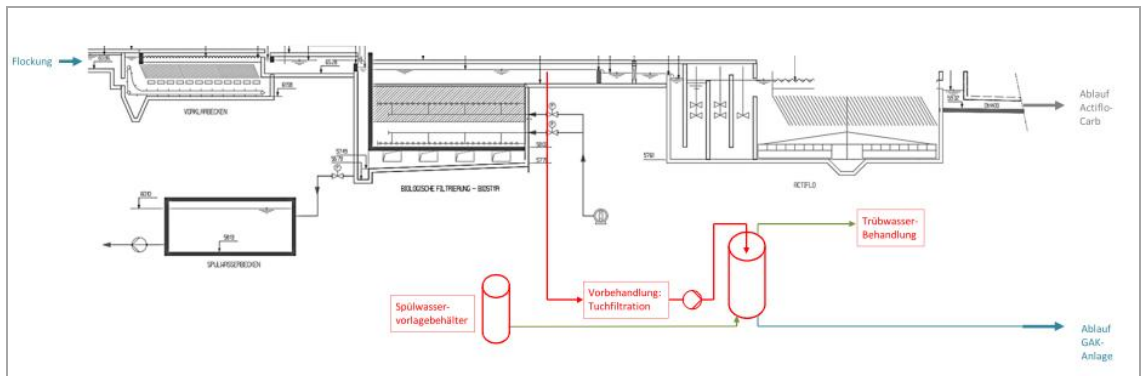


Abbildung 5-7: Möglicher Aufbau einer GAK-Anlage auf der KA Herford

Zur Rückspülung des Filters wird Spülwasser (i.d.R. Brauchwasser) eingesetzt. Die Filterspülung erfolgt von unten nach oben. Das Spülwasser enthält feine Kornfraktionen der Aktivkohle, die durch Abrieb entstehen. Um eine Rezirkulation der Aktivkohle-Partikel in die Biologie zu verhindern, ist das Spülwasser daher gesondert zu fassen und zu behandeln. Die erforderliche Spülwasserbehandlung wird nur nachrichtlich erwähnt, ist aber nicht mehr Bestandteil des erläuterten Konzeptes.

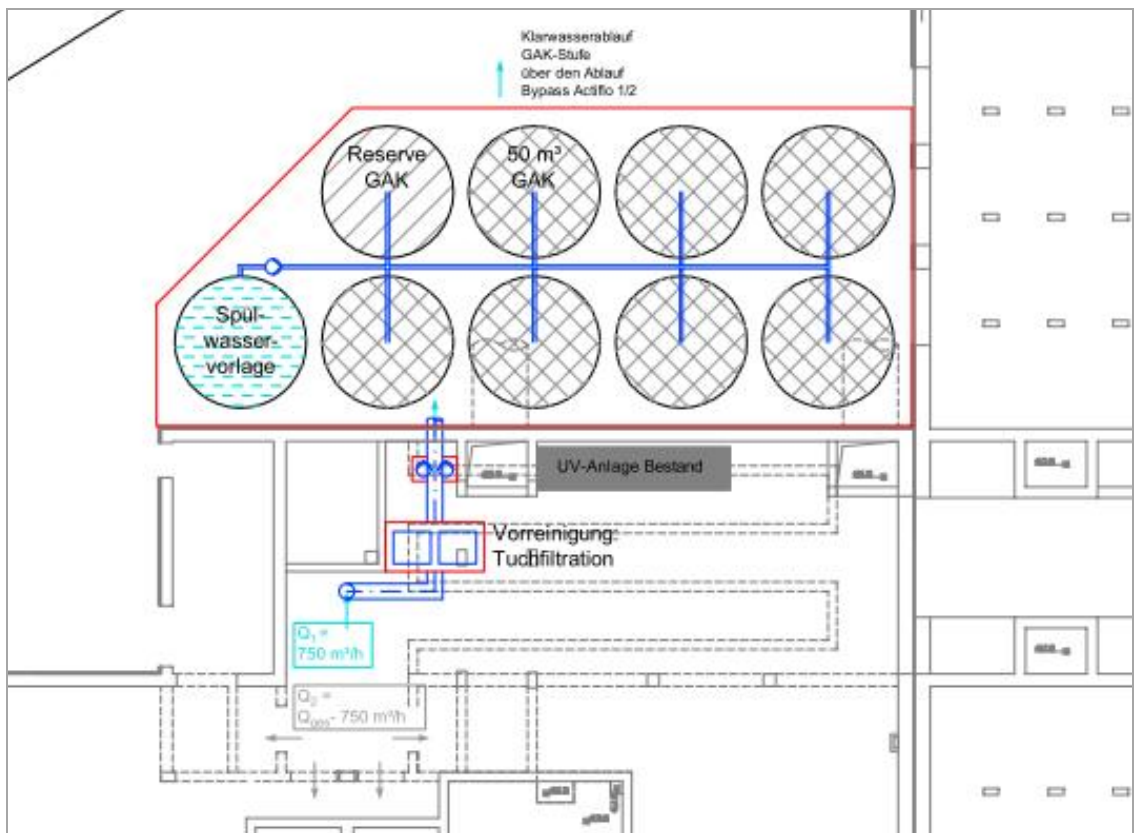


Abbildung 5-8: Mögliche Anordnung einer GAK-Stufe auf der KA Herford

Eine mögliche Anordnung der zum Einsatz kommenden Druckkessel ist in Abbildung 5-8 dargestellt. Aufgrund des erforderlichen Flächenbedarfs und einer Kesselhöhe von

8,20 m zuzüglich der Höhe der Fundamentplatte, der oberen und unteren Verrohrung sowie der Kesselfüße wird eine Aufstellung innerhalb des Gebäudes ausgeschlossen.

Als möglicher Aufstellort kommt insbesondere der Vorplatz des Kläranlagengebäudes, in Betracht. Im Bereich des innenliegenden Einlaufgerinnes vom Biostyr zur Actiflo-Stufe, befinden sich keine Tore oder Fenster, dessen Zugang gewährleistet sein muss. Die Fläche bieten ausreichend Kapazität um 9 Druckkessel anzuordnen, davon 7 Kessel zur Aktivkohlefiltration, ein Reservefilter sowie ein Spülwasservorlagebehälter.

Auf der innenliegenden Seite der angrenzenden Gebäudeaußenwand befinden sich zwei der insgesamt drei Fallschächte zu den Ablaufrohrleitungen und eine Anlage zur UV-Behandlung. In den Zwischenbereichen ergeben sich im Untergeschoss Freiflächen, die zur Aufstellung der Beschickungs-Pumpen und der Abwasservorbehandlung genutzt werden können. Damit sind relativ kurze Rohrleitungen zur Anbindung realisierbar.

Filterspülung

Bei einem hohen Gehalt an Feststoffen und adsorbierbaren Nebenstoffen im Abwasser, lagern sich diese an die Aktivkohle an und verblocken die freien Plätze an der Kornoberfläche. Dies äußert sich in einer verminderten Adsorptionsleistung hinsichtlich der zu eliminierenden Stoffe (hier: Mikroschadstoffe und Rest-CSB) sowie in einer Druckerhöhung.

Für einen optimalen Filterbetrieb und eine optimale Adsorptionsleistung hinsichtlich der Zielsubstanzen müssen die Filter daher regelmäßig rückgespült werden.

Bei offenen Filterbecken wird häufig eine Kombination aus vorangehender Luftspülung mit anschließender Wasserspülung eingesetzt, um das Korngefüge vorab zu lockern. Dazwischen kann eine kombinierte Luft-/Wasserspülung erfolgen. Zur Spülung von Druckkesseln wird nur Spülwasser eingesetzt.

Die Spülung der Filterkessel erfolgt hier einzeln. Bei der Wasserspülung sollten Fließgeschwindigkeiten zwischen 20 und 30 m/h eingesetzt werden. Unter Annahme einer Spülgeschwindigkeit von 25 m/h ergibt sich eine zu fördernde Wassermenge von ca. 280 m³/h. Diese Menge kann durch 1 Pumpe + 1 Reservepumpe gefördert werden.

Brauchwasservorlagebehälter

Zur Bereitstellung der gesamten zur Filterrückspülung erforderlichen Wassermenge innerhalb des vorgesehenen Intervalls sollte ein Vorlagebehälter angeordnet werden.

Unter Einsatz eines Druckkessels mit den gleichen Dimensionen, wie die des Filterkessels, kann ein Speichervolumen von rund 90 m³ zur Spülung bereitgestellt werden. Bei Spülgeschwindigkeiten von 25 m/h und einem Durchsatz von 280 m³/h sind maximale Spülintervalle von insgesamt 20 Minuten möglich.

Bei offenen Filtern werden Luft-/Wasserspülungen von ca. 5 Minuten und anschließende Wasserspülungen zwischen 3 und 10 Minuten eingesetzt. Es wird davon ausgegangen, dass bei einer reinen Wasserspülung Spülintervalle von 20 min nicht überschritten werden. Das Vorhaltevolumen ist daher ausreichend groß dimensioniert.

Vorbehandlung des Abwassers

Der Feststoffgehalt im Ablauf der Kläranlage Herford liegt gemäß der Betriebsdatenauswertung aus dem Jahr 2011 zwischen 1 und 41 mg/l. Für den Betrieb eines Filters mit granulierter Aktivkohle sind diese Feststoffgehalte als zu hoch einzustufen.

Gemäß Einschätzung von Aktivkohleherstellern, müssen die Filter bei einem Feststoffgehalt in der angegebenen Größenordnung, mind. zweimal pro Woche rückgespült werden. Dies hat zum einen den stärkeren Abrieb von Kohle zur Folge, zum anderen werden mit jedem Spülvorgang die Beladungszonen innerhalb der Filterschicht verschoben.

Für einen optimalen Betrieb und eine optimale Adsorptionsleistung der Granulierten Aktivkohle ist es daher zu empfehlen eine Abwasservorbehandlung zur gezielten Reduzierung der AFS vorzuschalten.

Hierzu können verschiedene Verfahren zum Einsatz kommen, dazu zählen z.B. die Sandfiltration oder die Tuchfiltration. Die Investitionskosten beider Verfahren liegen für eine zu behandelnde Abwassermenge von 750 m³/h zwischen 300.000 und 400.000 €. Der wesentliche Unterschied liegt im Platzbedarf.

Eine Sandfilter-Anlage zur Behandlung von 750 m³ Abwasser kann beispielsweise aus 12 Einzelfiltern mit je 5 m² Filterfläche (d = 2,5 m) aufgebaut sein. Die Höhe der Filter beträgt ca. 6,0 m. Diese Filter sind demnach zusätzlich zu den GAK-Kesseln außen aufzustellen. Es wird eine Grundfläche von ca. 5 x 15 m benötigt.

Demgegenüber kann eine Tuchfiltration auf einer vergleichsweise geringeren Grundfläche innerhalb des Gebäudes realisiert werden. Die Aggregatabmessungen eines Tuchfilters der Firma Salsnes Filter AS mit einem Durchsatz von 160 l/s betragen beispielsweise:

- b = 2,72 m
- l = 2,58 m
- h = 1,63 m

Im Rahmen der Studie wird von dem Einsatz eines Tuchfilters ausgegangen. Zur Behandlung der vorgesehenen Abwassermenge sind insgesamt 2 Aggregate notwendig.

Rohrleitungen

Gemäß dem erläuterten Anlagenkonzept soll eine Drosselwassermenge von maximal 750 m³/h in der Aktivkohlestufe behandelt werden. Das Abwasser wird im Einlaufgerinne vom Biostyr zur Actiflo-Stufe gefasst und abgeleitet, sodass die darüber hinausgehende Abwassermenge weiterhin der Actiflo-Stufe zufließt und über die entsprechende Schieberstellung wahlweise in den Actiflo 1, den Actiflo 2 oder den Bypass geleitet wird.

Bei einer Anordnung der Aggregate, wie in Abbildung 5-8 dargestellt, ergeben sich Rohrleitungslängen der Abwassersammelleitung DN 500 von insgesamt ca. 30 m.

Die weiteren erforderlichen Rohrleitungen, wie z.B. die Verteilungsrohrleitungen zur Beschickung der GAK-Filter, dem Abzug des Filtrates und der Filterspüleinrichtungen sowie die Druckluftleitungen ergeben sich erst aus einer späteren Entwurfsplanung und werden hier nur pauschal abgeschätzt.

Abwasserpumpe

Zur Förderung eines Volumenstromes von max. 750 m³/h und einer Förderhöhe von ca. 10,00 m kann beispielsweise eine trocken aufgestellte, FU-geregelte Spiralgehäusepumpe zum Einsatz kommen. Für einen redundanten Betrieb sind insgesamt 2 Pumpen vorzusehen.

5.4.3 Alternativer Anlagenaufbau: Nutzung der Actiflo-Becken als Festbettfilter

Im Rahmen der Machbarkeitsstudie wurde die Nutzung der vorhandenen Becken einer der zwei Actiflo-Straßen in einen Festbettfilter untersucht. Abbildung 5-9 zeigt die möglichen Filterflächen und die Volumina bei einer Filterbetthöhe von 4,00 m.

Für die Umrüstung ist die Demontage der bestehenden Rührwerke und des Lamellenklärsers erforderlich. Die Öffnungen der Tauchwände sind mit Beton zu vergießen, so dass einzelne voneinander abtrennte Kammern entstehen.

Zur Umrüstung der einzelnen Becken in einen Aktivkohlefilter müssen Düsenböden zur Filtrerrückspülung oberhalb der Sohle installiert werden. Zur Beschickung der Filter, dem Abzug des Klarwassers sowie der Filterspülung ist die Errichtung eines neuen Rohrleitungsnetzes oberhalb und unterhalb der Becken erforderlich.

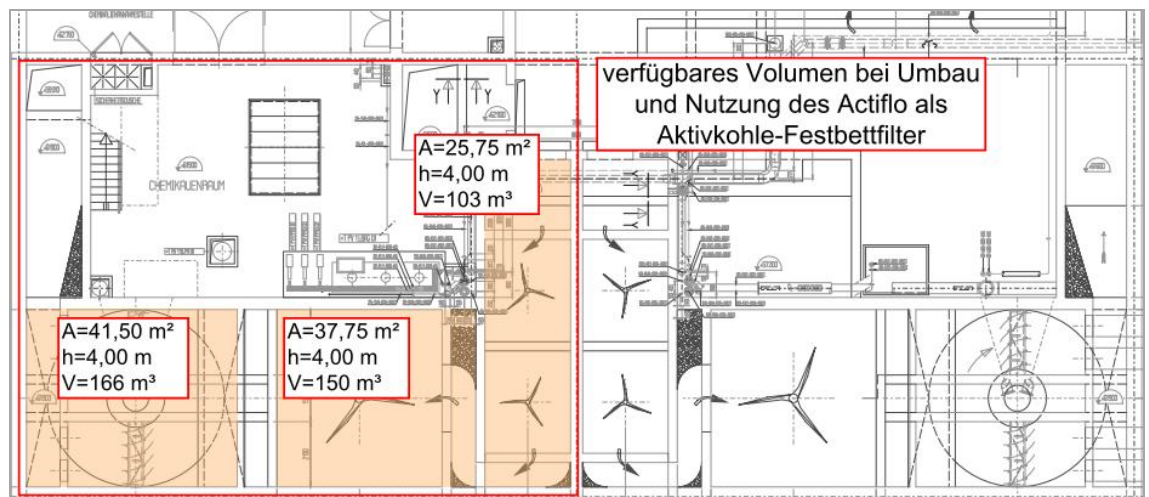


Abbildung 5-9: Mögliches Aktivkohlevolumen bei Umrüstung der Becken einer Actiflo-Straße in einen Festbettfilter

Nach Prüfung der Variante zur Umrüstung einer Actiflo-Stufe in einen Festbettfilter wird diese aus den nachfolgend aufgeführten Punkten als unwirtschaftlich und als verfahrenstechnisch nicht praktikabel eingestuft:

- Erheblicher baulicher Eingriff in den Bestand. Eine Verrohrung unterhalb der Becken ist nicht möglich. Die oberen und unteren Rohrleitungen sind durch eine

Geschossdecke voneinander getrennt. Zur Verrohrung der Anlage müssen Durchbrüche oder Teilöffnungen der Decke erfolgen.

- Ein erheblicher Energiebedarf zur Hebung des Abwassers (1 x von Vorbehandlung in erstes Becken, 2 x zur Hebung in die jeweils nächste Filterkammer)
- Bei einer 1-straßigen, 3-stufigen Filteranlage ist keine Redundanz gegeben. Die Filtergeschwindigkeit liegt je nach Beckengröße zwischen 18 und 30 m/h und ist damit zu hoch. Die Kontaktzeit liegt zwischen 13 und 8 min und ist damit zu niedrig
- Bei einer 1-straßigen, 1-stufigen Filteranlage (die gesamte Filterfläche von $A = 105 \text{ m}^2$ wird gleichzeitig beschickt) ist keine Redundanz gegeben. Die Filtergeschwindigkeit beträgt 7 m/h Die Kontaktzeit beträgt 33 min. Eine Abscheidung von Spurenstoffen und Rest-CSB ist mit diesen Betriebswerten möglich
- Bei Austausch des Filtermaterials, muss die gesamte GAK-Anlage außer Betrieb genommen werden
- Mit dem Austausch des Filtermaterials ist ein erheblicher Betriebsaufwand verbunden. Für die Kohleabfuhr sind rund 20 Silofahrzeuge erforderlich, für die Anlieferung sind weitere 20 Silofahrzeuge erforderlich. Die Nutzung des gleichen Fahrzeuges für beide Fahrten ist nicht möglich. Die Kohle muss bei Ausbau mittels Rüssel abgesaugt und teilweise manuell abgebaut werden. Bei Anlieferung wird sie eingeblasen. Der Schlauch zur Absaugung und Einblasung muss dazu mindestens 20 m lang sein.

5.4.4 Kosten

5.4.4.1 Investitionskosten

Die Investitionskosten für die Installation einer Filterkesselanlage mit Granulierter Aktivkohle sind in der nachfolgenden Tabelle aufgeführt.

Tabelle 5-4: Investitionskosten GAK-Anlage (Festbett-Kessel)

	GP	
Maschinentechnik	1.910.000	€
Bautechnik	160.000	€
Elektrotechnik	40.000	€
Sonstiges	490.000	€
SUMME (netto)	2.600.000	€

Eine detaillierte Aufstellung der Investitionskosten ist in Anlage 5 zu finden.

Die aufgeführten Kosten für die Maschinentechnik setzen sich insbesondere aus den Investitionskosten für die Druckkessel, einschließlich der Anbindung, der internen Verrohrung und der Absperrarmaturen sowie den Beschickungspumpen, den Spülpumpen und der Tuchfilteranlage zur Abwasservorbehandlung zusammen.

Die Bautechnik umfasst im Wesentlichen die Erstellung der Fundamente sowie die Rohrdurchführung durch die Geschossdecke und die Gebäudeaußenwand. Hinzu kommen Kosten für die Steuerung, die Anpassung des PLS und die Verkabelung in Höhe von ca. 40.000 €

Damit ergeben sich die Gesamt-Investitionskosten zu rund 2.600.000 €

5.4.4.2 Betriebskosten

Die Betriebskosten setzen sich aus den Betriebsmittelkosten, den Personalkosten, Energiekosten, den Kosten für die Schlamm Entsorgung sowie Wartung und Instandhaltung zusammen.

Betriebsmittel: Jahresverbrauch Granulierte Aktivkohle

Zur Ermittlung des Jahresverbrauchs an Granulierter Aktivkohle wird an dieser Stelle zwischen 2 Betriebsarten unterschieden. Einerseits dem Betrieb der Aktivkohlefilter zur Elimination von Spurenstoffen an 365 Tagen im Jahr und andererseits dem Betrieb zur Senkung der CSB-Frachten an 80 Tagen im Jahr, bzw. eine Kombination beider Verfahren in Anwendungsfall c).

a) Einsatz zur Elimination von CSB (80 d/a)

Die mögliche Beladung der Aktivkohle mit dem Parameter CSB wurde in begleitenden Laboruntersuchungen ermittelt und beläuft sich mit der getesteten Abwasserzusammensetzung im Ablauf der Kläranlage Herford bei Eintritt des 50-% Durchbruchs der CSB-Adsorptionskapazität zu ca. 250 mg_{CSB}/g_{GAK}. Gemäß den Versuchsergebnissen sind bei einer Filterbetthöhe von 0,60 m Gesamtfilterstandzeiten bis zum 50%-Durchbruch von rund 1.000 h möglich. In einem Großadsorber mit einer Filterbetthöhe von 3,0 bis 4,0 m beträgt die mögliche Filterstandzeit demnach ca. 6.000 h.

Die CSB-Konzentration im Abwasser, das für die Versuche verwendet wurde, lag bei 70 mg/l. Die Betriebsdatenauswertung zeigte, dass diese Konzentration häufig überschritten wird und für einen Betrieb zur reinen CSB-Elimination zu niedrig angesetzt ist. Die tatsächlichen Filterstandzeiten lassen sich erst in Langzeittest ermitteln.

Berechnet man die theoretisch mögliche Filterstandzeit über die maximale Beladung der Aktivkohle, die Gesamt-CSB-Fracht im Abwasser sowie unter der Annahme einer möglichen CSB-Elimination von im Mittel 75 %, so ergeben sich mögliche Filterstandzeiten von 2.000 h.

Beide Betrachtungen berücksichtigen nur einen Teil der Gegebenheiten, die sich im Großadsorber bei Dauerbetrieb einstellen. Im Rahmen eines Rechenbeispiels zur Ermittlung der möglichen Filterstandzeiten und des jährlichen Kornaktivkohlebedarfs wird von einer Filterstandzeit von ca. 3.000 h bis zum 50%-Durchbruch ausgegangen. Bei einem Betrieb an 80 d/a ist demnach alle 16 Monate der Austausch der beladenen Kohle erforderlich.

Die spezifischen Kosten für Granulierte Aktivkohle belaufen sich zu rund 1.300 €/t für Frischkohle und rund 900 €/t für reaktivierte Aktivkohle. Für die Berechnung werden

die Anschaffungskosten von Frischkohle angesetzt. Die jährlichen Kosten für Granulierende Aktivkohle belaufen sich demnach zu rund

$$350 \text{ m}^3 \cdot 450 \text{ kg/m}^3 \cdot (12 : 16) \text{ M} = \text{ca. } 120.000 \text{ kg/a}$$

$$120.000 \text{ kg/a} \cdot 1,3 \text{ €/kg} \approx \underline{160.000 \text{ €/a}}$$

b) Einsatz zur Elimination von Spurenstoffen (365 d/a)

Für den Einsatz zur reinen Spurenstoff-Elimination muss die Filteranlage an 365 d/a betrieben werden. Die Beladung mit Spurenstoffen ist jedoch wesentlich geringer. In den vergangenen Jahren wurden verschiedene Halb- und Großtechnische Versuche hinsichtlich der möglichen Filterstandzeiten mit Fokus auf die Spurenstoffelimination durchgeführt. Die Randbedingungen und die untersuchten Fragestellungen waren jedoch sehr unterschiedlich, so dass die Datengrundlage diesbezüglich noch sehr lückenhaft und wenig belastbar ist.

Als Durchbruchkriterium wird bei der Spurenstoffelimination bislang in der Regel das Erreichen eines Konzentrationsverhältnisses von c/c_0 von 0,1 angesetzt. Die durchgesetzten Bettvolumina bis zum Eintritt dieses Verhältnisses sind bei den betrachteten Spurenstoffen jedoch sehr unterschiedlich. In der Praxis treten zudem Verdrängungsprozesse der an der Kohle angelagerten Stoffe untereinander auf. In STOWA [2009] wurde ein Wert von 13.000 durchgesetzten Bettvolumina (BV) für die Spannweite dort betrachteten Pharmazeutischen Rückstände und Pestizide angegeben. Für die hier durchgeführte Berechnung bedeutet dies eine Filterstandzeit von ca. 250 d/a, also 0,7 a. das entspricht einem jährlichen Aktivkohlebedarf von 230.000 kg/a und jährlichen Kosten von ca. 300.000 €/a. Der CSB Durchbruch tritt hierbei jedoch früher ein. Für eine zusätzliche, dauerhaft gewährleistete CSB-Elimination ist diese Betriebsweise nicht einsetzbar.

c) Einsatz zur Elimination von Spurenstoffen und CSB (365 d/a)

Zur Elimination von Spurenstoffen an 365 d/a und einer gleichzeitigen Reduzierung der CSB-Frachten an ca. 80 d/a, müssen die GAK-Filter permanent an 365 Tagen mit dem Kläranlagenablauf beschickt werden. Das Filterbett ist in Abhängigkeit von der CSB-Beladung (Kriterium: 50%-Durchbruch) jeweils nach ca. 3.000 h zu wechseln. Das entspricht bei einem dauerhaften Betrieb etwa einem Aktivkohle-Wechsel je 4 Monate Standzeit. Die erforderliche Aktivkohlemenge beträgt 470.000 kg/a. Die Kosten ergeben sich demnach zu 610.000 €/a.

Energiekosten

Die Energiekosten der Anlage gliedern sich im Wesentlichen in den Energiebedarf zur Vorbehandlung, zur Beschickung der Anlage und zur Filterrückspülung.

Die Beschickung der Anlage erfolgt dauerhaft. Ebenso muss die Vorbehandlung des Abwassers permanent betrieben werden.

Die Filterrückspülung wird ca. 10-20 Minuten lang betrieben. Da hier keine Luftspülung eingesetzt wird, von die Spülzeit im oberen Bereich angesetzt. Die erforderliche Anzahl der Rückspülungen pro Woche zeigt sich erst im laufenden Betrieb und ist im

Wesentlichen von der Abwasserqualität bzw. der Effizienz der Vorbehandlung abhängig. Bei einer Reduzierung der AFS-Konzentrationen auf 1 – 2 mg/l wird davon ausgegangen, dass die Filter trotz Vorbehandlung mindestens zweimal pro Woche rückgespült werden müssen, besser jedoch täglich. Zur Abschätzung der Betriebskosten wird von einer täglichen 20-minütigen Spülung ausgegangen.

Tabelle 5-5: Energiebedarf GAK-Anlage (Festbett-Kessel) für den Betrieb an 365 d/a

	Energie- bedarf		Betriebs- stunden		Energie- bedarf	
Energiekosten						
Vorfiltration	12	kW	8.760	h/a	105.000	kWh/a
Beschickung (Abwasserpumpen)	20	kW	8.760	h/a	175.000	kWh/a
Filterrückspülung	16	kW	120	h/a	2.000	kWh/a
SUMME					282.000	kWh/a

Unter Annahme von Stromkosten in Höhe von 0,15 €/kWh ergeben sich die Energiekosten für den Betrieb der Anlage an 365 d/a zu 43.000 €/a. Bei Einsatz der Anlage zur reinen CSB-Elimination an 80 d/a reduzieren sich die Energiekosten demnach auf rund 9.500 €/a.

Der zusätzliche Personalbedarf wird für alle drei Verfahren mit rund 30 Stunden im Monat abgeschätzt. Daraus ergeben sich jährliche Kosten in Höhe von ca. 10.000 €/a.

Zur Ermittlung der überschlägigen jährlichen Kosten für Wartung und Instandhaltung wird in der Regel zwischen der Bautechnik mit 1,0 % der Investitionskosten und der Maschinenteknik mit 2,5 % der Investitionskosten unterschieden. Aufgrund des vorliegenden Detaillierungsgrades ist eine klare Abgrenzung der Investitionskosten für Bau- und Maschinenteknik nicht möglich. Die Kosten für Wartung und Instandhaltung werden daher zu 1,5 % der Gesamtinvestitionskosten für die Bau- und Maschinenteknik angenommen.

Bei der Betrachtung des Betriebsmitteleinsatzes wurden drei unterschiedliche Betriebsarten vorgestellt. Zur Vergleichbarkeit der Verfahren untereinander wird in den Betriebskosten-Zusammenstellungen speziell der Einsatz der jeweiligen Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB an 365 d/a betrachtet.

Tabelle 5-6: Betriebskosten GAK-Anlage (Festbett-Kessel) zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB an 365 d/a

	GP	
Betriebsmittel	610.000	€/a
Energiekosten	43.000	€/a
Personalkosten	10.000	€/a
Wartung und Instandhaltung	31.000	€/a
SUMME	694.000	€/a

Die jährlichen Kosten für den Betrieb einer GAK-Anlage zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB auf der Kläranlage Herford ergeben sich damit zu rund 694.000 €/a.

Zur reinen Elimination von CSB an 80 d/a wurde die jährlichen Betriebskosten zu rund 210.500 €a und zur reinen Spurenstoffelimination an 365 d/a zu rund 384.000 €a bestimmt.

5.5 Anwendung von Pulveraktivkohle auf der Kläranlage Herford

5.5.1 Parameter zur Dimensionierung der PAK-Anlage

Erforderliche PAK-Dosiermenge

An die zu dimensionierende Pulveraktivkohle-Anlage werden zwei wesentliche Anforderungen gestellt, zum einen die Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen aus dem Ablauf der Kläranlage Herford, zum anderen die Elimination von inertem Rest-CSB.

Für eine reine Spurenstoffelimination werden PAK-Dosierungen von 5 bis 30 mg/l, in der Regel 10 bis 20 mg/l, eingesetzt. Zur Ermittlung der erforderlichen PAK-Dosierung für eine CSB-Reduktion wurden die Ergebnisse der erfolgten Laboruntersuchungen der Hochschule Ostwestfalen-Lippe herangezogen.

Gemäß den Versuchsergebnissen beträgt die maximale Beladung der Aktivkohle ca. 300 mg_{CSB}/g_{AK}. Aufgrund eines nicht adsorbierbaren Anteils an CSB, ist ein wirtschaftlicher Einsatz der Aktivkohle nur bis zu einer bestimmten Aktivkohleneinwaage möglich. Die entsprechende Beladung der Kohle beträgt bei diesen Einwaagen ca. 200 mg_{CSB}/g_{AK}. Es wird davon ausgegangen, dass in einer PAK-Stufe nur vergleichbar kurze Kontaktzeiten der Aktivkohle mit dem Abwasser möglich sind und dass auch mit einer internen PAK-Rezirkulation keine maximale Beladung erreicht werden kann. Für die Durchführung eines Rechenbeispiels zur jährlich erforderlichen PAK-Menge wird daher von einer möglichen Beladung von 200 mg_{CSB}/g_{AK} ausgegangen.

Tabelle 5-7: Angestrebte PAK-Dosierung nach Eliminationsziel

Grundlagen		
Überwachungswert	CSB	65 mg/l
Anzahl der Überschreitungen, 2011	Anz.	43 Stk
Kontrollwert	CSB	55 mg/l
Anzahl der Überschreitungen, 2011	Anz.	72 Stk, gewählt: 80 Stk
Durchschnittliche CSB-Beladung	q	200 mg _{CSB} /g _{AK}
Beschickung des Actiflo-Carb	Q	750 m ³ /h = 18.000 m ³ /d
Kontinuierliche Dosierung zur Elimination von Spurenstoffen:		
Menge	PAK	15 mg/l (bei bis zu 18.000 m ³ /d) = 270 kg/d
Häufigkeit der Dosierung	Anz.	365 d
Zusätzliche Dosierung bei Überschreitung des CSB Kontrollwertes:		
Menge	PAK	1 bis 300 mg/l (bei bis zu 18.000 m ³ /d) = 1 bis 4.600 kg/d
Häufigkeit der Dosierung	Anz.	80 d

Der CSB-Überwachungswert, der im Ablauf der Kläranlage Herford einzuhalten ist, beträgt 65 mg/l. Unter Berücksichtigung von Ungenauigkeiten bei der Abstimmung der

PAK-Dosierung auf den exakten PAK-Bedarf wird zur Durchführung eines Rechenbeispiels wird ein Kontrollwert von 55 mg/l eingeführt, bei dem die CSB-Elimination beginnt und die PAK-Zugabe erhöht wird.

In der Tabelle 5-7 sind die Überschreitungen des CSB-Überwachungswertes und des CSB Kontrollwertes sowie die angestrebte PAK-Dosierung aufgeführt.

Im Rahmen des Rechenbeispiels wird weiterhin davon ausgegangen, dass der Actiflo-Carb zur Elimination von Spurenstoffen permanent mit einer Menge von 750 m³/h Ablauf aus dem Biostyr beschickt und eine Menge von 15 mg/l Pulveraktivkohle zudosiert werden. Bei Überschreitung des CSB wird der gleiche Anteil an Abwasser im Actiflo-Carb behandelt. Die Aktivkohle-Dosierung wird je nach der zu eliminierenden CSB-Fracht erhöht.

Tabelle 5-8: Ermittlung der erforderlichen Menge PAK zur Einhaltung des CSB-Kontrollwertes im Betriebsjahr 2011 (Auszug aus Anlage 3)

Datum	Frachten			Überschreitungen des Kontrollwertes (55 mg/l) im Zulauf zur PAK-Stufe				Erf. Menge PAK [kg/d]	Erf. Dosierung PAK [mg/l]
	Ablauf Actiflo IST			Teilstrom 1 (PAK-Stufe)					
	Q _{Ablauf} [m ³ /d]	C _{CSB, Ablauf Actiflo} [mg/l]	B _{CSB, Ablauf Actiflo} [kg/d]	Q _{Actiflo-Carb} [m ³ /d]	Anteil [%]	C _{CSB, übersch.} [mg/l]	B _{CSB, übersch.} [kg/d]		
Belastung gesamt:									
Anzahl	365	244	244	72	72	72	72	72	72
Minimum	12.823	15	365	14.556	40	0	3	15	1
Mittelwert	24.274	48	1.091	17.087	89	18	311	1.555	90
85%Quantil	35.794	68	1.507	18.000	100	33	601	3.005	167
Maximum	101.668	101	3.183	18.000	100	52	928	4.642	258
Summe	8.860.006	11.716	266.140	1.230.294	6.437	1.289	22.391	111.956	6.446

Wie die Betriebsdatenauswertung gezeigt hat, wurde der CSB-Überwachungswert von 65 mg/l im Betriebsjahr 2011 an insgesamt 43 Tagen überschritten. Der im Rechenbeispiel festgelegte Kontrollwert von 55 mg/l wurde an insgesamt 72 Tagen überschritten. Für die weiteren Berechnungen wird mit 80 d/a kalkuliert. Die jeweilige Höhe der Überschreitung hängt dabei stark von den Zu- und Ablaufwassermengen sowie den CSB-Zulauffrachten zur Kläranlage ab.

Berechnet man nun den Anteil der CSB-Fracht, der eliminiert werden müsste, um genau den Kontrollwert, bei dem die Dosierung erhöht wird, einzuhalten, so entspricht dieser für das Betriebsjahr 2011 einer Menge von ca. 22.400 kg/a (siehe Tabelle 5-8). Unter Annahme einer möglichen Beladung der Kohle von 20 Gewichts-%, wäre für die Elimination genau des entsprechenden CSB-Anteils eine Dosierung von ca. 112.000 kg_{PAK}/a (im Mittel 1.600 kg/d, max. 4.600 kg/d) erforderlich. Das entspricht einer Aktivkohlen-dosierung von im Mittel ca. 90 mg/l (vgl. Tabelle 5-8), also einer deutlich höheren Dosierung gegenüber einer reinen Spurenstoffelimination.

Da zur Bearbeitung der Studie keine Betriebsdaten aus weiteren Betriebsjahren vorliegen, wird die jährlich erforderliche PAK-Menge zur Elimination von Rest-CSB unter Berücksichtigung eines Sicherheitsfaktors höher angenommen und zu 120.000 kg/a abgeschätzt.

Hinzu kommt die PAK-Menge zur Elimination von Spurenstoffen von

$$(365 - 80) \text{ d} \cdot 270 \text{ kg/d} = \text{ca. } \underline{80.000 \text{ kg/a.}}$$

Die jährlich erforderliche Menge an Pulveraktivkohle beläuft sich demnach zu ca. 200.000 kg/a.

PAK-Lager- und Dosieranlage

Die Pulveraktivkohle wird bis zum Einsatz in einem PAK-Silo vorgehalten. Die Befüllung des Silos erfolgt mittels Silofahrzeug. Das mögliche Fassungsvermögen des Fahrzeuges beträgt in der Regel rund 40 m³ trockener PAK, bzw. 16 - 18 t.

Für eine wirtschaftliche Anlieferung sollte das PAK-Silo so groß bemessen sein, dass das Fassungsvermögen eines bzw. mehrerer voll befüllter Silofahrzeuge aufgenommen werden kann. Die Schüttdichte von Pulveraktivkohle beträgt rund 500 kg/m³. Unmittelbar nach der Einfüllung ist die Aktivkohle noch aufgelockert und ungesetzt. Die Schüttdichte ist dann auf rund 420 kg/m³ abgemindert. Das entspricht einem Faktor von 1,15.

In der Regel verfügt das Silofahrzeug über einen Kompressor, der zur Einblasung der Aktivkohle in das Silo mittels Druckluft dient. Aufgrund der Zerstäubung der Kohle sollte daher ein zusätzliches Freiboard über dem Aktivkohlespiegel einkalkuliert werden.

Es wird empfohlen, dass PAK-Silo mindestens so groß zu dimensionieren, dass es das Volumen aus zwei Silofahrzeugen aufnehmen kann. Unter Annahme eines möglichen Fassungsvermögen des Silofahrzeuges von 40 m³ sowie einer temporären Abminderung der Schüttdichte und eines Freibords von ca. 2,0 m ergibt sich ein Gesamtvolumen des Silos von

$$2 \cdot 1,15 \cdot 40 \text{ m}^3 + 2 \text{ m} \cdot (1,95 \text{ m})^2 \cdot \pi = 117 \text{ m}^3, \text{ gewählt } \underline{130 \text{ m}^3}.$$

Dies entspricht der Größe eines Standardsilos.

Bei einer täglichen Dosiermenge von konstant 270 kg/d und einer zusätzlichen Dosierung von bis zu 4.600 kg/d an ca. 80 Tagen im Jahr, ergibt sich eine mittlere tägliche Dosiermenge von 550 kg/d. In Abhängigkeit von dem schwankenden Zulauf zur Kläranlage und der zu eliminierenden CSB-Fracht deckt das vorgehaltene Pulveraktivkohlevolumen somit den Bedarf über einen Zeitraum von ca. 60 d.

Lager- und Dosiersysteme für Pulveraktivkohle werden von verschiedenen Herstellern angeboten. Zur Ermittlung des Platzbedarfs wird in einem Rechenbeispiel von einem Silo mit einem Durchmesser von 3,90 m ausgegangen. Bei einem Gesamtvolumen von 130 m³ ergibt sich eine Höhe des Speicherraumes von ca. 11 m. Hinzu kommt die Höhe der Trichterspitze einschließlich Dosiersystem und gravimetrischer Dosierwaage. Diese ergibt sich zu rund 3 m. die Gesamthöhe des Silos beträgt somit rund 14 m.

Aus Gründen des Brand- und Explosionsschutzes muss das PAK-Silo außerhalb des Gebäudes im Freien aufgestellt werden.

Die Außenabmessungen der erforderlichen Fundamentplatte werden im Rahmen der Studie zu 5,00 x 5,00 m abgeschätzt. Innerhalb des Fundamentes sind die Kabelleerrohre für die Versorgungsleitungen vorzusehen. Dazu zählen die Brauchwasserleitung, die abgehende Suspensionsleitung, Druckluft- sowie die Stromversorgung.

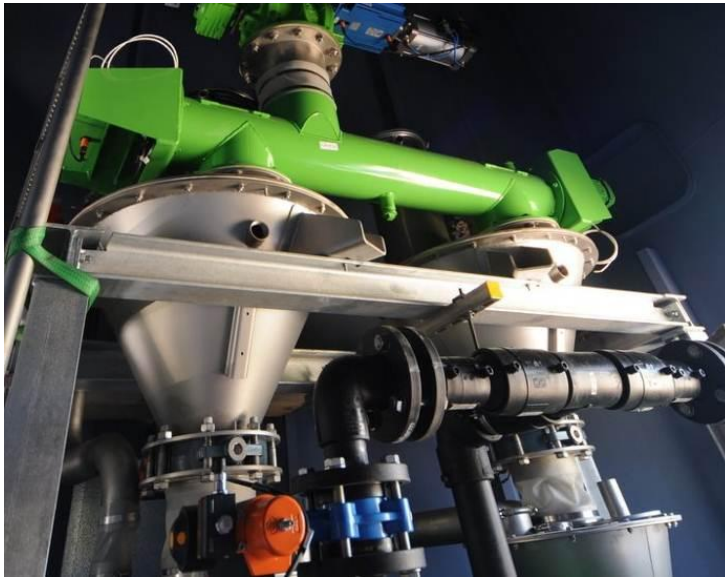


Abbildung 5-10:
Beispiel eines Doppeldosiersystems für Pulveraktivkohle
 [Quelle: Kopf Holding GmbH, 2013]

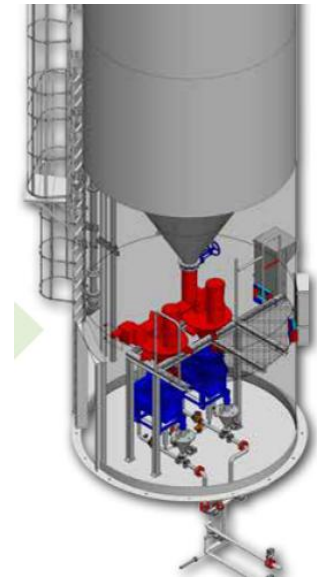


Abbildung 5-11:
Skizze PAK-Dosiersystem
 [Quelle: Kopf Holding GmbH, 2013]

Die angestrebte diskontinuierliche PAK-Dosierung in einer Bandbreite zwischen minimal 15 mg/l (= 11 kg/h) und maximal 300 mg/l (= 190 kg/h) ist in Abstimmung mit einem Anlagenbauer für PAK-Silos und -Dosiersysteme generell möglich. Für eine größere Flexibilität bei der Dosierung und zur Redundanz wird empfohlen hierfür ein Doppeldosiersystem einzusetzen, wie in Abbildung 5-10 und Abbildung 5-11 abgebildet.

Eine maßgenaue PAK-Dosierung je nach der gemessenen CSB-Fracht (CSB Online-Messung), ist, in Abhängigkeit von der zum Einsatz kommenden Anlagentechnik, möglich. Alternativ kann die CSB-Dosierung gestaffelt erfolgen.

PAK-Kontaktbecken

Das PAK-Kontaktbecken wird für einen Volumenstrom von 750 m³ Abwasser dimensioniert. Die Kontaktzeit der Pulveraktivkohle beträgt in einem Actiflo-Carb in der Regel zwischen 5 und 15 min (vgl. Tabelle 4-3). Dabei ist darauf hinzuweisen, dass das Actiflo-Carb Verfahren bislang vorwiegend in der Trinkwasseraufbereitung Anwendung findet.

Wie an späterer Stelle noch näher erläutert wird, ist eine Rezirkulation der Pulveraktivkohle nicht beabsichtigt. Aus diesem Grund wird die primäre Kontaktzeit möglichst hoch gewählt. In bestehenden großtechnischen Anlagen und Versuchsanlagen wird häufig eine Kontaktzeit von mind. 30 min gewählt. Gemäß Empfehlungen der Veolia Water Solutions & Technologies sollte die PAK-Reaktion mind. 5 min vor Zugabe des Fällmittels erfolgen.

Zur Sicherstellung einer größtmöglichen Adsorption der zu eliminierenden Stoffe an der Aktivkohle, bevor in einem anschließenden Kontaktbecken die Dosierung von Eisen erfolgt und die Flockung beginnt, ist zu empfehlen, die Kontaktzeit möglichst groß zu

wählen. Bei einer Kontaktzeit von 30 Minuten ergeben sich beispielsweise die folgenden Beckenvolumina:

$$30 \text{ min} : 60 \text{ min/h} \cdot 750 \text{ m}^3/\text{h} = \underline{375 \text{ m}^3}$$

Koagulation und Flockung

Die Becken, Rührwerke und Dosiereinrichtungen der Koagulation- und Flockung bleiben bestehen und werden wie bislang betrieben.

Lamellenabscheider

Die beabsichtigte hydraulische Beaufschlagung des bestehenden Lamellenabscheiders wird mit 750 m³/h künftig geringer ausfallen, als derzeit im Bestand. In Rücksprache mit der Veolia Water Solutions & Technologies ist der Lamellenklärer daher insgesamt ausreichend bemessen und bietet noch Reserven.

5.5.2 Anlagenaufbau

Bestand

Die Actiflo-Stufe der Kläranlage Herford besteht aus zwei Straßen. In Abstimmung mit dem Betrieb soll im Rahmen der Machbarkeitsstudie die Umrüstung von nur einer Actiflo-Straße untersucht werden.

In der nachfolgenden Tabelle sind die Auslegungsdaten und Abmessungen der bestehenden Anlage aufgeführt.

Tabelle 5-9: Auslegungsdaten des bestehenden Actiflos

Anzahl der Actiflo-Straßen		2	Stk
Bemessungsdurchfluss je Straße	Q =	2.200	m ³ /h
Abmessungen je Straße:			
Koagulation			
Volumen Koagulationsbecken	V =	52	m ³
Flockung			
Volumen Injektionsbecken	V =	52	m ³
Volumen Reifebecken	+	178	m ³
Lamellenklärbecken			
Länge	l =	7,55	m
Breite	b =	5,50	m
Projezierte Fläche	A =	275,50	m ²
Oberflächenbeschickung Q _{RW}	qA =	4,3	m/h
Oberflächenbeschickung Q _{TW}	qA =	8,6	m/h
Mikrosandpumpen			
Elektrische Anschlussleistung	P =	7,5	kW
Pumpenleistung	P =	4,0	kW
Förderleistung	Q =	80	m ³ /h
Förderhöhe	h _{man} =	12	m

Neubau

Als mögliche Anlage zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB auf der Kläranlage Herford wurde der Umbau des bestehenden Actiflos in einen Actiflo-Carb untersucht. Aufgrund von Bedenken gegenüber einer negativen Beeinflussung des Biostyr Filtermaterials durch die Pulveraktivkohle, wurde als Grundvoraussetzung für das Verfahren festgelegt, das keine Pulveraktivkohle in die Biologie gelangen soll.

Auf Basis der zuvor ermittelten Auslegungsdaten wurde unter Einbeziehung des Bestandes ein möglicher Anlagenaufbau entwickelt, der im Folgenden näher erläutert wird.

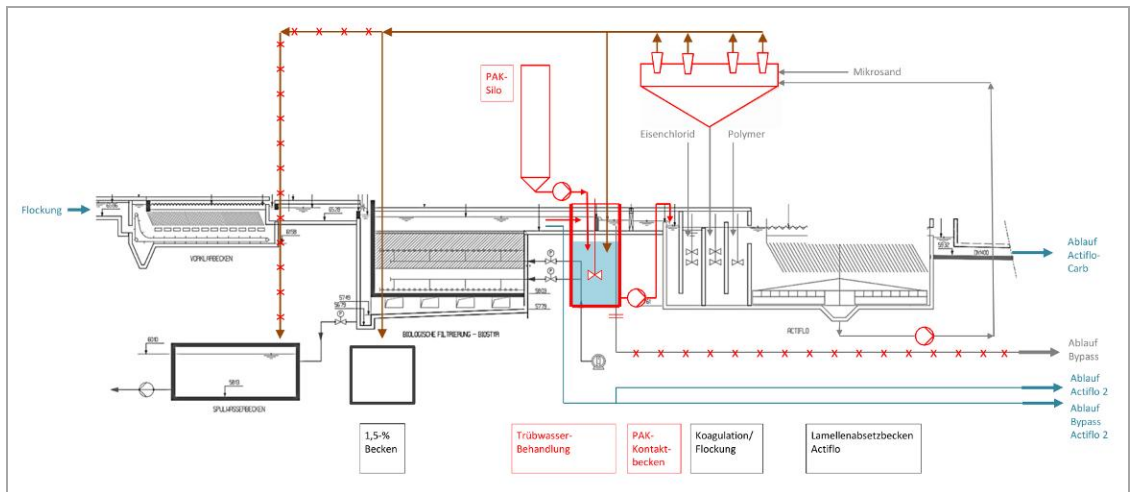


Abbildung 5-12: Möglicher Aufbau eine PAK-Anlage als Actiflo®-Carb auf der KA Herford

Die Abbildung 5-12 stellt einen möglichen Anlagenaufbau für eine Pulveraktivkohleanwendung in einem Actiflo-Carb dar. Dazu wird der bestehende Actiflo weitestgehend genutzt und umgerüstet.

Die bestehenden Becken der Koagulation, Flockung und Reifung sowie der Lamellenabscheider bleiben bestehen und werden weiterhin wie bislang betrieben. Die vorhandenen Mikrosandpumpen sowie der Hydrozyklon können nicht für eine zusätzliche PAK-Abscheidung genutzt werden. Diese sind gegen geeignete Aggregate auszutauschen.

Das PAK-Silo mit entsprechender Dosier- und Fördereinrichtung sowie das PAK-Kontaktbecken einschließlich Rohrleitungen, Absperrarmaturen und Pumpenanlage sind neu zu errichten.

Der abgetrennte Überschussschlamm kann nicht, wie bislang, ins Spülwasserbecken gefördert werden, da dieser hierbei in die Vorklärung (Clariflo) zurückgeführt wird. Eine vollständige Abtrennung der PAK im Lamellenabscheider des Clariflo ist jedoch nicht abschließend geklärt. Eine interne Rezirkulation der PAK in die Biologie ist hierbei nicht auszuschließen. Für einen sicheren Rückhalt der PAK und einer Abkoppelung von der Rezirkulation in die Biologie, ist der abgeschiedene PAK-Schlamm direkt in das 1,5 % Becken zu fördern.

Im Folgenden werden die einzelnen Anlagenteile, die weiterhin genutzt, umgerüstet bzw. neu errichtet werden, näher beschrieben und mögliche Standorte aufgezeigt.

PAK-Kontaktbecken

Das PAK-Kontaktbecken sollte aufgrund des vorhandenen Beckenvolumens eine größtmögliche Kontaktzeit der Aktivkohle mit dem Abwasser gewährleisten. Bei einem Auslegungsvolumenstrom von 750 m³/h und einem zur Verfügung stehenden Beckenvolumen von 200 m³ ergibt sich beispielsweise eine mögliche Kontaktzeit von 16 min, bei einem Beckenvolumen von 375 m³ eine Kontaktzeit von 30 min.

Die Möglichkeit ein Kontaktbecken in der aufgeführten Größenordnung ins das Gebäude zu integrieren, ist nur mit einem verhältnismäßig großen Eingriff in den Bestand möglich und wird daher als nicht praktikabel angesehen. Als möglicher Standort kommt daher insbesondere die Außenaufstellung im Bereich nahe der Actiflo-Stufe in Betracht.

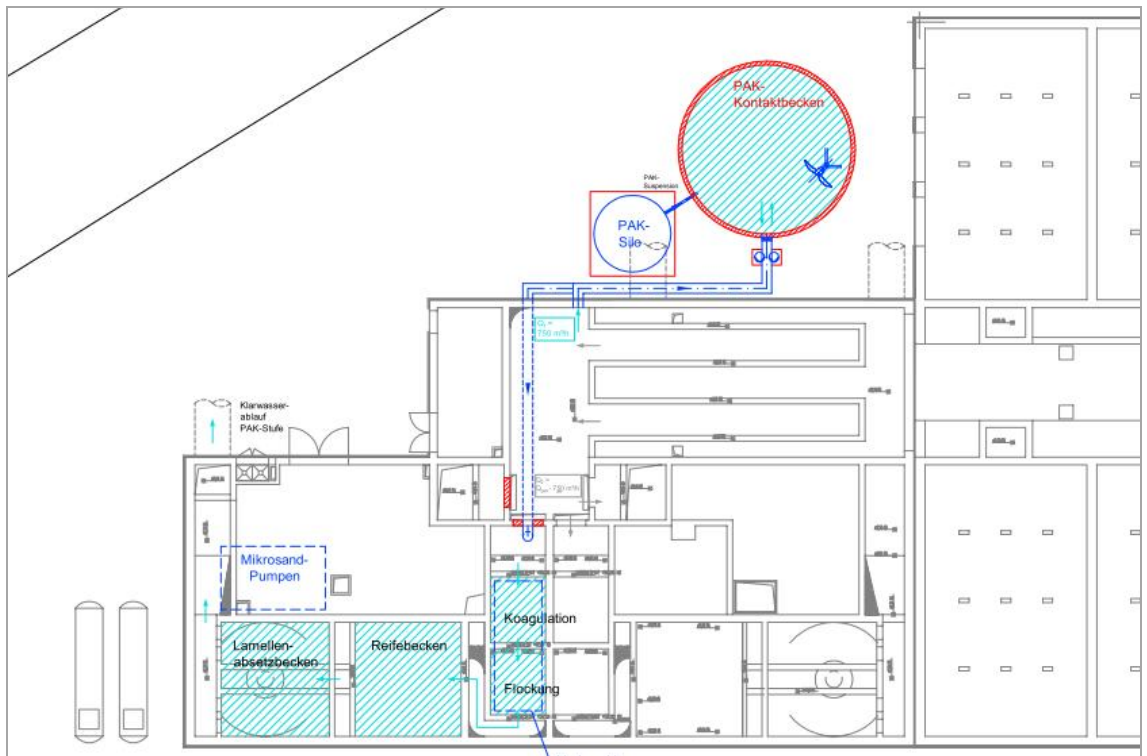


Abbildung 5-13: Mögliche Anordnung einer PAK-Stufe auf der KA Herford, Variante 1

Für einen möglichen Standort wurden mehrere Varianten entwickelt und gegenübergestellt (siehe Aufstellungs- und Anbindungskonzepte in Abbildung 5-13 und Abbildung 5-14). In der Variante 1 ist das PAK-Kontaktbecken im Bereich der Einlaufgerinne vom Biostyr in den Actiflo, außen vor dem Gebäude angeordnet. Aufgrund der aus dem Gebäude abgehenden Klarwasserabflüsse, ist der Platzbedarf begrenzt. Hierdurch sind nur geringere Beckenabmessungen als in Variante 2 möglich.

Zur Bearbeitung der Studie lagen keine Lagepläne vor, aus denen der genaue Verlauf der drei Ablaufrohrleitungen im Außenbereich des Gebäudes entnommen werden kann. Die Variante ist unter der Voraussetzung realisierbar, dass im Bereich des geplanten Rundbeckens keine Rohrleitungen oder Gerinne verlaufen, bzw. dass diese umverlegt werden können.

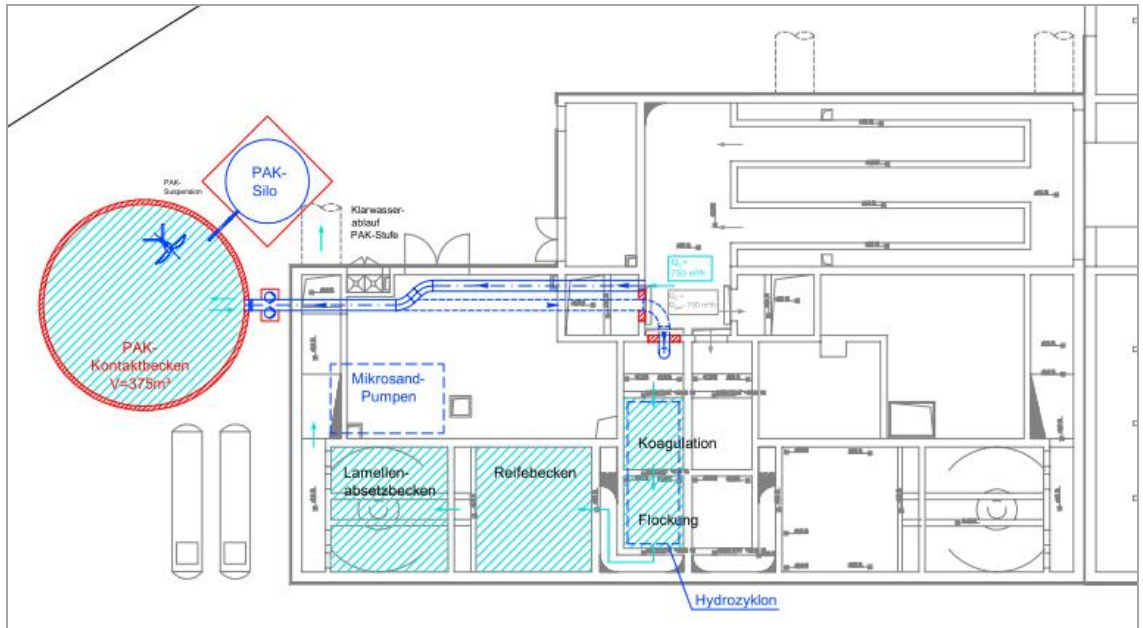


Abbildung 5-14: Mögliche Anordnung einer PAK-Stufe auf der KA Herford, Variante 2

In der Variante 2 (Abbildung 5-14) wird das PAK-Kontaktbecken nördlich des Actiflo-Gebäudes aufgestellt. Damit befindet es sich unmittelbar vor der Außenwand zum Lamellenklärer der Actiflo-Straße 1.

Der Vorhof des Gebäudes zur Abwasserbehandlung bietet ausreichend Platz um ein Rundbecken mit einem Durchmesser von 9,30 m anzuordnen. Bei einer Sohlhöhe, die mit + 57,00 m.ü.NN identisch mit der Sohlhöhe der Actiflo-Straße ist, und einem Dauerwasserspiegel von 5,00 m, ergibt sich ein Beckenvolumen von 375 m³ und eine entsprechende Kontaktzeit von 30 min.

Für die weitere Untersuchung und die Abschätzung der Investitionskosten wird die Variante 2 weiter verfolgt, da diese aufgrund der möglichen Beckengröße und Kontaktzeit das für den Klärprozess optimierte Verfahren darstellt.

Es wird vorgeschlagen, das Kontaktbecken als rundes Spannbetonbauwerk mit Abdeckung auszuführen. Das Abwasser, das aus der Biologie in drei Einzelrinnen in eine gemeinsame Rinne überfällt wird in dieser Variante unmittelbar vor dem Bypass-Wandschieber des Actiflo 1 aufgegriffen und eine konstante Drosselwassermenge von 750 m³/h im Freigefälle zum PAK Kontaktbecken geleitet. Das Wasser fällt anschließend ins Becken über. Über eine Dosierleitung wird PAK-Suspension aus dem PAK-Silo hinzu dosiert. Ein im Becken angeordnetes Rührwerk erzeugt eine konstante Strömung im Kontaktbecken, um ein Absetzen der Kohle zu verhindern. Das PAK-Wasser wird am Beckenboden abgezogen und mit Hilfe einer auf Geländeoberkante trocken aufgestellten Pumpe gehoben, um anschließend in den Zulauf zur Koagulation des Actiflo 1 eingeleitet zu werden.

Dosiereinrichtung

Das PAK-Silo mit Doppeldosiersystem muss aufgrund des Brand- und Explosions-schutzes außerhalb des Gebäudes im Freien aufgestellt werden. Das Silo sollte zur Be-

füllung mittels Silofahrzeug von der öffentlichen Straße bzw. von den angrenzenden Pflasterflächen des Kläranlagengeländes aus gut erreichbar sein.

Zur Erzielung möglichst kurzer Dosierleitungen wird das PAK-Silo, wie in Abbildung 5-14 dargestellt, in möglichst kurzer Entfernung zum PAK-Kontaktbecken angeordnet. Für die Brauchwasser- und Energieversorgung des Silos wird weiterhin eine Aufstellung Nahe des Gebäudes gewählt.

Rohrleitungen

Zur Anbindung des PAK-Kontaktbeckens an die bestehenden Einlaufgerinne und die Actiflo-Straße 1 sind etwa 50 m Edelstahlrohrleitungen, DN 500, einschließlich der Wandaufleger erforderlich. Im Außenbereich des Gebäudes sind die Rohrleitungen gedämmt auszuführen.

Die teilweise erdverlegten Leitungen zur Brauchwasserversorgung des PAK-Silos und zur Dosierung der PAK-Suspension können als PE-Leitungen oder in Edelstahl ausgeführt werden. Für die Schätzung der Investitionskosten wird von PE als Werkstoff ausgegangen.

Abwasserpumpe

Zur Förderung eines Volumenstromes von 750 m³/h bei einer Förderhöhe von ca. 1,50 – 3,00 m kann beispielsweise eine trocken aufgestellte, FU-geregelte Propellerpumpe oder Spiralgehäusepumpe zum Einsatz kommen. Für einen redundanten Betrieb sind insgesamt 2 Pumpen vorzusehen.

Koagulation, Flockung und Lamellenabscheider

Die vorhandenen Actiflo Becken können weiterhin zur Koagulation, Flockung und Reifung betrieben werden. Die Becken sind auf einen Durchfluss von 2.200 m³/h ausgelegt. Bei einer Drosselung des Durchflusses auf 750 m³ erhöhen sich die Kontaktzeiten in den einzelnen Becken. Es wird keine negative Beeinflussung des Verfahrens durch diese Erhöhung erwartet.

Für die vorgesehene Bandbreite an PAK-Dosierungen muss ggf. die Eisen- und die FHM-Dosierung in Abhängigkeit von der jeweiligen PAK-Dosierung erfolgen. Dazu sind vorab Untersuchungen, z.B. über Actiflo®-Jar-Tests, möglich.

Der vorhandene Lamellenklärer kann, gemäß Aussagen der Veolia Water Solutions & Technologies, zur Abscheidung von PAK und Mikrosandflocken genutzt werden. Er ist ebenfalls auf einen Durchfluss von 2.200 m³/h ausgelegt. Bei einem geringeren Durchfluss von 750 m³/h ist daher in der Theorie genügend Kapazität vorhanden. Es wird jedoch empfohlen, die mögliche PAK-Abscheidung in einem Testbetrieb zu untersuchen, vor allem in Hinblick auf die schwankenden, teilweise sehr hohen, PAK-Dosierungen.

Hydrozyklon

Für eine sichere Abtrennung der Pulveraktivkohle müssen die bestehenden Hydrozyklone gegen Hydrozyklone anderer Bauart mit zusätzlicher Waschkammer ausgetauscht

werden. Bei Einsatz eines Hydrozyklons Typ MA 80 der Veolia Water Solutions & Technologies sind insgesamt 2 neue Aggregate erforderlich.

Hydrozyklone, die für eine Actiflo-Carb Anwendung eingesetzt werden, benötigen für den Betrieb insgesamt 8 m³/h Prozesswasser, das vorfiltriert mit einer Filterfeinheit von 30 – 50 µm sein muss. Hierfür ist der Anschluss des Hydrozyklons an die Betriebswasserversorgung erforderlich.

Die heute für Actiflo-Anwendungen zum Einsatz kommenden Hydrozyklone arbeiten mit einem höheren Vordruck, als der bestehende Hydrozyklon der Kläranlage Herford. Die bestehenden Mikrosandpumpen sind auf diese Anforderung abzustimmen und ebenfalls auszutauschen.

Mikrosandpumpen

Die bestehenden Mikrosandpumpen sind für die Anforderungen einer zusätzlichen PAK-Dosierung nicht geeignet. Zudem müssen die Pumpen, wie bereits erläutert, den erforderlichen Vordruck des Hydrozyklons generieren, der gegenüber der bestehenden Anlage heute höher ist.

Aus den genannten Gründen sind die bestehenden Mikrosandpumpen für eine Actiflo-Carb Anwendung nicht geeignet und müssen gegen andere Aggregate getauscht werden.

PAK-Abzug

Derzeit wird der in der Trichterspitze der Lamellenklärbecken abgezogene Schlamm, gemeinsam mit dem Filterspülwasser aus der Biologie und dem Wasser aus der Beckenentleerung der Actiflos in das Spülabwasserbecken geleitet und von dort aus über das Absetzbecken (Lamellenklärbecken) zurück in die Biologie geführt.

Beim Absetzbecken handelt es sich um ein Lamellenklärbecken, das baugleich zu den Clariflo-Vorklärbecken 1 bis 3 ist. Der im Absetzbecken abgezogene Schlamm wird ins Schlammsammelbecken (1,5 %-Becken) gefördert, das abgetrennte Wasser gelangt in den Zulauf zur biologischen Stufe.

Um eine Rezirkulation von Pulveraktivkohle über den abgezogenen PAK-Schlamm in die Biologie zu verhindern, muss dieser künftig vom Spülabwasserbecken abgekoppelt werden. Eine Möglichkeit der Realisierung besteht darin, den PAK-Schlamm direkt ins 1,5-% Becken zu leiten.

Es bleibt dabei zu klären, ob die Beschickung des Absetzbeckens mit Spülwasser und Abwasser aus der Beckenentleerung weiterhin wirtschaftlich ist, oder ob dieses zukünftig bspw. in den Clariflo 3 geleitet wird. Der Fragestellung wird an dieser Stelle nicht weiter nachgegangen, da sie über die Aufgabenstellung der Studie hinausgeht.

PAK-Rezirkulation

Um eine Mehrfachbeladung der Pulveraktivkohle zu erzielen, wird diese häufig im System rezirkuliert. Auf diese Weise wird die Kontaktzeit der Kohle mit dem Abwasser erhöht und eine Mehrfachbeladung der Kohle angestrebt.

Inwieweit eine Erhöhung der Beladung in der Praxis möglich ist, ist nicht Bestandteil der begleitenden Laboruntersuchungen gewesen und bleibt bei Bedarf zu klären.

Die Pulveraktivkohle-Dosierung soll dauerhaft in einer Höhe von 15 mg/l zur Elimination von Spurenstoffen eingesetzt werden. Hinzu kommt eine temporär höhere Dosierung, die in Abhängigkeit von der CSB-Konzentration im Zulauf zum Actiflo großen Schwankungen unterliegt. Die Einstellung eines auf das PAK-Dargebot ausgelegten Rückführverhältnisses überschneidet sich, aufgrund der Schwankungen und der Gesamtaufenthaltszeit in der Stufe, nicht zwingend mit dem Bedarf. Zudem müssten die Aggregate auf die maximale PAK-Dosierung ausgelegt werden. Eine weitergehende Steuerung und Regelung wäre an dieser Stelle nicht verhältnismäßig gegenüber dem Nutzen.

Ein Nachteil einer PAK-Rezirkulation besteht in der Rezirkulation von Abfiltrierbaren Stoffen und dessen Anreicherung im System. Der AFS-Wert im Ablauf der Kläranlage Herford ist mit ca. 12 mg/l im Mittel verhältnismäßig hoch. Um eine negative Beeinflussung der PAK durch die AFS zu verhindern müsste ggf. ein zusätzlicher Filter errichtet und dem Actiflo-Carb vorgeschaltet werden.

Für den Fall, dass der Actiflo künftig nur zur Elimination von CSB betrieben wird, ergibt sich eine weitere Schwierigkeit hinsichtlich der Rückführung. Der Actiflo würde nur temporär bei Bedarf betrieben werden. Dadurch ergeben sich Stillstandzeiten, in denen eine PAK-Rezirkulation zu einer Sedimentation in den Becken und ggf. zu PAK-ablagerungen und -Verkrustungen führen kann.

Im Rahmen der Machbarkeitsstudie wird die Rückführung von Pulveraktivkohle daher nicht weiter betrachtet.

Spülabwasser und Beckenentleerung

In der bestehenden Anlagentechnik wird das Spülabwasser, das bei der Spülung der Biostyrfilter anfällt sowie das Wasser aus der Beckenentleerung der Actiflos, im Spülabwasserbecken zwischengespeichert und von dort aus weiter zum Absetzbecken geleitet. Über den Wasserweg wird das im Absetzbecken gereinigte Abwasser wieder in den Zulauf zur Biologie geleitet.

Bei Betrieb eines Actiflo-Carb mit einer Pulveraktivkohledosierung, ist davon auszugehen, dass die Kontaktbecken und das Lamellenklärbecken regelmäßig zu spülen sind, um PAK-Ablagerungen zu beseitigen.

Um eine Rückführung der Pulveraktivkohle über das Spülabwasser in die Biologie zu verhindern, muss sowohl das Spülwasser, als auch das Abwasser aus der Beckenentleerung künftig separat abgezogen und behandelt werden.

Die Erarbeitung möglicher Verfahren zur Trübwasserbehandlung der Actiflo-Carb Stufe ist nicht Bestandteil dieser Arbeit und wird an dieser Stelle nur nachrichtlich aufgeführt.

Nachgeschalteter Filter

Wie bereits im Kapitel 4.1.4 erläutert, ist einer Pulveraktivkohlestufe häufig ein Sandfilter zur Abtrennung letzter in Schwebelage gehaltener PAK nachgeschaltet. Es wird davon

ausgegangen, dass ein Lamellenklärer durch seinen Aufbau und seine Betriebsweise auch Partikel in Schwebelösung sicher abtrennen kann und es keinen weiteren Filterbedarf gibt.

Für den Fall, dass im Laufe einer weiteren Planung die Entscheidung aus Sicherheitsgründen dennoch auf eine nachgeschaltete Filterstufe fällt, wird an dieser Stelle nachrichtlich erwähnt, dass grundsätzlich verschiedene Möglichkeiten der Filtrierung bestehen. Neben einer neu zu installierenden weiteren Filteranlage (z.B. Sandfilter, Tuchfilter, etc.) könnte auch überlegt werden, hierfür den zweiten Actiflo zu verwenden.

Alternativer Anlagenaufbau

Als alternativen Anlagenaufbau ist es denkbar die gesamte Actiflo-Carb Anlage in den vorhandenen Actiflo-Becken zu realisieren. Dieser Variante liegt der Ansatz zu Grunde, dass der bestehende Actiflo für eine Abwassermenge von 2.200 m³/h ausgelegt wurde und die Beschickung des Actiflo-Carb mit einem Drittel der Menge beaufschlagt werden soll. Ein Teil der Becken ist demnach überdimensioniert.

Der Grundgedanke liegt darin, das Koagulationsbecken künftig als PAK-Kontaktbecken zu nutzen, das anschließende Flockungsbecken als Koagulationsbecken, und schließlich das Reaktionsbecken als Becken zur Dosierung von Mikrosand und Flockungshilfsmitteln und als Reaktionsbecken.

Das bestehende Koagulationsbecken weist ein Volumen von rund 54 m³ auf. Bei einem Durchfluss von 750 m³/h entspricht dies einer Kontaktzeit von 4,5 Minuten. Ob diese Zeit zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB ausreichend ist, ist in Laboruntersuchungen oder einer Versuchsanlage mit anschließender Flockung zu überprüfen.

Die Kostenersparnis liegt bei dieser Variante lediglich in dem Wegfall eines neuen Kontaktbeckens einschließlich dessen Anbindung. Die Investitionskosten zur Errichtung eines Pak-Silos und zur Erneuerung der Mikrosandpumpen und des Hydrozyklons fallen auch bei dieser Variante an.

Der Ansatz wird im Rahmen dieser Studie nicht weiter verfolgt.

5.5.3 Kosten

5.5.3.1 Investitionskosten

Die Investitionskosten für die Umrüstung des bestehenden Actiflos in einen Actiflo-Carb, für eine zusätzliche Pulveraktivkohleanwendung, sind in Tabelle 5-10 aufgeführt.

Die Kosten für die Maschinentechnik setzen sich dabei aus den Investitionskosten für zwei neue Hydrozyklone, 3 neue Mikrosandpumpen sowie dem PAK-Silo einschließlich Dosiersystem zusammen. Hinzu kommen die Investitionskosten für die Pumpen und Absperrarmaturen der neu zu verlegenden Abwasserleitungen zur Anbindung des PAK-Kontaktbeckens an den Zulauf zum Actiflo.

Die Bautechnik umfasst im Wesentlichen das neu zu errichtende PAK-Kontaktbecken aus Spannbeton mit Abdeckung, die neuen Rohrleitungen sowie bauliche Anpassungen am Bestand.

Die Kosten für die Elektrotechnik, dazu zählt unter anderem die Schaltanlage, die Programmierung und die Anbindung der Steuerung in das PLS, kann an dieser Stelle nur abgeschätzt werden.

Tabelle 5-10: Investitionskosten PAK-Anlage (Actiflo-Carb)

	GP	
Maschinentechnik	730.000	€
Bautechnik	145.000	€
Elektrotechnik	30.000	€
Sonstiges	220.000	€
SUMME (netto)	1.125.000	€

Eine detaillierte Aufstellung der Investitionskosten ist in Anlage 5 zu finden.

5.5.3.2 Betriebskosten

Die Betriebskosten setzen sich aus den Kosten für Betriebsmittel, Energie, Personal sowie für die Wartung und Instandhaltung zusammen. Hinzu kommen bei der PAK-Dosierung die Kosten für die Schlamm Entsorgung.

Als Betriebsmittel wird hier insbesondere die Pulveraktivkohle aufgeführt. Die Kosten für Pulveraktivkohle liegen zwischen 1.115 €/t und 1.600 €/t. Für die Berechnung wird von einem Mittelwert von 1.400 €/t ausgegangen. Bei einem PAK-Bedarf zur Elimination von Rest-CSB von 120 t/a ergeben sich die Betriebsmittelkosten somit zu rund 170.000 €/a. Für die reine Spurenstoffelimination an 365 d/a bei einer Dosiermenge von 15 mg/l ergeben sich die PAK-Kosten zu 100 t/a * 1.400 €/t = 140.000 €/a. Bei Einsatz des Verfahrens zur Elimination beider Stoffgruppen werden permanent 15 mg/l PAK dosiert. An Tagen mit einer Überschreitung des CSB-Kontrollwertes wird die Dosis entsprechend erhöht. Der jährliche PAK-Bedarf ergibt sich zu rund 200 t/a mit Kosten in Höhe von 280.000 €/a.

Bei einer Erhöhung der zu entsorgenden Klärschlammmenge um 200 t/a und Entsorgungskosten von ca. 250 €/t für die Klärschlammverbrennung, ergeben sich die Mehrkosten für die Schlamm Entsorgung zu rund 50.000 €/a.

Es wird davon ausgegangen, dass die im Actiflo-Carb eingesetzten Hilfsstoffe (Flockungsmittel, Mikrosand und Flockungshilfsmittel) auch im regulären Betrieb eingesetzt werden. Ob eine Erhöhung der Dosierung in Abhängigkeit von der eingesetzten Pulveraktivkohledosierung erforderlich ist, konnte nicht abschließend beurteilt werden. Zur Ermittlung des Hilfsmittel-Bedarfs bei einer höheren PAK-Dosierung können Laborversuche durchgeführt werden. Für die Ermittlung der Betriebskosten im Rahmen dieser Studie werden die zusätzlichen Hilfsmittelkosten vernachlässigt.

Die Energiekosten setzen sich aus dem Energiebedarf für das Rührwerk, die Abwasserpumpe, das PAK-Dosiersystem, der Beckenspülung sowie der Mikrosandrückführung (Mikrosandpumpen / Hydrozyklon) zusammen. Die Stromkosten werden zu 0,15 €/kWh angenommen.

Der Energiebedarf der Pumpen, des Rührwerks und des Hydrozyklons ergeben sich über den Leistungsbedarf der Aggregate und die Betriebsstunden. Der Energiebedarf für die Spülung der Becken wird in Anlehnung an die Kostenbetrachtung der „Arge Spurenstoffe NRW – Mikroflock“ für die Kläranlage Buchenhofen und die Kläranlage Dülmen hier zu 25 €/d abgeschätzt. Das entspricht 9.000 €/a bei 60.000 kWh/a.

Tabelle 5-11: Energiebedarf PAK-Anlage (Actiflo-Carb) für den Betrieb an 365 d/a

	Energie- bedarf		Betriebs- stunden		Energie- bedarf	
Energiekosten						
Mikrosandrückführung	30	kW	4.380	h/a	131.400	kWh/a
Abwasserpumpe	7,5	kW	8.760	h/a	65.700	kWh/a
Rührwerk	5	kW	8.760	h/a	43.800	kWh/a
Filterspülung				1 psch	60.000	kWh/a
Dosiersystem	15	kW	8.760	h/a	130.000	kWh/a
SUMME					430.900	kWh/a

Der Gesamtenergiebedarf der PAK-Anlage ist in Tabelle 5-11 aufgeführt. Bei dem Einsatz der Anlage an 365 d/a und einem Strompreis von 0,15 €/kWh ergeben sich die Energiekosten zu rund 65.000 €/a. bei Einsatz der Anlage an nur 80 d/a reduzieren sich die Energiekosten auf rund 14.000 €/a.

Gemäß Tabelle 5-12 ergeben sich die Gesamtbetriebskosten im Jahr bei Einsatz zur Elimination von Spurenstoffen und CSB zu rund 418.000 €/a. Beim Einsatz zur reinen CSB-Elimination an 80 d/a liegen die Betriebskosten bei rund 237.000 €/a, beim Einsatz zur reinen Spurenstoff-Elimination an 365 d/a bei rund 257.000 €/a.

Tabelle 5-12: Betriebskosten PAK-Anlage (Actiflo-Carb) zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB an 365 d/a

	GP	
Betriebsmittel	280.000	€/a
Energiekosten	65.000	€/a
Schlammentsorgung	50.000	€/a
Personalkosten	10.000	€/a
Wartung und Instandhaltung	13.000	€/a
SUMME	418.000	€/a

5.6 Anwendung der Ozonoxidation auf der Kläranlage Herford

Wie eingangs in Kapitel 4.2.2.1 bereits erläutert wurde, kann eine vollständige Oxidation des inerten Rest-CSB angestrebt werden oder eine Teiloxidation mit einer geringeren Ozondosis, bei der der CSB biologisch verfügbar gemacht und in einem nachgeschalteten Belebungsverfahren biologisch abgebaut werden kann.

Zur Reduzierung der Betriebsmittelkosten, insbesondere für den Sauerstoffeinsatz und den Energiebedarf, wird an dieser Stelle nur die zweite Variante betrachtet.

5.6.1 Parameter zur Dimensionierung der Ozon-Anlage

Ähnlich wie bereits bei der GAK- und bei der PAK-Anwendung wird auch hier zwischen den zwei Betriebsarten zur Elimination von Spurenstoffen an 365 d/a und zur Elimination von Rest-CSB an 80 d/a unterschieden. Die angegebene Anzahl der Tage zur Elimination von CSB ergibt sich, analog wie beim Einsatz von Aktivkohle, aufgrund der Einführung eines Kontrollwertes von 55 mg/l, bei dem die Anlage in Betrieb gesetzt werden soll.

Die einzusetzende Ozondosis wird, aufgrund der schlecht oxidierbaren Spurenstoffe im Ablauf der Kläranlage Herford, in beiden Anwendungsfällen als gleich hoch angesetzt. Basierend auf den Versuchsergebnissen der Xylem Water Solutions GmbH wird im Rahmen einer Kostenschätzung von einer zuzusetzenden Dosis von 15 mg/l ausgegangen. Bei dieser Konzentration findet eine Elimination der Spurenstoffe, ein direkter CSB-Abbau durch Oxidation und eine Verbesserung des CSB/BSB₅-Verhältnisses statt.

In Tabelle 5-13 sind die gewählten Beckenvolumina aufgeführt, die bei einer gewählten Kontaktzeit von 30 min erforderlich sind.

Tabelle 5-13: Dimensionierung der Ozon-Anlage

Kennwerte				
Mittlerer Täglicher Trockenwetterzufluss	$Q_{\max, TW} =$	2.200	m ³ /h	
Auslegungspunkt	$Q_M =$	1.000	m ³ /h	
Kontaktzeit	$t =$	30	min	
Ozondosierung (Konzentration)	$O_{\text{Ozon}} =$	15	mg/l	
Ozondosierung (Volumenstrom)	$Q_{\text{Ozon}} =$	83,8	Nm ³ /h	
Kontaktbecken				
Anzahl der Becken	$n =$	3	Stk	
Beckenvolumen (3 x 180 m ³)	$V =$	540	m ³	
Grundfläche (3 x 30 m ²)	$A =$	90	m ²	
Anzahl der Keramik Diffusoren (30 bzw. 20 Stk/Becken)	$m =$	50	Stk	

5.6.2 Anlagenaufbau

Standort der Anlage und Anlagenaufbau

Nach intensiver Prüfung ergeben sich zwei Möglichkeiten zur Errichtung einer Ozonanlage am Standort Herford. Die Anlage kann entweder in eine der vorhandenen Actiflo-Straßen integriert oder auf der gegenüberliegenden Straßenseite im Bereich der Schlammbehandlung neu errichtet werden.

Durch die Verwendung der vorhandenen Bausubstanz können die Investitionskosten einer Straßenquerung und der Errichtung von neuen Kontaktbecken bei Nutzung der bestehenden Actiflo-Becken vermieden werden. Zudem kann die vorhandene Verfahrenstechnik teilweise weiter verwendet werden. Im Rahmen dieser Arbeit werden daher die Nutzung und der Umbau einer der Actiflos zur Ozonanlage untersucht.

Abbildung 5-15 und Abbildung 5-16 zeigen eine mögliche Anordnung der erforderlichen Anlagenteile. Weitere Skizzen zur Anordnung sowie Skizzen zu den erforderlichen

Abbruch- und Neubaumaßnahmen können der Anlage 4, bzw. der Bachelorarbeit von Herrn Großindemann in Anlage 6, entnommen werden.

Gemäß dem abgebildeten Aufstellungskonzept sollen die drei Actiflo-Becken (Koagulation/Flockung, Reifebecken, Lamellenklärbecken) als Ozon-Reaktionsbecken dienen. Der Ozongenerator kann einschließlich der Schaltanlage kompakt in einem Container aufgestellt werden. In einem weiteren baugleichen Container wird die Trafostation angeordnet. Hierfür eignet sich die Freifläche im Obergeschoss des Actiflo-Raumes, oberhalb der Einlaufgerinne vom Biostyr in die Actiflo-Straßen.

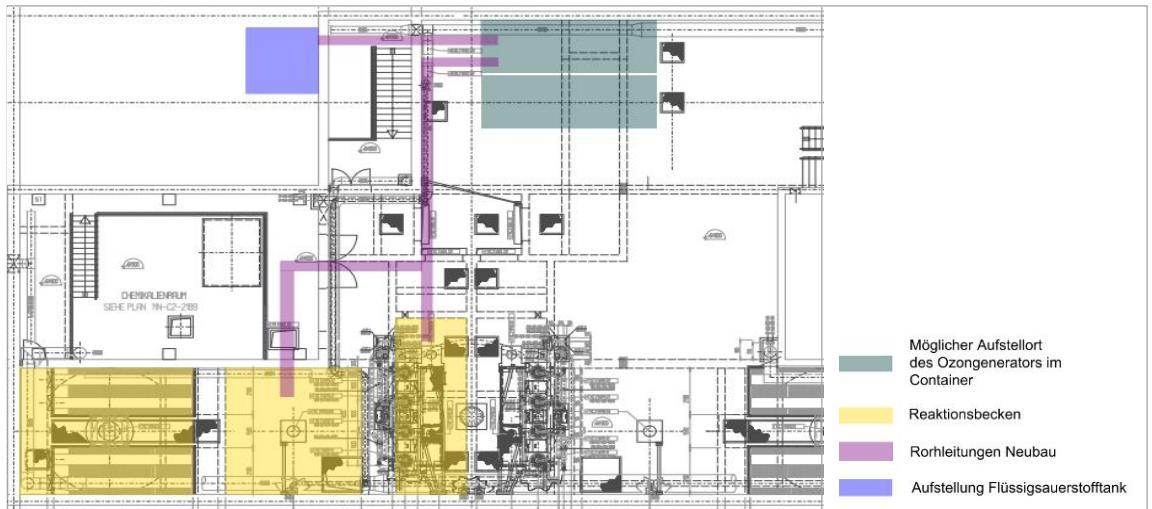


Abbildung 5-15: Mögliche Anordnung der Ozonanlage, Draufsicht

Der Flüssigsauerstofftank muss aus Gründen des Brand- und Explosionsschutzes außerhalb des Gebäudes aufgestellt werden. Hierfür kommen verschiedene Flächen im Bereich des Vorplatzes in Frage. Ein möglicher Aufstellort ist in Abbildung 5-15 dargestellt.

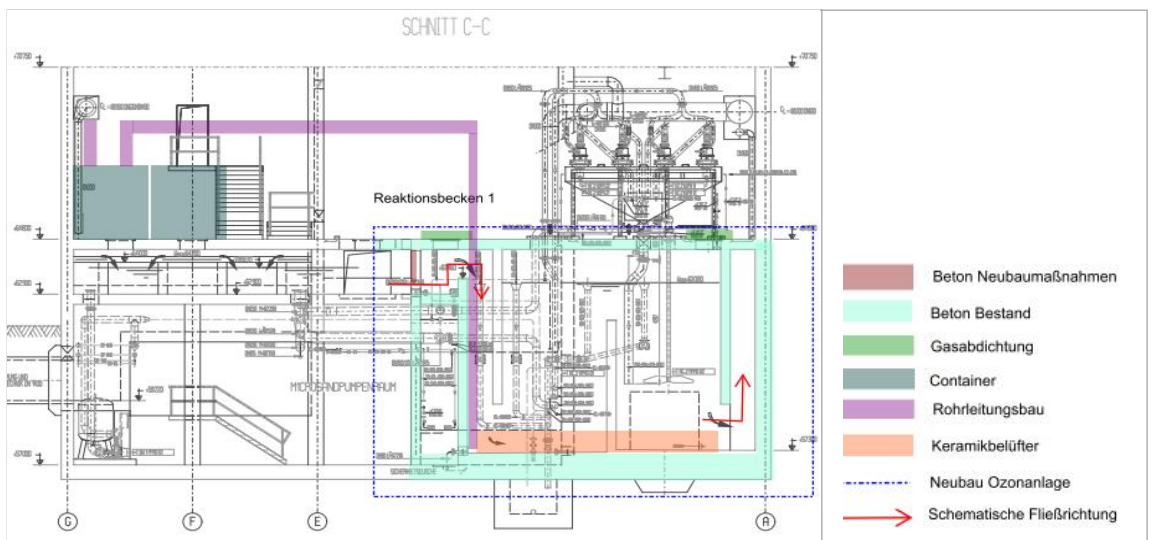


Abbildung 5-16: Mögliche Anordnung der Ozonanlage, Schnitt C-C

Der Klarwasserablauf der Ozonanlage erfolgt über den vorhandenen Ablauf des Lamellenklärsers. Von dort aus wird das Abwasser zur biologischen Nachbehandlung gefasst und abgeleitet. Als nachgeschaltete Biologie sind verschiedene Verfahren denkbar, wie beispielsweise eine Rückführung und Behandlung des Ablaufs im Biostyr, der Umbau des zweiten Actiflos als Festbettbiologie oder der Neubau einer zusätzlichen biologischen Stufe. Zur Abschätzung der Investitionskosten wird an dieser Stelle vom Neubau einer Festbettbelebung außerhalb des Gebäudes zur Abwasserbehandlung ausgegangen.

Kontaktbecken

Die vorhandenen Becken der Actiflo-Anlage haben eine Tiefe von 6,00 Metern. Damit entsprechen sie den Vorgaben der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH für Ozon-Kontaktbecken. Eine Nutzung der Becken ist demnach möglich.

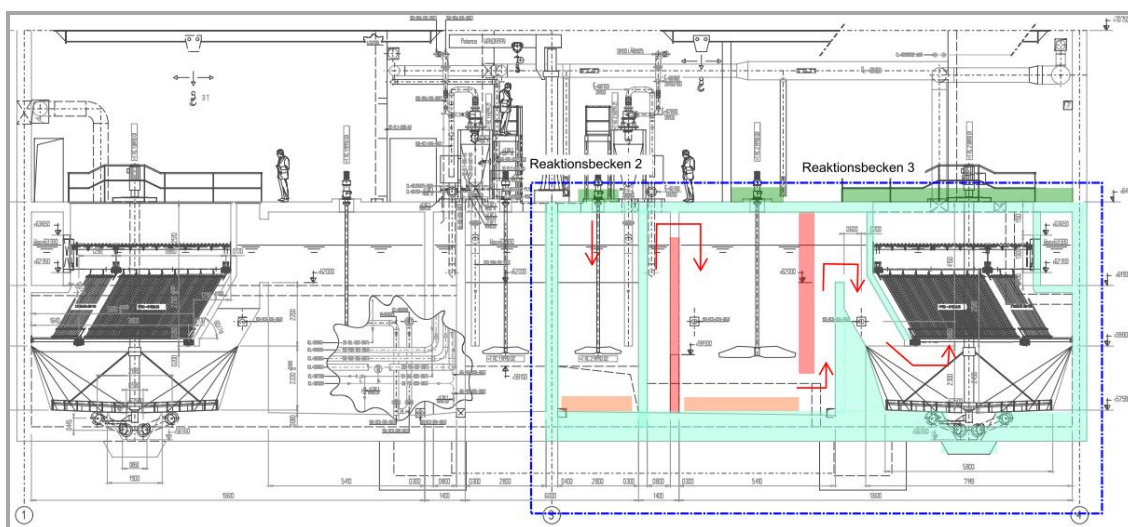


Abbildung 5-17: Wasserführung in den Reaktionsbecken anhand von Leitwänden

Die Actiflo-Becken können wie folgt umgebaut und genutzt werden. Die ersten beiden Kammern werden als erstes Kontaktbecken zusammengefasst. Hierzu müssen die vorhandenen Trennwände entfernt werden. Die dritte Kammer des Actiflo wird als zweites Kontaktbecken genutzt. Hierzu muss eine Tauchwand entfernt und zwei neue Tauchwände errichtet werden. Die vierte Kammer, in der sich aktuell der Lamellenklärser befindet, wird als Abklingbecken verwendet.

Nach dem Umbau weisen die Kontaktbecken eine Fläche von insgesamt 95,60 m² auf. Mit einer durchschnittlichen Beckentiefe von 6,00 m ergibt sich ein Volumen von rund 580 m³. eine Kontaktzeit von mind. 30 Minuten kann somit realisiert werden.

Für eine Umnutzung der Becken muss der vorhandene Lamellenklärser entfernt werden. Ob eine Demontage oder die Weiternutzung der Rührwerke erforderlich ist, kann in der weiteren Planung über eine CFD-Simulation überprüft werden. Die Deckenöffnungen der demontierten Aggregate, die gesamte Beckenabdeckung, sowie die Abdeckung der Kontrollschächte müssen vollständig gasdicht ausgeführt werden. Dies kann durch eine massive Betondecke erreicht werden. Der Restozon-Vernichter wird oberhalb der Reaktionsbecken angeordnet.

Mögliche Optimierung der Beckengeometrie

Die theoretische Kontaktzeit, die mit dem Umbau der vorhandenen Actiflo-Becken erreicht werden kann, beträgt rund 30 Minuten. Erfahrungen der Xylem Water Solutions Deutschland GmbH zeigen jedoch, dass es in Kontaktbecken je nach Beckengeometrie und der sich einstellenden Strömungssituation gegebenenfalls zu Kurzschlussströmungen kommen kann, die die reale Aufenthaltszeit verkürzen. Optimierungen hinsichtlich der Strömungen sind bei Bedarf durch Versatz der Tauchwände oder der Belüfterelemente möglich. Hierzu können im weiteren Planungsverlauf CFD-Simulationen durchgeführt werden.

Fall sich im Zuge einer späteren Planung ergibt, dass eine nachgeschaltete Biologie auf der gegenüberliegenden Straßenseite neu errichtet wird, kann die Aufenthaltszeit in den Rohrleitungen ebenfalls als Kontaktzeit angerechnet werden. Die hydraulische Aufenthaltszeit lässt sich so zusätzlich erhöhen.

Rohrleitungsbau

Zur Anbindung der einzelnen Anlagenteile der Ozonanlage sind verschiedene Rohrleitungen neu zu installieren. Dazu zählen die Sauerstoff-Beschickungsleitung, die vom Flüssigsauerstofftank zum Ozongenerator führt, die Ozon-Dosierleitungen vom Ozongenerator zu den Reaktionsbecken 1 und 2 sowie die Abluftleitungen von den einzelnen Reaktionskammern zum Restozonvernichter.

Gemäß dem zuvor beschriebenen Aufstellungskonzept und der daraus resultierenden Abstände der Anlagenteile zueinander ergeben sich Rohrleitungslängen für die Sauerstoff-Leitung von rund 25 m. Die Ozon-Dosierleitungen haben eine Gesamtlänge von rund 80 m. Für die Abluftleitungen zum Restozonvernichter ergeben sich Gesamtlängen von rund 15 m. Alle Rohrleitungen sind in Edelstahl auszuführen.

5.6.3 Kosten

5.6.3.1 Investitionskosten

In der nachfolgend aufgeführten Tabelle 5-14 sind die Investitionskosten für eine Ozonanlage zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB auf der Kläranlage Herford aufgeführt.

Tabelle 5-14: Investitionskosten Ozon-Anlage

	GP	
Maschinentechnik	458.400	€
Bautechnik	455.000	€
Elektrotechnik	40.000	€
Sonstiges	225.000	€
SUMME (netto)	1.178.400	€

Die Investitionskosten für die Maschinentechnik umfassen im Wesentlichen den gesamten Rohrleitungsbau sowie die Anschaffungs- und Installationskosten für die Ozonanla-

ge bestehend aus dem Ozongenerator, Ozoneintragssystem, Restozonvernichter, Kühlwasserversorgung, Ozon-Messungen und der lokalen Steuerung.

In der Bautechnik sind die Kosten für die baulichen Anpassungen der Actiflo-Becken, Fundamente, Schlosserarbeiten, etc. aufgeführt. Hinzu kommen die Kosten für die biologische Nachbehandlung des ozonbehandelten Abwassers. Hier können verschiedene Verfahren zum Einsatz kommen, wie beispielsweise die Nutzung von bestehenden Biostyr-Kammern, die Umrüstung eines Actiflos oder der Neubau einer Festbettbiologie. Im Rahmen einer ersten überschlägigen Kostenschätzung wird vom Neubau einer Festbettbelebung ausgegangen. Die Investitionskosten hierfür werden zu rund 350.000 € abgeschätzt. Die Gesamtkosten für die Bautechnik belaufen sich damit zu rund 455.000 €. Die Kosten für die Elektrotechnik umfassen die Anpassung der übergeordneten Steuerung und des PLS-Systems sowie die Verkabelung.

Weitere Kosten fallen für die Baustelleneinrichtung, die Herstellung und den anschließende Verschluss einer Montageöffnung im Bestand, Hebezeuge, etc. an.

5.6.3.2 Betriebskosten

Die Betriebskosten der Ozonanlage gliedern sich in die Energiekosten und in die Betriebsmittelkosten.

Die Betriebsmittelkosten zur Herstellung von Ozon umfassen die Miete eines Flüssigsauerstofftanks sowie die Anlieferung von Flüssigsauerstoff. Die Kosten zur Tankmiete belaufen sich zu rund 10.000 €/a.

Die einzusetzende Ozondosis wurde im Rahmen der begleitenden Bachelorarbeit von Herrn Großlindemann [Anlage 6] zu ca. 15 kg/h bestimmt. Der Bedarf gilt sowohl für den Einsatz zur Reduzierung von CSB, als auch für den Einsatz zur Spurenstoffelimination. Zur Ozonherstellung werden je nach der zum Einsatz kommenden Anlagentechnik rund 10 mgO₂/mgO₃ benötigt. Die Kosten für Flüssigsauerstoff liegen bei ca. 0,20 €/kg. Die Kosten für das Einsatzgas ergeben damit sich zu rund 60.000 €/a für den Betrieb an 80 d/a, bzw. zu 260.000 €/a für den Betrieb an 365 d/a.

Die jährlichen Energiekosten ergeben sich aus dem Energiebedarf der eingesetzten Anlagentechnik zur Erzeugung der benötigten Ozonmenge. Bei einer einzusetzenden Ozondosis von 15 kg/h ergibt sich der Energiebedarf der Anlage zu etwa 220 kWh/h [Großlindemann, 2013].

Tabelle 5-15: Energiebedarf Ozon-Anlage

	Energie- bedarf		Betriebs- stunden		Energie- bedarf	
Energiekosten						
Ozonanlage	220	kW	1.920	h/a	422.000	kWh/a
SUMME					422.000	kWh/a

Für einen Betrieb an 365 d/a zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB, beläuft sich der jährliche Energiebedarf somit zu rund 1.927.000 kWh/a, beim Einsatz an nur 80 d/a zur Reduzierung der CSB-Frachten und Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage Herford zu rund 422.000 kWh/a.

Unter Annahme von Stromkosten im Höhe von 0,15 €/kWh, ergeben sich die jährlichen Energiekosten für den Einsatz der Ozonanlage zur Reduzierung von Spurenstoffen und inerten Rest-CSB somit zu rund 290.000 €/a. In Tabelle 5-16 sind die Gesamtbetriebskosten der Ozonanlage aufgeführt.

Tabelle 5-16: Betriebskosten Ozon-Anlage zur Elimination zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB an 365 d/a

	GP	
Betriebsmittel	270.000	€/a
Energiekosten	290.000	€/a
Personalkosten	10.000	€/a
Wartung und Instandhaltung	14.000	€/a
SUMME	586.500	€/a

5.7 Vergleich der Kosten

5.7.1 Vergleich der Kosten bei Betrieb der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen

5.7.1.1 Vergleich der Investitions- und Betriebskosten

In den nachfolgenden Tabellen sind die Investitionskosten und die Betriebskosten für die drei untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen zusammenfassend aufgeführt. Dabei handelt es sich um die Gesamtinvestitionskosten ohne Berücksichtigung einer Abminderung der Kosten durch eine mögliche Förderung.

Im Vergleich der Gesamtkosten untereinander, sticht die Kornaktivkohle-Anlage mit doppelt so hohen Investitionskosten wie die der Pulveraktivkohle- und der Ozonanlage deutlich hervor. Diese hohen Investitionskosten können im Wesentlichen dadurch begründet werden, dass die gesamte Anlage neu errichtet wird. Bei den erläuterten Anlagenkonzepten zum Einsatz von Pulveraktivkohle und Ozon können die Becken einer der bestehenden Actiflo-Straßen weitgehend genutzt werden. Hierdurch verringern sich die erforderlichen Investitionskosten deutlich.

Tabelle 5-17: Vergleich der Investitionskosten der untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen (ohne Förderung)

	GAK-Anlage	PAK-Anlage	Ozon-Anlage
Maschinenteknik	1.910.000 €	730.000 €	458.400 €
Bautechnik	160.000 €	145.000 €	455.000 €
Elektrotechnik	40.000 €	30.000 €	40.000 €
Sonstiges	490.000 €	220.000 €	225.000 €
SUMMEN	2.600.000 €	1.125.000 €	1.178.400 €

Nicht in den aufgeführten Kosten enthalten sind eine nachgeschaltete Trüb- bzw. Spülwasserbehandlung für den Fall der Aktivkohleanwendung. Bei Betrieb einer GAK-Anlage muss das Filterspülwasser, separat aufgefangen und behandelt werden. Hierfür ist z.B. der Einsatz einer weiteren Tuchfiltration oder die Behandlung im bestehenden Actiflo denkbar. Bei Einsatz der PAK-Anlage ist das in der Schlammbehandlung anfallende Trübwasser ggf. noch mit PAK-Rückständen belastet, welche aus dem Abwasser

abzuscheiden sind. In welchen Mengen Trübwasser anfällt und welches Verfahren hierfür zum Einsatz kommen kann, ist nicht Bestandteil der Studie. Es ist denkbar dass hierfür z.B. der Actiflo bzw. die vorhandene maschinelle Eindickung zum Einsatz kommen kann.

Tabelle 5-18: Vergleich der Betriebskosten der untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen

	GAK-Anlage		PAK-Anlage		Ozon-Anlage	
Betriebsmittelkosten	300.000	€a	140.000	€a	270.000	€a
Energiekosten	43.000	€a	65.000	€a	290.000	€a
Schlamm Entsorgung	-	€a	25.000	€a	-	€a
Personalkosten	10.000	€a	10.000	€a	10.000	€a
Wartung und Instandhaltung	31.000	€a	13.000	€a	14.000	€a
SUMMEN	384.000	€a	254.000	€a	584.000	€a

In Tabelle 5-18 sind die Betriebskosten der drei untersuchten Verfahren aufgeführt.

Im Vergleich der Betriebskosten zur reinen Spurenstoffelimination an 365 d/a ist die Pulveraktivkohle mit 254.000 €a das wirtschaftlichste Verfahren. Die Kosten für den Einsatz von Granulierter Aktivkohle liegen hier bei ca. 384.000 €a. Die Ozonanlage ist mit ca. 584.000 €a das teuerste Verfahren. Die hohen Betriebskosten können mit der hohen, in dieser Studie betrachteten, Ozondosis von 15 mg/l begründet werden, die über der empfohlenen Ozon-Dosis zur Spurenstoffelimination liegt. Mit dem Einsatz der gleichen Anlagentechnik und einer Ozondosis von 10 mg/l können die Betriebskosten zu rund 409.000 €a bestimmt werden, also ähnlich hoch wie der GAK-Anlage. Mit einer Dosis von 5 mg/l können die Betriebskosten noch weiter gesenkt werden. Hierbei ist jedoch zu beachten, dass die Eliminationsleistung hinsichtlich Röntgenkontrastmitteln und anderer schwer oxidierbarer Stoffe bei der Reduktion der Ozon-Dosis abnimmt.

5.7.1.2 Kostenvergleichsrechnung

Die Jahreskosten der untersuchten Varianten wurden anhand der Kostenvergleichsrechnung nach LAWA [2005] ermittelt. Die Ergebnisse sind in Anlage 5, bzw. in Kurzform in Tabelle 5-19, abgebildet.

Im Ergebnis der Kostenvergleichsrechnung ist die Ozonanlage mit Jahreskosten in Höhe von 1.102.700 €a das teuerste Verfahren. Die Jahreskosten im Falle einer Umrüstung des bestehenden Actiflos in einen Actiflo-Carb mit einer zusätzlichen Pulveraktivkohledosierung sind um die Hälfte geringer. Die Jahreskosten der GAK-Anlage betragen rund 906.300 €a und liegen damit genau im Mittelfeld.

Unter der Annahme, dass nur 10 mg/l Ozon eingesetzt werden, anstatt wie erläutert 15 mg/l, fallen die Jahreskosten der Ozonanlage von 1.102.700 €a auf 801.800 €a. Damit lägen die Jahreskosten dieses Verfahren im Vergleich unter denen der GAK-Anlage.

Tabelle 5-19: Kostenvergleichsrechnung nach LAWA (2005)

Kläranlage Herford Elimination von Spurenstoffen Variantenvergleich Kostenvergleichsrechnung nach LAWA							
Durchschnittliche Nutzungsdauern nach den LAWA-Leitlinien zur Durchführung von Kostenvergleichsrechnungen (2005):							
Inbetriebnahme Anlagenerweiterung:	2015						
Untersuchungszeitraum / Planungshorizont :	30 Jahre						
Bezugszeitpunkt DFAKE	0 Jahre						
Nutzungsdauer Bautechnik:	30 Jahre						
Nutzungsdauer M-Technik	15 Jahre						
Nutzungsdauer E-/MSR-Technik:	15 Jahre						
Nutzungsdauer Sonstiges	15 Jahre						
Realzinssatz i :	3,0 % p.a.						
Reale jährliche Preissteigerungsraten für die laufenden Energiekosten:	4,0 % p.a.						
Reale jährliche Preissteigerungsraten für alle übrigen Kosten:	3,5 % p.a.						
Die Investitionskosten werden zum Bezugszeitpunkt betrachtet.	Alle Kosten netto						
Eingangsdaten		Variante 1		Variante 2		Variante 3	
Untersuchte Variante		Einsatz von Granulierter Aktivkohle		Einsatz von Pulveraktivkohle		Einsatz der Ozon-Oxidation	
	Menge	EP	GP	EP	GP	EP	GP
Kosten							
A) Investitionen							
Summe Investitionskosten:			2.600.000 €		1.125.000 €		1.178.400 €
B) Laufende Kosten							
Summe Laufende Kosten:			384.000 €		253.000 €		584.000 €
Aufbereitung der Kosten		Umrechnungs-		nominale		nominale	
	faktor *)	Kosten	Barwert	Kosten	Barwert	Kosten	Barwert
		[€netto]	[€netto]	[€netto]	[€netto]	[€netto]	[€netto]
Investitionskosten IK			2.600.000 €		1.125.000 €		1.178.400 €
Summe IK							
Reinvestitionskosten RK			2.623.836 €		1.053.836 €		777.903 €
Summe RK							
Laufende Kosten LK:			12.540.765 €		8.357.938 €		19.656.772 €
Summe LK							
Projektkostenbarwert PKBW _{DFAKE+DFAKR}			17.764.600 €		10.536.800 €		21.613.100 €
Jahreskosten JK		KFAKR (3,0;30)	0,05102	906.300 €	537.600 €		1.102.700 €

5.7.1.3 Spezifische Kosten

Die spezifischen Kosten, die sich aus den zuvor ermittelten Jahreskosten ergeben, sind in Tabelle 5-20 aufgeführt.

Da ein Teil der Einwohnerequivalente der KA Herford auf industrielles Abwasser zurückfällt, das von den Abwassergebühren befreit ist, lassen sich die Jahreskosten nicht analog zu anderen kommunalen Kläranlagen auf die angeschlossenen Einwohnerwerte umlegen. Ein Vergleich dieser Kosten wird im Folgenden nicht weiter betrachtet.

Die spezifischen Kosten wurden nur in Bezug auf die Frischwassermenge ermittelt. Diese beläuft sich zu jährlich ca. 4.000.000 m³.

Tabelle 5-20: Spezifische Kosten der untersuchten Verfahren

	GAK-Anlage		PAK-Anlage		Ozon-Anlage	
Jahreskosten (KVR nach LAWA)						
netto	906.300	€/a	537.600	€/a	1.102.700	€/a
Spezifische Kosten bezogen auf die Frischwassermenge						
Frischwassermenge	4.000.000	m ³ /a	4.000.000	m ³ /a	4.000.000	m ³ /a
Spezifische Kosten	0,22	€/m ³	0,13	€/m ³	0,27	€/m ³

In Abbildung 5-18 sind die in Mertsch et al. [2012] ermittelten Jahreskosten der bereits realisierten Großanlagen, geplanter Anlagen, Versuchsanlagen sowie die Ergebnisse der

Jahreskosten aus Studien aufgeführt. Die in den Grafiken aufgeführten spezifischen Kosten beziehen sich auf die Jahresfrischwassermenge der untersuchten Kläranlagen.

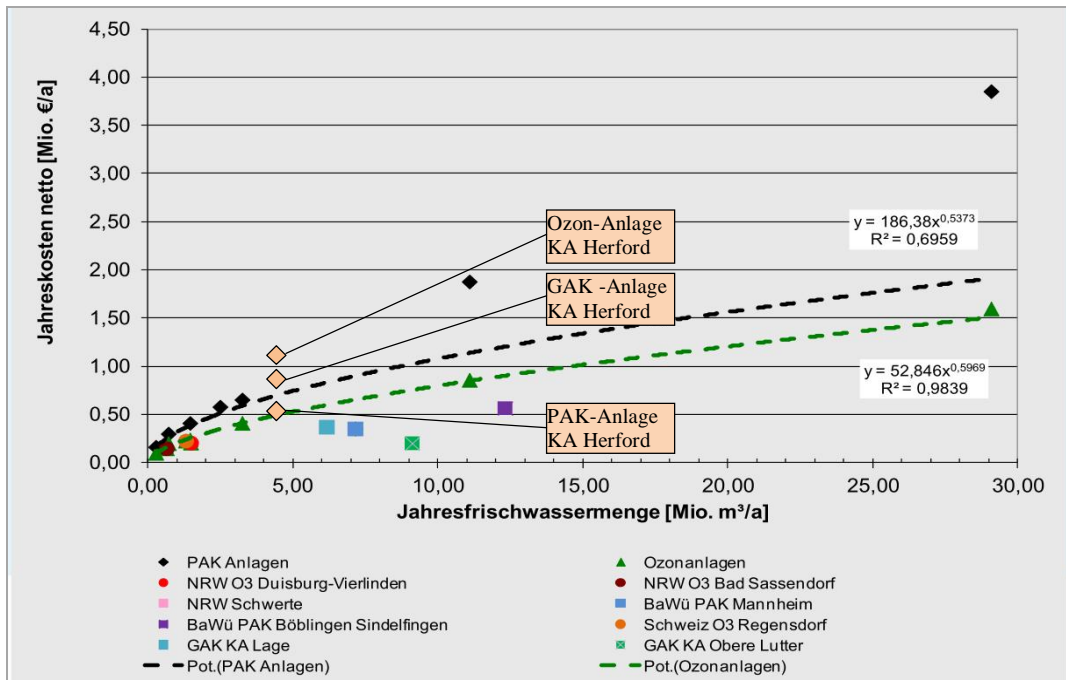


Abbildung 5-18: Vergleich der Jahreskosten nach Jahresfrischwassermenge der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]

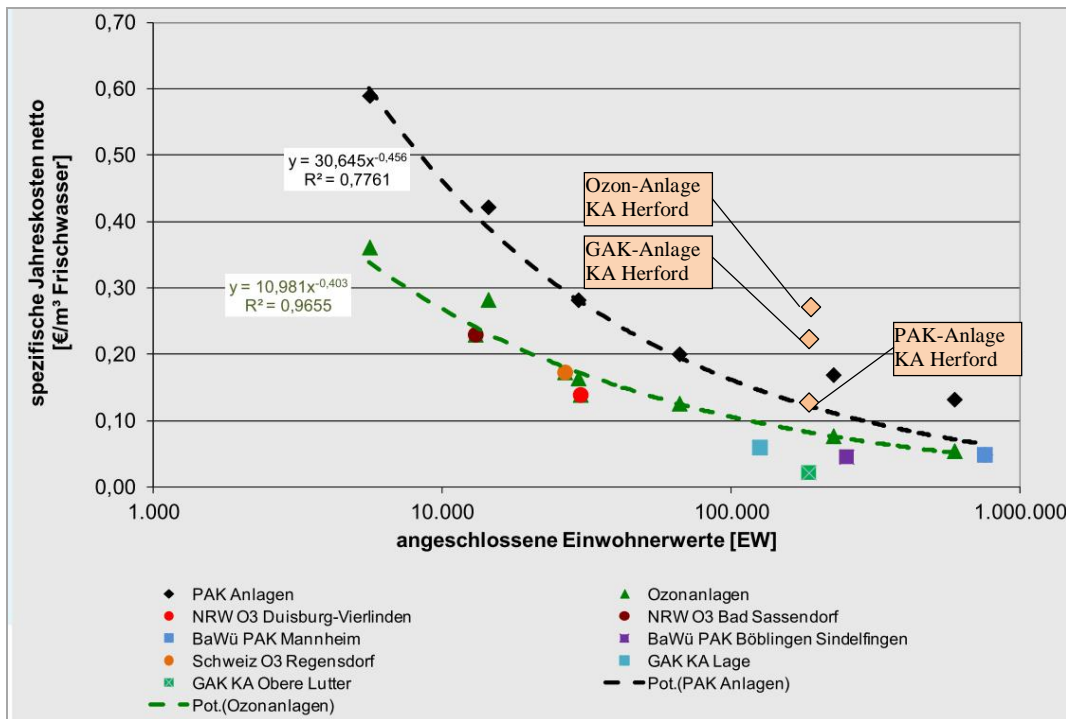


Abbildung 5-19: Vergleich der spezifischen Jahreskosten nach angeschlossenen Einwohnerwerten der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]

Im Vergleich mit den Jahreskosten der aufgeführten Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen, wird deutlich dass die Jahreskosten für die Kläranlage Herford etwa in der gleichen Größenordnung liegen. Die Jahreskosten der PAK-Anlage liegen leicht unterhalb der in Mertsch et al. [2012] aufgeführten Anlagen. Die Jahreskosten der Ozonanlage liegen darüber. Durch eine Anpassung der Ozon-Dosis auf eine Dosis zur Spurenstoffelimination zwischen 5 und 10 mg/l liegen die Jahreskosten jedoch im vergleichbaren Rahmen gegenüber anderer Anlagen.

Das gleiche gilt auch für die spezifischen Kosten nach angeschlossenen Einwohnergleichwerten. Auch hier liegen die Kosten der PAK-Anlage im Bereich der Kosten anderer Anlagen in der gleichen Größenordnung. Die spezifischen Kosten der Ozonanlage liegen aufgrund der hohen Betriebskosten durch eine relativ hohe Ozondosis oberhalb der spezifischen Kosten vergleichbarer Anlagen. Nur durch den Einsatz einer geringeren Ozondosis gleichen sich die Kosten an diese an.

5.7.2 Vergleich der Kosten bei Betrieb der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB

5.7.2.1 Vergleich der Investitions- und Betriebskosten

Die Investitionskosten wurden bereits in Kapitel 5.7.1.1 gegenübergestellt und sind unabhängig von der Betriebsart die gleichen. Sie werden an dieser Stelle daher nicht wiederholend abgebildet.

Tabelle 5-21: Vergleich der Betriebskosten der untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB

	GAK-Anlage		PAK-Anlage		Ozon-Anlage	
Betriebsmittelkosten	610.000	€a	280.000	€a	270.000	€a
Energiekosten	43.000	€a	65.000	€a	290.000	€a
Schlamm Entsorgung	-	€a	50.000	€a	-	€a
Personalkosten	10.000	€a	10.000	€a	10.000	€a
Wartung und Instandhaltung	31.000	€a	13.000	€a	14.000	€a
SUMMEN	694.000	€a	418.000	€a	586.500	€a

In Tabelle 5-21 sind die Betriebskosten der drei untersuchten Verfahren aufgeführt. Bei Einsatz der jeweiligen Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB an 365 d/a sind die Betriebskosten der Kornaktivkohlestufe am höchsten, die jährlichen Kosten der Pulveraktivkohlestufe am niedrigsten. Die Betriebskosten der Ozonanlage liegen etwa im mittleren Bereich.

Die einzusetzende Ozondosis wurde für den Betrieb der Ozonanlage zur Elimination von Spurenstoffen mit 15 mg/l relativ hoch angesetzt. Bei einer Reduktion der Ozonmenge an Tagen ohne CSB-Überschreitung, also an ca. 285 d/a, auf 10 mg/l, sinken sowohl die Energiekosten als auch die Kosten für das Einsatzgas. Die Gesamtbetriebskosten können somit auf rund 500.000 €a gesenkt werden. Die Pulveraktivkohle bleibt dabei weiterhin das kostengünstigste Verfahren.

5.7.2.2 Kostenvergleichsrechnung

Die Jahreskosten der untersuchten Varianten wurden anhand der Kostenvergleichsrechnung nach LAWA [2005] ermittelt.

Die Ergebnisse sind in Anlage 5, bzw. in Kurzform in Tabelle 5-22, abgebildet. Die aufgeführten Jahreskosten wurden für den Einsatz der jeweiligen Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB an 365 d/a ermittelt.

Tabelle 5-22: Kostenvergleichsrechnung nach LAWA (2005)

Kläranlage Herford Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB Variantenvergleich Kostenvergleichsrechnung nach LAWA								
Durchschnittliche Nutzungsdauern nach den LAWA-Leitlinien zur Durchführung von Kostenvergleichsrechnungen (2005):								
Inbetriebnahme Anlagenerweiterung:	2015							
Untersuchungszeitraum / Planungshorizont :	30 Jahre							
Bezugszeitpunkt DFAKE	0 Jahre							
Nutzungsdauer Bautechnik:	30 Jahre							
Nutzungsdauer M-Technik	15 Jahre							
Nutzungsdauer E-/MSR-Technik:	15 Jahre							
Nutzungsdauer Sonstiges	15 Jahre							
Realzinssatz i :	3,0 % p.a.							
Reale jährliche Preissteigerungsraten für die laufenden Energiekosten:	4,0 % p.a.							
Reale jährliche Preissteigerungsraten für alle übrigen Kosten:	3,5 % p.a.							
Die Investitionskosten werden zum Bezugszeitpunkt betrachtet.	Alle Kosten netto							
Eingangsdaten		Variante 1		Variante 2		Variante 3		
Untersuchte Variante		Einsatz von Granulierter Aktivkohle		Einsatz von Pulveraktivkohle		Einsatz der Ozon-Oxidation		
		Menge	EP	GP	EP	GP	EP	GP
Kosten								
A) Investitionen								
Summe Investitionskosten:				2.600.000 €		1.125.000 €		1.178.400 €
B) Laufende Kosten								
Summe Laufende Kosten:				694.000 €		418.000 €		584.000 €
Aufbereitung der Kosten		Umrechnungs-	nominale	Barwert	nominale	Barwert	nominale	Barwert
		faktor *)	Kosten	[€netto]	Kosten	[€netto]	Kosten	[€netto]
			[€netto]	[€netto]	[€netto]	[€netto]	[€netto]	[€netto]
Investitionskosten IK								
Summe IK				2.600.000 €		1.125.000 €		1.178.400 €
Reinvestitionskosten RK								
Summe RK				2.623.836 €		1.053.836 €		777.903 €
Laufende Kosten LK:								
Summe LK				22.574.504 €		13.698.477 €		19.656.772 €
Projektkostenbarwert PKBW_{DFAKE+DFAKR}				27.798.300 €		15.877.300 €		21.613.100 €
Jahreskosten JK		KFAKR (3,0;30): 0,05102		1.418.200 €		810.000 €		1.102.700 €

Im Ergebnis der Kostenvergleichsrechnung ist die GAK-Filteranlage mit Jahreskosten in Höhe von 1.418.200 €a das teuerste Verfahren. Die Nutzung des bestehenden Actiflo als Actiflo-Carb mit einer zusätzlichen Pulveraktivkohledosierung weist mit 810.000 €a die geringsten Jahreskosten auf. Die Jahreskosten der Ozonanlage liegen mit 1.102.700 €a genau im Mittelfeld.

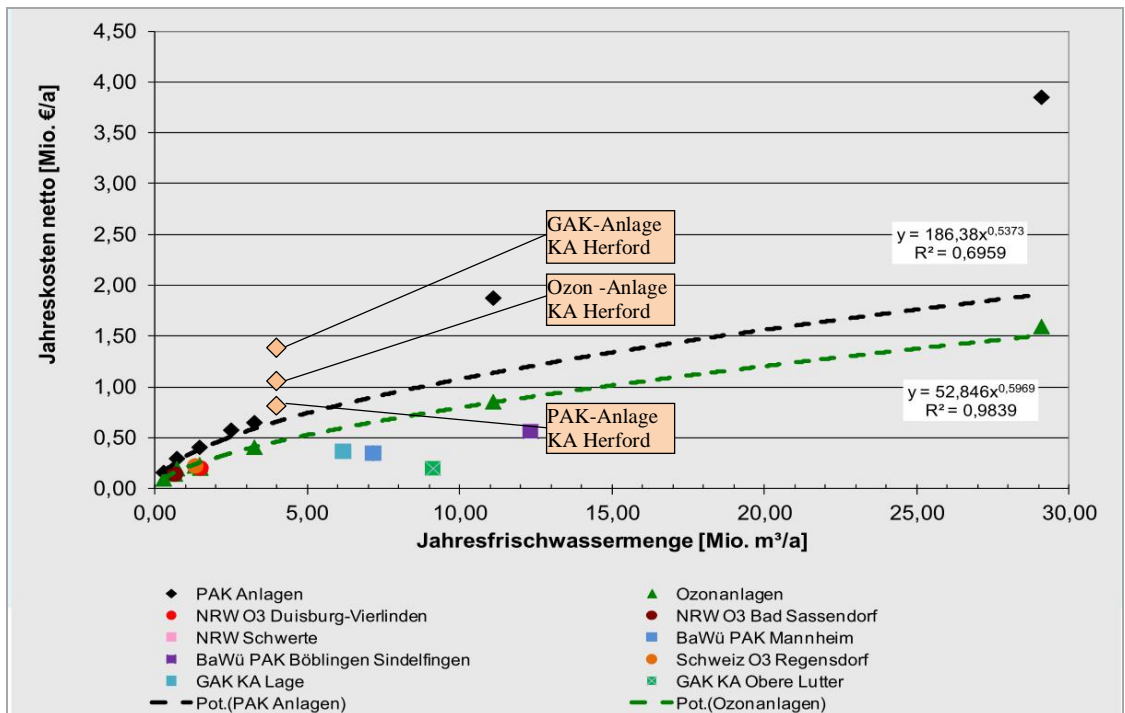
5.7.2.3 Spezifische Kosten

Die spezifischen Kosten, die sich aus den zuvor ermittelten Jahreskosten ergeben, sind, bezogen auf die Jahresfrischwassermenge, in Tabelle 5-23 aufgeführt.

Abbildung 5-20 und Abbildung 5-21 zeigen die in Mertsch et al. [2012] ermittelten Jahreskosten vergleichbarer Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen.

Tabelle 5-23: Spezifische Kosten der untersuchten Verfahren

	GAK-Anlage		PAK-Anlage		Ozon-Anlage	
Jahreskosten (KVR nach LAWA)						
netto	1.418.200	€a	810.000	€a	1.102.700	€a
Spezifische Kosten bezogen auf die Frischwassermenge						
Frishwassermenge	4.000.000	m ³ /a	4.000.000	m ³ /a	4.000.000	m ³ /a
Spezifische Kosten	0,35	€m³	0,20	€m³	0,27	€m³


Abbildung 5-20: Vergleich der Jahreskosten nach Jahresfrischwassermenge der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]

Der Vergleich der Netto-Jahreskosten mit den in Mertsch et al. [2012] abgebildeten Anlagen zeigt, dass sowohl die Jahreskosten als auch die spezifischen Kosten einer Anlage zur Elimination von Spurenstoffen und CSB deutlich über den Kosten von Anlagen liegen, die zur reinen Spurenstoffelimination betrieben werden.

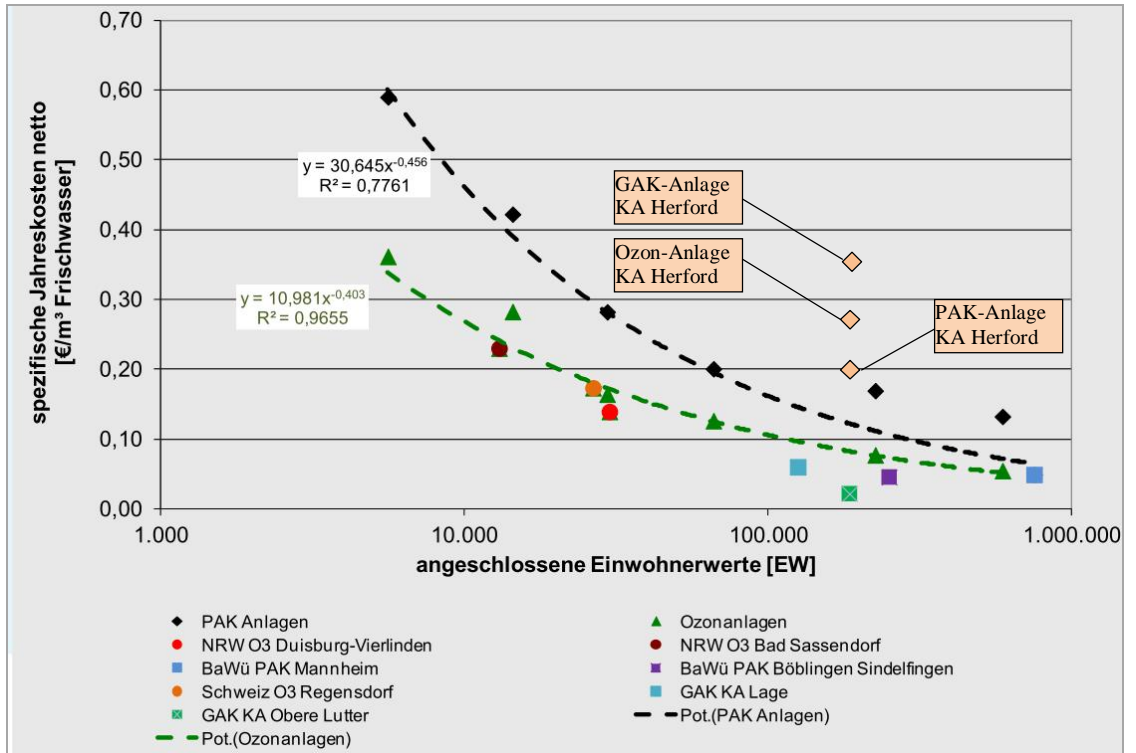


Abbildung 5-21: Vergleich der spezifischen Jahreskosten nach angeschlossenen Einwohnerwerten der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]

6 ZUSAMMENFASSUNG UND ABSCHLIESSENDE BEWERTUNG DER VERFAHREN

Betrachtet man die drei im Rahmen dieser Studie untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen und inertem Rest-CSB auf der Kläranlage Herford im Gesamten, so müssen zum einen die Jahreskosten, zum anderen aber auch die Betriebssicherheit, der Betriebsaufwand sowie die Eliminationsleistung der Verfahren berücksichtigt werden.

Hinsichtlich der Investitionskosten ist die Anwendung von Granulierter Aktivkohle mit doppelt so hohen Investitionen wie die der Pulveraktivkohle- und der Ozonanwendung, deutlich am teuersten.

Die Betriebskosten sowie die Jahreskosten, die über einen Betrachtungszeitraum von 30 Jahren nach LAWA [2005] ermittelt wurden, fallen je nach angestrebtem Einsatz der Anlagen unterschiedlich hoch aus. Hieraus ergeben sich wiederum unterschiedliche Rangfolgen hinsichtlich der Wirtschaftlichkeit der Verfahren.

Bei einem Einsatz zur reinen CSB-Reduktion an 80 d/a fallen die Betriebskosten bei der Ozonanlage am niedrigsten aus. Die Betriebskosten der GAK- und der PAK-Anlage liegen leicht darüber, wobei die Pulveraktivkohle-Anlage aufgrund der zusätzlichen Kosten für die Schlammentsorgung das teuerste Verfahren ist.

Betrachtet man jedoch den Einsatz der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen an 365 d/a, so ist die Ozonanlage das teuerste Verfahren. Hier sei darauf hingewiesen, dass in den erfolgten Berechnungen von einer relativ hohen Ozondosis ausgegangen wurde, um auch schwer oxidierbare Stoffe, wie die im Abwasser enthaltenen Röntgenkontrastmittel, reduzieren zu können. Die Betriebskosten der Pulveraktivkohle betragen nur rund die Hälfte gegenüber einem Ozoneinsatz.

Wird der Einsatz der Anlagen auf eine gleichzeitige Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB ausgelegt, so liegen die Betriebskosten der Aktivkohleadsorption anhand von Granulierter Aktivkohle am höchsten. Die Pulveraktivkohle ist auch hier das Verfahren mit den niedrigsten Betriebskosten.

Insgesamt liegen die Jahreskosten der untersuchten Verfahren etwa im Bereich der in Mertsch et al. [2012] aufgeführten Jahreskosten bereits realisierter und geplanter Großanlagen und in Studien untersuchter Verfahren zur Spurenstoffelimination. Die Jahreskosten und die spezifischen Kosten der Pulveraktivkohle-Anlage liegen dabei in einem vergleichbaren Rahmen, die Kosten der Ozonanlage, aufgrund der bereits aufgeführten Gründe, darüber. Die Jahreskosten einer GAK-Anlage wurden in Mertsch et al. [2012] nicht berücksichtigt. Hierfür kann kein Vergleich gezogen werden.

Die Betriebssicherheit und die Eliminationsleistung sind aufgrund weniger belastbarer Betriebserfahrung bereits bestehender Anlagen deutlich schwieriger zu beurteilen und zu vergleichen. Insgesamt kann, gemäß den Ergebnissen der durchgeführten Laboruntersuchungen, bei allen drei Verfahren eine CSB-Reduktion unter den festgelegten Kontrollwert von 55 mg/l sowie eine gleichzeitige Reduktion von Spurenstoffen erzielt werden. Bei der Ozonung und bei der Aktivkohleadsorption können jeweils bestimmte Spurenstoffe besser aus dem Abwasser eliminiert werden, andere schlechter. Hinsichtlich

der im Abwasser der Kläranlage Herford vorkommenden Röntgenkontrastmitteln weisen alle drei Verfahren eine niedrige Eliminationsleistung auf. Beim Einsatz von Ozon können diese Stoffe jedoch durch eine Erhöhung der Dosis reduziert werden.

Bei der Anwendung von Pulveraktivkohle und Ozonoxidation auf einer kommunalen Kläranlage, bestehen keine Einschränkungen und Bedenken hinsichtlich der Wirksamkeit und der Restriktionen aufgrund der Abwasserbeschaffenheit. Die Granulierte Aktivkohle wird in der Trink- und Schwimmbadwasseraufbereitung erfolgreich und betriebsstabil eingesetzt. Gegenüber einer Anwendung zur Behandlung von Abwasser wurden jedoch von Seiten einiger Aktivkohlehersteller und Anlagenbauer aus dem Trinkwassersegment Bedenken aufgrund von Feststoffen im Wasser geäußert.

Insgesamt kann die Anwendung von Kornaktivkohle auf der Kläranlage Herford aufgrund der höheren Kosten und der Unsicherheiten in Bezug auf die Betriebsstabilität nicht empfohlen werden. Die Pulveraktivkohle- bzw. die Ozonanlage stellen beide eine wirtschaftliche Lösung dar, mit der das Eliminationsziel erreicht werden kann.

LITERATURVERZEICHNIS

- ABEGGLEN, C. (2013): *VSA-Plattform "Verfahrenstechnik Mikroverunreinigungen" – Aktivkohle*, veröffentlicht unter: <http://www.micropoll.ch/verfahren/aktivkohle/pak/betriebenergiekosten>, eingesehen am 09.09.2013
- ABEGGLEN C., SIEGRIST H. (2012): *Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser - Verfahren zur weitergehenden Elimination auf Kläranlagen*, Bundesamt für Umwelt, Bern, 2012
- ABEGGLEN, C., ESCHER B., HOLLENDER, J., KOEPKE, S., ORT, C., PETER, A., SIEGRIST, H., VON GUNTEN, U., ZIMMERMANN, S, KOCH, M., NIEDERHAUSER, P., SCHÄRER, M., BRAUN, C., GÄLLI, R., JUNGHANS, M., BROCKER, S., MOSER, R., RENSCH, D. (2009): *Ozonung von gereinigtem Abwasser*, Schlussbericht Pilotversuch Regensdorf, Eawag, AWEL ZH, BAFU, BMG Engineering, Hunziker Betatech AG, Dübendorf / Zürich / Bern / Schlieren / Winterthur, 2009
- Alpha Umwelttechnik AG (2012): *Untersuchung zur Elimination von Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser mittels PAK in einem Actiflo®-Carb und durch Ozon auf der ARA Schönau, Cham (GVRZ)*, Technologieförderungsprojekt, Alpha Umwelttechnik AG, 2012.
- Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock (2012): *Projekt Nr. 5: Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen, insbesondere kommunaler Flockungsfiltrationsanlagen durch den Einsatz von Aktivkohle*, xxx, 2012, Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben AZ IV+7+042 600 001E, Aachen / Wuppertal, 2012
- ATEMIS GmbH (2011): *Spurenstoffelimination mittels Aktivkohle im Ablauf des Klärwerks Gütersloh-Putzhagen*. Konzeptstudie, September 2011
- aqua consult Ingenieur GmbH (2004): *Anlagentechnischen Untersuchung zur Herkunft schwer abbaubarer CSB-Verbindungen*, Studie, 2004
- Bergische Universität Wuppertal (2008): *Entwicklung und Erprobung einer kathodischen Nano-Filtrations-membran für die reduktive Behandlung und Filtration von wasserunlöslichen Farbstoffen und Farbpigmenten zur Aufbereitung von Textilabwasser mit dem Ziel der Wasserkreislaufführung sowie dem Nachweis der Abbauprodukte aus der aufeinanderfolgenden reduktiven und oxidativen Behandlung farbiger Abwässer (Projekt REDUCOL)*. Bergische Universität Wuppertal, Fachbereich C und D, Analytische Chemie, Sicherheitstechnik/Umweltchemie, 2008
- Bergische Universität Wuppertal (2007): *Prozessanalyse und Untersuchung der Möglichkeiten produktionsintegrierter Umweltschutzmaßnahmen mit dem Ziel der Gewässerentlastung am Beispiel der Textilveredlung*. Forschungsprojekt, Bergische Universität Wuppertal, Fachbereich D, Abteilung Sicherheitstechnik, Fachgebiet Sicherheitstechnik/Umweltchemie, 2007

BOLLE, F. W., PINNEKAMP, J., ZIMMERMANN, G., JAGEMANN, P., THÖLE, D. (2011): *Aktenzeichen V-7-042 600 003 J Energiebedarf von Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen - Phase I*, Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft (FiW) e.V. an der RWTH Aachen, Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen, Pöyry Deutschland GmbH, Emschergenossenschaft / Lippeverband, Ruhrverband, Aachen / Essen, 2011

VAN CLEWE, B.: *Abwässer der Textilindustrie/Wollverarbeitung und Nahrungsmittelindustrie*, Konferenz-Einzelbericht (B-3), Colloquium Produktintegrierter Umweltschutz, 1997

VAN CLEWE, B., MARZINKOWSKI, M. (1999): *Innerbetriebliche Abwasserteilstrombehandlung mit einem Membranverfahren zur Schließung von Wasserkreisläufen*, Gerhard van Clewe GmbH & Company KG, 1999

DAHLEM Beratende Ingenieure GmbH & Co. Wasserwirtschaft KG (2012): *Studie zur Spurenstoffelimination auf dem Gruppenklärwerk Paderborn-Sande*, Abschlussbericht, Essen, 2012

EAWAG (2010): *Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination von Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser*, Eawag - Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz, Wasserforschungs-Institut des ETH-Bereichs, Dübendorf, Schweiz, September 2010

GASSEN, M (2000).: *Prozeßstabilität und Kosten der Biofiltration am Beispiel der Kläranlage Herford*, 18. Bochumer Tagung, Hydro-Ingenieure GmbH, Düsseldorf, 2000

GROMBACH, P.; HABENER, K.; MERKL, G.; TRÜEB, E.U. (2000): *Handbuch der Wasserversorgungstechnik*, 3.Auflage, München, 2000, ISBN 3-486-26394-3

Grontmij GmbH (2012): *Einbindung einer Anlage zur Spurenstoffelimination mittels Aktivkohle in die Abwasserfiltration der Kläranlage Neuss Ost*, Machbarkeitsstudie, 2012

GROBLINDEMANN, F. (2013): *Ozonung zur Mikroschadstoff- und CSB-Elimination auf der Kläranlage Herford*, Bachelorarbeit am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft und Umwelttechnik der Ruhruniversität Bochum, Essen, 2013

GRÜNEBAUM, T., HERBST, H., KEYSER, C., LYKO, S., TÜRK, J. (2012): *Elimination von Keimen und Bakterien in kommunalen Kläranlagen Mikroschadstoffelimination mit Ozon: Beispiele für Kläranlagen*, 2. Fachsymposium Mikroschadstoffe.NRW, Düsseldorf, 21.06.2012

GRÜNEBAUM, T. (2011): *Untersuchungs- und Entwicklungsvorhaben im Bereich Abwasser zum Themenschwerpunkt - Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen: Entwicklung von Konzeptionen und innovativen, kostengünstigen Reinigungsverfahren - Schlussbericht Phase 1 „Elimination von Arzneimittelrückständen in kommunalen Kläranlagen“*, gerichtet an das MKULNV NRW, Vergabenummer 08-058/1, Bezug: IV-7-042 600 001F, 2011

Herforder Abwasser GmbH (1999): *Kläranlage Herford*, Infobroschüre, Herford, 1999

Hochschule Ostwestfalen-Lippe (2013): *Bericht über die Durchführung von Becherglasversuchen zur Aufnahme von Adsorptionsisothermen verschiedener Aktivkohlen mit Abwasser aus dem Ablauf der Kläranlage Herford*, Labor für Siedlungswasserwirtschaft, Hochschule Ostwestfalen-Lippe, Detmold, Juli 2013

Hollender, J. (2009): *Kontinuierliche Entfernung von Spurenstoffen aus Abwasser mit Ozon: Vorstellung einer Pilotstudie und Auswahl biologischer und chemischer Methoden zur Beurteilung der Eliminationseffizienz*, 22. Berliner Wasserwerkstatt Kolloquium des Kompetenzzentrums Wasser Berlin Entfernung von anthropogenen Spurenstoffen aus dem urbanen Wasserkreislauf - Vorstellung und Diskussion von technischen Optionen, Berlin, 30.06.2009

Hydro-Ingenieure GmbH (1994a): *Neubau der Abwasserreinigung der Kläranlage Herford*, Band 1 Erläuterungsbericht, Düsseldorf, 1994

Hydro-Ingenieure GmbH(1994b): *Neubau der Abwasserreinigung der Kläranlage Herford*, Band 2 Klärtechnische Berechnung, Düsseldorf, 1994

IVASHECHKIN, P. (2006): *Elimination organischer Spurenstoffe aus kommunalem Abwasser*, Dissertation, Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen, 2006

KIEBLING, A., MATTHES, M. (1992): *Textil-Fachwörterbuch*, Schiele & Schön Verlag, 1992

Knollmann GmbH (2013): *Ertüchtigung der Zentralkläranlage Rietberg zur Elimination von Spurenstoffen*, Machbarkeitsstudie, Ingenieurgesellschaft Dr. Knollmann mbH, 2013

KÜMMERER, K. (2010): *Neuartige Spurenstoffe im Wasser*, Hydrologie und Wasserbewirtschaftung, Heft 6, 349-359

KURZMANN, G.E.; FEUERSTACKE, E.; GILBERT, E.; HOELSCHER, W.B.; LEITZKE, O.; MEULI, K.; REICHEL, W.; ROENNEFAHRT, K.W.; SCHWARZ, K.; SMODIS, C.; SUPPAN, F.; VOß, K.; WABNER, D. (1984): *Ozonanwendungen in der Wasseraufbereitung*, 1. Auflage, Grafenau, 1984, ISBN 3-88508-918-1

LAWA (2005): *Leitlinien zur Durchführung dynamischer Kostenvergleichsrechnungen (KVR-Leitlinien) in der Wasserwirtschaft / KVR-Leitlinien*, LAWA-Unterausschuss Wirtschaftlichkeitsfragen (Hrsg.), Berlin, 2005

LE GOAZIOU, Y (2011): *Pilotversuch ActifloCarb, Vorstellung und Ergebnisse*, Alpha Umwelttechnik, Präsentation im Rahmen der VSA / Swisssmem Fachtagung, 24.06.2011

Mertsch, V., Herbst, H., Schäfer, S. (2012): *Kosten zur Reduzierung der Gewässerbelastung in NRW Ergebnisse eines F+E Projektes zum Thema: Betriebs- und volkswirtschaftliche Kosten bei der Elimination von Mikroschadstoffen bei der kommunalen Abwasserbehandlung mittels Aktivkohle und Ozon*, 2. Fachsymposium Mikroschadstoffe.NRW, Düsseldorf, 21.06.2012

METZGER (2010): *Einsatz von Pulveraktivkohle zur weitergehenden Reinigung von kommunalem Abwasser*, Oldenburg Industrieverlag München, Berlin, 2010

METZGER, S.; Kapp, H. (2005): *Aktivkohlebehandlung von biologisch gereinigtem Abwasser im Klärwerk Steinhäule*. DWA Landesverbandstagung Baden Württemberg, Friedrichshafen, 2005

MIELCKE, J., MEYER C. (2013): *Laborbericht Projekt: 13N0209 KA Herford*, Xylem Water Solutions GmbH, Herford, 2013

OWL Umweltanalytik GmbH (2011): *Untersuchungsbefund, Zentralkläranlage Herford*, Prüfbericht, OWL Umweltanalytik GmbH, 20.05.2011

OWL Umweltanalytik GmbH (2012): *Untersuchungsbefund, Zentralkläranlage Herford*, Prüfbericht, OWL Umweltanalytik GmbH, 28.06.2012

PINNEKAMP, J.; MERKEL, W. (2008): *Senkung des Anteils organischer Spurenstoffe in der Ruhr durch zusätzliche Behandlungsstufen auf kommunalen Kläranlagen – Güte- und Kostenbetrachtung*, Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben des Ministeriums für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz NRW, MUNLV, 2008

ROSENWINKEL, K.-H. (2004): *Untersuchungen zur Abwasserzusammensetzung sowie zur Leistungsfähigkeit des Filtermaterials auf der KA Herford*, Bericht, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover (ISAH), September 2004

ROSENWINKEL, K.-H. (2007): *Bericht zur Untersuchung zu erhöhten CSB-Ablaufwerten der KA Herford*, Bericht, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover (ISAH), Januar 2007

SAAKE, M. (2005): *Kläranlage Herford Anlagenspezifische Untersuchungen zur Herkunft schwer abbaubarer CSB-Verbindungen*, Aqua Consult Ingenieur GmbH, Hannover

SCHÄFER, S., SIEVERS, M. (2006): *Schlammbehandlung mit Ozon – Übersicht von Anwendungen und zukünftiges Optimierungspotential*, Chemie Ingenieur Technik, Nr. 78, 1224

SCHMITT, C.K.: *Möglichkeiten zur Entfernung polarer organischer Spurenstoffe*, Forum Wasseraufbereitung 2006, Karlsruhe, 21.11.2006

SIEGRIST, H. (2013): *Energieverbrauch für die weitergehene Spurenstoffelimination - Maßnahmen zur Reduktion*, 31. Bochumer Workshop Klimaschutz und Energiewende Welchen Beitrag liefert der Abwassersektor, Bochum, 05.09.2013

TCHOBANOGLOUS, G., BURTON, F.L., STENSEL, H.D (2003): *Wastewater Engineering*, 4. Auflage, New York, 2003, ISBN 0-07-041878-0.

STOWA (2009): *Nageschakelde zuiveringstechnieken op de AWZI Leiden Zuid-West – Verkenning actief-kooladsorptie en geavanceerde oxidatietechnieken*, Rapport 33, ISBN: 978.90.5773.453.3, Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer, Amersfoort, Niederlande, 2009

TRAUTER, J. (1999): *Modifikation textiler Prozesse sowie Einsatz neuer und verbesserter Verfahren zur Eliminierung von Laststoffen aus dem Abwasser der Textilveredelung*, Abschlussbericht zum Deutsch-Brasilianischen Gemeinschaftsprojekt, Institut für Textil- und Verfahrenstechnik, Denknord, 1999

TU Dortmund (2008): *Untersuchungen zum Eintrag und zur Elimination von gefährlichen Stoffen in kommunalen Kläranlagen - Phase 3*. Abschlussbericht. Technische Universität Dortmund, Fakultät Chemie- und Bioingenieurwesen, Lehrstuhl Umwelttechnik, März 2008

Veolia Water Solutions & Technologies (): *Actiflo® Mikrosandunterstützte Flockung und Sedimentation*, <http://www.vws-aquantis.com/aquantis/ressources/documents/1/4781,Actiflo.pdf>, eingesehen am 19.07.2013

Veolia Water Solutions & Technologies (): *Actiflo®Verfahren*, <http://www.vws-aquantis.com/de/loesungen/Actiflo/>, eingesehen am 19.07.2013

Verband Schweizer Abwasser- und Gewässerschutzfachleute (2013): *Plattform Mikroverunreinigungen – Reaktionsprodukte der Ozonung*, veröffentlicht unter: http://www.micropoll.ch/fileadmin/user_upload/Redaktion/Dokumente/Ozonung_Reaktionsprodukte.pdf, eingesehen am 01.08.2013

Westfälisches Umwelt Zentrum (2013): *Ergebnisse eines Säulenversuches mit Kornaktivkohle und einem Kläranlagenablauf zur Bestimmung der erzielbaren Restkonzentration und der Adsorptionskapazität für den Parameter CSB*, Westfälisches Umwelt Zentrum, Höxter, September 2013

WILHELM, S (2008): *Wasseraufbereitung*, 7.Auflage, Trier, 2008, ISBN 978-9-540-25163-7

GESETZE UND RICHTLINIEN

COM (2011) 876: *Vorschlag für eine RICHTLINIE DES EUROPÄISCHEN PARLAMENTS UND DES RATES zur Änderung der Richtlinien 2000/60/EG und 2008/105/EG in Bezug auf prioritäre Stoffe im Bereich der Wasserpolitik*, Europäische Kommission, i.d.F. vom 31.01.2012

OGewV: *Verordnung zum Schutz der Oberflächengewässer (Oberflächengewässerverordnung - OGewV)*, Bundesministeriums der Justiz, i.d.F. vom 20.07.2011

RICHTLINIE 2008/105/EG: *Richtlinie über Umweltqualitätsnormen im Bereich der Wasserpolitik und zur Änderung und anschließenden Aufhebung der Richtlinien des Rates 82/176/EWG, 83/513/EWG, 84/156/EWG, 84/491/EWG und 86/280/EWG sowie zur Änderung der Richtlinie 2000/60/EG*,

das Europäische Parlament und der Rat der Europäischen Union, i.d.F. vom 16.12.2008

TABELLEN- UND BILDVERZEICHNIS**6.1 Tabellenverzeichnis**

Tabelle 2-1: Allgemeine Anlagenkenndaten Kläranlage Herford	9
Tabelle 3-1: Zusammenfassung der Überwachungs- und Ablaufwerte der Kläranlage Herford	12
Tabelle 3-2: Spurenstoff-Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage Herford im Vergleich mit anderen Kläranlagen in NRW [OWL Umweltanalytik GmbH 2011 u. 2012; Grontmij GmbH 2012; ATEMIS GmbH 2011; TU Dortmund 2008]	16
Tabelle 4-1: Kennwerte zur Dimensionierung einer GAK-Stufe zur Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen	23
Tabelle 4-2: Kennwerte zur Dimensionierung einer klassischen PAK-Stufe zur Elimination von Spuren- und Mikroschadstoffen	31
Tabelle 4-3: Kennwerte zur Dimensionierung eines Actiflo-Carb zur Behandlung von Abwasser	32
Tabelle 4-4: Auswertung der Spurenstoffeliminationsleistung durch Ozon	35
Tabelle 4-5: Kennwerte zur Dimensionierung einer Ozon-Anlage	40
Tabelle 5-1: Analysenergebnisse Mikroschadstoffe nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013]	49
Tabelle 5-2: Analysenergebnisse PFT nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013]	49
Tabelle 5-3: Dimensionierung der GAK-Filtration	53
Tabelle 5-4: Investitionskosten GAK-Anlage (Festbett-Kessel)	59
Tabelle 5-5: Energiebedarf GAK-Anlage (Festbett-Kessel) für den Betrieb an 365 d/a	62
Tabelle 5-6: Betriebskosten GAK-Anlage (Festbett-Kessel) zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB an 365 d/a	62
Tabelle 5-7: Angestrebte PAK-Dosierung nach Eliminationsziel	63
Tabelle 5-8: Ermittlung der erforderlichen Menge PAK zur Einhaltung des CSB- Kontrollwertes im Betriebsjahr 2011 (Auszug aus Anlage 3)	64
Tabelle 5-9: Auslegungsdaten des bestehenden Actiflos	67
Tabelle 5-10: Investitionskosten PAK-Anlage (Actiflo-Carb)	75
Tabelle 5-11: Energiebedarf PAK-Anlage (Actiflo-Carb) für den Betrieb an 365 d/a	76
Tabelle 5-12: Betriebskosten PAK-Anlage (Actiflo-Carb) zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB an 365 d/a	76
Tabelle 5-13: Dimensionierung der Ozon-Anlage	77
Tabelle 5-14: Investitionskosten Ozon-Anlage	80
Tabelle 5-15: Energiebedarf Ozon-Anlage	81

Tabelle 5-16: Betriebskosten Ozon-Anlage zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB an 365 d/a	82
Tabelle 5-17: Vergleich der Investitionskosten der untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen (ohne Förderung)	82
Tabelle 5-18: Vergleich der Betriebskosten der untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen	83
Tabelle 5-19: Kostenvergleichsrechnung nach LAWA (2005)	84
Tabelle 5-21: Spezifische Kosten der untersuchten Verfahren	84
Tabelle 5-22: Vergleich der Betriebskosten der untersuchten Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB	86
Tabelle 5-23: Kostenvergleichsrechnung nach LAWA (2005)	87
Tabelle 5-24: Spezifische Kosten der untersuchten Verfahren	88

6.2 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1:	Schemaplan, Kläranlage Herford [Quelle: Hydro Ingenieure, 2000]	10
Abbildung 3-1:	Betriebsdatenauswertung: CSB Frachten im Oktober 2011	13
Abbildung 3-2:	Betriebsdatenauswertung: CSB Konzentrationen im Oktober 2011	13
Abbildung 3-3:	Quellen der Abwasserbelastung in der Textilveredelungsindustrie [Trauter, 1999]	17
Abbildung 4-1:	Granulierte Aktivkohle [Quelle: hydrotec handels GmbH]	20
Abbildung 4-2:	Pulveraktivkohle [Quelle: hydrotec handels GmbH]	20
Abbildung 4-3:	Aktivkohlebecken KA Obere Lutter [Quelle: www.mikroverunreinigungen.de/obere-lutter/ , aufgerufen am 17.10.2013]	22
Abbildung 4-4:	Aktivkohle-Kessel [www.zueblin-umwelttechnik.com , aufgerufen am 17.10.2013]	22
Abbildung 4-5:	PAK-Speichersilo mit Dosier-einrichtung KA Schwerte	27
Abbildung 4-6:	PAK Kontaktbecken KA Schwerte	27
Abbildung 4-7:	PAK-Behandlung in einem separaten Adsorptionsreaktor mit anschliessender Abtrennung der Kohle durch Sedimentation und Filtration [Quelle: EAWAG, 2010]	28
Abbildung 4-8:	Verfahrensschema des Actiflo-Verfahrens [Quelle: Veolia Water Solutions & Technologies]	30
Abbildung 4-9:	Verfahrensschema des Actiflo-Carb-Verfahrens [Quelle: Veolia Water Solutions & Technologies]	30
Abbildung 4-10:	Schemazeichnung einer Ozonanlage zur Abwasserbehandlung [ABEGGLEN C., SIEGRIST H. 2012]	36
Abbildung 4-11:	Schnitt einer möglichen Ausführung eines Ozonungsreaktors [RONGEN, 2013]	38
Abbildung 4-12:	Ökotoxikologische Effekte der Ozonung ohne/mit Nachbehandlung [www.micropoll.ch , 2013]	42
Abbildung 5-1:	Rest-CSB in Abhängigkeit der eingesetzten Aktivkohle [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013]	47
Abbildung 5-2:	Rest CSB der Ansätze nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013, bearbeitet]	47
Abbildung 5-3:	Adsorptionsisotherme für den CSB nach 48 h Versuchszeit [Hochschule Ostwestfalen-Lippe, 2013, bearbeitet]	48
Abbildung 5-4:	Verhältnis (c/c ₀) der Ablauf- zur Zulaufkonzentration an CSB für die beiden Säulen des Adsorptionsversuches als Funktion der Betriebszeit [Westfälisches Umwelt Zentrum, 2013, bearbeitet]	50

Abbildung 5-5: Mittlere Beladungen q (mg CSB/g Aktivkohle) für die Schütthöhen $H = 30$ cm und $H = 60$ cm als Funktion der Betriebszeit [Westfälisches Umwelt Zentrum, 2013, bearbeitet]	51
Abbildung 5-6: Beispiel eines Kessels zur Filtration mit Granulierter Aktivkohle oder Sand [Quelle: GUT Gesellschaft für Umwelttechnologie mbH]	54
Abbildung 5-7: Möglicher Aufbau einer GAK-Anlage auf der KA Herford	55
Abbildung 5-8: Mögliche Anordnung einer GAK-Stufe auf der KA Herford	55
Abbildung 5-9: Mögliches Aktivkohlevolumen bei Umrüstung der Becken einer Actiflo-Straße in einen Festbettfilter	58
Abbildung 5-10: Beispiel eines Doppeldosiersystems für Pulveraktivkohle [Quelle: Kopf Holding GmbH, 2013]	66
Abbildung 5-11: Skizze PAK-Dosiersystem [Quelle: Kopf Holding GmbH, 2013]	66
Abbildung 5-12: Möglicher Aufbau eine PAK-Anlage als Actiflo®-Carb auf der KA Herford	68
Abbildung 5-13: Mögliche Anordnung einer PAK-Stufe auf der KA Herford, Variante 1	69
Abbildung 5-14: Mögliche Anordnung einer PAK-Stufe auf der KA Herford, Variante 2	70
Abbildung 5-15: Mögliche Anordnung der Ozonanlage, Draufsicht	78
Abbildung 5-16: Mögliche Anordnung der Ozonanlage, Schnitt C-C	78
Abbildung 5-17: Wasserführung in den Reaktionsbecken anhand von Leitwänden	79
Abbildung 5-18: Vergleich der Jahreskosten nach Jahresfrischwassermenge der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]	85
Abbildung 5-20: Vergleich der spezifischen Jahreskosten nach angeschlossenen Einwohnerwerten der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]	85
Abbildung 5-21: Vergleich der Jahreskosten nach Jahresfrischwassermenge der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]	88
Abbildung 5-22: Vergleich der spezifischen Jahreskosten nach angeschlossenen Einwohnerwerten der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen und Rest-CSB mit Literaturangaben [Quelle: Mertsch, et al., 2012, bearbeitet]	89