



Aktenzeichen IV-7-042 600 003 J

# Energiebedarf von Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen - Phase I

Im Auftrag von:

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



Projektleitung:



Projektpartner:



Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft an der RWTH Aachen (FiW) e.V. · [www.fiw.rwth-aachen.de](http://www.fiw.rwth-aachen.de)  
Kackertstraße 15 – 17 · 52056 Aachen · Fon 0241 80 2 68 25 · Fax 0241 80 2 28 25 · [fiw@fiw.rwth-aachen.de](mailto:fiw@fiw.rwth-aachen.de)

ABSCHLUSSBERICHT



Aktenzeichen IV-7-042 600 003 J

# Energiebedarf von Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen - Phase I

ABSCHLUSSBERICHT

Aachen, im Dezember 2011  
FiW an der RWTH Aachen

ISA der RWTH Aachen

Dr.-Ing. F.-W. Bolle

Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp

<b>Bietergemeinschaft</b>		
Bietergemeinschaft FiW / RWTH / Pöyry / EG/LV / RV		
<b>Bevollmächtigter Vertreter</b>	<b>Bearbeiter</b>	
 <p>Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft (FiW) e.V. an der RWTH Aachen</p> <p>Dr.-Ing. F.-W. Bolle</p> <p>Kackertstr. 15-17 52056 Aachen Tel.: 0241 / 80 26825 Fax: 0241 / 80 22825 Email: <a href="mailto:fiw@fiw.rwth-aachen.de">fiw@fiw.rwth-aachen.de</a> <a href="http://www.fiw.rwth-aachen.de">www.fiw.rwth-aachen.de</a></p>	<p>Dr.-Ing. H. Riße <a href="mailto:risse@fiw.rwth-aachen.de">risse@fiw.rwth-aachen.de</a></p> <p>Dipl.-Ing. S. Gredigk-Hoffmann <a href="mailto:gredigk@fiw.rwth-aachen.de">gredigk@fiw.rwth-aachen.de</a></p>	
<b>Projektleitung</b>	<b>Bearbeiter</b>	
 <p>Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen</p> <p>Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp</p> <p>Mies-van-der-Rohe-Str. 1 52074 Aachen Tel.: 0241 80 25207 Fax: 0241 80 22285 Email: <a href="mailto:isa@isa.rwth-aachen.de">isa@isa.rwth-aachen.de</a> <a href="http://www.isa.rwth-aachen.de">www.isa.rwth-aachen.de</a></p>	<p>Dr.-Ing. L. Palmowski <a href="mailto:palmowski@isa.rwth-aachen.de">palmowski@isa.rwth-aachen.de</a></p> <p>Dipl.-Ing. K. Veltmann <a href="mailto:veltmann@isa.rwth-aachen.de">veltmann@isa.rwth-aachen.de</a></p> <p>Dipl.-Ing. D. Mousel <a href="mailto:daniele.mousel@rwth-aachen.de">daniele.mousel@rwth-aachen.de</a></p>	
<b>Projektpartner</b>		
 <p>Pöyry Deutschland GmbH</p> <p>Dipl.-Ing. Gerold Zimmermann</p> <p>Kruppstraße 82 45145 Essen Tel.: 0201 82054 - 24 Fax: 0201 82054 - 22</p>	<p>Dipl.-Ing. C. Mauer <a href="mailto:christian.mauer@poyry.com">christian.mauer@poyry.com</a></p> <p>Dipl.-Ing. C. Simsheuser <a href="mailto:caroline.simsheuser@poyry.com">caroline.simsheuser@poyry.com</a></p> <p>Dipl.-Ing Ulrich Schmitz <a href="mailto:ulrich.schmitz@poyry.com">ulrich.schmitz@poyry.com</a></p> <p>Dipl.-Ing Sabrina Eckers <a href="mailto:sabrina.eckers@poyry.com">sabrina.eckers@poyry.com</a></p>	
 <p>Emschergenossenschaft / Lippeverband</p> <p>Kronprinzenstr. 24 45128 Essen</p>	<p>Dipl.-Ing. P. Jagemann</p>	
 <p>Ruhrverband</p> <p>Kronprinzenstr. 37 45032 Essen</p>	<p>Dr.-Ing. D. Thöle</p>	



# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Veranlassung und Zielsetzung.....</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>Verfahrensbeschreibung und Eliminationsleistung.....</b>	<b>3</b>
2.1	Vorgehensweise .....	3
2.2	Spurenstoffelimination in der konventionellen kommunalen Abwasserreinigung .....	4
2.3	Weitergehende Abwasserreinigung zur Elimination von organischen Spurenstoffen	6
2.3.1	Weitergehende Abwasserreinigung mit Ozonverfahren .....	6
2.3.1.1	Grundlagen der Ozonung .....	6
2.3.1.2	Einsatz der Ozonung zur Spurenstoffelimination .....	7
2.3.1.3	Anlagentechnische Aspekte .....	9
2.3.1.4	Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mittels Ozon .....	10
2.3.2	Weitergehende Abwasserreinigung mit Aktivkohleverfahren .....	13
2.3.2.1	Grundlagen der Aktivkohleadsorption .....	13
2.3.2.2	Einsatz einer Aktivkohleadsorption zur Spurenstoffelimination .....	14
2.3.2.3	Anlagentechnische Aspekte .....	18
2.3.2.4	Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mit Aktivkohle .....	19
2.3.3	Weitergehende Abwasserreinigung mit Membranverfahren.....	27
2.3.3.1	Grundlagen der Membranverfahren .....	27
2.3.3.2	Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mit Membranverfahren ..	28
2.3.4	Weitergehende Abwasserreinigung mit AOP-Verfahren .....	32
2.3.4.1	Grundlagen der AOP-Verfahren .....	32
2.3.4.2	Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mittels AOP-Verfahren ..	35
2.3.5	Zusammenfassung zur Eliminationsleistung mit verschiedenen Verfahren .....	41
<b>3</b>	<b>Energiebedarf der Verfahren zur Spurenstoffelimination.....</b>	<b>45</b>
3.1	Ozonung .....	45
3.1.1	Literaturdaten zum Energiebedarf von Ozon-Verfahren.....	45
3.1.2	Berechnung des Energiebedarfs einer nachgeschalteten Ozonung .....	52
3.1.2.1	Energiebedarf einer Ozonung mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff .....	54
3.1.2.2	Energiebedarf einer Ozonung mit Sauerstoffbereitstellung vor Ort.....	59

3.1.3	Variation des Energiebedarfs mit verschiedener Randbedingungen.....	61
3.1.3.1	Variationen mit der Anlagengröße.....	61
3.1.3.2	Variationen mit der Abwasserzusammensetzung .....	62
3.1.3.3	Variationen mit den Aufbereitungszielen .....	64
3.2	Adsorptive Verfahren .....	64
3.2.1	Vorbemerkungen zur Aktivkohleherstellung .....	64
3.2.2	Einsatz von granulierter Aktivkohle zur Spurenstoffelimination .....	68
3.2.2.1	Literaturdaten zum Energiebedarf von GAK-Verfahren.....	68
3.2.2.2	Berechnung des Energiebedarfs einer Aktivkohlefiltration mit GAK.....	71
3.2.3	Zugabe von Pulveraktivkohle in ein Kontaktbecken .....	81
3.2.3.1	Literaturdaten zum Energiebedarf dieses Verfahrens .....	81
3.2.3.2	Berechnung des Energiebedarfs bei PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken .	84
3.2.4	Zugabe von PAK in den Flockungsraum eines Filters.....	90
3.2.4.1	Literaturdaten zum Energiebedarf dieses Verfahrens .....	90
3.2.4.2	Schätzung des Energiebedarfs dieses Verfahrens .....	90
3.2.5	Variation des Energiebedarfs mit verschiedener Randbedingungen.....	94
3.2.5.1	Variationen mit der Anlagengröße.....	94
3.2.5.2	Variationen mit der Abwasserzusammensetzung .....	95
3.2.5.3	Variationen mit den Aufbereitungszielen .....	95
3.3	Membranverfahren.....	95
3.3.1	Membranbelevungsverfahren.....	95
3.3.2	Nanofiltration und Umkehrosmose .....	96
3.4	Advanced Oxidation Processes .....	97
3.5	Modellkläranlage.....	101
<b>4</b>	<b>CO<sub>2</sub>-Bilanzen .....</b>	<b>108</b>
4.1	CO <sub>2</sub> -Bilanz für eine nachgeschaltete Ozonung.....	109
4.1.1	CO <sub>2</sub> -Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie.....	109
4.1.2	CO <sub>2</sub> -Emissionen aus Herstellung und Transport der Inputstoffe.....	109
4.1.3	CO <sub>2</sub> -Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur.....	111
4.1.4	Summe der CO <sub>2</sub> -Emissionen für eine nachgeschaltete Ozonung.....	113

4.2	CO <sub>2</sub> -Bilanz für eine PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken .....	114
4.2.1	CO <sub>2</sub> -Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie.....	114
4.2.2	CO <sub>2</sub> -Emissionen aus Herstellung und Transport der Inputstoffe .....	115
4.2.3	CO <sub>2</sub> -Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur.....	119
4.2.4	Summe der CO <sub>2</sub> -Emissionen für eine PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken.....	121
4.3	CO <sub>2</sub> -Ausstoß der verschiedenen Verfahren zur Spurenstoffelimination .....	122
4.3.1	Vergleich des CO <sub>2</sub> -Ausstoßes einer Ozonung und einer PAK-Behandlung ....	122
4.3.2	Vergleich mit der konventionellen Abwasserreinigung .....	123
4.3.3	Vergleich mit Literaturwerten .....	125
4.3.4	Anmerkungen zum CO <sub>2</sub> -Ausstoß aus der Filtration mit GAK .....	125
<b>5</b>	<b>Kostenbetrachtung.....</b>	<b>126</b>
5.1	Literaturangaben.....	126
5.1.1	Ozonung .....	126
5.1.2	Aktivkohleadsorption.....	129
5.1.2.1	Nachgeschaltete Aktivkohleadsorption mit GAK .....	129
5.1.2.2	Adsorption an Pulveraktivkohle .....	132
5.1.3	Membranbasierte Verfahren .....	134
5.1.4	Advanced Oxidation Processes.....	135
5.2	Investitionskosten .....	136
5.3	Zusammenfassung der Kosten einer Spurenstoffelimination .....	138
<b>6</b>	<b>Zusammenfassende Bewertung der Verfahren zur Spurenstoffelimination..</b>	<b>140</b>
<b>7</b>	<b>Fazit und Ausblick.....</b>	<b>142</b>
<b>8</b>	<b>Literaturverzeichnis .....</b>	<b>144</b>
<b>9</b>	<b>Anhang .....</b>	<b>153</b>

## Verzeichnis der Bilder

Bild 2-1:	Gegenüberstellung der versendeten Fragebögen und erhaltenen Antworten .....	4
Bild 2-2:	Verfahrensschema für eine nachgeschaltete Ozonung inkl. Filtration (vereinfacht nach ABEGGLEN ET AL. 2009A) .....	7
Bild 2-3:	Verfahrensmöglichkeiten für eine Ozonung zur Elimination von Spurenstoffen .....	8
Bild 2-4:	Verfahrensmöglichkeiten einer Anwendung von Aktivkohle zur Elimination von organischen Spurenstoffen.....	15
Bild 2-5:	Pulveraktivkohlebehandlung in separatem Kontaktreaktor mit nachgeschalteter Sedimentation und Filtration (vereinfacht nach ZWICKENPFLUG ET AL. 2010 und ABEGGLEN ET AL. 2009A) .....	17
Bild 2-6:	Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Sandfilters (vereinfacht nach ZWICKENPFLUG ET AL. 2010) .....	17
Bild 2-7:	Verfahrensschema einer vorgeschalteten Filtration mit granulierter Aktivkohle (vereinfacht nach PINNEKAMP UND MERKEL 2008) .....	18
Bild 2-8:	Häufige AOP-Konfigurationen .....	35
Bild 3-1:	Zusammenstellung der Literaturangaben zum Energiebedarf einer Ozonung auf der Kläranlage.....	46
Bild 3-2:	Minimaler, mittlerer und maximaler Energiebedarf auf der Kläranlage bei einer Ozonung mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff in Abhängigkeit der Ozondosis.....	55
Bild 3-3:	Aufteilung des Energiebedarfs auf der Kläranlage bei einer Ozonung mit Lieferung von Flüssigsauerstoff in Abhängigkeit der Ozondosis (alle weiteren Parameter mit Mittelwert angesetzt) .....	57
Bild 3-4:	Minimaler, mittlerer und maximaler ganzheitlicher Energiebedarf bei einer Ozonung mit Lieferung von Flüssigsauerstoff in Abhängigkeit der Ozondosis.....	58
Bild 3-5:	Anteile der einzelnen Schritte der Ozonung im ganzheitlichen Energiebedarf bei mittleren Betriebsbedingungen und einer Ozondosis von 2,5 bis 15 g/m <sup>3</sup> .....	59
Bild 3-6:	Minimaler, mittlerer und maximaler Energiebedarf auf der Kläranlage bei einer Ozonung mit Bereitstellung des Sauerstoffs vor Ort in Abhängigkeit	

	der Ozondosis. Der Energiebedarf entspricht in dieser Verfahrensvariante dem ganzheitlichen Energiebedarf .....	61
Bild 3-7:	Reaktionswege von Ozon und sekundäre Oxidantien wie ( $\bullet$ OH)-Radikale (HOIGNÉ 1988 in EAWAG 2009) .....	63
Bild 3-8:	Einflüsse auf die Aktivkohleherstellung mit Dampfkaktivierung .....	67
Bild 3-9:	Zusammenstellung der Literaturangaben zum Energiebedarf einer GAK-Adsorption auf der Kläranlage .....	68
Bild 3-10:	Energiebedarf auf der Kläranlage für eine nachgeschaltete Filtration mit GAK (frisch oder regeneriert) .....	78
Bild 3-11:	Ganzheitlicher Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit frischer GAK .....	79
Bild 3-12:	Ganzheitlicher Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit regenerierter GAK.....	79
Bild 3-13:	Elektrischer und thermischer Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit frischer GAK für das minimale bzw. maximale Szenario .....	80
Bild 3-14:	Elektrischer und thermischer Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit regenerierter GAK für das minimale bzw. maximale Szenario .....	81
Bild 3-15:	Zusammenstellung der Literaturangaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten PAK-Adsorption auf der Kläranlage .....	84
Bild 3-16:	Energiebedarf auf der Kläranlage für eine PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken.....	87
Bild 3-17:	Minimaler, mittlerer und maximaler ganzheitlicher Energiebedarf bei einer PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken in Abhängigkeit der PAK-Dosis. Bei der Berechnung des gesamten Energiebedarfs werden die thermische und elektrische Energie addiert. ....	88
Bild 3-18:	Relative Aufteilung des gesamten (elektrisch + thermisch), ganzheitlichen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Aktivkohleadsorption mit 5 bis 20 g/m <sup>3</sup> Pulveraktivkohle (sonstige Betriebsbedingungen mit Mittelwerten angesetzt).....	89
Bild 3-19:	Elektrischer und thermischer Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohleadsorption mit PAK für das minimale bzw. maximale Szenario .....	90
Bild 3-20:	Energiebedarf auf der Kläranlage für eine PAK-Zugabe in den Flockungsraum eines Filters.....	93

Bild 3-21:	Relative Aufteilung des Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters (mit 10, 15 und 20 g/m <sup>3</sup> Pulveraktivkohle, sonstige Betriebsbedingungen mit Mittelwerten angesetzt).....	94
Bild 3-22:	Zusammenfassende Gegenüberstellung der Bandbreite des spezifischen, elektrischen Energiebedarfs der betrachteten Verfahren zur Spurenstoffelimination .....	106
Bild 4-1:	CO <sub>2</sub> -Emissionen einer nachgeschalteten Ozonung in Abhängigkeit der Ozondosis (sonstige Bedingungen mit Mittelwerten angesetzt).....	114
Bild 4-2:	Bilanzierung der Aktivkohleherstellung aus Braunkohle nach ESSER-SCHMITTMANN ET AL. (2008), verändert.....	116
Bild 4-3:	Bilanzierung der Aktivkohleherstellung aus Kokosnussschalen nach KITTISUPAKORN ET AL. (2009) .....	117
Bild 4-4:	Bilanzierung der Aktivkohleherstellung aus Palmölschalen nach KITTISUPAKORN ET AL. (2009) .....	117
Bild 4-5:	Aktivkohle „Ökologischer Fußabdruck“ [JACOBI 2009].....	118
Bild 4-6:	Summe der CO <sub>2</sub> -Emissionen einer nachgeschalteten PAK-Adsorption in Abhängigkeit der PAK-Dosis für den mittleren Energiebedarf auf der Kläranlage .....	122
Bild 4-7:	Ganzheitliche Kohlenstoffdioxidemissionen aus einer konventionellen Kläranlage im Vergleich zu den Emissionen von Verfahren zur Spurenstoffelimination.....	124
Bild 5-1:	Bandbreite der spezifischen Kosten [EUR/m <sup>3</sup> ] der einzelnen Verfahren zur Spurenstoffelimination. Teilweise handelt es sich um Betriebskosten, teilweise um Jahreskosten. ....	139
Bild 5-2:	Bandbreite der spezifischen Investitionskosten [EUR/(E·a)] für Ozonung .....	139

## Verzeichnis der Tabellen

Tabelle 2-1: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei einer nachgeschalteten Ozonung .....	13
Tabelle 2-2: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei einer nachgeschalteten Pulveraktivkohlezugabe.....	21
Tabelle 2-3: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei einer simultanen Pulveraktivkohlezugabe in die Belebungsstufe .....	23
Tabelle 2-4: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Pulveraktivkohlezugabe in einer Flockungsfiltration.....	25
Tabelle 2-5: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Filtration mit granulierter Aktivkohle .....	26
Tabelle 2-6: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen beim Membranbelebungsverfahren.....	30
Tabelle 2-7: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei nachgeschalteter Nanofiltration / Umkehrosmose .....	32
Tabelle 2-8: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Behandlung mit UV-Strahlung und Wasserstoffperoxid .....	37
Tabelle 2-9: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen beim Peroxonverfahren .....	38
Tabelle 2-10: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Behandlung mit Ozon und UV-Bestrahlung .....	40
Tabelle 2-11: Wirksamkeit verschiedener Verfahren bezüglich der Elimination ausgewählter Spurenstoffe ( <i>Generalisierte Eliminationsleistung: -: bis 10 %, 0: 10 bis 50 %, +: 50 bis 90 %, ++: &gt; 90 %</i> ) .....	44
Tabelle 3-1: Angaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten Ozonung.....	47
Tabelle 3-2: Literaturwerte zum Energiebedarf der einzelnen Schritte einer nachgeschalteten Ozonung.....	53
Tabelle 3-3: Berechnung des Energiebedarfs einer Ozonung mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff .....	56
Tabelle 3-4: Berechnung des Energiebedarfs einer nachgeschalteten Ozonung mit Herstellung von Flüssigsauerstoff vor Ort .....	60
Tabelle 3-5: Auswirkung der Abwasserbestandteile auf die Verwendung von Ozon zur Abwasserdesinfektion (nach METCALF & EDDY, 2004) .....	62

Tabelle 3-6: Dosierungsempfehlungen für Ozon in Abhängigkeit der DOC-Konzentration aus Literatur und Herstellerangaben ..... 63

Tabelle 3-7: Produktionsanteile für Aktivkohle in 2005 (KITISUPAKORN ET AL. 2009) ..... 65

Tabelle 3-8: Angaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit granulierter Aktivkohle ..... 69

Tabelle 3-9: Literaturangaben zum Energiebedarf einer Aktivkohlefiltration mit GAK. Unterschieden wird zwischen der Herstellung von frischer GAK (2a) und der Regeneration von GAK (2b). ..... 72

Tabelle 3-10: Berechnung des thermischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK ..... 75

Tabelle 3-11: Berechnung des elektrischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK ..... 76

Tabelle 3-12: Berechnung des gesamten Energiebedarfs (elektrisch + thermisch) einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK ..... 77

Tabelle 3-13: Angaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption..... 83

Tabelle 3-14: Berechnung des thermischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe mit Pulveraktivkohle und anschließender Sandfiltration ..... 85

Tabelle 3-15: Berechnung des elektrischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe mit Pulveraktivkohle und anschließender Sandfiltration ..... 86

Tabelle 3-16: Berechnung des gesamten Energiebedarfs einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe mit Pulveraktivkohle und anschließender Sandfiltration ..... 86

Tabelle 3-17: Berechnung des thermischen Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters..... 91

Tabelle 3-18: Berechnung des elektrischen Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters..... 92

Tabelle 3-19: Berechnung des gesamten Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters..... 92

Tabelle 3-20: Angaben zum Energiebedarf bei einer nachgeschalteten Nanofiltration / Umkehrosmose ..... 96

Tabelle 3-21: Angaben zum Energiebedarf von Advanced Oxidation Processes..... 98

Tabelle 3-22: Grundlagendaten Modellkläranlage 130.000 E (PINNEKAMP, 2011)..... 102

Tabelle 3-23: Schmutzfrachten Modellkläranlage 130.000 E (PINNEKAMP, 2011) ..... 102

Tabelle 3-24: Elektrischer Strombedarf der Modellkläranlage 100.000 E ohne Verfahrensstufen zur Spurenstoffelimination (MURL 1999) .....	103
Tabelle 3-25: Elektrischer Energiebedarf Modellkläranlage mit nachgeschalteter Ozonung .....	104
Tabelle 3-26: Elektrischer Energiebedarf Modellkläranlage mit nachgeschalteter Anlage zur Adsorption an Aktivkohle .....	105
Tabelle 3-27: Elek. Energiebedarf der Modellkläranlage als Membranbelebungsanlage ...	106
Tabelle 4-1: CO <sub>2</sub> -Emissionen einer nachgeschalteten Ozonstufe aus der auf der Kläranlage benötigten Energie .....	109
Tabelle 4-2: Für Herstellung und Transport von Inputstoffen verursachten CO <sub>2</sub> - Emissionen bei einer nachgeschalteten Ozonstufe.....	110
Tabelle 4-3: Durch Infrastruktur bedingte CO <sub>2</sub> -Emissionen bei einer nachgeschalteten Ozonstufe .....	112
Tabelle 4-4: Summe der CO <sub>2</sub> -Emissionen einer nachgeschalteten Ozonstufe .....	113
Tabelle 4-5: CO <sub>2</sub> -Emissionen einer PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken aus der auf der Kläranlage benötigten Energie .....	115
Tabelle 4-6: Für Herstellung und Transport von Inputstoffen verursachte CO <sub>2</sub> - Emissionen bei einer nachgeschalteten PAK-Adsorption .....	119
Tabelle 4-7: Durch Infrastruktur bedingte CO <sub>2</sub> -Emissionen bei einer PAK-Adsorption .....	120
Tabelle 4-8: Summe der CO <sub>2</sub> -Emissionen einer nachgeschalteten PAK- Adsorptionsstufe.....	121
Tabelle 4-9: CO <sub>2</sub> -Ausstoß aus einer Ozonung und einer PAK-Adsorption zur Spurenstoffelimination.....	123
Tabelle 5-1: Angaben zu den Kosten einer nachgeschalteten Ozonung .....	127
Tabelle 5-2: Angaben zu den Kosten einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit granulierter Aktivkohle.....	130
Tabelle 5-3: Angaben zu den Kosten einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption.....	133
Tabelle 5-4: Angaben zu den Kosten bei einer nachgeschalteten Nanofiltration/Umkehrosmose .....	134
Tabelle 5-5: Angaben zu den Kosten bei Advanced Oxidation Processes .....	135

Tabelle 5-6: Vorläufige Daten zu den Investitionskosten der Ozonungsanlagen ohne Filter aus NRW und der Schweiz (Nettokosten) [nach TÜRK ET AL., bisher unveröffentlicht] .....	137
Tabelle 6-1: Beurteilung einer granulierten Aktivkohlefiltration aus regenerierter AK, einer Zugabe von Pulveraktivkohle in ein Kontaktbecken, Ozonung, Nanofiltration/Umkehrosmose und Advanced Oxidation Processes bezüglich verschiedener Kriterien .....	141
Tabelle 9-1: Szenario eines hohen Energiebedarfs für die Herstellung von Aktivkohle .....	169
Tabelle 9-2: Szenario eines niedrigen Energiebedarfs für die Herstellung von Aktivkohle .....	170
Tabelle 9-3: Energiebedarf beim Transport von granulierter Aktivkohle .....	172
Tabelle 9-4: Energiebedarf der zusätzlichen Schlammbehandlung durch eine nachgeschaltete Adsorption mit PAK .....	174

## Verzeichnis der Abkürzungen

Kürzel	Erläuterung	Einheit
AFS	Abfiltrierbare Stoffe	mg/L
AHTN	Tonalid	
AOP	Advanced Oxidation Process	
AOX	Adsorbierbare Organisch gebundene Halogene	
BSB <sub>5</sub>	Biochemischer Sauerstoffbedarf	mg/L
C	Kohlenstoff	
CH <sub>4</sub>	Methan	
CO	Kohlenstoffmonoxid	
CO <sub>2</sub>	Kohlenstoffdioxid	
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	mg/L
DTPA	Diethylentriaminpentaessigsäure	
DOC	Dissolved Organic Carbon, gelöster organischer Kohlenstoff	mg/L
EAWAG	Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz	
EDTA	Ethylendiamintetraessigsäure	
EE/O	Electrical Energy per order	
EG / LV	Emschergenossenschaft / Lippeverband	
EMSR	Elektronische Mess-, Steuer- und Regeltechnik	
EP	Energiebedarf einer Pumpe	
E	Einwohnerwert	
GAK	Granulierte Aktivkohle	
H <sub>2</sub>	Wasserstoff	
ΔH	Enthalpiedifferenz bzw. Reaktionsenthalpie	J
HDPE	High-density Polyethylen	
HHCB	Galaxolid	
HTK	Halbtechnische Kläranlage	
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	Wasserstoffperoxid	
IDM	Induktiver Durchflussmesser	
i. N.	In Normbedingungen	
ISA	Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen	
KA	Kläranlage	
k. A.	keine Angaben	

Kürzel	Erläuterung	Einheit
LANUV	Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen	
LCA	Life Cycle Analysis	
MBR	Membranbioreaktor	
MKULNV	Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen	
mM	milli-molar (auch mmol/L)	
NaHSO <sub>3</sub>	Natriumhydrogensulfit	
NDMA	N-Nitrosodimethylamin	
NF	Nanofiltration	
NO <sub>x</sub>	Stickoxide	
O <sub>2</sub>	Sauerstoff	
O <sub>3</sub>	Ozon	
PAK	Pulveraktivkohle	
PFOA	Perfluorooctansäure	
PFOS	Perfluorooctansulfonat	
PFT	Perfluorierte Tenside	
PVC	Polyvinylchlorid	
PSA	Pressure swing Adsorption	
RO	Reverse Osmosis (Deutsch: Umkehrosmose)	
RV	Ruhrverband	
SO <sub>2</sub>	Schwefeldioxid	
TCP	Tris(2-chlorisopropyl)phosphat	
TiO <sub>2</sub>	Titandioxid	
TS	Trockensubstanzgehalt	mg/L
UV	Ultraviolett	
VUV	Vakuum-UV	





# 1 Veranlassung und Zielsetzung

Im alltäglichen Leben benutzt der Mensch eine Vielzahl von synthetischen organischen Verbindungen, beispielsweise in Form von Medikamenten, Pflegeprodukten oder Haushaltschemikalien. Der wachsende Wohlstand im westlichen Raum und der demographische Wandel aufgrund einer stets älter werdenden Bevölkerung lassen einen weiteren Anstieg der Nutzung dieser Produkte vermuten. Vor, während und/oder nach ihrer Nutzphase gelangen diese Produkte in das kommunale Abwasser und somit zur Kläranlage. Aufgrund ihrer spezifischen Eigenschaften werden diese Stoffe jedoch oft nur unzureichend abgebaut und gelangen so in geringen Konzentrationen in die Oberflächengewässer. Vor dem Hintergrund verbesserter Methoden zur Analytik geraten diese sogenannten organischen Spurenstoffe zusehends in das Blickfeld der allgemeinen Wahrnehmung (BODE ET AL. 2010). Besondere Aufmerksamkeit gilt hierbei den möglichen oder nachgewiesenen öko- und humantoxikologischen Wirkungen dieser Mikroverunreinigungen, die durch Aufbereitung von Oberflächenwasser in das Trinkwasser gelangen können.

Zur Elimination von Spurenstoffen aus Abwasserströmen stehen nach dem derzeitigen Stand der Forschung verschiedene oxidative, adsorptive und membranbasierte Verfahren zur Verfügung. Dabei können diese Verfahren entweder in den Abwasserreinigungsprozess integriert oder in nachgeschalteten Verfahren einer konventionellen Abwasserreinigungsanlage eingesetzt werden. In einer umfangreichen Studie zur Relevanz von Spurenstoffen in der Ruhr aus dem Jahre 2008 wurde bereits deutlich, dass der Betrieb dieser Verfahren einen großen Energieaufwand erfordert (PINNEKAMP UND MERKEL, 2008).

Genauere Daten zum Energiebedarf der Verfahren zur Spurenstoffelimination stehen zurzeit jedoch nicht zur Verfügung. Der Schwerpunkt der bislang durchgeführten Versuche lag auf der Effektivität der Verfahren. Dabei blieb der Energieaufwand weitgehend unberücksichtigt. Wurde der Energiebedarf dennoch betrachtet, handelte es sich in den meisten Fällen um Versuche im Labormaßstab. Dadurch sind eine energetische und ökologische Beurteilung und die Verwendung der Ergebnisse für eine großtechnische Planung mit Unsicherheiten behaftet (PINNEKAMP UND MERKEL, 2008).

Lediglich bei der energieaufwendigen Ozonung liegen großtechnische Erfahrungen hinsichtlich ihres Energiebedarfs vor, die allerdings je nach Abwasserzusammensetzung und Aufbereitungsziel um mehrere Zehnerpotenzen variieren können. Bei einer Ozonherstellung aus Flüssigsauerstoff, wie es bei größeren Anlagen üblich ist, schwanken Angaben zum spezifischen Energiebedarf zwischen 6 und 13 kWh/kg O<sub>3</sub> (9 bis 11 kWh/kg O<sub>3</sub> technisch relevant). Bei kleineren Anlagen, wo die Ozonherstellung aus Luftsauerstoff erfolgt, kann der Energieaufwand deutlich höher liegen.

Ein direkter Vergleich der Verfahrenstechniken wird weiterhin dadurch erschwert, dass es eine Vielzahl von Spurenstoffen gibt, die in den bisherigen Untersuchungen nur zum Teil

betrachtet wurde. Wird die Eliminierbarkeit eines speziellen Stoffes durch ein bestimmtes Verfahren festgestellt, so ist dieses Ergebnis nicht unbedingt auf weitere Stoffe derselben oder anderer Gruppen zu übertragen.

Hauptziel der ersten Phase dieses Projekts ist es, eine übersichtliche Zusammenfassung aller relevanten Verfahren zur Elimination organischer Spurenstoffe aus Abwässern mit energetischen und ökologischen Bewertungskriterien zur Verfügung zu stellen, die Planern und Betreibern von Abwasseranlagen sowie den Überwachungsbehörden als Entscheidungshilfe bei einem zukünftigen Einsatz dieser Techniken dienen kann.

Da die verfügbaren Verfahren zur Elimination organischer Spurenstoffe mit einem nicht vernachlässigbaren Energiebedarf einhergehen, was für zukünftige großtechnische Anwendungen ein wesentliches Entscheidungskriterium darstellt, sollen zunächst anhand einer Literaturrecherche alle nationalen und internationalen Erfahrungen zur Thematik zusammengetragen werden. Dabei werden auch Erfahrungen aus dem Bereich der Trinkwasseraufbereitung bzw. industriellen Wasseraufbereitung herangezogen. Bisher sind nur wenige Daten über den großtechnischen Einsatz in der Abwasserbehandlung veröffentlicht, so dass die Recherche durch eine Umfrage bei verschiedenen Herstellern und Betreibern solcher Anlagen ergänzt wird.

Neben der energetischen Betrachtung werden alle Verfahren zusätzlich mittels CO<sub>2</sub>-Bilanzen in Form von Lifecycle-Analysen bewertet, womit auch eine ökologische Bewertung der verfügbaren Methoden möglich wird.

## 2 Verfahrensbeschreibung und Eliminationsleistung

### 2.1 Vorgehensweise

Mit Hilfe einer Literaturrecherche wurden Informationen zu den Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen, den betriebenen Anlagen, deren Eliminationsleistung sowie deren Energiebedarf zusammengetragen. Als Anwendungsbereich für diese Verfahren stand im Mittelpunkt der Recherche die nachgeschaltete Behandlung von konventionell gereinigtem Abwasser, wobei die Bereiche der Trinkwasseraufbereitung und industriellen Prozesswasseraufbereitung sich auch als relevante Quellen erwiesen.

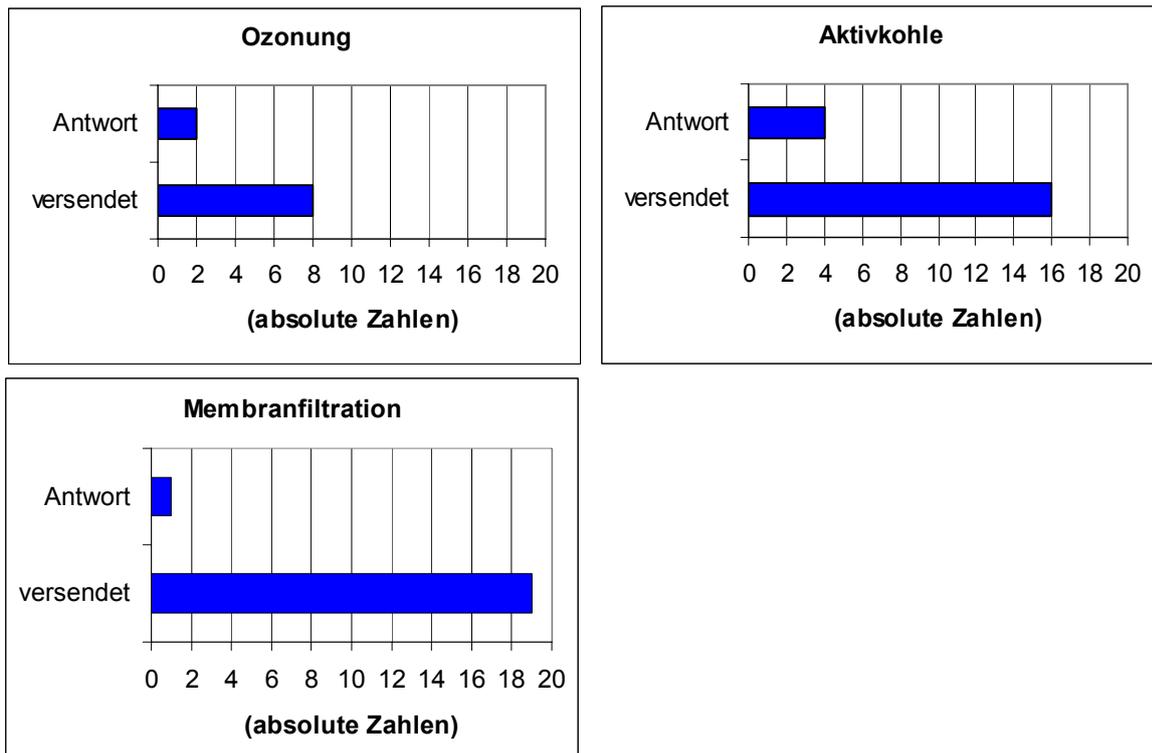
Weiterhin wurden durch Anfragen bei Herstellern von Anlagenkomponenten sowie bei Betreibern von weitergehenden Abwasserreinigungsanlagen zusätzliche Informationen gesammelt. Ein Betreiberfragebogen ist im Anhang I zu finden. Die Erkenntnisse aus diesen Fragebögen wurden in den folgenden Kapiteln eingebaut.

Die Herstellerfragebögen wurden je nach Anwendungsbereich (Ozonung, Aktivkohle-adsorption oder Membranfiltration) mit produktspezifischen Fragen zum Energiebedarf einzelner Verfahrensschritte angepasst und sowohl auf deutsch, als auch auf englisch erstellt. Die Fragebögen gliedern sich grundsätzlich ähnlich (s. Anhang II). Nach einer Abfrage der firmenspezifischen Daten finden sich drei Kapitel mit den Themen

- Fragen zum Produkt,
- empfohlener Betrieb der Anlage und
- Energiebedarf.

Insgesamt wurden 20 Fragen im Fragebogen Ozon, 15 Fragen im Fragebogen Aktivkohle und 16 Fragen im Fragebogen an die Hersteller von Membrananlagen gestellt. Es wurde den Teilnehmern offen gelassen, ob sie alle Fragen beantworten. Zu einigen der Fragen wurden im Fragebogen bereits Auswahlmöglichkeiten oder Anhaltspunkte zu den Inhalten gegeben. Das abgefragte weite Spektrum wurde durch dieses Vorgehen reduziert und der Antwortbereich auf ein auswertbares Maß eingeschränkt. Die Auflistung der angeschriebenen Hersteller befindet sich im Anhang III.

Von den in Summe angeschriebenen 43 Herstellern haben nur 7 die Anfrage beantwortet und es wurden trotz mehrmaliger Erinnerungen lediglich 5 Fragebögen ausgefüllt zurückgesendet. Die Verteilung der Rückläufer ist dem Bild 2-1 zu entnehmen. Inhaltlich wurden jeweils zwei Fragebögen von Herstellern von Ozonungsanlagen und drei von Aktivkohleherstellern zurückgesendet, die in den folgenden Kapiteln entsprechend ausgewertet werden.



**Bild 2-1: Gegenüberstellung der versendeten Fragebögen und erhaltenen Antworten**

Durch die Zusammenarbeit mit anderen Projekten aus dem Themenschwerpunkt „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“ konnte der Kenntnisstand erweitert und hier im Folgenden zusammengestellt werden.

## 2.2 Spurenstoffelimination in der konventionellen kommunalen Abwasserreinigung

Die in dem vorliegenden Bericht betrachteten Verfahren zur spezifischen Elimination von organischen Spurenstoffen werden gemeinhin als weitergehende Verfahren der Abwasserreinigung angesehen und gehören somit nicht zu der konventionellen, mechanisch-biologischen Abwasserbehandlung. Im Rahmen der mechanisch-biologischen Abwasserreinigung werden allerdings einige der Spurenstoffe teilweise entfernt, so dass diese Prozesse hier kurz erläutert werden. Dabei wird zwischen drei verschiedenen Prozessen unterschieden, wobei eine mögliche Kombination der Prozesse deren Differenzierung erschwert (MIEHE 2010, IVASHECHKIN 2006):

- Verflüchtigung
- Sorption
- Biochemischer Abbau

*Verflüchtigung:* Da die Verflüchtigung (Strippung) von Stoffen insbesondere in Bereichen mit Belüftung relevant ist, gilt es beispielsweise das Verhalten im belüfteten Sandfang sowie in

der aeroben Zone des Belebungsbeckens zu analysieren. Einfluss auf das Ausmaß der Verflüchtigung besitzen folgende Faktoren: die Henry-Konstante des Stoffes, die Temperatur und die Art und Intensität der Belüftung. Für die Spurenstoffe ergeben sich unter diesen Aspekten folgende Ergebnisse: für Pharmazeutika ist die Strippung ein irrelevanter Prozess, da diese im Wasser dissoziieren und somit kaum in die Gasphase übergehen (MIEHE 2010). Nach IVASHECHKIN (2006) ist die Verflüchtigung für chlororganische Spurenstoffe und Moschusverbindungen jedoch von Relevanz.

*Sorption:* Spurenstoffe können in Abhängigkeit ihrer Stoffeigenschaften an allen sich im Zufluss zur Kläranlage befindenden Feststoffen sorbieren und so mit dem Rechengut, Sand, Fett und Primär- oder Sekundärschlamm ausgetragen werden (IVASHECHKIN 2006). Größere Bedeutung weist jedoch die Sorption am Belebtschlamm auf, da hier eine höhere Feststoffkonzentration vorliegt (MIEHE 2010). Das Sorptionsverhalten ist von den spezifischen Stoffeigenschaften des zu adsorbierenden Stoffes (Sorbtivs) und den Eigenschaften des Adsorptionsmediums (Sorbens) abhängig. Die Sorption teilt sich in die durch hydrophobe Wechselwirkungen zwischen dem Sorptiv und der festen Phase bedingte Absorption in das Sorbens, und die durch elektrostatische Wechselwirkungen bedingte Adsorption an der Oberfläche des Sorbens auf. Die substanzspezifische Sorption kann durch den Sorptionskoeffizienten  $K_d$  beschrieben werden: bei hydrophoben Wechselwirkungen (Absorption) kann dieser durch den Octanol-Wasser-Verteilungskoeffizienten ( $K_{OW}$ ) bestimmt werden. Überwiegen die elektrostatischen Wechselwirkungen (Adsorption), müssen Sorptionsversuche durchgeführt werden (BEIER 2010). Praxisergebnisse für polare Stoffe ergaben nur geringfügige Sorptionsraten bei der konventionellen Abwasserbehandlung (MIEHE 2010). Für weitere Angaben zum Thema Sorption wird auf die Literatur verwiesen.

*Biochemischer Abbau:* Durch die mikrobielle Aktivität im Belebungsbecken erfolgt ein biochemischer Abbau der Spurenstoffe. Der biochemische Abbau besitzt von allen Prozessen die größte Bedeutung für die Elimination anthropogener Spurenstoffe (MIEHE 2010). Einen maßgeblichen Einflussfaktor stellt hierbei, neben der Temperatur und der hydraulischen Verweilzeit, das Schlammalter dar; unterschiedliche Untersuchungen ergaben, dass ein höheres Schlammalter einen positiven Einfluss auf die Abbauleistung ausübt, insbesondere bei mäßig abbaubaren Substanzen (MIEHE 2010, TERNES ET AL. 2004, IVASHECHKIN 2006). Für die einzelnen Stoffe liegen jedoch unterschiedliche Abbauleistungen von geringfügig bis nahezu vollständig vor. Ein direkter Zusammenhang zwischen Molekülstruktur und Abbauleistung konnte noch nicht hergestellt werden (TERNES UND JOSS 2006).

In konventionellen Anlagen erfolgt die Elimination von Spurenstoffen hauptsächlich durch biochemischen Abbau, sowie durch Sorption und Verflüchtigung. Die Eliminationsleistung (vgl. MIEHE 2010) dieser Mechanismen ist jedoch nicht ausreichend, um mit den angestrebten Zielwerten im Einklang zu sein. Aus diesem Grund erfolgt sowohl in Pilot- als

auch in großtechnischen Versuchen zusehends der Einsatz von weitergehenden Reinigungsverfahren zur gezielten Spurenstoffelimination aus kommunalen Abwässern. Diese Verfahren werden im folgenden Kapitel hinsichtlich ihres Funktionsprinzips und ihrer Eliminationsleistung vorgestellt. Hierbei werden zwischen oxidativen, adsorptiven und membranbasierten Verfahren unterschieden. Weiterhin werden Betriebserfahrungen für jede Verfahrenskonfiguration zusammengestellt.

## 2.3 Weitergehende Abwasserreinigung zur Elimination von organischen Spurenstoffen

### 2.3.1 Weitergehende Abwasserreinigung mit Ozonverfahren

#### 2.3.1.1 Grundlagen der Ozonung

Der Begriff der Ozonung beinhaltet den Eintrag von ozonhaltiger Luft oder Ozon/Sauerstoff Gemisch in Wasser, sowie das Einbringen eines hoch konzentrierten Ozon-Teilwasserstroms in das zu behandelnde Wasser bzw. Abwasser. Mit einem Standardelektrodenpotential von  $E^0 = +2,07 \text{ V}$  stellt Ozon ein sehr starkes Oxidationsmittel dar und kann so Abwasserinhaltsstoffe chemisch oxidieren (PINNEKAMP ET AL. 2010).

Im wässrigen Milieu reagiert Ozon auf zwei Arten (PINNEKAMP ET AL. 2010):

- Die schnelle, direkte und selektive Reaktion mit einer Vielzahl von Verbindungen, wobei bevorzugt elektronenreiche Bindungen wie deprotonierte Amine, Doppelbindungen und aktivierte aromatische Systeme gespalten werden (LUTZE ET AL. 2010).
- Die sehr schnelle, indirekte und unspezifische Radikalkettenreaktion der aus den Ozonmolekülen entstandenen Hydroxyl ( $\bullet\text{OH}$ )-Radikale mit den Abwasserinhaltsstoffen.

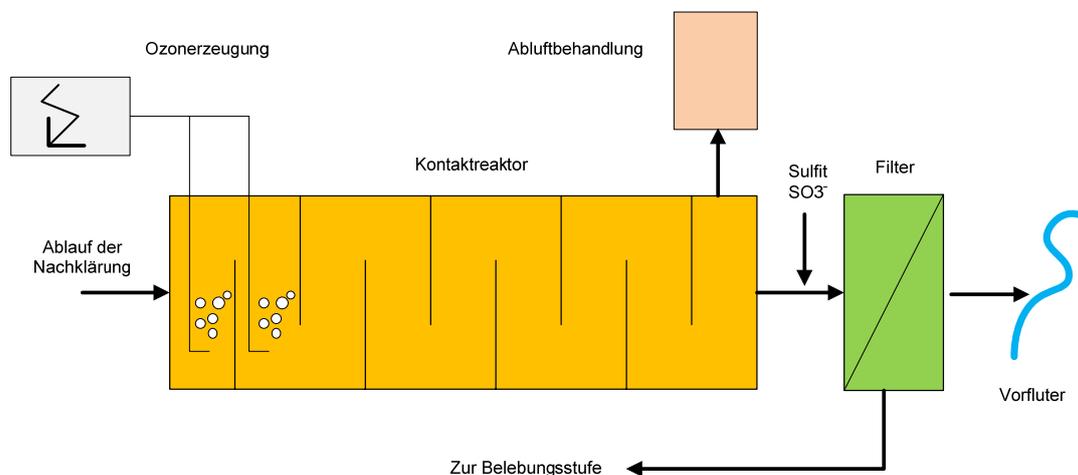
In Präsenz einer heterogenen Wassermatrix und einem pH-Wert Bereich von 7-8, erfolgt die Oxidation über beide Reaktionsmechanismen (BAHR ET AL. 2007). Im Regelfall erfolgt keine vollständige Mineralisierung der Spurenstoffe zu  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$ , sondern es entstehen unterschiedliche, meist unbekannte Oxidationsprodukte (EAWAG 2009; TERNES UND JOSS 2006).

Ozon kann sowohl mit anorganischen Substanzen (Eisen, Mangan, Nitrit und Sulfid) als auch mit organischen Verbindungen reagieren, wobei bei letzteren die Reaktion von den funktionalen Gruppen der Substanzen abhängig ist (PINNEKAMP ET AL. 2010). Neben seiner oxidativen Wirkung bewirkt Ozon auch eine Desinfektion und Entfärbung des Abwassers (BEIER 2010).

### 2.3.1.2 Einsatz der Ozonung zur Spurenstoffelimination

In der Trinkwasseraufbereitung ist Ozon bereits ein etabliertes Mittel zur Desinfektion, sowie zur Entfernung von Geruchs- oder Geschmacksstoffen. Auch in der industriellen Abwasserreinigung findet die Ozonung Anwendung als zusätzliche Reinigungsstufe. Beispielhafte Einsatzgebiete sind die Entfärbung von Textilabwässern, die Hygienisierung von Prozess-, Betriebs- und Kühlwässern, die Behandlung von stark belasteten Abwasserströmen aus der Industrie sowie die Deponiesickerwasserbehandlung (PINNEKAMP ET AL. 2010).

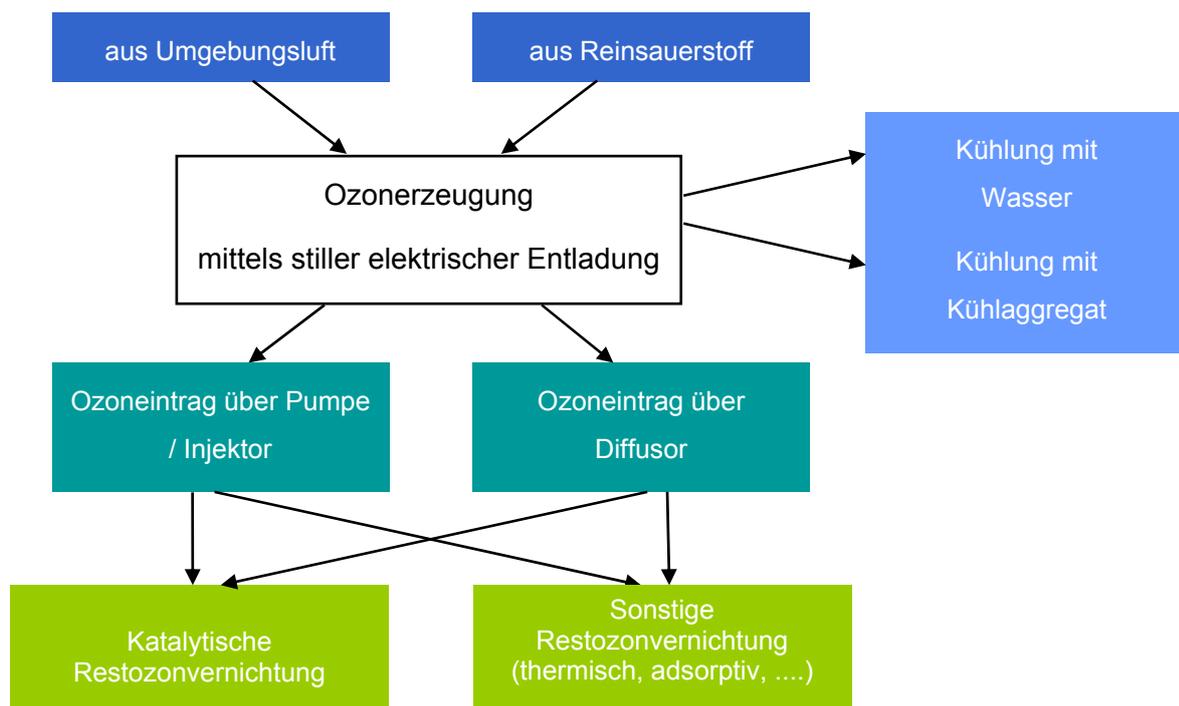
Bei der gezielten Spurenstoffelimination in der Abwasserbehandlung wird eine Anlage zur Ozonung üblicherweise der Nachklärung einer mechanisch-biologischen Anlage nachgeschaltet. Ein Verfahrensschema für eine solche Anlage ist in Bild 2-2 dargestellt. Die verschiedenen Verfahrenskonfigurationen lassen sich anhand von Bild 2-3 ableiten. Ozon wird vor Ort aus gelagertem Sauerstoff oder aus Luft erzeugt und in einem Kontaktreaktor mit dem Abwasser vermischt. Eine ausreichende Reaktionszeit muss durch die hydraulische Verweilzeit im Reaktor gewährleistet werden. Zur Restozonvernichtung muss eine Abluftreinigung installiert werden. Zur Regelung des Prozesses ist außerdem elektronische Mess-, Steuer und Regeltechnik (EMSR) vorzusehen. Der Einsatz von Ozon verlangt zudem Sicherheitsmaßnahmen, wie etwa das Einrichten einer Dosiereinrichtung für Natriumhydrogensulfit ( $\text{NaHSO}_3$ ), um überschüssiges Ozon im Abwasser zu vernichten und einen Ozonausstrag aus dem Kontaktreaktor zu verhindern (ABEGGLEN ET AL. 2009B).



**Bild 2-2: Verfahrensschema für eine nachgeschaltete Ozonung inkl. Filtration (vereinfacht nach ABEGGLEN ET AL. 2009A)**

Die bei der Ozonung entstehenden Abbauprodukte sind meist leichter biologisch abbaubar als die ursprünglichen Spurenstoffe. Deswegen erhöht sich das Angebot an Substrat für die Mikroorganismen nach der Behandlungsstufe. Aus diesem Grund können beispielsweise eine Bodenpassage, ein Sandfilter oder eine Aktivkohlefiltration nach der Ozonung notwendig sein, um den Ablaufwert der Kläranlage für den biochemischen Sauerstoffbedarf ( $\text{BSB}_5$ ) einzuhalten (TERNES UND JOSS 2006). Allerdings sind das Umweltverhalten und die Toxizität der bei der Ozonung entstehenden Produkte noch nicht gänzlich geklärt (MIEHE 2010). Ein

nennenswerter Metabolit ist Bromat, das sich aus dem im Wasser vorhandenen Bromid bildet. Aufgrund seiner möglichen kanzerogenen Wirkung ist in der deutschen Trinkwasserverordnung ein Grenzwert von 10 µg/L festgelegt. Die Bromatbildung ist umso ausgeprägter, desto mehr überschüssiges Ozon im Zulauf zur Ozonung vorhanden ist (BEIER 2010). Zudem können kanzerogene N-Nitrosamine entstehen, deren Bedeutung für Oberflächengewässer noch nicht bewertet werden kann (MIEHE 2010). Eine der Ozonung nachgeschaltete Sandfiltration kann also nicht nur überschüssigen BSB<sub>5</sub> abbauen, sondern auch schädliche, reaktive Oxidationsprodukte zurückhalten (ABEGGLEN ET AL. 2009A).



**Bild 2-3: Verfahrensmöglichkeiten für eine Ozonung zur Elimination von Spurenstoffen**

Wichtige Begriffe zur Ozonung sind (BEIER 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2008, SCHUMACHER 2006):

- Ozondosis [mg/L oder g/m<sup>3</sup>]: Ozonmasse je Flüssigvolumeneinheit
- Ozoneintrag [mg/L oder g/m<sup>3</sup>]: Differenz zwischen der dem Reaktionssystem zudosierten und der ausgetragenen Ozonmasse je Volumeneinheit Wasser
- Ozonzehrung [mg/L oder g/m<sup>3</sup>]: Differenz der gelöst vorliegenden Ozonkonzentration vom Ozoneintrag
- Spez. Ozoneintrag/ Ozonzehrung: Bezugs des Ozoneintrags/ der Ozonzehrung auf einen Wasserqualitätsparameter im Zulauf des Reaktors, wie etwa den initialen Gehalt an organischem Kohlenstoff DOC<sub>0</sub> [g/g DOC<sub>0</sub>]
- Reaktionszeit [min]
- Ozonexposition: Produkt aus Ozonkonzentration und Expositionszeit [mg/L · min]

### 2.3.1.3 Anlagentechnische Aspekte

Aus den an die Hersteller von Ozonungsanlagen gesendeten Fragebögen kamen Antworten von den Firmen OZONIA und ITT, die Ozonungsanlagen sowohl für die kommunale als auch für die industrielle Abwasserreinigung herstellen. Zu den Größenordnungen der gebauten Anlagen wurden unterschiedliche Angaben gemacht: OZONIA gibt an, Anlagen für 1 bis hin zu 10.000 m<sup>3</sup>/h behandeltes Abwasser gebaut zu haben, ITT bezieht sich auf die Ozonmenge, welche pro Stunde hergestellt worden ist und gibt an, Anlagen für die Erzeugung für 1 – 8.000 gO<sub>3</sub>/h hergestellt zu haben. Da die Anlagen von ITT grundsätzlich modular erweiterbar sind, lässt sich daraus keine Beschränkung für die Größe der Abwasseranlage ableiten.

Die Hauptkomponenten der betrachteten Anlagen sind:

- Ozongenerator mit Kühlung,
- Ozoneintragssystem,
- Mess- & Regeltechnik,
- Restozonvernichtung.

ITT sieht zusätzlich einen Wärmetauscher in seinem System vor, OZONIA eine Betriebsgasaufbereitung. Beides sind Bestandteile der jeweiligen Anlagen.

Die Herstellung des Ozons kann in den Anlagen beider Hersteller aus angeliefertem technischem Sauerstoff erfolgen. Darüber hinaus gibt OZONIA an, auch die Außenluft direkt für die Ozonherstellung verwenden zu können, ITT gibt „trockene Luft“ als Ausgangsstoff an. Gemeint ist in beiden Fällen, dass der für die Ozonherstellung notwendige Sauerstoff aus der Umgebungsluft gewonnen wird. Dazu muss die Umgebungsluft zunächst auf einen Taupunkt von mindestens -65°C getrocknet werden (CHEMIE, 2011). Beide Anlagen lassen die Dosierung des erzeugten Ozons mittels Mischer oder Diffusor zu.

Für den Anlagenbetrieb wird übereinstimmend die Empfehlung gegeben, eine mechanisch/biologische Vorbehandlung des Abwassers zur Reduzierung der organischen Belastung vorzuschalten.

Die Höhe der Ozondosierung wird bei OZONIA mit 0,7 – 1,0 g O<sub>3</sub>/g DOC angegeben, bei ITT mit 0,4 – 1,0 g O<sub>3</sub>/g DOC. Die angegebene Bandbreite ist bei OZONIA niedriger als bei ITT. Das gilt gleichermaßen auch für die Bandbreite der Reaktionszeit von 10 – 20 Minuten bei OZONIA und 5 – 20 Minuten bei ITT.

Die Angaben, wie viel Restozon im Abwasser verbleiben darf, sind unterschiedlich. Dies ist darauf zurückzuführen, dass die Angabe unmittelbar von den örtlichen Gegebenheiten und den jeweiligen Auflagen abhängig ist. OZONIA gibt < 50 ppb an; ITT eine beispielhafte Bandbreite von 10 – 50 ppb. OZONIA will diese Werte mittels der Option einer nachgeschalteten Sandfilteranlage, einer Aktivkohleanlage oder einer UV-Anlage erreichen,

während ITT die deutlich höheren Restozonwerte allein durch eine angepasste Regelstrategie erreichen will.

Bei Zulaufschwankungen bieten beide Anlagenvarianten Regelstrategien an, wobei OZONIA über die Parameter CSB und Wassermenge regeln kann. ITT regelt über das Restozon und die Wassermenge. Beide Anlagen können kontinuierlich betrieben werden, lediglich ITT bietet auch den diskontinuierlichen Betrieb als Variante an. OZONIA empfiehlt eine, ITT zwei jährliche Wartungen durch eine Fachfirma.

#### 2.3.1.4 Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mittels Ozon

Aufgrund der Vielzahl an anthropogenen organischen Spurenstoffen im Abwasser ist eine Auswahl von Leitsubstanzen zur Bestimmung der Effektivität der unterschiedlichen Eliminationsverfahren unerlässlich. Zur Festlegung der Leitsubstanzen müssen verschiedene Kriterien berücksichtigt werden. In kommunale Kläranlagen fließt neben häuslichem Abwasser auch gewerbliches und industrielles Abwasser. Aus diesem Grund muss möglichst ein weites Spektrum an Spurenstoffen unterschiedlicher Herkunft abgedeckt werden. Die ausgewählten Spurenstoffe müssen sich dadurch auszeichnen, dass sie beispielsweise in konventionellen Kläranlagen nicht zufriedenstellend eliminierbar sind und/oder, dass eine ökotoxikologische und/oder humantoxikologische Wirkung bekannt ist oder vermutet wird. Auch sollten die Leitsubstanzen repräsentativ für ihre Wirkungskategorien sein, ubiquitär und in ausreichenden Mengen vorkommen sowie analytisch nachweisbar sein (BEIER 2010).

Für dieses Projekt wurden organische Spurenstoff in Anlehnung an die vom MKULNV geförderten Projekten aus dem Themenschwerpunkt „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“ ausgewählt. Im Folgenden wird die Elimination dieser ausgewählten Spurenstoffen mittels Ozon dargestellt.

##### *Pharmaka*

Das Antiepileptikum Carbamazepin, das Schmerzmittel Diclofenac und das Antibiotikum Sulfamethoxazol werden in der Regel bis unter die Bestimmungsgrenze eliminiert. Dies konnte sowohl in Laboruntersuchungen (FAHLENKAMP ET AL. 2008); Pilotversuchen (BEIER 2010, SCHAAR ET AL. 2009, BAHR ET AL. 2007, HUBER 2005, TERNES ET AL. 2003) als auch bei der ersten großtechnischen Anwendung der Ozonung in der Schweiz (EAWAG 2009) festgestellt werden. Die Anwendung von geringen Konzentrationen war hierbei schon ausreichend. So führte bei den Pilotuntersuchungen des Ablaufs der KA Braunschweig bereits die kleinste angewandte Dosis von  $5 \text{ g O}_3/\text{m}^3$  zu einer Elimination von über 90% (TERNES ET AL. 2003). In Berlin-Ruhleben reichte eine spezifische Ozonzehrung von  $0,3 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  für Diclofenac beziehungsweise  $0,4 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  für Carbamazepin für eine Elimination bis unterhalb der Bestimmungsgrenze aus (BAHR ET AL. 2007). Bei den Laborversuchen in der halbtechnischen Versuchskläranlage in Neuss (HTK Neuss) wurden

die beiden Stoffe schon bei einer Dosis von weit unter  $0,7 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  bis unter die Bestimmungsgrenze entfernt. Um diese Eliminationsleistung bei Sulfamethoxazol zu erreichen, war eine spezifische Ozonzehrung von  $0,9 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  erforderlich (FAHLENKAMP ET AL. 2008). Die höheren spezifischen Ozonzehrungen in Wien ( $0,9 \text{ g O}_3/\text{g DOC}_0$ ) (SCHAAR ET AL. 2009) und in Regensdorf (im Mittel  $0,6 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$ , entspricht einer Ozondosis von  $3 \text{ g/m}^3$ ) (EAWAG 2009) führten ebenfalls zu einer Elimination von Carbamazepin, Diclofenac und Sulfamethoxazol bis unter die Bestimmungsgrenze.

Für den  $\beta$ -Blocker Metoprolol liegen unterschiedliche Ergebnisse vor. In Braunschweig konnte mit einer Ozondosis von  $10 \text{ g/m}^3$  (entspricht einer spezifischen Ozonzehrung von  $0,43 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$ ) eine Entfernung bis unter die Nachweisgrenze erlangt werden (TERNES ET AL. 2003). Auch in Regensdorf wurden bei einer spezifischen Ozonzehrung von  $0,6 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  Eliminationsgrade von 90 % erreicht. Bei den Laborversuchen in der HTK Neuss war eine spezifische Zehrung von  $1,2 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  zur Elimination von über 90% nötig, bei einem Wert von  $0,7 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  betrug die Elimination lediglich 60 %.

Als das am schwersten zu eliminierende Pharmakum stellt sich das Röntgenkontrastmittel Diatrizoat dar. Bei keinem der betrachteten Versuche konnte eine Elimination von über 90% beobachtet werden; die Ergebnisse schwanken zwischen geringer und mäßiger Elimination. In Berlin-Ruhleben betrug selbst mit einer spezifischen Ozonzehrung von  $1,4 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  die Restkonzentration immer noch 30 % der Anfangskonzentration (BAHR ET AL. 2007). Im Vergleich zu anderen Röntgenkontrastmitteln stellt Diatrizoat die am schlechtesten eliminierbare Substanz dar (PINNEKAMP ET AL. 2010).

#### *Synthetische Moschusverbindungen*

Die beiden betrachteten polyzyklischen Moschusverbindungen Tonalid und Galaxolid konnten gut bis sehr gut eliminiert werden. In Braunschweig wurde Tonalid bereits bei  $5 \text{ g O}_3/\text{m}^3$  unter die Bestimmungsgrenze oxidiert, und Galaxolid zu über 90 % entfernt (TERNES ET AL. 2003). Auch das Metabolit Galaxolidin konnte bei der Ozonung mit  $0,6 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$  in Regensdorf zu 42 % bzw. 85 % eliminiert werden (Screening von zwei Proben) (EAWAG 2009).

#### *Industriechemikalien*

Für das endokrin wirksame Bisphenol A wurden in Wien Konzentrationen nach der Ozonung unterhalb der Nachweisgrenze beobachtet, was zu einer Mindestelimination von 58 % führte (SCHAAR ET AL. 2009). In Regensdorf lag die mittlere Eliminationsleistung bei 65 % ( $0,6 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$ ) (EAWAG 2009), in Neuss waren es 79 % ( $0,7 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$ ) bzw. 92 % ( $0,9 \text{ gO}_3/\text{g DOC}_0$ ) (FAHLENKAMP ET AL. 2008). Ein ähnlich gutes Ergebnis wurde für das Korrosionsschutzmittel Benzotriazol in Regensdorf beobachtet; hier betrug die mittlere Eliminationsleistung 64 % (EAWAG 2009).

Schlechtere Ergebnisse liegen für die phosphororganischen Verbindungen sowie für die perfluorierten Tenside vor. In den von PINNEKAMP UND MERKEL (2008) zusammengetragenen Angaben des Herstellers für Ozonanlagen ITT WEDECO werden für die perfluorierten Tenside PFOS und PFOA Eliminationsleistungen kleiner 5 % und für TCPF von 40 bzw. 50 % bei einer Ozondosis von 5 bzw. 10 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> O<sub>3</sub> erwartet. Die in Neuss beobachteten Eliminationsgrade für TCPF betragen um die 60 %, was ebenfalls für eine mäßige Eliminierung spricht (FAHLENKAMP ET AL. 2008). Für beide Stoffgruppen liegen jedoch nur wenige Daten vor.

In Regensburg übte die Ozonung keinen Einfluss auf den Abbau des Komplexbildners ETDA aus, dessen Konzentration mit unterschiedlichen Werten im Ablauf der Anlage nachgewiesen wurde (EAWAG 2009). Laut ITT WEDECO (PINNEKAMP UND MERKEL 2008) beläuft sich die Elimination auf 60 bzw. 75 % bei einer Ozondosis von 5 bzw. 10 g/m<sup>3</sup> und einer Kontaktzeit von 10 Minuten. Ergebnisse in Wien lieferten eine Eliminationsleistung von 53 % bei einem Ozoneintrag von 7,5 g/m<sup>3</sup> und einer hydraulischen Aufenthaltzeit von 18,5 min (SCHAAR ET AL. 2009). Eine gezielte Elimination von ETDA mittels Ozon scheint also nicht gegeben.

Im Rahmen des Förderschwerpunktes „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“ wurden im Kreise der beteiligten Analyselaboratorien Leitsubstanzen definiert und mit dem LANUV abgestimmt. In Tabelle 2-1 sind die aus der Literatur zusammengetragenen Eliminationsleistungen für eine Behandlung von kommunalem Abwasser mit einer nachgeschalteten Ozonung aufgeführt.

Um die Ergebnisse zu veranschaulichen, werden die Eliminationsgrade in folgenden Kategorien eingeteilt:

<i>Kategorie</i>	<i>Eliminationsleistung</i>	<i>Bezeichnung der Eliminationsleistung</i>
-	< 10%	<i>schlecht</i>
0	10 bis 50%	<i>mäßig</i>
+	50 bis 90%	<i>gut</i>
++	> 90%	<i>sehr gut</i>

Da bei einigen Stoffen in den verschiedenen Literaturquellen unterschiedliche Ergebnisse vorliegen, werden bei einigen Stoffen Bandbreiten angegeben.

Tabelle 2-1: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei einer nachgeschalteten Ozonung

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	++	BEIER 2010, EAWAG 2009, SCHAAR ET AL. 2009, FAHLENKAMP ET AL. 2008, PINNEKAMP UND MERKEL 2008, BAHR ET AL. 2007, TERNES ET AL. 2003
Diclofenac	++	BEIER 2010, EAWAG 2009, FAHLENKAMP ET AL. 2008, BAHR ET AL. 2007, TERNES ET AL. 2003
Metoprolol	+ bis ++	EAWAG 2009, FAHLENKAMP ET AL. 2008, TERNES ET AL. 2003
Sulfamethoxazol	++	EAWAG 2009, SCHAAR ET AL. 2009, FAHLENKAMP ET AL. 2008, HUBER ET AL. 2005, TERNES ET AL. 2003
Diatrizoat	0 bis +	BEIER 2010, EAWAG 2009, FAHLENKAMP ET AL. 2008, PINNEKAMP UND MERKEL 2008, BAHR ET AL. 2007, HUBER ET AL. 2005, TERNES ET AL. 2003
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	+ bis ++	FAHLENKAMP ET AL. 2008, TERNES ET AL. 2003
HHCB (Galaxolid)	++	FAHLENKAMP ET AL. 2008, TERNES ET AL. 2003
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	+	EAWAG 2009
Bisphenol A	+ bis ++	EAWAG 2009, SCHAAR ET AL. 2009
PFT (PFOS/PFOA)	-	PINNEKAMP UND MERKEL 2008
TCP	0	FAHLENKAMP ET AL. 2008, PINNEKAMP UND MERKEL 2008
EDTA	0 bis +	EAWAG 2009, SCHAAR ET AL. 2009, PINNEKAMP UND MERKEL 2008

*generalisierte Eliminationsleistung* - : < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

## 2.3.2 Weitergehende Abwasserreinigung mit Aktivkohleverfahren

### 2.3.2.1 Grundlagen der Aktivkohleadsorption

Als adsorptives Verfahren zur Spurenstoffelimination in der kommunalen Abwasserbehandlung wird die Adsorption an Aktivkohle eingesetzt. Diese bezeichnet den Vorgang der Anlagerung von Abwasserinhaltsstoffen an der Oberfläche vom Adsorbens, hier Aktivkohle. In Konkurrenz zur Adsorption steht die gleichzeitig stattfindende Desorption, d.h. die Abgabe von Stoffen von der Oberfläche des Adsorptionsmittels (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010).

Es wird zwischen physikalischer und chemischer Adsorption unterschieden. Die physikalische Adsorption (Physisorption) ist reversibel und bindet hauptsächlich hydrophobe, unpolare Inhaltstoffe am Adsorbens (BEIER 2010). Sie wird durch elektro-

statische Wechselwirkungen bedingt und ist bei der Adsorption von Spurenstoffen aus dem Abwasser maßgeblich (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010). Bei der chemischen Adsorption (Chemisorption) hingegen wird die Struktur des Abwasserinhaltsstoffes durch chemische Reaktion irreversibel verändert (BEIER 2010).

Die Herstellung von Aktivkohle erfolgt aus kohlenstoffhaltigen Rohstoffen, wie etwa Stein- oder Braunkohle, Holz, Torf oder Kokosnussschalen. Die Aktivierung kann auf zwei Arten erfolgen: chemisch mittels dehydratisierend wirkenden Mitteln (z.B. Zinkchlorid) oder thermisch mittels Wasserdampf im Temperaturbereich von 800 bis 1000 °C. Bei der Aktivierung wird ein Teil der flüchtigen Komponenten abgebaut, so dass zahlreiche Poren, Risse und Spalten entstehen. Nach der Aktivierung verfügt die Aktivkohle über ein ausgeprägtes inneres Porensystem und somit über eine große innere Oberfläche von bis zu 1500 m<sup>2</sup>/g (EILERS 2001, BRENDEL 1997).

Dieses Porensystem der Aktivkohle kann in Mikroporen (0,4 nm < d < 2 nm), Mesoporen (2 nm < d < 50 nm) und Makroporen (d > 50 nm) unterteilt werden, wobei die kleinen Mikroporen den maßgeblichen Anteil an der Aufnahmekapazität einer Aktivkohle ausmachen. Je nach Aktivierungsgrad wird zwischen niedrig (500 bis 800 m<sup>2</sup>/g), mittel (800 bis 1200 m<sup>2</sup>/g) und hoch aktivierten Aktivkohlen (1200 bis 1500 m<sup>2</sup>/g) unterschieden. Zudem können die Kohlen ihrer äußeren Erscheinungsform nach in Pulveraktivkohle (PAK) (Körnung < 0,045 mm), in körnige Aktivkohle (granulierte Aktivkohle (GAK)) (Körnung zwischen 0,5 mm und 4mm) und in zylindrische Aktivkohle (Formkohle) (Größenbereich zwischen 0,4 mm und 4 mm) unterteilt werden (BRENDDEL 1997).

Nach einer gewissen Standzeit ist die Beladungskapazität der Aktivkohle erschöpft und diese muss ausgetauscht werden. Bezüglich der Adsorptionskinetik wird auf die Literatur verwiesen (BEIER 2010, EILERS 2001, MARCUS 2005).

### 2.3.2.2 Einsatz einer Aktivkohleadsorption zur Spurenstoffelimination

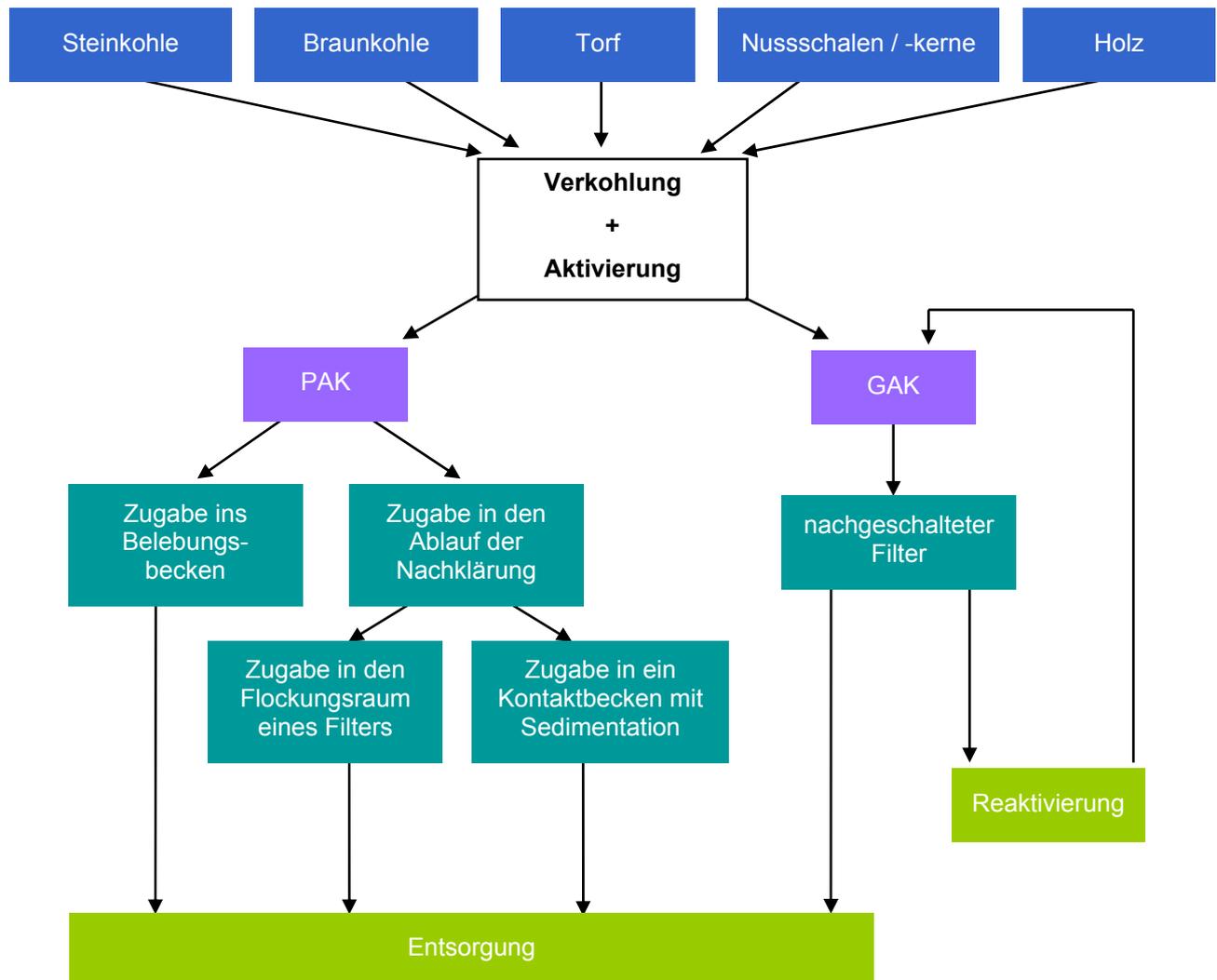
Ähnlich wie die Ozonung ist die Aktivkohleadsorption ein in der Trinkwasseraufbereitung sowie in der Industrieabwasserbehandlung bereits verbreitetes Verfahren. Es findet beispielsweise Anwendung zur Aufbereitung von Oberflächenwasser oder zur Entfernung von adsorbierbaren halogenorganischen Verbindungen (AOX) oder biologisch schwer abbaubaren Substanzen (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010). Aufgrund der guten Erfahrungen in diesen Bereichen gewinnt Aktivkohle auch zusehends an Bedeutung für die gezielte Spurenstoffelimination in der kommunalen Abwasserbehandlung.

Für die Anwendung von Aktivkohle in der Abwasserbehandlung existieren zwei prinzipielle Verfahrenstechniken, die graphisch in Bild 2-4 dargestellt sind (PINNEKAMP 2010):

- Die Zugabe von Pulveraktivkohle zum Abwasser und die Entsorgung der Kohle mit dem Schlamm. Eine Regenerierung der Kohle ist hier auszuschließen, jedoch weist

dieses Verfahren deutlich flexiblere Dosierungsmöglichkeiten auf, als die Anwendung von einem Aktivkohlefilter (PINNEKAMP ET AL. 2009, ZWICKENPFLUG ET AL. 2010).

- Die Aktivkohlefiltration mittels granulierter Aktivkohle (GAK), welche bereits vermehrt Anwendung in der Trinkwasseraufbereitung findet. Die granuliert Aktivkohle befindet sich in separaten Filteranlagen und kann nach Erreichen der Beladungskapazität regeneriert werden.



**Bild 2-4: Verfahrensmöglichkeiten einer Anwendung von Aktivkohle zur Elimination von organischen Spurenstoffen**

Im Folgenden wird nun zwischen den beiden Verfahren unterschieden.

### **Pulveraktivkohle (PAK)**

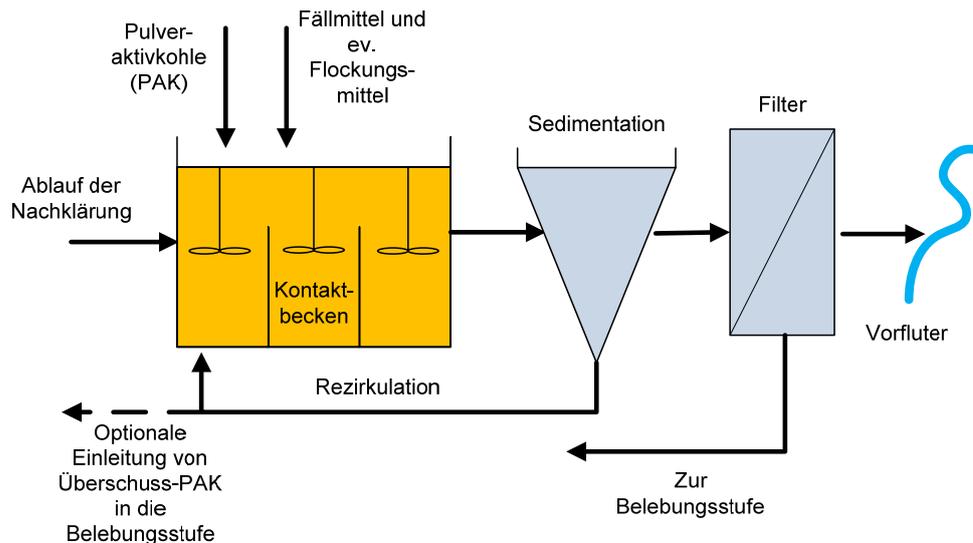
Die PAK-Zugabe kann vor, während und nach der biologischen Behandlung erfolgen. Eine der biologischen Stufe vorgeschaltete Pulveraktivkohlezugabe ist nur beim Vorliegen von

bakterientoxischen Stoffen sinnvoll. Das simultane Einbringen in die biologische Stufe erfordert kaum zusätzliche Baumaßnahmen und verbessert die Ablaufqualität und die Schlammeigenschaften. Jedoch entsteht bei beiden Methoden eine Konkurrenzsituation, da auch die biologisch gut abbaubaren Substanzen an der Aktivkohle adsorbieren und somit die gezielte Adsorption der Spurenstoffe beeinträchtigen. Deswegen sind hohe PAK-Dosierungen erforderlich. Aus diesen Gründen wird im Folgenden lediglich die Variante mit der der biologischen Behandlung nachgeschalteten Adsorptionsstufe berücksichtigt. Diese stellt das häufigste Verfahren zur weitergehenden Abwassereinigung mittels Aktivkohle dar (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010).

Es existieren unterschiedliche Verfahrensanordnungen:

- *Adsorptionsstufe mit anschließendem Filter:*

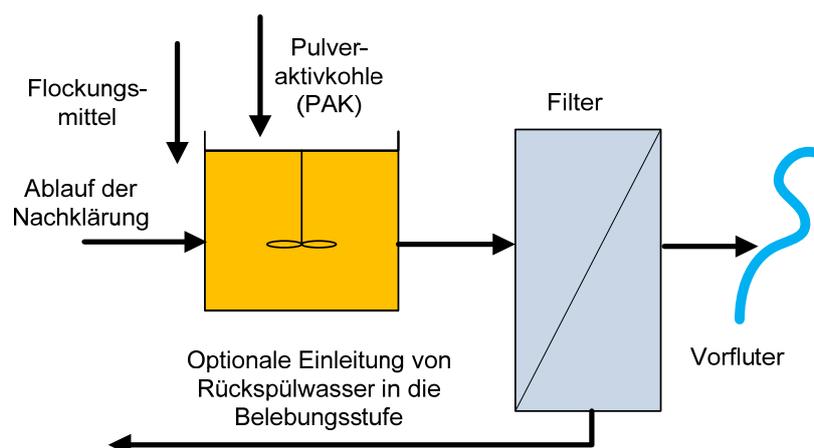
In einem Kontaktreaktor wird das nachgeklärte Abwasser mit Pulveraktivkohle in Kontakt gebracht. Nach einer vorgegebenen Adsorptionszeit wird die Pulveraktivkohle in einer nachfolgenden Trennstufe vom gereinigten Abwasser abgetrennt. Diese Stufe besteht in der Regel aus einer Kombination von Sedimentation/Filtration oder aus einer Membranfiltration (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010). Die Pulveraktivkohle wird mehrmals im Kreis geführt, so dass nur ein geringer Teil an frischer Kohle zudosiert werden muss und die Kontaktzeit zwischen PAK und Abwasser unabhängig von der hydraulischen Aufenthaltszeit variiert werden kann. Eine entsprechende Menge an Überschussskohle muss entfernt werden. Diese kann entweder entsorgt werden, oder mit dem Rückspülwasser der Filtrationseinheit in die biologische Stufe zurückgeführt werden. In diesem Fall wird die restliche Adsorptionskapazität der Überschussskohle ausgenutzt und die Kohle mit dem Klärschlamm entsorgt. Der Schlammgehalt im Belebungsbecken steigt hierbei an (ABEGGLEN ET AL. 2009B). Eine solche Adsorptionsstufe ist in Bild 2-5 für eine Trennstufe mittels Sedimentation und Filter dargestellt. Um eine bessere Abtrennung der Pulveraktivkohle zu gewährleisten, müssen Fäll- und eventuell Flockungshilfsmittel zugeführt werden. Neben der Installation eines Kontaktreaktors mit einer ausreichenden Verweilzeit und eine Trennstufe müssen Rücklaufpumpen, Dosiereinrichtungen und Aggregate zur Prozesssteuerung vorgesehen werden (ABEGGLEN ET AL. 2009B).



**Bild 2-5: Pulveraktivkohlebehandlung in separatem Kontaktreaktor mit nachgeschalteter Sedimentation und Filtration (vereinfacht nach ZWICKENPFLUG ET AL. 2010 und ABEGGLEN ET AL. 2009A)**

- *Zugabe in den Flockungsraum eines Sandfilters*

Bei dem in Bild 2-6 abgebildeten Verfahren erfolgt die Zugabe von Pulveraktivkohle und Flockungsmitteln in einen Flockungsraum, auf den ein Sandfilter folgt. Im Sandfilter erfolgt der Rückhalt der PAK, welche die Spurenstoffe aus dem vorbeiströmenden Abwasser adsorbiert. In regelmäßigen Abständen wird der Filter rückgespült und so die beladene PAK aus dem Filter entfernt. Die mittlere Verweilzeit der PAK entspricht demnach der Hälfte des Rückspülintervalls. Durch eine Rückführung des Spülwassers in die biologische Stufe kann die Verweilzeit der Kohle im System erhöht, und ein mögliches Restadsorptionspotential ausgenutzt werden. Ein wesentlicher Vorteil des Verfahrens besteht darin, dass es bei vorhandener Flockungsfiltration einfach in die Kläranlage integriert werden kann.



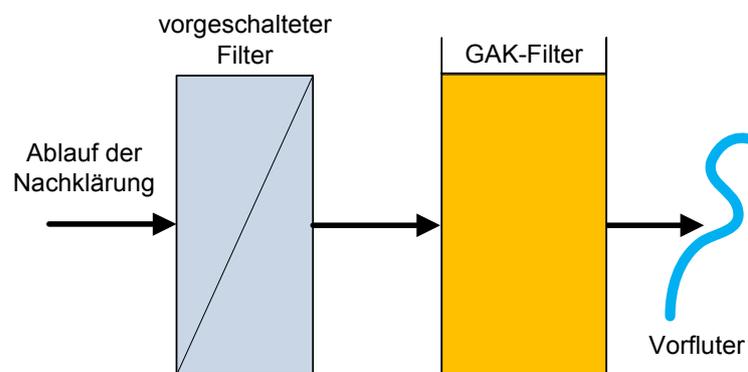
**Bild 2-6: Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Sandfilters (vereinfacht nach ZWICKENPFLUG ET AL. 2010)**

### Granulierte Aktivkohle (GAK)

Bei der Filtration mit granulierter Aktivkohle in der Abwasserbehandlung wird in der Regel ein der biologischen Behandlung nachgeschalteter Festbettadsorber mit der körnigen Kohle als Filtermaterial ausgestattet. Das zu reinigende Abwasser durchströmt den Filter und die Spurenstoffe adsorbieren an der Kohle (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010). Das System kann durch Schwerkraft oder Druck angetrieben werden (PINNEKAMP ET AL. 2010). Eine Variante der GAK-Filtration ist die Umrüstung eines existierenden Mehrschichtfilters, in dem Anthrazit durch GAK ähnlicher Korngröße ausgetauscht wird. Diese Verfahrenskonfiguration wird zurzeit auf der Kläranlage Düren untersucht (BORNEMANN, 2011).

Um dem erhöhten Druckverlust durch die Anlagerung von Stoffen entgegenzuwirken, können Aktivkohlefilter mit einer Rückspüleinrichtung versehen werden (IVASHECHKIN 2006). Sobald die Adsorptionskapazität des Filterbettes erschöpft ist, muss der Filter außer Betrieb genommen werden, um die Kohle zu regenerieren oder auszutauschen (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010).

Um eine unnötige Beladung der Aktivkohle zu vermeiden und eine möglichst große Filterlaufzeit zu erreichen, ist es sinnvoll, den Aktivkohlefilter mit einem möglichst feststoff-freien Zulauf zu beschicken. Aus diesem Grund sollte dem Aktivkohlefilter eine Zwischenfiltration vorgeschaltet werden, beispielsweise eine Sandfiltration oder eine Mikrosiebung (PINNEKAMP UND MERKEL 2008). Ein typisches Verfahrensschema für eine Aktivkohlefiltration mit vorgeschalteter Filtration ist in Bild 2-7 gegeben.



**Bild 2-7: Verfahrensschema einer vorgeschalteten Filtration mit granulierter Aktivkohle (vereinfacht nach PINNEKAMP UND MERKEL 2008)**

#### 2.3.2.3 Anlagentechnische Aspekte

Die Fragebögen der Firmen Norit, Donau Carbon und Jacobi wurden beantwortet und zurückgesendet. Alle drei Firmen bauen Anlagen zur Pulveraktivkohleadsorption in der Abwasserbehandlung. Darüber hinaus geben sie übereinstimmend an, eigene Anlagen (Drehrohren) zur Herstellung von Aktivkohle zu betreiben, dazu werden in den Fragebögen

aber keine näheren Angaben gemacht. Lediglich die Fa. Jacobi hat Zusatzinformationen zur Verfügung gestellt, welchen zu entnehmen war, dass Jacobi eine Aktivkohle aus Kokosnussschalen herstellt, deren Herstellungsverfahren sich insbesondere durch seine Nachhaltigkeit auszeichnet.

Die Referenzen der Fa. Norit beziehen sich auf kommunales Abwasser, die Anlagen der Fa. Donau Carbon und Jacobi sind sowohl im kommunalen, wie auch im industriellen Abwasserbereich zu finden.

Die Hersteller geben übereinstimmend an, dass die Pulveraktivkohle mindestens eine Kontaktzeit von 20 Minuten haben sollte und dass mindestens  $10 \text{ g/m}^3$  dosiert werden müssen. Donau Carbon gibt eine Bandbreite an, welche auch Höchstwerte für Kontaktzeit (30 Minuten) und Dosierung ( $20 \text{ g/m}^3$ ) enthält. Jacobi weist darüber hinaus darauf hin, dass sowohl die notwendige Kontaktzeit, als auch die Dosierung stark von der Beladung des zu reinigenden Abwassers und der Feinheit der Aktivkohle abhängig sind. Die eingesetzte Verfahrenstechnik spielt bei diesen Kenngrößen eine entscheidende Rolle. Wird trockene Pulveraktivkohle in einer nachgeschalteten Reinigungsstufe eingesetzt, so benötigt sie, je nach Feinheit 15 bis 30 Minuten um vollständig benetzt zu sein. Abhängig von der Restbeladung an CSB gibt Jacobi übereinstimmend zu den anderen Herstellern an, dass der Normbereich der Dosierung bei  $10$  bis  $30 \text{ g/m}^3$  liegt, selten eine Dosierung von  $50 \text{ g/m}^3$  notwendig und sinnvoll ist.

Die Nutzung der Pulveraktivkohle in den Abwasserbehandlungsanlagen erfolgt laut Norit dann über ein Sedimentationsbecken und eine Filtration zum Rückhalt. Über den Energiebedarf dieser Anlagenkomponenten werden keine Angaben gemacht.

#### 2.3.2.4 Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mit Aktivkohle

##### **Pulveraktivkohle (PAK)**

Bei der Zugabe von Pulveraktivkohle muss zwischen der direkten Zugabe in die biologische Stufe (eventuell in Kombination mit einem MBR), einem nachgeschalteten Kontaktreaktor und der Zugabe in den Flockungsraum eines Filters unterschieden werden.

##### ***Nachgeschaltete Pulveraktivkohlezugabe***

Die Eliminationsleistung einer nachgeschalteten Zugabe von Pulveraktivkohle ist in Tabelle 2-2 für die verschiedenen Leitsubstanzen angegeben.

##### *Pharmaka*

Für den Ablauf der Nachklärung des Großklärwerks Köln-Stammheim wurden Laborversuche mit Pulveraktivkohle durchgeführt. Bei der Zugabe von  $10 \text{ g/m}^3$  ergaben sich folgende Eliminationsleistungen bezogen auf den Ablauf der Nachklärung: Diclofenac 64 %,

Carbamazepin 87 %, Metoprolol 95 % (FAHLENKAMP ET AL. 2006). Diese Ergebnisse sind im Einklang mit den halbtechnischen Versuchen in Dübendorf. Hier führte eine Pulveraktivkohlezugabe von 10 g/m<sup>3</sup> zu einer Elimination von 80 % für Carbamazepin und von 66 % für Diclofenac. Das in Köln nicht mehr bestimmbare Sulfamethoxazol wurde nur zu 26 % eliminiert, Diatrizoat, das in Köln bei der erhöhten Konzentration von 100 g/m<sup>3</sup> zu 82 % eliminiert werden konnte, zu 21 %. Diese Eliminationsleistung wurde jedoch ohne Rückführung der Überschussschleim in die biologische Stufe gemessen. Durch eine solche Rückführung erhöhte sich die Eliminationsleistung auf 84 % für Diclofenac, 96 % für Carbamazepin und 50 % für Sulfamethoxazol. Metoprolol wurde zu 98 % eliminiert. Bei einer Zugabe von 15 g/m<sup>3</sup> mit Rückführung erhöhte sich die Eliminationsleistung auf 99 % für Diclofenac und Metoprolol, auf 96 % für Carbamazepin und 86 % für Sulfamethoxazol. Lediglich für Diatrizoat konnte keine Verbesserung erzielt werden, hier betrug die Elimination nur 4 %<sup>1</sup> (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010). Eine Rückführung der Überschussschleim in die biologische Stufe erwies sich auch in der Versuchskläranlage Steinhäule in Neu-Ulm als effektiv. Bei einer Zugabe von 10 g/m<sup>3</sup> PAK betragen die Eliminationsgrade für Carbamazepin, Diclofenac und Metoprolol jeweils über 92 %, bei einer Dosierung von 20 g/m<sup>3</sup> waren sie größer als 96 %. Diatrizoat konnte zu 11 (10 g/m<sup>3</sup>) bzw. zu 44 % eliminiert werden (METZGER UND KAPP 2008). Den sehr guten Wirkungsgrad für Carbamazepin und den guten Wirkungsgrad für Diclofenac bei der Nachschaltung einer Pulveraktivkohledosierung belegten auch die Versuche in der halbtechnischen Kläranlage Neuss. Die zusätzliche Elimination betrug hier ca. 85 % für Diclofenac und ca. 50 % für Carbamazepin bei 20 g/m<sup>3</sup> Pulveraktivkohle. Auch hier führte eine Rückführung in die biologische Stufe zu einer Verbesserung der Eliminationsleistung (83 % für Diclofenac, 95 % für Carbamazepin) (NEPTUNE 2010).

#### *Synthetische Moschusverbindungen*

Sowohl Tonalid als auch Galaxolid konnten bei den Laborversuchen am Ablauf der Nachklärung bei einer Dosierung von 10 g/m<sup>3</sup> in Köln-Stammheim zu über 90 % eliminiert werden (FAHLENKAMP ET AL. 2006).

#### *Industriechemikalien*

Für die Industriechemikalien liegen wie für die synthetischen Moschusverbindungen nur wenige Daten vor. In ihren Laborversuchen konnten FAHLENKAMP ET AL. (2006) für Bisphenol A eine Eliminationsleistung von 90 % und für das Phosphorsäureester TCPP von 93 % (10 g/m<sup>3</sup> PAK) feststellen. Zusätzliche Analysen der Universität Stuttgart für die Pilotanlage Steinhäule ergaben Eliminierungsleistungen von über 80 % bei 10 g/m<sup>3</sup>, bzw. über 90 % bei 20 g/m<sup>3</sup> für TCPP (JEKEL 2010). In der halbtechnischen Anlage in Dübendorf

---

<sup>1</sup> Das im Vergleich zu der Behandlung ohne Rezirkulation schlechtere Ergebnis lässt sich durch die niedrige Konzentration des Stoffes im Abwasser und der damit verbundenen Unsicherheit erklären.

konnte Benzotriazol bereits bei einer Zugabe von 10 g/m<sup>3</sup> PAK zu 79 % eliminiert werden, durch eine Rückführung wurde der Wirkungsgrad auf 96 bzw. 99 % (bei 15 g/m<sup>3</sup> PAK) erhöht. Für die perfluorierten Tenside PFOS und PFOA schätzen PINNEKAMP UND MERKEL (2008) mangels Literaturwerten den Eliminationsgrad bei einer angesetzten Dosierung von 10 g/m<sup>3</sup> auf 60 % ein.

**Tabelle 2-2: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei einer nachgeschalteten Pulveraktivkohlezugabe**

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	+ bis ++	NEPTUNE 2010, ZWICKENPFLUG ET AL. 2010, METZGER UND KAPP 2008, FAHLENKAMP ET AL. 2006
Diclofenac	+ bis ++	NEPTUNE 2010, ZWICKENPFLUG ET AL. 2010, METZGER UND KAPP 2008, FAHLENKAMP ET AL. 2006
Metoprolol	++	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010, METZGER UND KAPP 2008, FAHLENKAMP ET AL. 2006
Sulfamethoxazol	0 bis +	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010
Diatrizoat	0 bis +	METZGER UND KAPP 2008, FAHLENKAMP ET AL. 2006
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	++	FAHLENKAMP ET AL. 2006
HHCB (Galaxolid)	++	FAHLENKAMP ET AL. 2006
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	+ bis ++	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010
Bisphenol A	++	FAHLENKAMP ET AL. 2006
PFT (PFOS/PFOA)	+	PINNEKAMP UND MERKEL 2008
TCPP	+ bis ++	JEKEL 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2006
EDTA	k. A.	

*generalisierte Eliminationsleistung* -: < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

### **Zugabe in die biologische Stufe einer konventionellen Kläranlage:**

Die aus der Literatur zusammengetragene Eliminationsleistung für eine simultane Zugabe von Pulveraktivkohle in die Belebungsstufe ist in Tabelle 2-3 aufgeführt. Bei der simultanen Zugabe in das Belebungsbecken kann zwischen einer konventionellen Belebungsstufe mit dem Belebtschlammverfahren oder einem Membranbioreaktor unterschieden werden. Bei den in Dübendorf durchgeführten Versuchen wurden jeweils 15 bzw. 30 g/m<sup>3</sup> in das Belebungsbecken zugegeben. Die ermittelte Eliminationsleistung (bezogen auf die Referenzstraße) war jedoch nicht so hoch, wie die bei der nachgeschalteten Aktivkohle-adsorption. Metoprolol und Carbamazepin wurden bei einer Zugabe von 15 g/m<sup>3</sup> schon zu

über 90 % eliminiert. Um solche Grade für Benzotriazol und Diclofenac zu erreichen, war jedoch eine Konzentration von 30 g/m<sup>3</sup> notwendig. Sulfamethoxazol konnte nur zu 11 bzw. 29 % eliminiert werden (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010). SCHRADER (2007) konnte Carbamazepin im Lehr- und Forschungsklärwerk Stuttgart sehr gut eliminieren (>90%); auch für Bisphenol A (ca. 75%) sowie für die Moschusverbindungen (ca. 90 %) wurde eine hohe Eliminationsleistung erreicht. Allerdings kamen hier Dosierungen zwischen 70 und 240 g/m<sup>3</sup> zum Einsatz, welche im großtechnischen Maßstab aus wirtschaftlichen Gründen nicht realisierbar sind. PINNEKAMP UND MERKEL (2008) geben die zu erwartende Eliminationsleistung nach Angaben der Donau Carbon GmbH & Co. KG, einem Hersteller von Aktivkohle, an. Die sehr gute Elimination bei einer Zugabe zwischen 10-20 g/m<sup>3</sup> von 85 bis 99 % für Carbamazepin steht im Einklang mit den experimentellen Ergebnissen. Für die perfluorierten Tenside wird eine Eliminationsleistung zwischen 40 und 75 % angenommen, für die phosphororganischen Flammschutzmittel liegen die Erwartungen zwischen 40 und 99 %. Das Röntgenkontrastmittel Diatrizoat wird als schlecht eliminierbar eingeschätzt. Aufgrund der großen Bandbreite dieser Eliminationsleistungen und der geringen Menge an experimentellen Daten schätzen PINNEKAMP UND MERKEL (2008) in ihrer Bewertung der Eliminationstechniken die Eliminationsleistung für eine simultane Zugabe von Pulveraktivkohle folgendermaßen ein: 3 % für EDTA, 30 % für TCPP und PFOS/PFOA, 25 % für Diatrizoat sowie 45 % für Carbamazepin. Die Dosierung wird mit 60 g/m<sup>3</sup> angesetzt.

Untersuchungen bezüglich der Wirksamkeit von Pulveraktivkohle bei Zugabe in einen Membranbioreaktor wurden von FAHLENKAMP ET AL. (2008) durchgeführt. Es wurden Dosierungen von 20, 40 und 80 g/m<sup>3</sup> angewandt. Die im Folgenden erläuterten Eliminationen beziehen sich auf den Zulauf zum MBR und beinhalten somit auch den biologischen Abbau in der Membranbelebungsstufe. Das Antiepileptikum Carbamazepin konnte in einer konventionellen Belebungsstufe nur zu 25 % abgebaut werden. Bei der Zugabe von PAK in einen MBR beliefen sich die Eliminationsleistungen auf 84, 89 und 98 %.

Tabelle 2-3: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei einer simultanen Pulveraktivkohlezugabe in die Belebungsstufe

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen	Eliminationsleistung	Quellen
	konv. biol. Stufe		MBR	
<i>Pharmaka</i>				
Carbamazepin	++	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010, DONAU CARBON IN PINNEKAMP UND MERKEL 2008, SCHRADER 2007	+ bis ++	FAHLENKAMP ET AL. 2008
Diclofenac	+ bis ++	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010	+ bis ++	FAHLENKAMP ET AL. 2008
Metoprolol	++	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010	k. A.	
Sulfamethoxazol	0	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010	0 bis +	FAHLENKAMP ET AL. 2008
Diatrizoat	0	DONAU CARBON IN PINNEKAMP UND MERKEL 2008	k. A.	FAHLENKAMP ET AL. 2008
<i>Moschusduftstoffe</i>				
AHTN (Tonalid)	++	SCHRADER 2007	+ bis ++	FAHLENKAMP ET AL. 2008
HHCB (Galaxolid)	++	SCHRADER 2007	+ bis ++	FAHLENKAMP ET AL. 2008
<i>Industriechemikalien</i>				
Benzotriazol	+ bis ++	ZWICKENPFLUG ET AL. 2010	k. A.	
Bisphenol A	+	SCHRADER 2007	++	FAHLENKAMP ET AL. 2008
PFT (PFOS/PFOA)	0 bis +	DONAU CARBON IN PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Zulauf unterhalb der Bestimmungsgrenze	FAHLENKAMP ET AL. 2008
TCPP	0 bis +	DONAU CARBON IN PINNEKAMP UND MERKEL 2008	+ bis ++	FAHLENKAMP ET AL. 2008
EDTA	-	PINNEKAMP UND MERKEL 2008	k. A.	

generalisierte Eliminationsleistung - : < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

Die Elimination von Diclofenac von 22 % in der konventionellen Referenzstraße konnte auf 65 % (20 g/m<sup>3</sup>), 76 % (40 g/m<sup>3</sup>) und 93 % (80 g/m<sup>3</sup>) erhöht werden. Die mäßige Reduktion von ca. 25 % für Sulfamethoxazol bei der konventionellen Behandlung tritt auch bei der Anwendung von PAK auf. 20 g/m<sup>3</sup> und 40 g/m<sup>3</sup> führten lediglich zu Eliminationen von 16 und 24 %, erst bei einer Dosis von 80 g/m<sup>3</sup> konnte es zu 79 % eliminiert werden. Für das Röntgenkontrastmittel Diatrizoat kann aufgrund der Versuche in Neuss keine Auswertung erfolgen. Die beiden, in der konventionellen Belebung schon gut abbaubaren Moschusduftstoffe HHCB und AHTN, wurden schon bei einer Zugabe von 20 g/m<sup>3</sup> zu 82 bzw. 90 % eliminiert. Höhere Dosierungen führten zu leichten Verbesserungen. Das Flammenschutzmittel TCPP, welches in der konventionellen Belebung nur mäßig eliminiert wurde, wird mittels Pulveraktivkohlezugabe zu 62 % (20 g/m<sup>3</sup> PAK), 82 % (40 g/m<sup>3</sup> PAK) bzw. zu 96 % (80 g/m<sup>3</sup> PAK) eliminiert. Für Bisphenol A wurde eine Eliminationsleistung von 95 % schon bei einer Zugabe von 20 g/m<sup>3</sup> erreicht, allerdings wurde diese Leistung auch schon in der konventionellen Belebung erreicht. Da die perfluorierten Tenside PFOA und PFOS im Zulauf unterhalb der Bestimmungsgrenze liegen, ist keine Bewertung möglich. Allgemein lässt sich hier also ein verstärkter Abbau der bei der konventionellen Belebung nur schlecht entfernbaren Stoffen beobachten.

#### ***Zugabe in die Flockungsfiltration:***

MEYER (2008) schlägt zur gezielten Elimination von anthropogenen Spurenstoffen die Zugabe von Pulveraktivkohle in eine bestehende Flockungsfiltration vor. Für dieses Verfahren liegen bisher nur wenige Forschungsergebnisse vor, die in Tabelle 2-4 aufgelistet sind. BÖHLER ET AL. (2009) untersuchten in Kloten-Opfikon die Zugabe von 15 g/m<sup>3</sup> Pulveraktivkohle in einen bestehenden Sandfilter. Die Verweilzeit der Kohle beträgt 12-24 h, das einmal pro Tag anfallende Filterspülwasser wird dem Sand-Fettfang zudosiert. Die in Kloten-Opfikon erzielten Ergebnisse stehen im Kontrast zu den im Vorfeld durchgeführten Versuchen in der Versuchshalle der Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz EAWAG. Hier konnten die Feststoffe gut zurückgehalten werden, in Kloten-Opfikon wurde jedoch der Grenzwert von 4 mg<sub>TS</sub>/L zeitweise nicht eingehalten. Auch die Eliminationsleistungen sind im Vergleich zu den im Vorfeld gemessenen biologischen Abbauleistungen im Sandfilter nicht immer zufriedenstellend. Für Diclofenac kann durch eine Zugabe von PAK die Elimination um 2/3 auf 85 % gesteigert werden. Auch für Carbamazepin steigt die Elimination von ca. 0 % im Sandfilter auf 70 % nach PAK-Zugabe. Benzotriazol, welches im Sandfilter zum Teil biologisch eliminiert wird, erfährt im Sandfilter eine Eliminationszunahme auf 76 %. Das Röntgenkontrastmittel Diatrizoat scheint jedoch weder biologisch im Sandfilter noch durch Zugabe von PAK entfernt zu werden. Auch für Sulfamethoxazol konnte keine Steigerung erzielt werden. Diese Eliminationsleistungen gelten in Bezug auf eine Ertüchtigung der Kläranlage als zu gering, da keine sehr gute Elimination von über 90 % zu erreichen ist. Es

wird davon ausgegangen, dass bessere Ergebnisse durch eine Rückführung des Spülwassers in die Belebungsstufe zu erwarten sind. Ergebnisse liegen jedoch noch nicht vor. Auch MIEHE (2010) hat die Entfernung von organischen Spurenstoffen bei Zugabe von Pulveraktivkohle in einen Flockungsfilter untersucht. Generell wurden durch die Zugabe von 10 g/m<sup>3</sup> PAK die Spurenstoffe nicht vermehrt entfernt, erst bei Dosierungen von 15 und 20 g/m<sup>3</sup> wurde eine vermehrte Elimination ersichtlich. Carbamazepin, Sulfamethoxazol und Benzotriazol, die im konventionellen Filter nicht eliminiert werden konnten, wurden durch PAK entfernt. Bei einer Zugabe von 20 g/m<sup>3</sup> betragen die Eliminationsleistungen für Carbamazepin und Benzotriazol ca. 80 %, für Sulfamethoxazol ca. 40 %. Auch Carbamazepin konnte ab 15 g/m<sup>3</sup> zu ca. 80 % eliminiert werden. Für Bisphenol A konnte keine zusätzliche Entfernung festgestellt werden, da die meisten Ablaufwerte nach der biologischen Behandlung schon unterhalb der Bestimmungsgrenze lagen.

**Tabelle 2-4: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Pulveraktivkohlezugabe in einer Flockungsfiltration**

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	0 bis +	MIEHE 2010, BÖHLER ET AL. 2009
Diclofenac	0 bis +	MIEHE 2010, BÖHLER ET AL. 2009
Metoprolol	k. A.	
Sulfamethoxazol	- bis 0	MIEHE 2010, BÖHLER ET AL. 2009
Diatrizaot	-	BÖHLER ET AL. 2009
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	k. A.	
HHCB (Galaxolid)	k. A.	
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	0 bis +	MIEHE 2010, BÖHLER ET AL. 2009
Bisphenol A	Ablaufwerte unterhalb der Bestimmungsgrenze	MIEHE 2010
PFT (PFOS/PFOA)	k. A.	
TCPP	k. A.	
EDTA	k. A.	

*generalisierte Eliminationsleistung* -: < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

### Granulierte Aktivkohle (GAK)

Die Ergebnisse zur Eliminationsleistung bei einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK sind in Tabelle 2-5 dargestellt. BEIER (2010) untersuchte die Anwendung von GAK zur Entfernung von Arzneimittelrückständen aus Krankenhausabwasser. Die Entfernung der Feststoffe sicherte der vorgeschaltete Membranbioreaktor. Der spezifische Durchsatz betrug 5,2 m<sup>3</sup>/kg Aktivkohle, die Laufzeit lag bei 30 Wochen. Für Diclofenac und Carbamazepin

konnte eine Eliminationsleistung von ca. 99 % beobachtet werden. Für das Röntgenkontrastmittel lag die Elimination bei 75 %, und nach einer Standzeit von 3 Wochen wurde ein Durchbruch beobachtet. Allerdings war die Zulaufkonzentration als gering einzuschätzen. FAHLENKAMP ET AL. (2008) untersuchten ebenfalls den Einsatz von granulierter Aktivkohle zur Spurenstoffelimination bei einer Filterstandzeit von 190 Tagen. Da keine spezifische Eliminationsleistung bzw. Konzentration gegeben ist, wird die Eliminationsleistung anhand der Laufzeit bis zum Durchbruch der Stoffe abgeschätzt. Amidotrizoesäure wird gar nicht zurückgehalten. Für Sulfamethoxazol ist der Rückhalt als mäßig zu bewerten (Durchbruch nach 144 Tagen), gleiches gilt für Tonalid (Durchbruch nach 146 Tagen). Der Durchbruch von Galaxolid erfolgt nach 182 Tagen, bei Carbamazepin bereits nach 115 Tagen. SCHRÖDER ET AL. (2010) erreichten bei ihren Laborversuchen eine sehr hohe Eliminationsleistung für die bei FAHLENKAMP ET AL. (2008) nicht bewerteten perfluorierten Tenside. PINNEKAMP UND MERKEL (2008) setzen die Eliminationsleistung für PFOA und PFOS mit 70 % an. Für das Organophosphat TCPP wird von einer 75-prozentigen Elimination ausgegangen, für den Komplexbildner EDTA von 10 %. Für Bisphenol A liegen keine Erfahrungen aus der kommunalen Abwasserbehandlung vor. WINTGENS ET AL. (2002) erreichten jedoch eine zusätzliche Elimination von 32 % für den Ablauf eines Membranbioreaktors zur Deponiesickerwasserbehandlung.

Tabelle 2-5: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Filtration mit granulierter Aktivkohle

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	+ bis ++	BEIER 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2008
Diclofenac	++	BEIER 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2008
Metoprolol	k. A.	
Sulfamethoxazol	0	FAHLENKAMP ET AL. 2008
Diatrizoat	- bis +	BEIER 2010
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	k. A.	
HHCB (Galaxolid)	k. A.	
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	k. A.	
Bisphenol A	0	WINTGENS ET AL. 2002
PFT (PFOS/PFOA)	+ bis ++	SCHRÖDER ET AL. 2010, PINNEKAMP UND MERKEL 2008
TCPP	+	PINNEKAMP UND MERKEL 2008
EDTA	-	PINNEKAMP UND MERKEL 2008

generalisierte Eliminationsleistung - : < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

Allgemein wird also bei der Verwendung von Aktivkohle die beste Elimination bei einem nachgeschalteten Kontaktreaktor mit anschließender Sedimentation und Filtration erreicht. Dieses Verfahren erfordert im großtechnischen Maßstab jedoch einen erheblichen baulichen

Aufwand, wohingegen die Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen, die bereits über eine Filtrationsstufe verfügen, mit einer Aktivkohlefiltration oder einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Filter mit geringeren Investitionskosten verbunden ist. Insbesondere die Zugabe von PAK in einen vorhandenen Flockungsfilter könnte durch weitere Forschungsaktivitäten optimiert werden, da die Zugabe von Pulveraktivkohle mit einer flexiblen Dosiermenge verbunden ist (ZWICKENPFLUG ET AL. 2010). Die für die Zugabe in die biologische Stufe bereits erwähnte Konkurrenzadsorption spiegelt sich in der Eliminationsleistung wider. Generell sind gute Reinigungsleistungen nur mit hohen Dosiermengen an Pulveraktivkohle, welche mit hohen Betriebskosten einhergehen, realisierbar.

### **2.3.3 Weitergehende Abwasserreinigung mit Membranverfahren**

#### **2.3.3.1 Grundlagen der Membranverfahren**

Bei der Membrantechnik handelt es sich um einen physikalischen Prozess, bei dem die Trennung eines Stoffgemisches erfolgt. Dabei passieren bestimmte Substanzen die Membran, während andere von der Membran zurückgehalten werden. So können partikuläre oder gelöste Stoffe aus einer flüssigen Phase abgetrennt werden (MIEHE 2010, SCHILLING 2005, MELIN ET AL. 2004, JUDD ET AL. 2006).

Im Folgenden wird genauer auf die Anwendung des Membranbelebungsverfahrens sowie von Nanofiltrations- und Umkehrosroseanlagen zur Spurenstoffelimination eingegangen.

#### **Membranbelebungsverfahren**

Beim Membranbelebungsverfahren wird eine Kombination aus Belebungsbecken und Membranfiltration (Mikro- oder Ultrafiltration) zur Abtrennung des Schlammes vom gereinigten Abwasser eingesetzt. Das Nachklärbecken entfällt bei dieser Anlagenkonfiguration. Diese Art von Membranfiltration wird auch noch als Membranbioreaktor (MBR) bezeichnet.

In der letzten Zeit wird das Membranbelebungsverfahren vermehrt in der kommunalen Abwasserbehandlung angewandt. Das Verfahren ermöglicht, neben der Entkeimung des Abwassers, die mit verbesserten Ablaufwerten einhergeht, höhere Trockensubstanz (TS)-Gehalte im Belebungsbecken und eine geringere Überschussschlammproduktion (PINNEKAMP UND FRIEDRICH 2006, GUJER 2007).

Auch wenn die Porenmembranen nicht mit dem primären Ziel der Spurenstoffelimination eingesetzt werden, liefert das Membranbelebungsverfahren Vorteile gegenüber der konventionellen biologischen Abwasserbehandlung. Aufgrund des feststofffreien Ablaufs werden alle im Prozess sorbierten Spurenstoffe zurückgehalten. Die Porenmembranen halten außerdem die Mikroorganismen zurück, so dass die Biozönose im MBR eine größere Anpassungsfähigkeit an den Abbau von organischen Spurenstoffen aufweist (IVASHECHKIN 2006). Durch eine Kombination mit simultaner Zugabe von Pulveraktivkohle können zudem

die an der Aktivkohle adsorbierten Feststoffe durch die Membranen zurückgehalten werden (PINNEKAMP UND MERKEL 2008).

### **Nanofiltration/Umkehrosmose (NF/RO)**

Die Nanofiltration und Umkehrosmose wurden vor den Untersuchungen zur Spurenstoffelimination ausschließlich zur Trinkwasseraufbereitung in der Lebensmittelindustrie, sowie zur Behandlung von stark belasteten Abwässern eingesetzt. Bei der kommunalen Abwasserbehandlung können diese Membranen der konventionellen Behandlungseinrichtung nachgeschaltet werden, um so gelöste Spurenstoffe unabhängig von ihren Abbau-, Oxidations- oder Sorptionseigenschaften zu entfernen (IVASHECHKIN 2006).

Aufgrund ihrer niedrigen Trenngrenze ist für eine nachgeschaltete Filtration mit dichten Membranen eine sehr gute Eliminationsleistung für Spurenstoffe, insbesondere bei der Umkehrosmose, zu erwarten. Allerdings müssen für dieses Verfahren hohe transmembrane Drücke in der Größenordnung zwischen 5 und 40 bar aufgebracht werden. Diese Drücke verursachen einen hohen Energiebedarf mit dementsprechend hohen Kosten. Zudem muss das anfallende Konzentrat behandelt bzw. entsorgt werden. Dieser Volumenstrom kann bis zu 25 % des Anlagenzulaufs ausmachen (BEIER ET AL. 2010, PINNEKAMP 2010). Eine Möglichkeit wäre die Rückführung des Konzentrats in die biologische Stufe, da die meisten organischen Spurenstoffe beim Belebtschlammverfahren zumindest teilweise abgebaut werden. Ein Problem hierbei wäre jedoch die Anreicherung von bivalenten Ionen (Calcium, Sulfat), welche zu den Filtrationsprozess behindernden Fällungsprodukten führen könnten (TERNES UND JOSS 2006).

### 2.3.3.2 Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mit Membranverfahren

#### **Membranbelebungsverfahren**

Die für die Wirksamkeit des Membranbelebungsverfahrens bei der Entfernung von Spurenstoffen vorliegenden Literaturergebnisse sind in Tabelle 2-6 dargestellt.

#### *Pharmaka*

Für die Pharmaka konnte im Allgemeinen keine zufriedenstellende Eliminationsleistung ermittelt werden. Sehr schlechte Ergebnisse ergaben sich für Carbamazepin, Diclofenac und das Röntgenkontrastmittel Diatrizoat. SCHRADER (2007) beobachtete für Carbamazepin teilweise höhere Ablaufwerte als die im Zulauf vorhandenen Konzentrationen. Auch bei den Pilotversuchen von KIM ET AL. (2007) und CLARA ET AL. (2005) war dies der Fall. XUE ET AL. (2010) stellten für Carbamazepin eine geringfügige Gesamtelimination in der untersuchten volltechnischen Anlage, bestehend aus einer Kombination von anaerober, anoxischer und aerober Belebung in Verbindung mit einem Membranbioreaktor, fest. In der Membranstufe stieg die Konzentration von Carbamazepin im Vergleich zur vorangegangenen Stufe wieder an. PINNEKAMP ET AL. (2009) erwähnen als Ursache eine mögliche Rückbildung von Carbamazepin von den im Abwasser vorliegenden gebildeten Konjugaten. Eine geringe

Eliminationsleistung für Carbamazepin ermittelten auch BEIER (2010) bei der Behandlung von Krankenhausabwasser, sowie FAHLENKAMP ET AL. (2006) in ihren Pilotversuchen. FAHLENKAMP ET AL. (2006) betreiben zudem eine konventionelle Belebungsstufe als Referenz, in der die Elimination von Carbamazepin in der gleichen Größenordnung lag wie bei der Membranfiltration. Eine ähnliche Eliminationsleistung liegt auch für Diclofenac vor (BEIER 2010, XUE ET AL. 2010, KIM ET AL. 2007, FAHLENKAMP AL. 2006, TERNES ET AL. 2004). Eine Erhöhung des Schlammalters führte hier zu widersprüchlichen Ergebnissen. So führte bei CLARA ET AL. (2005) ein Schlammalter von 10 Tagen zu einer Zunahme an Diclofenac von 7 %, bei einem Schlammalter von 27 Tagen lag hingegen eine Elimination von 50 % vor, bei 55 Tagen waren es jedoch nur 30 %. Für das Röntgenkontrastmittel Diatrizoat konnten weder BEIER (2010), noch TERNES ET AL. (2004) und FAHLENKAMP ET AL. (2006) eine nennenswerte Elimination beobachten. Bessere Ergebnisse ergaben sich für den  $\beta$ -Blocker Metoprolol. XUE ET AL. (2010) konnten insgesamt eine mäßige Elimination von 70 % beobachten, wobei eine leichte Elimination in der Membranstufe vorlag. Die Elimination bei den Pilotversuchen von FAHLENKAMP ET AL. (2006) lag bei 61 %, bei der konventionellen Referenzstraße war sie geringfügig tiefer. Auch das Antibiotikum Sulfamethoxazol konnte im Membranbioreaktor mäßig eliminiert werden. Dies belegen die Ergebnisse von CLARA ET AL. (2005) (61 % bei einem Schlammalter von 10 Tagen), KIM ET AL. (2007) (64 % bei Plattenmembranen, 70 % bei Hohlfasermembranen), GÖBEL ET AL. (2007) (IN TAMBOSI ET AL. 2010) (80 % unabhängig vom Schlammalter). Lediglich die von FAHLENKAMP ET AL. (2006) ermittelte Eliminationsleistung lag mit ca. 35 % etwas tiefer und war auch geringer als bei der Referenzstraße (ca. 50 %).

#### *Synthetische Moschusverbindungen*

Die zusammengestellte Eliminationsleistung für AHTN und HHCB sind als mäßig bis gut einzustufen. In der großtechnischen Anlage in Peking stellten XUE ET AL. (2010) eine Eliminationsleistung von 59 % für HHCB und von 52 % für AHTN fest. Hier waren für HHCB ein leichter Anstieg und für AHTN eine leichte Elimination in der Membranstufe zu verzeichnen. FAHLENKAMP ET AL. (2006) erreichten eine Eliminationsleistung von ca. 70 % für beide Duftstoffe, die Leistung in der konventionellen Referenzstraße betrug ca. 90 %. Ein Erhöhen der hydraulischen Verweilzeit in der Belebungsstufe führte nicht zu einer verbesserten Gesamtelimination, allerdings lagen bei dieser Versuchsdurchführung die in der Referenzstraße ermittelten Leistungen unterhalb der im MBR ermittelten. Sowohl TERNES ET AL. (2004) als auch CLARA ET AL. (2005) (rund 85 % bei einem Schlammalter von 10 Tagen) konnten relativ gute Eliminationsleistungen für die beiden Moschusverbindungen erreichen.

Tabelle 2-6: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen beim Membranbelebungsverfahren

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	- bis 0	BEIER 2010, XUE ET AL. 2010, KIM ET AL. 2007, SCHRADER 2007, FAHLENKAMP ET AL. 2006, CLARA ET AL. 2005
Diclofenac	- bis 0	BEIER 2010, XUE ET AL. 2010, KIM ET AL. 2007, FAHLENKAMP ET AL. 2006, CLARA ET AL. 2005, TERNES ET AL. 2004
Metoprolol	+	XUE ET AL. 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2006
Sulfamethoxazol	0 bis +	GÖBEL ET AL. 2007 IN TAMBOSI ET AL. 2010, KIM ET AL. 2007, FAHLENKAMP ET AL. 2006, CLARA ET AL. 2005
Diatrizoat	-	BEIER 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2006, TERNES ET AL. 2004
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	+ bis ++	XUE ET AL. 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2006, CLARA ET AL. 2005, TERNES ET AL. 2004
HHCB (Galaxolid)	+ bis ++	XUE ET AL. 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2006, CLARA ET AL. 2005, TERNES ET AL. 2004
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	k. A.	
Bisphenol A	+ bis ++	XUE ET AL. 2010, SCHRADER 2007, FAHLENKAMP ET AL. 2006, IVASHECHKIN 2006, CLARA ET AL. 2005
PFT (PFOS/PFOA)	+	SCHRÖDER ET AL. 2010
TCPP	+	FAHLENKAMP ET AL. 2006
EDTA	k. A.	

generalisierte Eliminationsleistung - : < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

#### Industriechemikalien

Für die Industriechemikalien Benzotriazol und EDTA liegen keine Ergebnisse vor. Bisphenol A erweist sich mit einer Eliminationsleistung von um die 90 % und mehr (SCHRADER 2007, CLARA ET AL. 2005, XUE ET AL. 2010) als gut eliminierbar. IVASHECHKIN (2006) konnte bei einer simultanen aeroben Schlammstabilisierung mit einem Schlammalter von 25 Tagen eine Eliminationsleistung von 99 % für Bisphenol A verzeichnen, allerdings wurde dieser Wert auch bei einer konventionellen Belebungsstufe mit simultaner aerober Schlammstabilisierung erreicht. Das Phosphororganikum TCPP konnten FAHLENKAMP ET AL. (2006) lediglich zu ca. 20 % eliminieren, die Eliminationsleistung für die Referenzstraße betrug über 60 %. Für die perfluorierten Tenside PFOS und PFOA stellten SCHRÖDER ET AL. (2010) Eliminationen von ca. 80 % fest. Die Elimination wird jedoch nur durch Adsorption am Schlamm bedingt, eine biologische Umwandlung liegt nicht vor.

## **Nanofiltration/Umkehrosrose**

Aufgrund der relativ geringen Erfahrung der Anwendung im Abwasserbereich der Nanofiltration und der Umkehrosrose liegen bisher nur wenige Ergebnisse vor. Die für die ausgewählten Leitsubstanzen zusammengetragenen Ergebnisse sind in Tabelle 2-7 dargestellt.

### *Pharmaka*

Für die Arzneimittel Carbamazepin, Diclofenac, Sulfamethoxazol und Diatrizoat liegen insgesamt sehr gute Ergebnisse vor. KIM ET AL. (2007) untersuchten den Einsatz von Nanofiltration und Umkehrosrose für Sulfamethoxazol, Carbamazepin sowie Diclofenac und konnten durch den Einsatz von Umkehrosrose keine Verbesserung im Vergleich zu der Nanofiltration feststellen. TERNES ET AL. (2004) untersuchten die Ergebnisse im Labormaßstab für mit Spurenstoffen angereichertes Trinkwasser bei einer, einer Ultrafiltration nachgeschalteten, Nanofiltration und erreichten für die vier angegebenen Pharmaka zufriedenstellende Ergebnisse. Auch KIMURA ET AL. (2003) erreichten bei einer Eingangskonzentration von 100 µg/L Diclofenac eine Eliminationsleistung von über 90 %. Bei diesen Versuchen wurde jedoch nur ein Stoff dem Reinstwasser zugeführt. Für Metoprolol konnten keine Literaturergebnisse ermittelt werden.

### *Synthetische Moschusverbindungen*

TERNES ET AL. (2004) gehen bei der der Ultrafiltration nachgeschalteten Nanofiltration von mit Spurenstoffen angereichertem Trinkwasser von zufriedenstellenden Ergebnissen für AHTN und HHCB aus.

### *Industriechemikalien*

Literaturwerte konnten nur für Bisphenol A und die perfluorierten Tenside ermittelt werden. SCHRÖDER ET AL. (2010) erreichten bei ihren Laborversuchen eine Eliminationsleistung von ca. 83 % bei der Nanofiltration und ca. 87 % bei der Umkehrosrose für PFOA. Für PFOS ergab sich bei der Nanofiltration eine Elimination von ca. 98 %, bei der Umkehrosrose war eine geringere Elimination von ca. 83 % festzustellen. WINTGENS ET AL. (2002) untersuchten elf unterschiedliche Nanofiltrationsmembranen im Labormaßstab zur Deponiesickerwasserbehandlung. Für Bisphenol A ergaben sich unterschiedliche Werte für die Eliminationsleistung, wobei die meisten Ergebnisse bei über 70 % lagen, einige sogar über 90 %. Die unterschiedlichen Ergebnisse sind laut IVASHECHKIN (2006) vermutlich auf die unterschiedlichen Membranmaterialien und transmembranen Drücke zurückzuführen. KIMURA ET AL. (2003) ermittelten bei ihren Versuchen einen Eliminationsgrad von 45 % bei der Nanofiltration und von 99 % bei der Umkehrosrose für Bisphenol A.

Tabelle 2-7: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei nachgeschalteter Nanofiltration / Umkehrosmose

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	++	KIM ET AL. 2007, TERNES ET AL. 2004
Diclofenac	++	KIM ET AL. 2007, TERNES ET AL. 2004, KIMURA ET AL. 2003
Metoprolol	k. A.	
Sulfamethoxazol	++	KIM ET AL. 2007, TERNES ET AL. 2004
Diatrizoat	++	TERNES ET AL. 2004
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	++	TERNES ET AL. 2004
HHCB (Galaxolid)	++	TERNES ET AL. 2004
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	k. A.	
Bisphenol A	+ bis ++	KIMURA ET AL. 2003, WINTGENS ET AL. 2002
PFT (PFOS/PFOA)	++ bzw. +	SCHRÖDER ET AL. 2010
TCPP	k. A.	
EDTA	k. A.	

*generalisierte Eliminationsleistung* -: < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

Allgemein können die membranbasierten Verfahren (noch) nicht als zielführend bei der Elimination von organischen Spurenstoffen angesehen werden. Das Membranbelebungsverfahren zeigt im Vergleich zu der konventionellen Abwasserreinigung keine deutliche vermehrte Spurenstoffelimination auf. Die Nanofiltration und die Umkehrosmose liefern zwar gute Ergebnisse, setzen sich jedoch im Vergleich zu anderen Verfahren nicht ab. Zudem schließen die mangelnden Betriebserfahrungen, die Entsorgungsproblematik des anfallenden Konzentrats sowie der hohe Energiebedarf (vgl. Kapitel 3.3) eine großtechnische Anwendung bei der kommunalen Abwasserbehandlung zunächst aus.

## 2.3.4 Weitergehende Abwasserreinigung mit AOP-Verfahren

### 2.3.4.1 Grundlagen der AOP-Verfahren

Wird die Bildung der hochreaktiven Hydroxylradikale ( $\bullet\text{OH}$ ) zur chemischen Oxidation der Abwasserinhaltsstoffe gefördert, liegt ein sogenannter Advanced Oxidation Process (AOP) vor. Das hohe Oxidationspotenzial der  $\bullet\text{OH}$ -Radikale ermöglicht eine schnelle und unselektive Oxidation von Verunreinigungen (PINNEKAMP ET AL. 2010). Da die  $\bullet\text{OH}$ -Radikale eine kurze Lebensdauer besitzen, müssen sie vor Ort hergestellt werden (LUTZE ET AL. 2010).

Die AOP-Verfahren lassen sich in unterschiedliche Kategorien einteilen (PINNEKAMP ET AL. 2010, BEIER 2010):

- UV-Bestrahlung im kurzwelligen Spektralbereich
- Zugabe von Wasserstoffperoxid<sup>2</sup> (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) und UV-Bestrahlung
- Ozonung und Zugabe von Wasserstoffperoxid (Perozonprozess)
- Ozonung und Ultraviolett (UV)-Bestrahlung
- Zugabe von Titandioxid (TiO<sub>2</sub>) und UV-Bestrahlung
- Fenton-Verfahren/ Foto-Fenton-Verfahren

*UV-Bestrahlung im kurzwelligen Spektralbereich:* Bei besonderen Hygieneanforderungen an den Kläranlagenablauf werden UV-Bestrahlungsanlagen zur Desinfektion und Entkeimung genutzt. Die Bakterienzellen werden durch UV-Strahlen im Bereich einer Wellenlänge um 260 nm zerstört, da ihr Absorptionsmaximum für Photonen in diesem Bereich liegt. Die übliche Bestrahlungsintensität beträgt etwa 400 J/m<sup>2</sup>. Das Absorptionsmaximum von organischen Spurenstoffen liegt jedoch in wesentlich niedrigeren Wellenlängen. Dementsprechend ist eine gezielte Elimination von organischen Spurenstoffen nur bei einer deutlich höheren und deswegen unwirtschaftlichen Bestrahlungsintensität möglich. Aus diesem Grund wird die zur Hygienisierung eingesetzte UV-Bestrahlung nur in Kombination mit Oxidationsmitteln (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, O<sub>3</sub>) zur Spurenstoffelimination eingesetzt (siehe unten). Eine Möglichkeit zur Nutzung von UV-Strahlung stellt jedoch die Strahlung im kurzwelligen sogenannten Vakuum-UV-Bereich (VUV) dar. In einem Bereich von 100 bis 200 nm Wellenlänge absorbiert das Wasser die Strahlen und spaltet sich in •OH-Radikale, die zur Oxidation der organischen Komponenten führen. Solche VUV-Bestrahler werden schon in der Reinstwasserherstellung benutzt, stellen in der kommunalen Abwasserbehandlung jedoch noch ein neuartiges Konzept dar (PINNEKAMP ET AL. 2010).

*Zugabe von Wasserstoffperoxid (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) und UV-Bestrahlung:* Durch das Einwirken der UV-Strahlung wird das H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>-Molekül in zwei •OH-Radikale gespalten. Allerdings wird durch Rekombinationsreaktion der Hydroxylradikale die Ausbeute an •OH-Radikalen um 50 % verringert, so dass nur ein •OH-Radikal pro H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> entsteht (LUTZE ET AL. 2010). Im Bereich der Trinkwasserbehandlung hat sich dieses Verfahren aufgrund des Vermeidens einer Bromatbildung bereits zur großtechnischen Alternative zur Ozonung entwickelt (PINNEKAMP ET AL. 2010). Die UV-Bestrahlung ist jedoch mit einem hohen Energiebedarf verbunden.

---

<sup>2</sup> Wasserstoffperoxid ist ein starkes Oxidationsmittel, allerdings schwächer als Ozon. Zur organischen Spurenstoffelimination reicht das Oxidationspotenzial ohne Aktivierung nicht aus. Eine Anwendung ohne Katalysator ist deswegen nicht gegeben (Pinnekamp et al. 2010). Aus diesem Grund wird Wasserstoffperoxid als einzelnes, oxidatives Verfahren an dieser Stelle nicht betrachtet

*Ozonung und Zugabe von Wasserstoffperoxid (Peroxonprozess):* Beim sogenannten Peroxonprozess erfolgt die Radikalbildung durch deprotoniertes Wasserstoffperoxid ( $\text{HO}_2^-$ ), welches den Ozonabbau einleitet (LUTZE ET AL. 2010). Dieser Prozess wird durch hohe pH-Werte begünstigt (BEIER 2010). Auch hier führen Rekombinationsreaktionen zu einer um 50 % verringerten Hydroxylradikalkonzentration (LUTZE ET AL. 2010). Laut TERNES UND JOSS (2006) tragen die im Abwasser vorhandenen organischen Stoffe (bspw. die phenolischen Komponenten von natürlichem organischem Material (NOM)) selber zu einer katalytischen vergleichbaren Herstellung von  $\bullet\text{OH}$ -Radikalen bei, so dass der Nutzen einer zusätzlichen Behandlung mit Wasserstoffperoxid eingeschränkt ist.

*Ozonung und UV-Bestrahlung:* Bei der Kombination von UV und Ozon wird über die Bildung von  $\text{H}_2\text{O}_2$  die Bildung von Hydroxylradikalen gefördert (LUTZE ET AL. 2010). Allerdings wird diese Radikalbildung von Konkurrenzreaktionen überlagert, die zu einer geringen Ausbeute führen (FAHLENKAMP ET AL. 2008). Zudem ist ein Betrieb von einer Kombination aus einer Ozonanlage und einer UV-Einrichtung mit hohen Kosten verbunden (FAHLENKAMP ET AL. 2006) und nur effizient, wenn die UV-Bestrahlung bereits vor dem Ablauf der Ozonung ermöglicht wird (PINNEKAMP ET AL. 2010).

*Zugabe von Titandioxid ( $\text{TiO}_2$ ) und UV-Bestrahlung:* Durch die Absorption von UV-Licht wird  $\text{TiO}_2$  angeregt und kann entweder direkt mit Schadstoffen reagieren oder zur Bildung von  $\bullet\text{OH}$ -Radikalen aus Wasser führen (LUTZE ET AL. 2010). Laut PINNEKAMP ET AL. (2010) wurden im Trinkwasserbereich schon Untersuchungen zur Spurenstoffelimination vorgenommen. Die Übertragbarkeit auf den Abwasserbereich bleibt jedoch zu klären.

*Fenton-Verfahren/Foto-Fenton-Verfahren:* In saurem Milieu reagieren zweiwertige Eisenionen ( $\text{Fe}^{2+}$ ) mit  $\text{H}_2\text{O}_2$  bzw. mit  $\text{H}_2\text{O}_2$  und UV-Licht, wobei Hydroxylradikale entstehen. Diese Verfahren sind mit einer nachfolgenden Abtrennung des sich bildenden Eisens ( $\text{Fe}^{3+}$ ) sowie einer pH-Wert-Erhöhung verbunden und somit kostenintensiv (BEIER 2010, FAHLENKAMP ET AL. 2008, LUTZE ET AL. 2010).

Die drei häufigsten AOP-Konfigurationen sind in Bild 2-8 dargestellt. Zu den relevanten Parametern bei den AOP-Verfahren zählen die UV-Strahlungsintensität, die Konzentration an  $\text{O}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}_2$  bzw.  $\text{Fe}^{2+}$  sowie die Reaktionszeit (BEIER 2010).

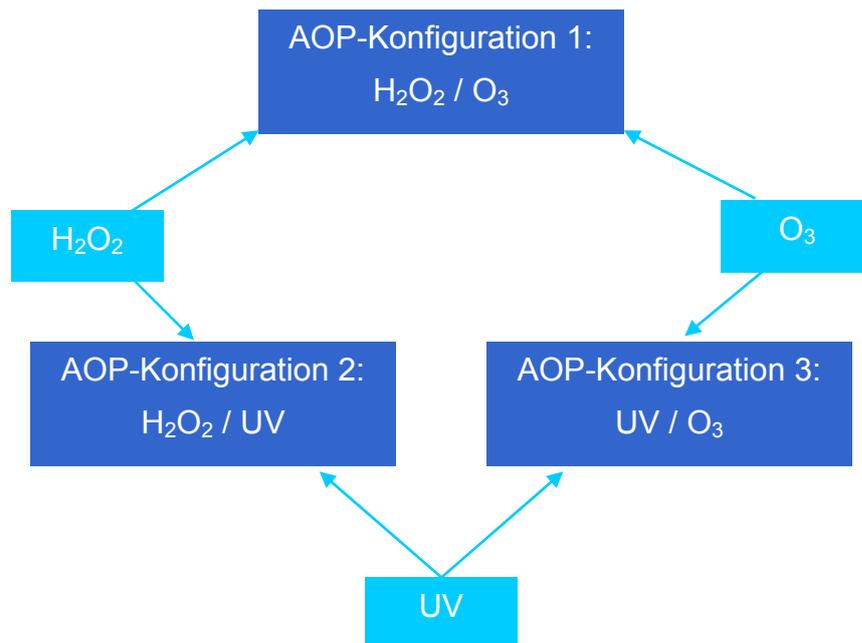


Bild 2-8: Häufige AOP-Konfigurationen

#### 2.3.4.2 Eliminationsleistung ausgewählter Spurenstoffe mittels AOP-Verfahren

Die Literaturergebnisse für die ausgewählten Leitsubstanzen werden im Folgenden für die drei ausgewählten Verfahren erläutert. Da die Anwendung von AOP in der Abwasserbehandlung noch nicht ausreichend erforscht ist, wird teilweise auf Ergebnisse mit destilliertem/ demineralisiertem bzw. Oberflächenwasser zurückgegriffen.

#### Zugabe von Wasserstoffperoxid (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) und UV-Bestrahlung

##### *Pharmaka*

GEBHARDT UND SCHRÖDER (2007) analysierten in Laborversuchen unter anderem das Verhalten von Carbamazepin und Diclofenac bei der Ozonung, der mit UV-Bestrahlung kombinierten Ozonung sowie bei der Bestrahlung mit UV-Licht bei Zugabe von H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. Analysiert wurde mit den Spurenstoffen Diclofenac, Carbamazepin, Diazepam und Clofibrinsäure angereichertes Reinwasser, sowie gleichermaßen angereichertes Abwasser aus dem Zulauf, dem Ablauf und dem Permeat eines Membranbioreaktors. Für die drei Arten von Abwasser konnten Eliminationen von über 90 % für Carbamazepin ermittelt werden. Lediglich bei der Oxidation von Reinwasser waren die Ergebnisse nicht so effektiv. Die Ergebnisse für Diclofenac waren ähnlich. Die Oxidation der drei Abwässer führte zu einer Eliminationsleistung von nahezu 100 %, die Leistung für das Reinwasser lag geringfügig tiefer. Allerdings wurden auch mit der alleinigen Ozonung bereits ähnlich gute Ergebnisse beobachtet. Auch in den Laborversuchen von VOGNA ET AL. (2004A, 2004B) konnten H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> und UV-Licht Diclofenac (VOGNA ET AL. 2004A) und Carbamazepin (VOGNA ET AL. 2004B) effektiv aus destilliertem Wasser entfernen. Bei beiden Wirkstoffen war die alleinige Eliminierung mittels UV-Licht nicht so effektiv wie die Kombination mit H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. Die Kombination aus Niederdruck UV-Lampen und 5 mM H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (entspricht 170 g/m<sup>3</sup>) führte zu einer

Elimination von Diclofenac von über 90% (Anfangskonzentration 1 mM) nach 90 Minuten. Bei Carbamazepin war der Spurenstoff nach 4 Minuten (Anfangskonzentration 0,02 mM) nahezu vollständig eliminiert, allerdings wurde hier das toxische Nebenprodukt Acridin gebildet. SONA ET AL. (2006) untersuchten das Verhalten der UV-Bestrahlung im Vergleich zur kombinierten Behandlung von UV mit Ozon bzw.  $\text{H}_2\text{O}_2$  zur Entfernung von persistenten organischen Verbindungen aus Wasser. Für Sulfamethoxazol konnten sie eine nahezu komplette Elimination aus demineralisiertem Wasser sowohl bei reiner UV-Bestrahlung als auch in Kombination mit  $4 \text{ g H}_2\text{O}_2/\text{m}^3$  beobachten, wobei bei letzterer Konfiguration der Abbau etwas schneller erfolgte.

Im Pilotmaßstab erwies sich der Einsatz von UV-Licht und  $\text{H}_2\text{O}_2$  ebenfalls als effektiv zur Entfernung von Arzneimittelrückständen. So konnten KRUIHOF ET AL. (2007) in einer Pilotanlage zur Seewasseraufbereitung bei einer Bestrahlung mit ca.  $600 \text{ mJ}/\text{cm}^2$  und einer  $\text{H}_2\text{O}_2$ -Konzentration von  $6 \text{ g}/\text{m}^3$  für Diclofenac eine Elimination von über 90%, für Carbamazepin von fast 80 % erreichen. Auch für das Antibiotikum Sulfamethoxazol wurde eine Elimination von über 70 % erreicht. Die guten Resultate der Pilotanlage führten zu einer großtechnischen Implementierung des Verfahrens in der Wasseraufbereitungsanlage im Jahr 2004. Auch Pilotversuche in den Niederlanden konnten gute Ergebnisse verzeichnen. Untersucht wurde unter anderem das Verhalten bei einer Behandlung mit UV-Licht und  $\text{H}_2\text{O}_2$  im Ablauf von dem Nachklärbecken einer Kläranlage nachgeschalteten Filterstufen. Bei einer Dosis von  $25 \text{ g H}_2\text{O}_2/\text{m}^3$  wurden weitaus bessere Ergebnisse als bei einer Dosis von  $5 \text{ g H}_2\text{O}_2/\text{m}^3$  verzeichnet. Bei der höheren Dosis konnte Diclofenac zu mehr als 92 % eliminiert werden, für Carbamazepin waren es 70 %, für das Antibiotikum Sulfamethoxazol mehr als 67 %. Zusätzlich wurden die Eliminationsleistungen bei  $25 \text{ g H}_2\text{O}_2/\text{m}^3$  und gleichzeitiger Bestrahlung bei unterschiedlichen Zulaufmengen analysiert. Bei dem Maximalzufluss von  $2 \text{ m}^3/\text{h}$  lagen zum Teil wesentlich schlechtere Ergebnisse vor als bei einem reduzierten Zufluss von  $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ . Bei dem reduzierten Zufluss wurde die Eliminationsleistung von Metoprolol zu über 86 % bestimmt, wohingegen bei dem maximalen Zufluss keine Elimination festgestellt werden konnte (STOWA 2009).

#### *Synthetische Moschusduftstoffe*

Für die beiden Moschusduftstoffe war es nicht möglich, Eliminationsergebnisse zusammenzutragen.

#### *Industriechemikalien*

Für die kombinierte Bestrahlung mit UV-Licht bei Zugabe von  $\text{H}_2\text{O}_2$  liegen nur für einige Leitsubstanzen Ergebnisse vor. ROSENFELDT UND LINDEN (2004, in IVASHECHKIN 2006) geben eine Eliminationsleistung von über 95 % für Bisphenol A bei einer Zudosierung von  $15 \text{ g H}_2\text{O}_2/\text{m}^3$  zur UV-Bestrahlung an. Im Gegensatz dazu erreicht die alleinige UV-Bestrahlung nur eine Eliminationsleistung von ca. 20 %. SCHRÖDER ET AL. (2010) ermittelten

in Laborversuchen Eliminationsleistungen von ca. 88 % für PFOS und ca. 97 % für PFOA aus Abwasser.

Die Ergebnisse für die Bestrahlung mit UV-Licht und die Zugabe von Wasserstoffperoxid sind in Tabelle 2-8 dargestellt.

**Tabelle 2-8: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Behandlung mit UV-Strahlung und Wasserstoffperoxid**

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	+ bis ++	STOWA 2009, GEBHARDT UND SCHRÖDER 2007, KRUIHOF ET AL. 2007, VOGNA ET AL. 2004B
Diclofenac	++	STOWA 2009, GEBHARDT UND SCHRÖDER 2007, KRUIHOF ET AL. 2007, VOGNA ET AL. 2004A
Metoprolol	+ bis ++	STOWA 2009
Sulfamethoxazol	+ bis ++	KRUIHOF ET AL. 2007, SONA ET AL. 2006
Diatrizoat	k. A.	
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	k. A.	
HHCB (Galaxolid)	k. A.	
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	k. A.	
Bisphenol A	++	ROSENFELDT UND LINDEN 2004 IN IVASHECHKIN 2006
PFT (PFOS/PFOA)	+ bis ++	SCHRÖDER ET AL. 2010
TCPP	k. A.	
EDTA	k. A.	

*generalisierte Eliminationsleistung* -: < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

### Ozonung und Zugabe von Wasserstoffperoxid (Peroxonprozess)

#### *Pharmaka*

In einer Pilotanlage untersuchten TERNES ET AL. (2003) neben der Ozonung (vgl. 2.3) auch die Kombination von Ozonung und Zugabe von H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. Das Augenmerk lag hierbei auf einer möglichen Verbesserung der Elimination von Röntgenkontrastmitteln im Vergleich zur einfachen Ozonung. Die Leitsubstanz Diatrizoat konnte bei einer Zugabe von 10 g H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> und einer Konzentration von 10 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> zu 25 % eliminiert werden. Bei der reinen Ozonung mit 10 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> waren es 13 %, bei 15 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> 14 %. Der Peroxonprozess führte also zu einer Steigerung der Elimination, die jedoch auch nicht als zufriedenstellend einzustufen war. ZWIENER UND FRIMMEL (2000) analysierten in Laborversuchen den Abbau von Ibuprofen, Clofibrinsäure sowie Diclofenac aus Flusswasser und Reinwasser bei einer reinen Ozonung und bei dem Peroxonprozess. Bei der alleinigen Ozonung konnten gute Ergebnisse nur für

Diclofenac ermittelt werden, bei der Zugabe von Wasserstoffperoxid erhöhte sich die Elimination deutlich. Diclofenac wurde bei einer Zugabe von 3,7 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> und 1,4 g H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> und einer Reaktionszeit von 10 Minuten zu über 90 % eliminiert. Bei einer Erhöhung auf 5,0 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> und 1,8 g H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> erhöhte sich der Abbau sowohl für Diclofenac als auch für die anderen untersuchten Substanzen. ROSAL ET AL. (2008) untersuchten das Abbauverhalten von Pharmazeutika in biologisch behandeltem Abwasser bei Zugabe von Ozon im alkalischen Bereich sowie bei einer Zugabe von 0,15 mL H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> 30 % Vol.-Lösung alle 5 Minuten zur Ozonung. Die Ozondosis betrug ca. 10 g/m<sup>3</sup>. Für beide Methoden wurde eine gute Eliminationsleistung gemessen, bei der Zugabe von H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> war der Grad der vollständigen Mineralisierung jedoch ausgeprägter. Durch die Kombination von Ozon und H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> wurden Carbamazepin und Diclofenac nach 5 Minuten zu mehr als 90 % abgebaut. Für Sulfamethoxazol und Metoprolol betragen die jeweiligen Mindesteliminationen 58 bzw. 22 %.

*Synthetische Moschusduftstoffe und Industriechemikalien*

Weder für die beiden Moschusduftstoffe noch für die Industriechemikalien konnten Eliminationsergebnisse gefunden und zusammengetragen werden. Tabelle 2-9 enthält die zusammengefassten Ergebnisse für das Peroxonverfahren.

**Tabelle 2-9: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen beim Peroxonverfahren**

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	++	ROSAL ET AL. 2008
Diclofenac	++	ROSAL ET AL. 2008, ZWIENER UND FRIMMEL 2000
Metoprolol	0 bis +	ROSAL ET AL. 2008
Sulfamethoxazol	+ bis ++	ROSAL ET AL. 2008
Diatrizoat	0	TERNES ET AL. 2003
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	k. A.	
HHCB (Galaxolid)	k. A.	
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	k. A.	
Bisphenol A	k. A.	
PFT (PFOS/PFOA)	k. A.	
TCP	k. A.	
EDTA	k. A.	

*generalisierte Eliminationsleistung* -: < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

**Ozonung und UV-Bestrahlung**

*Pharmaka*

GEBHARDT UND SCHRÖDER (2007) konnten bei ihren Laborversuchen für eine zusätzliche Bestrahlung mit UV-Licht zur Ozonung ähnliche Ergebnisse wie bei der Zugabe von H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> zur

Ozonung ermitteln. Eliminationen von über 90% lagen für Diclofenac und Carbamazepin aus dem mit Spurenstoffen angereicherten Kläranlagenzulauf, -ablauf und MBR-Permeat vor, wohingegen für angereichertes Reinwasser eine geringere Eliminationsleistung beobachtet wurde. BELTRAN ET AL. (2008) untersuchten den Abbau von Sulfamethoxazol aus demineralisiertem Wasser unter Einwirkung von Ozon und UV-Licht. Sowohl bei einem pH-Wert von 7 (Eingangsgasdosierung 20 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>) als auch bei einem pH-Wert von 4,1 (Eingangsgasdosierung 10 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>) wurden nahezu komplette Eliminationen beobachtet. TERNES ET AL. (2003) beobachteten bei ihren Pilotversuchen eine Steigerung der Elimination von Diatrizoat von 14 % bei einer Ozonung mit 15 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> 36 % bei einer zusätzlichen Bestrahlung mit Niederdruck UV-Lampen und einer Kontaktzeit von 2,3 Sekunden. Allerdings wurde hier nur das nach der Kontaktzeit von 18 Minuten vorhandene Restozon bestrahlt, was einer Dosis von 1 g/m<sup>3</sup> Ozon entspricht. PINNEKAMP UND MERKEL (2008) berufen sich auf Angaben des Ozonanlagenherstellers ITT WEDECO und geben die Eliminationsleistung mit 5 % höher als für die reine Ozonung an. Für Carbamazepin ergeben sich damit Werte von 95 %. Für die Röntgenkontrastmittel werden Werte von 65 % erwartet, wobei Diatrizoat im Vergleich zu den anderen Röntgenkontrastmitteln jedoch als schwerer eliminierbar einzustufen sein sollte.

#### *Synthetische Moschusduftstoffe*

Für die beiden Moschusduftstoffe war es nicht möglich, Eliminationsergebnisse zusammenzutragen.

#### *Industriechemikalien*

PINNEKAMP UND MERKEL (2008) nehmen aufgrund von Angaben des Herstellers ITT WEDECO folgende Eliminationsleistungen an: EDTA 65%, TCPP 45 %, und PFT 5 %. SCHRÖDER ET AL. (2010) beobachteten für PFT eine Eliminationsleistung von etwa 30 %.

Die Ergebnisse für die Kombination aus Ozonung und UV-Bestrahlung sind in Tabelle 2-10 zusammengefasst.

**Tabelle 2-10: Eliminationsleistung für die Leitsubstanzen bei Behandlung mit Ozon und UV-Bestrahlung**

Spurenstoff	Eliminationsleistung	Quellen
<i>Pharmaka</i>		
Carbamazepin	++	PINNEKAMP UND MERKEL 2008, GEBHARDT UND SCHRÖDER 2007
Diclofenac	++	GEBHARDT UND SCHRÖDER 2007
Metoprolol	k. A.	
Sulfamethoxazol	++	BELTRAN ET AL. 2008
Diatrizoat	0	PINNEKAMP UND MERKEL 2008, TERNES ET AL. 2003
<i>Moschusduftstoffe</i>		
AHTN (Tonalid)	k. A.	
HHCB (Galaxolid)	k. A.	
<i>Industriechemikalien</i>		
Benzotriazol	k. A.	
Bisphenol A	k. A.	
PFT (PFOS/PFOA)	- bis 0	SCHRÖDER ET AL. 2010, PINNEKAMP UND MERKEL 2008
TCP	0	PINNEKAMP UND MERKEL 2008
EDTA	+	PINNEKAMP UND MERKEL 2008

*generalisierte Eliminationsleistung* -: < 10%, 0 : 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%

Eine abschließende Bewertung dieser drei AOP-Verfahren erweist sich als schwierig, da nur unzureichende Literaturergebnisse vorliegen. Diclofenac, Carbamazepin und Sulfamethoxazol sind für alle drei Verfahren gut eliminierbar. Diatrizoat konnte weder bei einer zur Ozonung zusätzlichen Bestrahlung mit UV-Licht noch bei einer Zugabe von Wasserstoffperoxid wesentlich deutlicher abgebaut werden als bei einer reinen Ozonung (vgl. TERNES ET AL. 2003). Für die Industriechemikalien kann lediglich festgehalten werden, dass die perfluorierten Tenside mit einer Kombination aus UV und H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> besser eliminierbar sind als bei einer Kombination aus Ozon und UV.

Die Kombination aus Wasserstoffperoxid mit UV-Bestrahlung konnte sowohl in Labor- als auch in Pilotversuchen gute Ergebnisse erzielen. Allerdings führte bei den niederländischen Versuchsreihen (vgl. STOWA 2009) erst eine Konzentration von 25 g H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> bei niedrigen Durchflüssen zu sehr guten Ergebnissen. Eine intensive Bestrahlung bei einer relativ hohen Dosis an Wasserstoffperoxid scheint also Voraussetzung für die effektive Entfernung von Spurenstoffen aus Abwasser zu sein, ist aber auch mit hohen Kosten verbunden. Ein weiteres Problem stellen die bei VOGNA ET AL. (2004B) beobachteten toxischen Nebenprodukte dar. Als positiv bei der Zugabe von Wasserstoffperoxid zur Ozonung ist die vermehrte Mineralisierung der Stoffe zu bewerten, die zu weniger, möglicherweise toxischen, Nebenprodukten führt. Auch der verbesserte Abbau von Pharmazeutika im Vergleich zur reinen Ozonung konnte ermittelt werden (vgl. ZWIENER UND FRIMMEL 2000). Allerdings

wurden hier Oberflächen- und Reinwasser analysiert, die eine andere Hintergrundmatrix als Abwasser aufweisen. Die Kombination von Ozon und UV-Licht zeigt im Vergleich zu den anderen beiden Verfahren keine wesentlichen Nach- oder Vorteile auf. Allerdings scheint sie für die Elimination von perfluorierten Tensiden nicht effektiv zu sein.

Ein Vorteil der beiden ozonbasierten Verfahren könnte darin liegen, dass sie im Rahmen von einer zur gezielten Spurenstoffelimination eingesetzten Ozonung, als ergänzende Maßnahmen einfacher in die Anlage integriert werden könnten. Weitere Forschungsergebnisse sollten Aufschluss über eine großtechnische Machbarkeit der untersuchten AOP liefern.

### **2.3.5 Zusammenfassung zur Eliminationsleistung mit verschiedenen Verfahren**

In den vorangegangenen Kapiteln wurden unterschiedliche oxidative, adsorptive und membranbasierte Verfahren beschrieben und hinsichtlich ihrer Wirksamkeit zur Elimination organischer Spurenstoffe aus kommunalem Abwasser betrachtet. Aus diesen zusammengestellten Eliminationsergebnissen können qualitative Aussagen bezüglich der Wirksamkeit der Verfahren zur Entfernung organischer Spurenstoffe gemacht werden. Absolute Aussagen zur Eliminationsleistung können aufgrund der unterschiedlichen Versuchsdurchführungen, Dosiermengen und Randbedingungen vor Ort nicht getroffen werden. Im Folgenden findet deswegen eine qualitative vergleichende Bewertung der zusammengetragenen Eliminationsleistungen statt. Als sehr gut wird hierbei eine Elimination von mehr als 90 % angesehen. Als gute Eliminationen werden die Leistungen zwischen 50 und 90 % bezeichnet, als mäßige Eliminationen die Leistungen zwischen 10 und 50 %. Bei einer Elimination kleiner 10% wird von einer schlechten Leistung gesprochen.

#### *Pharmaka*

Die Arzneimittel Carbamazepin und Diclofenac werden bei den betrachteten Anwendungen in der Regel zu mehr als 90 % eliminiert. Die Ausnahmen stellen hierbei das Membranbelebungsverfahren sowie die Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters dar. Diese Verfahren erreichen lediglich eine mäßige (MBR) bis gute (PAK) Elimination. Für den  $\beta$ -Blocker Metoprolol wurden gute bis sehr gute Eliminationen für die Ozonung, die Behandlung mit Wasserstoffperoxid und UV-Licht, das Membranbelebungsverfahren sowie für die Adsorption an Pulveraktivkohle (simultan, nachgeschaltet und in den Flockungsraum eines Filters) zusammengetragen. Mäßig bis gute Eliminationen wurden für die Kombination aus Wasserstoffperoxid und Ozon zur Entfernung von Metoprolol verzeichnet. Das Antibiotikum Sulfamethoxazol wird bei den oxidativen Verfahren und den dichten Membranen gut bis sehr gut entfernt. Für die adsorptiven Verfahren und das Membranbelebungsverfahren wurden jedoch nur mäßig bis gute Eliminationen zusammengetragen. Das Röntgenkontrastmittel Amidotrizoesäure erweist sich als das am schwersten zu eliminierende Arzneimittel. Lediglich für die Nanofiltration und die Umkehrosiose liegen

sehr gute Eliminationen vor. Ein deutlicher Unterschied zwischen den oxidativen und adsorptiven Verfahren konnte hier nicht festgestellt werden.

#### *Synthetische Moschusverbindungen*

Die Moschusduftstoffe erweisen sich unter Betrachtung der gesammelten Literaturangaben in der Regel als gut bis sehr gut mittels der betrachteten Verfahren eliminierbar. Für die Advanced Oxidation Processes konnten jedoch keine Daten zur Elimination dieser Stoffe zusammengetragen werden. Zwischen den beiden betrachteten Substanzen Tonalid (AHTN) und Galaxolid (HHCB) konnte kein nennenswerter Unterschied bezüglich der Elimination nachgewiesen werden.

#### *Industriechemikalien*

Für das Korrosionsschutzmittel Benzotriazol liegen nur Angaben zur Ozonung und zu den adsorptiven Verfahren vor. Die besten, in diesem Fall sehr guten, Eliminationen wurden für die hier zusammengetragenen Daten bei der Zugabe von Pulveraktivkohle in die Belebungsstufe und in eine nachgeschaltete Adsorptionsstufe ermittelt. Die Zugabe in eine Flockungsfiltration und die Ozonung sind mit mäßigen bis guten bzw. guten Eliminationen verbunden. Das endokrin wirksame Bisphenol A wird mit Membranverfahren und Pulveraktivkohle gut bis sehr gut eliminiert. Die Verwendung granulierter Aktivkohle führte lediglich zu mäßigen Ergebnissen. Die Ozonung bewirkte mäßig bis sehr gute Ergebnisse, die Kombination aus UV-Licht und Wasserstoffperoxid war mit einer sehr hohen Eliminationsleistung verbunden. Für die perfluorierten Tenside liegen deutlich bessere Ergebnisse für die adsorptiven Verfahren als für die ozonbasierten Verfahren Ozonung und Ozonung in Kombination mit UV-Licht vor. Gute bis sehr gute Ergebnisse wurden auch bei der Verwendung der Membranverfahren sowie bei der Kombination aus UV-Licht und Wasserstoffperoxid vermerkt. Zur Elimination des Phosphororganikums TCPF kann die Aussage getroffen werden, dass die besten Ergebnisse mit dem Membranbelebungsverfahren und den adsorptiven Verfahren erreicht wurden. Im Gegensatz zu den oxidativen Verfahren liegen für diese Verfahren gute bis sehr gute Eliminationsleistungen vor. Für den Komplexbildner EDTA liegen nur Ergebnisse zur Ozonung mit und ohne UV-Licht und der Filtration mit granulierter Aktivkohle vor. Zufriedenstellende Ergebnisse wurden nicht erreicht, die Ergebnisse der oxidativen Verfahren erscheinen jedoch besser als die der adsorptiven Verfahren.

Keines der untersuchten Verfahren scheint in der Lage zu sein, alle betrachteten Substanzen nahezu vollständig zu eliminieren. Es konnten jedoch auch nicht für alle Substanzen Daten zu jedem der betrachteten Verfahren zusammengetragen werden. Zudem sind die Hintergründe zur Ermittlung der jeweiligen Daten stark unterschiedlich. Die besten Ergebnisse ergaben sich für die Ozonung, die nachgeschaltete und die simultane Adsorption an Pulveraktivkohle sowie für die Nanofiltration und die Umkehrosiose. Da die Nanofiltration und die Umkehrosiose jedoch aufgrund ihres hohen Energiebedarfs und der notwendigen

Konzentratentsorgung als aufwendig gelten, ist in diesen Verfahren kein Vorteil gegenüber den anderen Verfahren zu sehen. Die Zugabe von Pulveraktivkohle in die Belebungsstufe ist mit höheren Aktivkohledosierungen verbunden als eine nachgeschaltete Zugabe in ein Kontaktbecken. Aus dieser Sicht ist hier ein Vorteil der nachgeschalteten Adsorptionsstufe zu sehen. Das Membranbelebungsverfahren ist nicht als ein primär zur Spurenstoffentfernung eingesetztes Verfahren anzuwenden und liefert im Vergleich zur konventionellen Abwasserbehandlung kaum verbesserte Ergebnisse. Die granulierten Aktivkohle kann relativ einfach in einen bestehenden Filter integriert werden und liefert insbesondere für die perfluorierten Tenside gute Ergebnisse. Weiterhin erfordert die Ertüchtigung einer bestehenden Flockungsfiltration mit PAK-Zugabe relativ geringe Investitionskosten. Die für dieses Verfahren zusammengetragene Eliminationsleistung ist gut, aber nicht als sehr gut anzusehen. Für die Advanced Oxidation Processes können zurzeit kaum ganzheitliche Aussagen zur Elimination gemacht werden, da nur wenige Daten vorliegen. Außerdem liegen hier noch keine einheitlichen Betriebsparameter zur Bewertung der anzuwendenden Dosierungen vor.

Eine graphische Zusammenstellung der Wirksamkeit der Hauptverfahren ist für die ausgewählten Spurenstoffe Tabelle 2-11 zu entnehmen. Am besten für die großtechnische Spurenstoffelimination geeignet erscheinen demnach aktuell die Ozonung und die nachgeschaltete Zugabe von Pulveraktivkohle in eine Adsorptionsstufe. Für die Ozonung erscheinen Dosiermengen zwischen 2,5 und 10 g/m<sup>3</sup> Ozon ausreichend; für die Adsorption an Pulveraktivkohle sollten Dosierungen im Bereich von 10 und 20 g/m<sup>3</sup> Pulveraktivkohle, insbesondere in Verbindung mit einer Rückführung der Überschussskohle in die Belebungsstufe, eine sehr gute Elimination bewirken. Die Ozonung schneidet hierbei für die Entfernung von Sulfamethoxazol und den Komplexbildner EDTA besser ab, wohingegen die Pulveraktivkohle besser zur Adsorption von perfluorierten Tensiden, Benzotriazol und TCPP geeignet zu sein scheint.

**Tabelle 2-11: Wirksamkeit verschiedener Verfahren bezüglich der Elimination ausgewählter Spurenstoffe**  
 (Generalisierte Eliminationsleistung: -: bis 10 %, 0: 10 bis 50 %, +: 50 bis 90 %, ++: > 90 %)

Spurenstoffe		Verfahren	Ozonung	GAK-Filtration	PAK-Zugabe in ein Kontakt-becken	PAK-Zugabe in einen Flockungs-raum	NF / RO	UV / H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	O <sub>3</sub> / H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	O <sub>3</sub> / UV
Pharmaka	Carbamazepin		++	+ bis ++	+ bis ++	0 bis +	++	+ bis ++	++	++
	Diclofenac		++	++	+ bis ++	0 bis +	++	++	++	++
	Metoprolol		+ bis ++	k. A.	++	k. A.	k. A.	+ bis ++	0 bis +	k. A.
	Sulfamethoxazol		++	0	0 bis +	- bis 0	++	+ bis ++	+ bis ++	++
	Amidotrizoesäure/Diatrizoat		0 bis +	- bis +	0 bis +	-	++	k. A.	0	0
Synth. Moschus-verbindingen	AHTN (Tonalid)		+ bis ++	k. A.	++	k. A.	++	k. A.	k. A.	k. A.
	HHCB (Galaxolid)		++	k. A.	++	k. A.	++	k. A.	k. A.	k. A.
Industriechemikalien	Benzotriazol		+	k. A.	+ bis ++	0 bis +	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.
	Bisphenol A		0 bis ++	0	++	Ablaufwerte unterhalb der Bestimmungsgrenze	+ bis ++	++	k. A.	k. A.
	Perfluorierte Tenside		-	+ bis ++	+	k. A.	+ bis ++	+ bis ++	k. A.	- bis 0
	TCPP		0	+	+ bis ++	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.	0
	EDTA		0 bis +	-	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.	+

### **3 Energiebedarf der Verfahren zur Spurenstoff-elimination**

Neben der Wirksamkeit spielen auch wirtschaftliche und ökologische Aspekte bei der großtechnischen Umsetzung der Verfahren zur Entfernung organischer Spurenstoffe eine wichtige Rolle. Der Energiebedarf entspricht einem großen Anteil der Betriebskosten und kann von seinen Umweltauswirkungen, insbesondere vom CO<sub>2</sub>-Ausstoß, nicht losgelöst werden. Deswegen steht im Folgenden der Energiebedarf der betrachteten Verfahren im Mittelpunkt der Betrachtungen. Hierzu werden sowohl Angaben und Berechnungen aus der Literatur sowie aus den Betreiber- und Herstellerumfragen zusammengetragen als auch eigene Berechnungen vorgenommen, um insbesondere den Einfluss von Betriebsbedingungen und Anlagengröße auf den Energiebedarf, die Kosten und die CO<sub>2</sub>-Bilanz bewerten zu können.

Als Bezugsgröße für den Energiebedarf wurde zum einen die behandelte Abwassermenge (in m<sup>3</sup>) gewählt. Diese Bezugsgröße eignet sich besonders für die Beschreibung von Prozessschritten, da viele Komponenten wie Pumpen, Dosierungen und Filtrationseinheiten volumenabhängig sind.

Um den Vergleich mit konventionellen Anlagen zu vereinfachen, wurde zum anderen die Bezugsgröße „Einwohner · Jahr“ (E·a) herangezogen. Die Umrechnung des spezifischen Energiebedarfs von [kWh/m<sup>3</sup>] in [kWh/(E·a)] erfolgte auf der Basis eines täglichen Abwasseranfalls von 245 L/(E·d) nach dem Handbuch Energie in Kläranlagen (MURL 1999). Der Bezug auf die aus dem CSB berechnete Einwohnerzahl in Anlehnung an die Arbeiten der DWA-Arbeitsgruppe 216 erwies sich als schwierig, da die meisten Quellen keine Angaben zu CSB-Frachten im Zulauf zu Kläranlagen machen bzw. nur die weitergehende Reinigungsstufe betrachten. Im Laufe der zweiten Projektphase sollen Daten von konkreten Kläranlagen erfasst werden, wodurch der Bezug auf die aus dem CSB ermittelte Einwohnerzahl ermöglicht wird.

Ein Bezug auf die in die weitergehende Reinigungsstufe eingeleitete DOC-Fracht konnte in dieser Projektphase ebenfalls nicht erfolgen, da die Anzahl an Literaturquellen mit DOC-Angaben zu gering war.

#### **3.1 Ozonung**

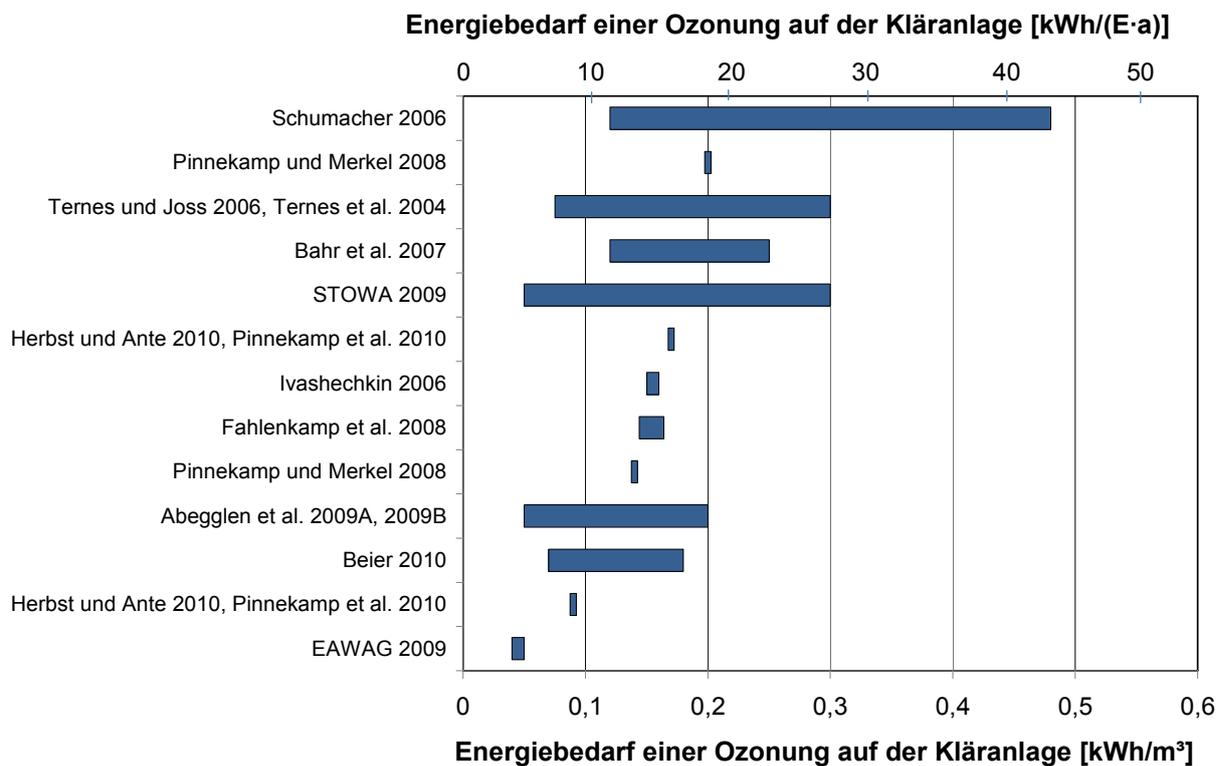
##### **3.1.1 Literaturdaten zum Energiebedarf von Ozon-Verfahren**

Bei der Ozonung vom Kläranlagenablauf gibt es einige wesentliche Faktoren, die den Energiebedarf beeinflussen. Das Ozon muss vor Ort hergestellt werden, entweder aus Luftsauerstoff oder aus angeliefertem, reinem Sauerstoff, dessen Herstellung bei einer

ganzheitlichen Betrachtung energetisch ebenfalls berücksichtigt werden muss. Außerdem tragen das Eintragssystem, der Restozonvernichter, die Prozesssteuerung sowie die Kühlung des Ozongenerators zum Energiebedarf bei. Des Weiteren müssen die nachgeschaltete Sandfiltration oder eine andere biologische Behandlung sowie ein eventuell vorzuschaltendes Hebewerk mitberücksichtigt werden.

In Tabelle 3-1 sind Daten aus der Literatur bezüglich des Energiebedarfs von Ozonanlagen zusammengetragen. Die angegebenen Daten stammen zum Teil aus Abschätzungen und Modellberechnungen. Andere wurden mittels der aus Pilotversuchen gewonnenen Daten berechnet. Angaben, die sich nicht auf Abwasser beziehen, sind grau gekennzeichnet.

Eine graphische Zusammenstellung der Literaturangaben für den Energiebedarf einer Ozonung auf der Kläranlage ist Bild 3-1 zu entnehmen. Dort wird die große Bandbreite der Angaben deutlich, wobei auf die unterschiedlichen Randbedingungen, Systemgrenzen sowie Ozondosierungen zu achten ist (für detaillierte Angaben s. Tabelle 3-1).



**Bild 3-1: Zusammenstellung der Literaturangaben zum Energiebedarf einer Ozonung auf der Kläranlage**

**Tabelle 3-1: Angaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten Ozonung**

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E-a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	O <sub>3</sub> -Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
SCHWEIZERISCHER VEREIN DES GAS- UND WASSERFACHES 2004	Trinkwasseraufbereitung, Angaben für Aktivkohlefiltration	0,007– 0,060	0,6 – 5			
TERNES UND JOSS 2006, TERNES ET AL. 2004	Abschätzungen	< 0,3	< 27		2 – 5 bei DOC <sub>0</sub> < 8 g/m <sup>3</sup> ; 5 bis 10 bei DOC <sub>0</sub> < 23 g/m <sup>3</sup>	k. A.
IVASHECHKIN 2006	Bemessung einer Ozonung für 5000 E, 25.000 E und 100.000 E	0,15-0,16	13 – 14		15	5000 / 25000 / 100.000 E; 1450 / 7240 / 28.960 m <sup>3</sup> /d
FAHLENKAMP ET AL. 2008	Kostenermittlung für Modellkläranlagen	Ozonung: 0,14-0,16; Zulaufpumpwerk: 0,004	Ozonung: 12,5 – 14; Zulaufpumpwerk: 0,4	Diffusor zum Ozoneintrag, DOC <sub>0</sub> : 12 g/m <sup>3</sup>	8,4	50.000 / 100.000 / 1.000.000 E; 17.397 / 34.974 / 235.616 m <sup>3</sup> /d
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer KA mittels Erfahrungswerten, Ozonung	Ozonanlage: 0,1, Pumpstation: 0,04	Ozonanlage: 9, Pumpstation: 3,6	Kontaktzeit im Becken >10min, geschätzter Energiebedarf	5-10	100.000 E; 30.137 m <sup>3</sup> /d
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer KA mittels Erfahrungswerten, Ozonung + Aktivkohlefiltration	Ozonanlage: 0,1, Pumpwerk: 0,08, Aktivkohlefiltration: 0,02	Ozonanlage: 9; Pumpwerk: 7; Aktivkohlefiltration: 1,8	Kontaktzeit im Becken >10min, max. 60 g <sub>AK</sub> /m <sup>3</sup> ; geschätzter Energiebedarf	5-10	100.000 E; 30.137 m <sup>3</sup> /d

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E-a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	O <sub>3</sub> -Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
BAHR ET AL. 2007	Berechnung der Kosten für den großtechn. Einsatz im Klärwerk Ruhleben mittels den Erfahrungen aus den Pilotversuchen	0,12 – 0,25 für Ozonerzeugung+ Eintrag+ PSA-Verfahren für Reinsauerstoffherstellung	11 – 22 für Ozonerzeugung+ Eintrag+ PSA-Verfahren für Reinsauerstoffherstellung	DOC <sub>0</sub> : 12 g/m <sup>3</sup>	6 / 12	k. A. zu Einwohnerwerten; 200.000 m <sup>3</sup> /d
SCHUMACHER 2006	Betrachtung der Kläranlage Berlin-Ruhleben	0,12 bei 6 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub> , 0,24 bei 12 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub> , 0,48 bei 24 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub>	11 bei 6 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub> , 21 bei 12 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub> , 43 bei 24 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub>	PSA-Verfahren, Annahme von 20 kWh/kg Ozon für Energiebedarfsberechnung, DOC <sub>0</sub> : 12 g/m <sup>3</sup>	6 / 12 / 24	k. A.
STOWA 2009	Ozonung von filtriertem Abwasser	0,05 bei 2,5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> 0,1 bei 5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> , 0,18–0,23 bei 10 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> , 0,25–0,3 bei 15 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>	4,5 bei 2,5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> 9 bei 5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> , 16 – 21 bei 10 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> , 22 – 27 bei 15 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>		2,5 / 5 / 10 / 15	20.000/100.000 E 4000/20.000 m <sup>3</sup> /d
BEIER 2010	Behandlung von Krankenhausabwasser	0,07 bei 5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> ; 0,18 bei 12,5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>	6 bei 5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> ; 16 bei 12,5 gO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>	Inkl. Reinsauerstoffherstellung, Reaktionszeit: 7,5 bis 15 min, DOC <sub>0</sub> : 8,4 ± 3,8 g/m <sup>3</sup>	12,5	k. A.
EAWAG 2009	größentechnische Pilotanlage Regensdorf zur Ozonung, bestehende Sandfiltration	0,04 (=15% des gesamten Bedarfs der Anlage)	3,6	0,6 g O <sub>3</sub> /gDOC <sub>0</sub> , DOC <sub>0</sub> : 5 g/m <sup>3</sup>	3	30.500 E 8500 m <sup>3</sup> /d
ABEGGLEN ET AL. 2009A, 2009B	Dimensionierung von 6 Kläranlagen mit weitergehender Behandlung	Ozonung: 0,05–0,15 (2–10 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub> ), evtl. Sandfiltration: 0,05	Ozonung: 4,5–13 (2–10 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub> ), evtl. Sandfiltration: 4,5		5 und 10	14400 / 590.000 E; 7863 / 212.192 m <sup>3</sup> /d
HERBST UND ANTE 2010, PINNEKAMP ET AL. 2010	Ozonung der KA Bad Sassendorf	0,09	8	Diffusor zum Ozoneintrag, Schönungsteich als Nachbehandlung, DOC <sub>0</sub> : ca. 10 g/m <sup>3</sup>	5-15	13.000 E 3809 m <sup>3</sup> /d
HERBST UND ANTE 2010, PINNEKAMP ET AL. 2010	Ozonung und PAK-Zugabe der KA Schwerte	Ozonung: 0,13; Hebwerk: 0,04	Ozonung : 11,6; Hebwerk: 3,6	Diffusor zum Ozoneintrag, DOC <sub>0</sub> : ca. 10 g/m <sup>3</sup>	5-10	25.000 E (Teilstrom von 50.000 E); 10.504 m <sup>3</sup> /d

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E-a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	O <sub>3</sub> -Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
HERBST UND ANTE 2010, PINNEKAMP ET AL. 2010	Ozonung der KA Duisburg-Vierlinden	Ozonung Str.1: 0,11 Ozonung Str.2: 0,12; Hebewerk: 0,04, Wirbelbettreaktor: 0,02	Ozonung Str.1: 10 Ozonung Str.2: 11; Hebewerk: 3,6, Wirbelbettreaktor: 1,8	Str. 1: Diffusor / Str. 2: Injektor zum Ozoneintrag, Wirbelbettreaktor als biol. Nachbehandlung DOC <sub>0</sub> : 4-8 g/m <sup>3</sup>	variabel: 0,4-1,2 g O <sub>3</sub> /g DOC, entspricht 2-10 g O <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>	30.000 E; 6450 m <sup>3</sup> /d
OZONIA 2011	Angabe aus der Herstellerumfrage			Ozonerzeugung: 12 – 15 kWh/kg O <sub>3</sub>  Zusätzlich für <ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Kälteanlage: 3 kWh/kg O<sub>3</sub></li> <li>▪ Reinsauerstofferzeugung: 10 kWh/kg O<sub>3</sub></li> </ul> Reaktionszeit 10 – 20 min	0,7 – 1,0 gO <sub>3</sub> /gDOC	1 - 10.000 m <sup>3</sup> /h
ITT 2011	Angabe aus der Herstellerumfrage			Ozonerzeugung: 8 – 10 kWh/kg O <sub>3</sub>  Zusätzlich für <ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Pumpe-Injektor-System: 0,64 – 1,0 kWh/kg O<sub>3</sub></li> <li>▪ Wärmetauscher: 0,08 – 0,3 kWh/kg O<sub>3</sub></li> <li>▪ Restozonvernichter: 0,16 – 0,4 kWh/kg O<sub>3</sub></li> <li>▪ Reinsauerstofferzeugung: 2,6 kWh/kg O<sub>3</sub></li> </ul> Reaktionszeit 5 – 20 min	0,4 – 1,0 gO <sub>3</sub> /gDOC	

### Energiebedarf der Ozonungstufe

Im Vergleich zur Trinkwasseraufbereitung wird für die Behandlung von Abwasser mit Ozon generell mehr Energie benötigt. So zitieren HERBST UND ANTE (2010) den SCHWEIZERISCHEN VERBAND DES GAS- UND WASSERFACHES (2004) und geben einen spezifischen Energiebedarf von 0,007 bis 0,060 kWh/m<sup>3</sup> (0,6 – 5 kWh/(E·a)) für die Ozonung von Trinkwasser an. Die in Tabelle 3-1 zusammengetragenen Werte des Energiebedarfs für die Behandlung von Abwasser liegen mit Werten zwischen 0,04 und 0,3 kWh/m<sup>3</sup> (3,6 – 27 kWh/(E·a)) insgesamt höher. Ein bedeutender Unterschied zur Trinkwasseraufbereitung ist, dass nicht die Desinfektion des Wassers sondern die gezielte Spurenstoffelimination im Vordergrund steht. Zudem weisen Abwasser und Rohwasser für die Trinkwasseraufbereitung unterschiedliche Wassermatrizen auf.

Die für die Ozonung von Abwasser zusammengetragenen Werte liegen in ähnlichen Größenordnungen wie die im POSEIDON Projekt abgeschätzten maximalen Werte von 0,3 kWh/m<sup>3</sup> (27 kWh/(E·a)) (TERNES ET AL. 2004). Insgesamt unterscheiden sich die Angaben für den Energiebedarf um einen Faktor von maximal sieben. Diese Differenzen sind zum Teil auf unterschiedliche Ozondosierungen zurückzuführen. Im Allgemeinen ist eine höhere Ozondosis mit einem höheren Energieaufwand verbunden. Zum anderen wird im Falle der Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort die hierfür benötigte Energie bei dem angegebenen Energiebedarf mitberücksichtigt, während sie sich bei Anlagen mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff in der Regel lediglich in den Kosten widerspiegelt. So ermittelten SCHUMACHER (2006) und BAHR ET AL. (2007) für die Ozonung des Kläranlagenablaufs am Klärwerk Berlin-Ruhleben Werte für den Energiebedarf von 0,12 kWh/m<sup>3</sup> (11 kWh/(E·a)) bei einer Zugabe von 6 g/m<sup>3</sup> Ozon bzw. von ca. 0,25 kWh/m<sup>3</sup> (22 kWh/(E·a)) bei einer Zugabe von 12 g/m<sup>3</sup> Ozon. Diese Werte beinhalten die Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort mittels des sogenannten „Pressure Swing Adsorption“ (PSA) Verfahrens. Im Allgemeinen gilt die Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort als unwirtschaftlich und sollte nur bei kleinen Anlagen durchgeführt werden (ITT WEDECO 2007 in PINNEKAMP UND MERKEL 2008). Dies belegt auch der aus den Daten von BEIER (2010) errechnete Energiebedarf für die Ozonung von Krankenhausabwasser. Hier erfolgt eine Berücksichtigung der Bereitstellung von Flüssigsauerstoff an der Anlage. Auf diese Weise werden bei einer Dosis von 5 gO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> Werte von 0,07 kWh/m<sup>3</sup> (6 kWh/(E·a)) für die Ozonerzeugung inklusive Reinsauerstoffherstellung ermittelt. Bei einer Dosis von 12 gO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> sind es 0,18 kWh/m<sup>3</sup> (16 kWh/(E·a)). Bei vergleichbaren Ozondosierungen liegen diese Werte deutlich niedriger, als bei der für die Anlage in Berlin betrachteten Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort.

Für die ohne Berücksichtigung der benötigten Energie für die Reinsauerstoffherstellung betrachteten Beispiele liegen im Allgemeinen Ergebnisse untereinander vergleichbarer Größenordnung vor. So geben HERBST UND ANTE (2010) Werte für drei sich in Planung befindende und zum Teil in Betrieb genommene Anlagen in Deutschland an. Die Werte liegen zwischen 0,09 kWh/m<sup>3</sup> und 0,13 kWh/m<sup>3</sup> (8 – 11,6 kWh/(E·a)) bei Ozondosierungen

von 2 bis 10 g/m<sup>3</sup>. Der Energiebedarf im Bereich um 0,1 kWh/m<sup>3</sup> (9 kWh/(E·a)) ist zum einen im Einklang mit den von PINNEKAMP UND MERKEL (2008), STOWA (2009) und FAHLENKAMP ET AL. (2008) ermittelten Werten bei ähnlichen Ozondosierungen. Zum anderen wurden bei den ersten großtechnischen Versuchen in der Schweiz ähnliche Werte ermittelt. In der Pilotanlage Regensdorf wurde ein Energiebedarf von knapp 0,04 kWh/m<sup>3</sup> (3,6 kWh/(E·a)) bei einer Dosis von 3 g/m<sup>3</sup> O<sub>3</sub> (EAWAG 2009) beobachtet. Der zusätzliche Energieaufwand für die Herstellung und den Transport von Sauerstoff liegt bei 0,55 kWh/m<sup>3</sup> i.N.. Bei optimalen Betriebsbedingungen machen Transport und Reinsauerstoffherstellung einen zusätzlichen Energiebedarf von ca. 0,01 kWh/m<sup>3</sup> (0,9 kWh/(E·a)) aus. ABEGGLEN ET AL. (2009A, 2009B) setzen aufgrund dieser ersten Ergebnisse den Energiebedarf für eine nachgeschaltete Ozonung mit 0,05 – 0,15 kWh/m<sup>3</sup> (4,5 – 13 kWh/(E·a)) bei Ozondosierungen zwischen 2 und 10 g/m<sup>3</sup> an. Auch wenn die Ergebnisse von IVASHECHKIN (2006) mit einem berechneten Energiebedarf von 0,15 kWh/m<sup>3</sup> (13 kWh/(E·a)) bei einer Dosis von 15 g/m<sup>3</sup> Ozon im Vergleich niedrig erscheinen, so handelt es sich dennoch um eine ähnliche Größenordnung. Der Energiebedarf für die alleinige Ozonung kann also überschlägig mit 0,1 bis 0,2 kWh/m<sup>3</sup> (9 bis 18 kWh/(E·a)) angenommen werden.

Die von den Herstellern angegebenen Werte für den Energieaufwand weichen stark voneinander ab. OZONIA gibt mit 12 – 15 kWh/kg O<sub>3</sub> einen Energiebedarf an, welcher sich mit den Werten aus der Literatur in etwa deckt. Die angegebenen Werte von ITT mit 8 – 10 kWh/kg O<sub>3</sub> sind sehr niedrig und konnten von der Literatur nicht bestätigt werden. Auch der angegebene, zusätzliche Energieaufwand bei der Reinsauerstoffherzeugung liegt laut Literaturangaben eher im Bereich von 6 bis 10 kWh/kg O<sub>3</sub> als im Bereich von 3 kWh/kg O<sub>3</sub>. Die Angaben der Fa. ITT erscheinen sehr niedrig angesetzt.

### Energiebedarf der Vor- und Nachbehandlung

Zum Energiebedarf für die Ozonung auf der Kläranlage kommt noch die für ein eventuell vorzuschaltendes Hebewerk sowie eine Nachbehandlung benötigte Energie hinzu. Als Nachbehandlung für die Sandfiltration setzen ABEGGLEN ET AL. (2009B) einen Energiebedarf von 0,05 kWh/m<sup>3</sup> (4,5 kWh/(E·a)) an. HERBST UND ANTE (2010) schätzen den Energieaufwand der nachgeschalteten Behandlung mittels Wirbelbettreaktor für eine Straße der Kläranlage Duisburg-Vierlinden auf 0,02 kWh/m<sup>3</sup> (1,8 kWh/(E·a)). PINNEKAMP UND MERKEL (2008) legen eine Modellkläranlage auf eine alleinige Ozonung sowie auf eine Ozonung mit nachgeschalteter Aktivkohlefiltration aus. Eine nachgeschaltete Aktivkohlefiltration benötigt mit 0,02 kWh/m<sup>3</sup> (1,8 kWh/(E·a)) nur geringfügig mehr Energie als die alleinige Ozonung, ist jedoch aufgrund der Anschaffungs- und Entsorgungskosten für die granulierten Kohle sehr kostenintensiv. Ein Vorteil der nachgeschalteten Filtration liegt darin, dass nicht, wie bei einem nachgeschalteten Sandfilter, nur die gebildeten Oxidationsprodukte der Ozonung zurückgehalten werden, sondern auch eine weitergehende Adsorption der bei der Ozonung schlecht abbaubaren Stoffe wie z.B. TCPP und PFT erfolgt (PINNEKAMP UND MERKEL 2008). Zur Nachbehandlung einer Ozonung scheint eine Sandfiltration also insbesondere dann

geeignet, wenn eine entsprechende Einrichtung bereits auf der Kläranlage vorhanden ist. Die Erfahrungen aus Duisburg-Vierlinden mit dem Wirbelbettreaktor bleiben abzuwarten. Die Aktivkohlefiltration scheint sich insbesondere bei mit nicht oxidierbaren Stoffen belastetem Abwasser anzubieten. Erwähnenswert ist auch die Anwendung eines Schönungsteiches, wie er in Bad Sassendorf Anwendung findet. Ein großer Vorteil ist hier, dass keine Energie aufgebracht werden muss. Allerdings ist ein Schönungsteich mit entsprechendem Platzbedarf verbunden und die zu erwartende weitergehende Reinigungsleistung im Vergleich zu den anderen Nachbehandlungen eventuell als geringer einzuschätzen.

Ist die Ozonanlage nicht im freien Gefälle beschickbar, ist eine Hebeanlage notwendig. Für diese liegen unterschiedliche Angaben in Abhängigkeit der zu überwindenden Förderhöhe vor. FAHLENKAMP ET AL. (2008) geben pro Meter Förderhöhe und bei einem Pumpenwirkungsgrad von 70 % einen Energiebedarf von 0,004 kWh/m<sup>3</sup> an. Bei HERBST UND ANTE (2010) sowie bei PINNEKAMP UND MERKEL (2008) liegen die Werte bei 0,04 kWh/m<sup>3</sup>. Angaben zu Förderhöhen liegen hier nicht vor. Der auf einen m<sup>3</sup> zu behandelndes Abwasser bezogene Energiebedarf von Abwasserhebwerken lautet:

$$EP \text{ pro } m^3 = \frac{H \cdot 9,81 \cdot \rho}{3.600.000 \cdot \eta} \left[ \frac{\text{kWh}}{m^3} \right]$$

mit  $H$ : Förderhöhe in Metern [m]  
 $\rho$ : Dichte des Abwassers [kg/m<sup>3</sup>]  
 $\eta$ : Wirkungsgrad der Pumpe [-]

Mittels dieser Formel lässt sich beispielsweise die benötigte Energie für die Pumpen in Schwerte und Duisburg-Vierlinden<sup>3</sup> ermitteln. Für Duisburg liegt eine Förderhöhe von 6 m vor. Damit ergibt sich ein berechneter Energiebedarf von 0,023 kWh/m<sup>3</sup> (2 kWh/(E·a)). In Schwerte beträgt die Förderhöhe 9,5 m, der Energiebedarf berechnet sich hier zu 0,037 kWh/m<sup>3</sup> (3,3 kWh/(E·a)).

### 3.1.2 Berechnung des Energiebedarfs einer nachgeschalteten Ozonung

Im Folgenden werden für eine Ozonung zur Spurenstoffelimination zum einen der Energiebedarf auf der Kläranlage und zum anderen der ganzheitliche Energiebedarf berechnet.

#### Berechnungsgrundlage

In Tabelle 3-2 werden Daten aus der Literatur für die einzelnen Schritte der Ozonung aufgelistet, um geeignete Berechnungsgrundlagen festzulegen. Unterschieden wird hierbei zwischen zwei Verfahrensvarianten: Anlieferung von Flüssigsauerstoff zur Ozonanlage (2a) und Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort (2b).

---

<sup>3</sup> Die Beschickung in Bad Sassendorf erfolgt im freien Gefälle, weswegen ein Hebewerk nicht nötig ist.

Tabelle 3-2: Literaturwerte zum Energiebedarf der einzelnen Schritte einer nachgeschalteten Ozonung

<b>1. Vorbehandlung</b>		
<b>evtl. Abwasserhebeanlage</b>	EP pro m <sup>3</sup> =(H·9,81)/(3600·η) [kWh/m <sup>3</sup> ]	WAGNER 2001
<b>2a.) Anlieferung von Flüssigsauerstoff</b>		
<b>Herstellung von Flüssigsauerstoff</b>	0,26 kWh/kg O <sub>2</sub> für Flüssigsauerstoff	BEIER 2010
	4 kWh/kg O <sub>3</sub> Herstellerangabe für Luftaufbereitung	HERBST UND ANTE 2010
	0,55 kWh/m <sup>3</sup> i.N. für Herstellung und Transport, entspricht 0,385 kWh/kg O <sub>2</sub>	EAWAG 2009
	0,638 kWh/kg O <sub>2</sub> flüssig	EIGA 2010
	0,5 kWh <sub>el</sub> /m <sup>3</sup> O <sub>2</sub>	PFEIFER ET AL. 2009
	10 kWh/kg O <sub>3</sub>	OZONIA 2011
	2,6 kWh/kg O <sub>3</sub>	ITT 2011
<b>Transport per LKW</b>	1,87 MJ/(Mg·km), mittelgroßer LKW, regionale Verteilung	NTM 2002 in BAUMANN UND TILLMAN 2004
	2,41 MJ/(Mg·km), kleiner LKW, Verteilung über kurze Distanz	NTM 2002 in BAUMANN UND TILLMAN 2004
	0,7 MJ/(Mg·km), großer LKW Verteilung über große Distanzen	nach NTM 2002 in BAUMANN UND TILLMAN 2004
<b>2b.) Reinsauerstoffherstellung vor Ort</b>		
<b>Luftaufbereitung/Reinsauerstoffherstellung</b>	1,3 kWh/kg O <sub>2</sub> (PSA-Anlage)	BAHR ET AL. 2007
	1,2-2,1 kWh/m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> (PSA-Anlage) 100-180 g O <sub>3</sub> aus 1 m <sup>3</sup> O <sub>2</sub>	SCHUMACHER 2006
<b>3. Ozonung</b>		
<b>Ozonerzeugung</b>	7-10 kWh/kg O <sub>3</sub> , (bei Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort)	SCHUMACHER 2006
	7,5 kWh/kg O <sub>3</sub>	NELLE 1994 in WAGNER ET AL. 1999
	8-9 kWh/kg O <sub>3</sub> (ohne Kühlung, Pumpe,...)	NIJJDAM ET AL. 1999
	8-10 kWh/kg O <sub>3</sub>	MIELCKE 2010 in BEIER 2010
	9,6 bis 14,2 kWh/kg O <sub>3</sub>	LIECHTI ET AL. 1994 in WAGNER ET AL. 1999
	10 kWh/kg O <sub>3</sub>	ITT WEDECO in IVASHECHKIN 2006
	12 kWh/kg O <sub>3</sub> (Produktion, Eintrag und Entfernung)	DI IACONI ET AL. 2010
	12,5 kWh/kg O <sub>3</sub> inkl. Kühlung (bei Reinsauerstoffherstellung vor Ort)	BAHR ET AL. 2007
	15 kWh/kg O <sub>3</sub> (Annahme für gesamte Ozonung)	HERBST UND ANTE 2010
	15-20 kWh/kg O <sub>3</sub> (Annahme für gesamte Ozonung)	TERNES UND JOSS 2006
	18 kWh/kg (5 g/m <sup>3</sup> O <sub>3</sub> Annahme für gesamte Ozonung)	ORICA 2010
	12 – 15 kWh/kg O <sub>3</sub>	OZONIA 2011
	8 – 10 kWh/kg O <sub>3</sub>	ITT 2011
<b>Restozonvernichtung katalytisch</b>	0,16 – 0,4 kWh/kg O <sub>3</sub>	ITT 2011
	0,4 kWh/kg O <sub>3</sub>	HERBST UND ANTE 2010

<b>Restozonvernichtung thermisch</b>	1,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	HERBST UND ANTE 2010
<b>Kühlung/Kältemaschine</b>	3 kWh/kg O <sub>3</sub>	BEIER 2010
	3 kWh/kg O <sub>3</sub>	OZONIA 2011
	6 kWh/kg O <sub>3</sub> Kältemaschine oder durch zur Verfügung stehendes Abwasser	HERBST UND ANTE
<b>Ein- und Austrag des Ozongases</b>	1 kWh/kg O <sub>3</sub>	BAHR ET AL. 2007
	0,64 – 1 kWh/kg O <sub>3</sub>	ITT 2011
<b>Verhältnis Sauerstoff/Ozon</b>	14,6 kg O <sub>2</sub> /kg O <sub>3</sub>	NIJDAM ET AL. 1999
	10 kg O <sub>2</sub> /kg O <sub>3</sub>	MIELCKE 2010 in BEIER 2010, IVASHECHKIN 2006
<b>Gesamt</b>	15 kWh/kg O <sub>3</sub> mit Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort	SCHÖNBERGER UND KAPPS 1994 in WAGNER ET AL. 1999
	20 kWh/kg O <sub>3</sub> (vereinfacht), 14-33 kWh/kg mit Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort	SCHUMACHER 2006
	27 kWh/kg O <sub>3</sub> mit Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort	KURZMANN 1993 in WAGNER ET AL. 1999
	15-17 kWh/kg O <sub>3</sub> inkl. Reinsauerstoffherstellung und -transport zur KA	SIEGRIST ET AL. 2010
<b>4. Nachbehandlung</b>		
<b>Schönungsteich</b>	0	
<b>Wirbelbettreaktor</b>	0,02 kWh/m <sup>3</sup>	HERBST UND ANTE 2010
<b>Aktivkohlefiltration</b>	0,02 kWh/m <sup>3</sup>	PINNEKAMP UND MERKEL 2008
<b>Sandfiltration</b>	0,05 kWh/m <sup>3</sup>	ABEGGLEN ET AL. 2009B

Anzumerken an dieser Stelle ist die Tatsache, dass bei einer Ozonbehandlung die gesamte Energie, die eingetragen wird, in elektrischer Form benötigt wird. Dies ist bei anderen Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen teilweise anders.

### 3.1.2.1 Energiebedarf einer Ozonung mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff

Mittels der in Tabelle 3-2 aufgeführten Daten wird zunächst der Energiebedarf der einzelnen Verfahrensschritte einer nachgeschalteten Ozonung mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff ausgewählt, da diese Variante am weitesten verbreitet ist. Es wird versucht, möglichst die ganze Bandbreite der angegebenen Werte abzudecken.

Ein großer Einfluss kommt der Kühlung des Ozongenerators zu. Bei einer Verwendung von gereinigtem Abwasser wird der Energiebedarf der Pumpen für die Kühlung vernachlässigt. Ist jedoch eine Kältemaschine nötig, fällt die für die Kühleinrichtung aufzubringende Energie ins Gewicht. Auch das Verhältnis von Sauerstoff zu Ozon beeinflusst den Energiebedarf. Es werden die Verhältnisse 10, 12,5 und 15 kgO<sub>2</sub>/kgO<sub>3</sub> gewählt. Beim Transport des Sauerstoffs wird an dieser Stelle auf eine Berücksichtigung des Gewichtes der Sauerstoffbehälter (Flaschen, Tanks) verzichtet. Zudem wird eine katalytische Restozonvernichtung betrachtet, da diese in allen in diesem Projekt betrachteten Anlagen Anwendung findet.

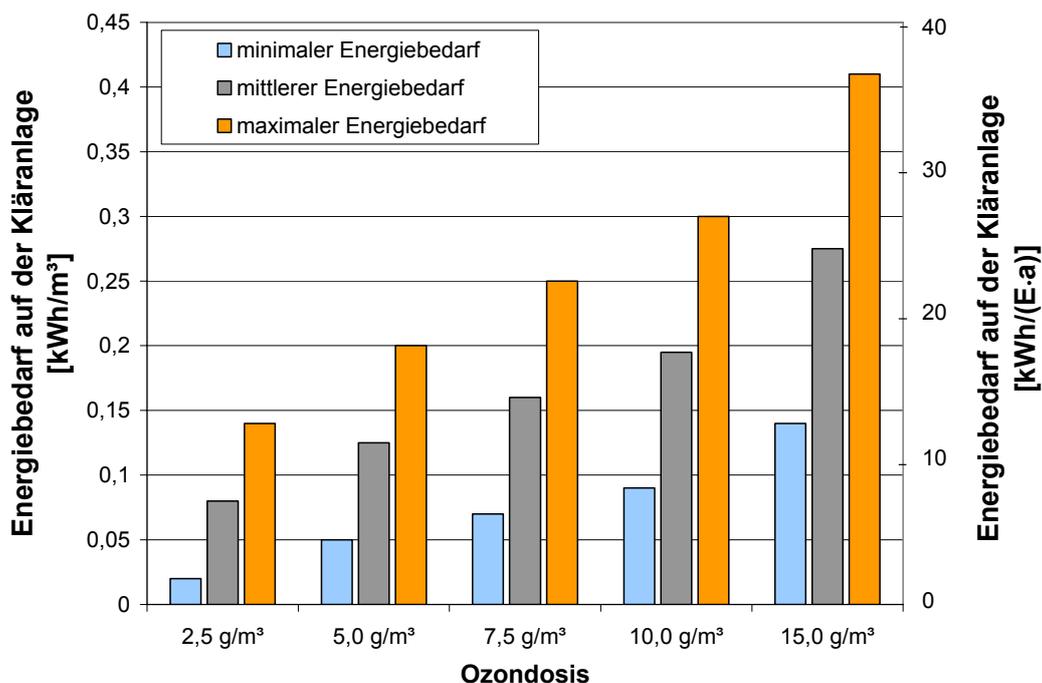
Die Berechnungen des Energiebedarfs werden in Abhängigkeit der Ozondosis durchgeführt, um den Einfluss dieses Parameters zu verdeutlichen. Die fünf gewählten Ozondosierungen von  $2,5 \text{ g/m}^3$ ,  $5 \text{ g/m}^3$ ,  $7,5 \text{ g/m}^3$ ,  $10 \text{ g/m}^3$  und  $15 \text{ g/m}^3$  orientieren sich an den in Tabelle 3-1 und in Kapitel 2.3 aufgeführten Werten. Die durchgeführten Berechnungen in Abhängigkeit der Ozondosis befinden sich in Tabelle 3-3. Da bei der Ozonung Strom als Energiequelle benutzt wird, sind die Zahlen in Tabelle 3-3 mit blauer Farbe gekennzeichnet.

Die einzelnen Schritte der Ozonstufe inklusive Vor- und Nachbehandlung werden einzeln betrachtet. Für die Ozonung werden zunächst die einzelnen Teilschritte aufgelistet, bevor der aus den möglichen Kombinationen sich ergebende Gesamtenergiebedarf aufgeführt wird.

#### Energiebedarf auf der Kläranlage bei Anlieferung von Flüssigsauerstoff

Unter Berücksichtigung der großen Anzahl an variablen Parametern kann für jede Ozondosis ein minimales, mittleres und maximales Szenario zusammengestellt werden (vgl. Bild 3-2). Im Mittel benötigt eine Ozonung  $0,17 \text{ kWh/m}^3$  (entspricht  $15 \text{ kWh/(E-a)}$ ) auf der Kläranlage. In Abhängigkeit der gewählten Betriebsparameter und Gegebenheiten schwankt dieser Energiebedarf zwischen:

- $0,02 \text{ kWh/m}^3$  ( $1,8 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei niedriger Ozondosis und günstigen Randbedingungen (kein Hebework nötig, Kühlung mit Abwasser, Nachbehandlung im Schönungsteich) und
- $0,41 \text{ kWh/m}^3$  ( $37 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei höchster Ozondosis und ungünstigen Randbedingungen (10m Förderhöhe, Kühlung mit Kühlaggregat, Nachbehandlung im Sandfilter)

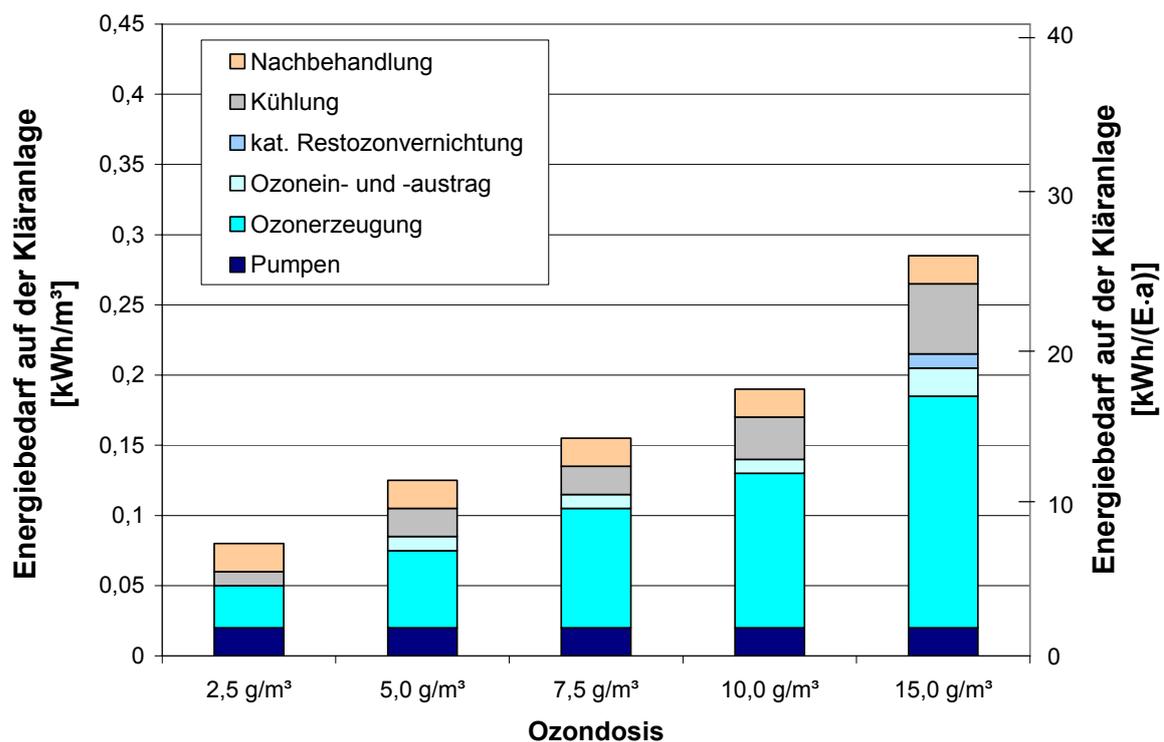


**Bild 3-2: Minimaler, mittlerer und maximaler Energiebedarf auf der Kläranlage bei einer Ozonung mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff in Abhängigkeit der Ozondosis**

Tabelle 3-3: Berechnung des Energiebedarfs einer Ozonung mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff

Energiebedarf Hebewerk [kWh/m <sup>3</sup> ] mit 70 % Wirkungsgrad							
Förderhöhe	0 m	0,00					
Förderhöhe	5 m	0,02					
Förderhöhe	10 m	0,04					
Energiebedarf zur Reinsauerstoffherstellung [kWh/m <sup>3</sup> ]							
Herstellung von Reinsauerstoff	Sauerstoff O <sub>2</sub> /Ozon O <sub>3</sub> [kgO <sub>2</sub> /kgO <sub>3</sub> ]	Ozondosis [g/m <sup>3</sup> ]					
		2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>	
0,26 kWh/kg O <sub>2</sub>	10	0,01	0,01	0,02	0,03	0,04	
0,26 kWh/kg O <sub>2</sub>	12,5	0,01	0,02	0,02	0,03	0,05	
0,26 kWh/kg O <sub>2</sub>	15	0,01	0,02	0,03	0,04	0,06	
0,40 kWh/kg O <sub>2</sub>	10	0,01	0,02	0,03	0,04	0,06	
0,40 kWh/kg O <sub>2</sub>	12,5	0,01	0,03	0,04	0,05	0,08	
0,40 kWh/kg O <sub>2</sub>	15	0,02	0,03	0,05	0,06	0,09	
0,64 kWh/kg O <sub>2</sub>	10	0,02	0,03	0,05	0,06	0,10	
0,64 kWh/kg O <sub>2</sub>	12,5	0,02	0,04	0,06	0,08	0,12	
0,64 kWh/kg O <sub>2</sub>	15	0,02	0,05	0,07	0,10	0,14	
Energiebedarf zum Sauerstofftransport [kWh/m <sup>3</sup> ]							
Transport	Distanz	O <sub>2</sub> /O <sub>3</sub> [kg/kg]	Ozondosis [g/m <sup>3</sup> ]				
			2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>
2,4 MJ/(Mg·km)	100 km	10	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
1,9 MJ/(Mg·km)	250 km	10	0,00	0,01	0,01	0,01	0,02
0,7 MJ/(Mg·km)	500 km	10	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
2,4 MJ/(Mg·km)	100 km	12,5	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
1,9 MJ/(Mg·km)	250 km	12,5	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,7 MJ/(Mg·km)	500 km	12,5	0,00	0,01	0,01	0,01	0,02
2,3 MJ/(Mg·km)	100 km	15	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
1,9 MJ/(Mg·km)	250 km	15	0,00	0,01	0,01	0,02	0,03
0,7 MJ/(Mg·km)	500 km	15	0,00	0,01	0,01	0,01	0,02
Energiebedarf zur Ozonung [kWh/m <sup>3</sup> ]							
Ozonerzeugung	Ozondosis [g/m <sup>3</sup> ]						
	2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>		
8,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	0,02	0,04	0,06	0,08	0,12		
10,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	0,03	0,05	0,08	0,10	0,15		
12,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	0,03	0,06	0,09	0,12	0,18		
14,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	0,04	0,07	0,11	0,14	0,21		
Ein- und Austrag	2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>		
1,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	0,00	0,01	0,01	0,01	0,02		
katalytische Restozonvernichtung	2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>		
0,4 kWh/kg O <sub>3</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01		
Kühlung	2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>		
0,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	Kühlung mit Abwasser	0,00	0,00	0,00	0,00		
3,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	Kühlaggregat	0,01	0,02	0,02	0,03		
6,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	Kühlaggregat	0,02	0,03	0,05	0,06		
Energiebedarf Nachbehandlung [kWh/m <sup>3</sup> ]							
Schönungsteich	0						
Wirbelbett	0,02						
Aktivkohlefiltration	0,02						
Sandfilter	0,05						

Dieser Energiebedarf auf der Kläranlage setzt sich aus dem Hebewerk, der Ozonerzeugung, dem Ozonein- und -austrag, der Restozonvernichtung, der Kühlung und der Nachbehandlung zusammen. In Abhängigkeit der Förderhöhe liegt der Energiebedarf des Hebewerks zwischen 0 und 0,04 kWh/m<sup>3</sup> (0 – 3,6 kWh/(E-a)). Bei der Ozonung macht der Energieaufwand für die Ozonherstellung sowie für die Kühlung des Ozongenerators den wesentlichen Anteil aus. Ozoneintrag und Restozonvernichtung spielen nur eine untergeordnete Rolle. Die Aufteilung des Energiebedarfs ist in Bild 3-3 für den Fall dargestellt, dass alle Parameter im mittleren Bereich der jeweils angegebenen Bandbreite liegen (entsprechend den grauen Balken in Bild 3-2) und nur die Ozondosis variiert wird.



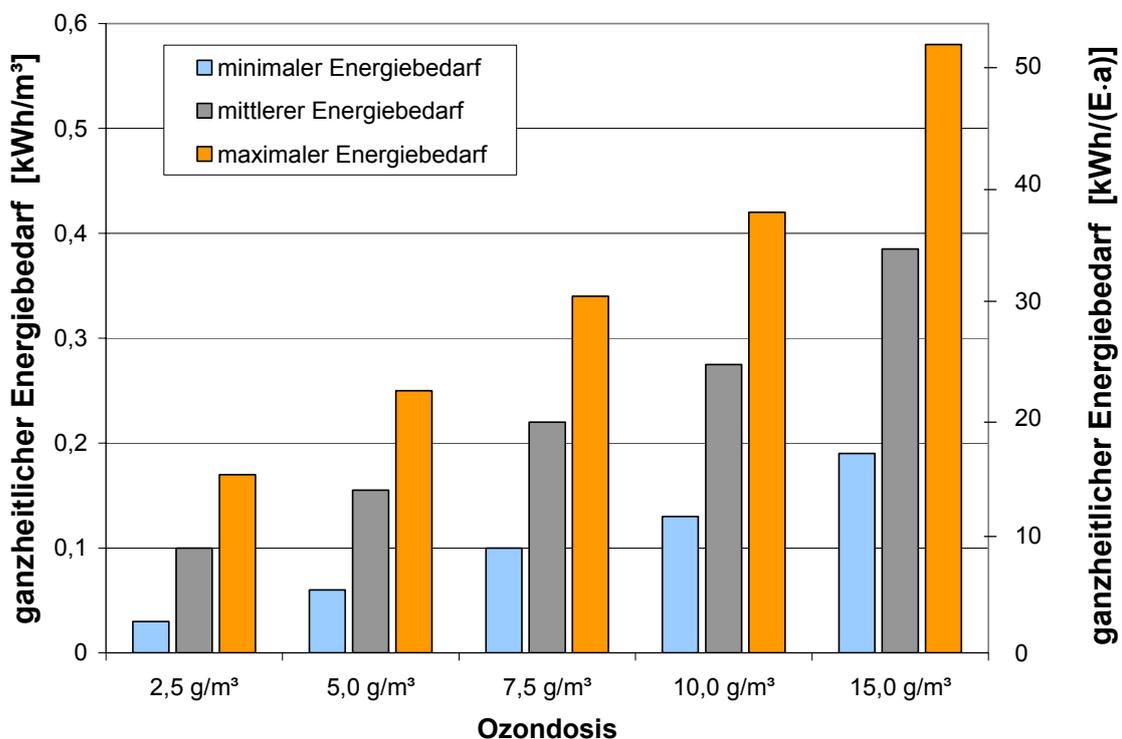
**Bild 3-3: Aufteilung des Energiebedarfs auf der Kläranlage bei einer Ozonung mit Lieferung von Flüssigsauerstoff in Abhängigkeit der Ozondosis (alle weiteren Parameter mit Mittelwert angesetzt)**

### Ganzheitlicher Energiebedarf

Neben dem Energiebedarf auf der Kläranlage wird für Sauerstoffgewinnung und -lieferung auch Energie benötigt, die bei der ganzheitlichen Betrachtung einbezogen wird. Für die Herstellung von Reinsauerstoff werden auf Basis von Tabelle 3-2 drei Verhältnisse von Sauerstoff zu Ozon betrachtet. Je mehr Sauerstoff für die Ozonherstellung verbraucht wird und je höher die herzustellende Ozondosis, desto mehr Energie wird für die Sauerstoffgewinnung benötigt. Die ermittelte Bandbreite für den Energiebedarf liegt zwischen 0,01 und 0,14 kWh/m<sup>3</sup> (0,9 – 12,5 kWh/(E-a)), der Mittelwert beträgt 0,04 kWh/m<sup>3</sup> (3,6 kWh/(E-a)). Zur Herstellung von Reinsauerstoff kommt noch der Transport des Sauerstoffs hinzu. Für die drei beim Transport betrachteten Ansätze ergeben sich die höchsten Werte beim Ansetzen einer

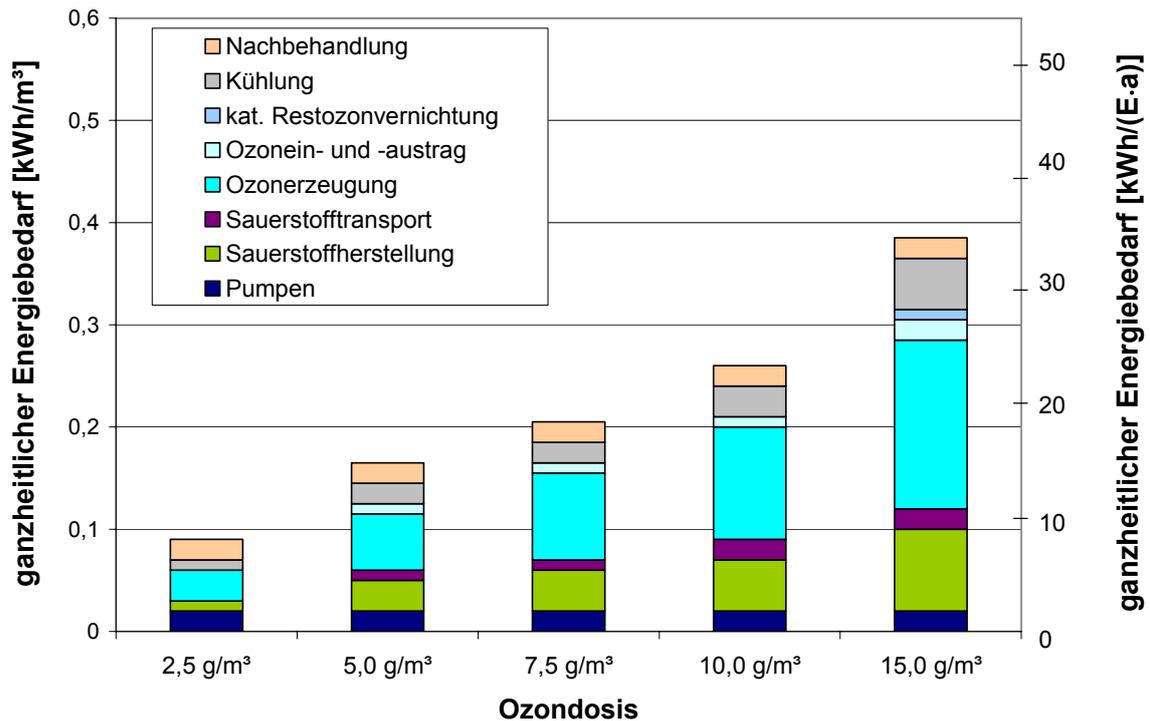
mittleren Distanz von 250 km. Insgesamt liegt der Energieaufwand für den Transport des Sauerstoffs allesamt in der gleichen Größenordnung wie der Mittelwert von  $0,01 \text{ kWh/m}^3$  ( $0,9 \text{ kWh/(E-a)}$ ).

Unter Berücksichtigung der Sauerstoffbereitstellung, Vor- und Nachbehandlung liegt der mittlere ganzheitliche Energiebedarf für eine Ozonung bei  $0,22 \text{ kWh/m}^3$  ( $20 \text{ kWh/(E-a)}$ ). Der maximale Gesamtbedarf beträgt  $0,58 \text{ kWh/m}^3$  ( $52 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei einer Dosis von  $15 \text{ g/m}^3$  Ozon, der minimale Bedarf beträgt  $0,03 \text{ kWh/m}^3$  ( $2,7 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei einer Dosis von  $2,5 \text{ g/m}^3$ . In Bild 3-4 sind die minimalen, mittleren und maximalen berechneten ganzheitlichen Werte für eine Ozonstufe (inkl. Vor- und Nachbehandlung) in Abhängigkeit der Ozondosis dargestellt.



**Bild 3-4: Minimaler, mittlerer und maximaler ganzheitlicher Energiebedarf bei einer Ozonung mit Lieferung von Flüssigsauerstoff in Abhängigkeit der Ozondosis**

Je nach Ozondosis und angesetzten Werten für den spezifischen Energieaufwand üben die unterschiedlichen Schritte der Ozonherstellung (inkl. Sauerstoffbereitstellung) verschiedene Einflüsse auf den Energiebedarf aus. Auch die Vor- und Nachbehandlung tragen ihren Anteil bei. Bild 3-5 zeigt die prozentuale Aufteilung der benötigten Energie bei einer Dosis von  $2,5$  bis  $15 \text{ g/m}^3$ . Dabei wird für alle Schritte der Ozonung inklusive Vor –und Nachbehandlung der jeweilige gemittelte Wert angesetzt (entsprechend den grauen Balken in Bild 3-5) und lediglich die Ozondosis variiert. Den größten Teil des Energiebedarfs machen in diesem Fall die Herstellung von Sauerstoff und Ozon aus. Der prozentuale Anteil der Vor- und Nachbehandlung wird geringer, umso höher die Ozondosis ist.



**Bild 3-5: Anteile der einzelnen Schritte der Ozonung im ganzheitlichen Energiebedarf bei mittleren Betriebsbedingungen und einer Ozondosis von 2,5 bis 15 g/m³**

### 3.1.2.2 Energiebedarf einer Ozonung mit Sauerstoffbereitstellung vor Ort

Mit Hilfe der in Tabelle 3-2 zusammengetragenen Angaben werden Grundlagen für die Berechnung des Energiebedarfs einer nachgeschalteten Ozonung mit Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort ausgewählt. An dieser Stelle muss kein Transport des Sauerstoffs berücksichtigt werden. In dieser Verfahrensvariante entspricht der Energiebedarf auf der Kläranlage dem ganzheitlichen Energiebedarf. Die durchgeführten Berechnungen sind in Tabelle 3-4 dargestellt. Eine graphische Darstellung der minimalen, mittleren und maximalen Werte ist in Bild 3-6 zu finden.

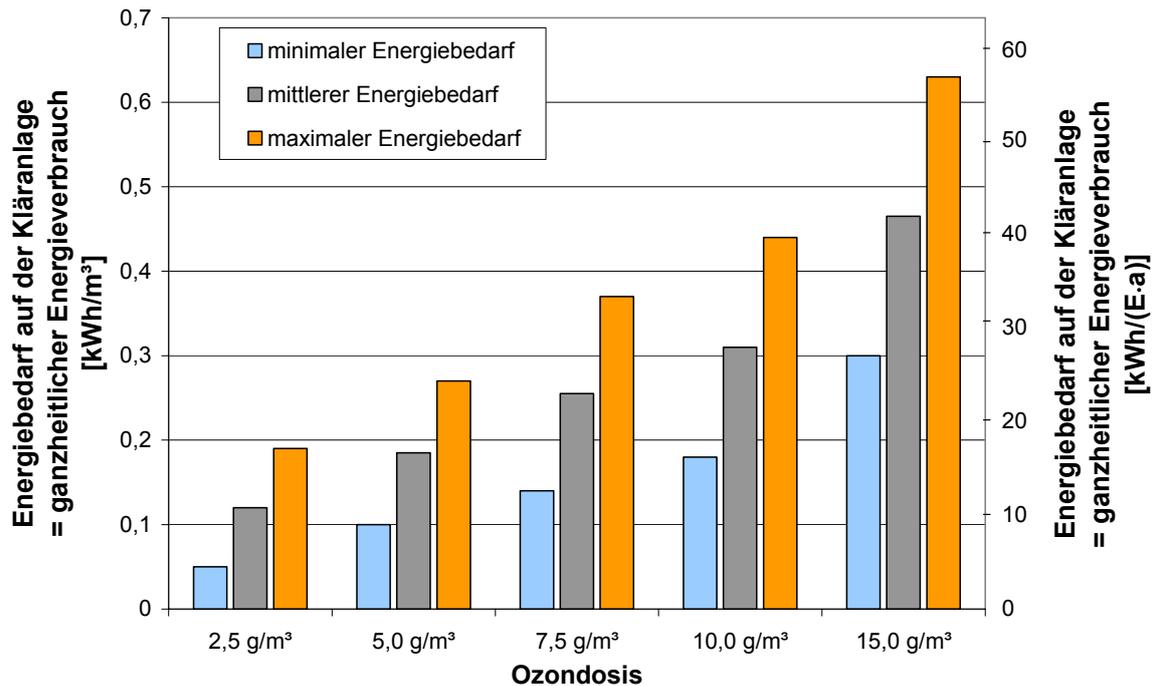
Erwartungsgemäß ist der Energiebedarf bei Sauerstoffbereitstellung auf der Kläranlage höher als bei einer Anlieferung von Flüssigsauerstoff. Im Mittel werden bei dieser Variante 0,26 kWh/m³ (23 kWh/(E·a)) benötigt, gegen 0,16 kWh/m³ (14 kWh/(E·a)) bei der Variante mit Anlieferung von Flüssigsauerstoff. Der ganzheitliche Energiebedarf liegt im Fall der Sauerstoffgewinnung vor Ort bei 0,26 kWh/m³ (23 kWh/(E·a)) auch noch etwas höher als bei der Flüssigsauerstoffanlieferung (0,22 kWh/m³ bzw. 20 kWh/(E·a)). Ein Grund dafür könnte die niedrigere Effizienz von kleinen Geräten, die Sauerstoff vor Ort aus der Luft gewinnen, sein. Da ein hoher Energieaufwand mit hohen Kosten einhergeht und für eine Reinsauerstoffherstellung vor Ort zusätzliche Investitions- und Betriebskosten im Vergleich anfallen, ist eine solche Auslegung als nicht wirtschaftlich anzusehen. Hinzukommt, dass bei der Sauerstoffbereitstellung auf der Kläranlage die Möglichkeit einer Anpassung der

bereitzustellenden Sauerstoffmenge an die Bedarfschwankung geringer ist, da die Sauerstoffmenge durch die vorhandene Infrastruktur begrenzt ist.

Diese Aussagen sind im Einklang mit der Angabe des Anlagenherstellers ITT WEDECO (in PINNEKAMP UND MERKEL 2008 und IVASHECHKIN 2006), der eine Sauerstoffgewinnung vor Ort bei größeren Anlagen als unwirtschaftlich ansieht.

**Tabelle 3-4: Berechnung des Energiebedarfs einer nachgeschalteten Ozonung mit Herstellung von Flüssigsauerstoff vor Ort**

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>						
Förderhöhe	0 m	0,00				
Förderhöhe	5 m	0,02				
Förderhöhe	10 m	0,04				
<b>Energiebedarf zur Herstellung von Reinsauerstoff [kWh/m<sup>3</sup>]</b>						
Herstellung von Reinsauerstoff	Sauerstoff O <sub>2</sub> /Ozon O <sub>3</sub> [kgO <sub>2</sub> /kgO <sub>3</sub> ]	Ozondosis [g/m <sup>3</sup> ]				
		2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>
1,3 kWh/kg O <sub>2</sub>	8	0,03	0,05	0,08	0,10	0,16
1,3 kWh/kg O <sub>2</sub>	12	0,04	0,08	0,12	0,16	0,23
1,3 kWh/kg O <sub>2</sub>	14	0,05	0,09	0,14	0,18	0,27
<b>Energiebedarf zur Ozonung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>						
Ozonerzeugung		2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>
7,0 kWh/kg O <sub>3</sub>		0,02	0,04	0,05	0,07	0,11
10,0 kWh/kg O <sub>3</sub>		0,03	0,05	0,08	0,10	0,15
Ein- und Austrag		2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>
1,0 kWh/kg O <sub>3</sub>		0,00	0,01	0,01	0,01	0,02
katalytische Restozonvernichtung		2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>
0,4 kWh/kg O <sub>3</sub>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
Kühlung		2,5 g/m <sup>3</sup>	5,0 g/m <sup>3</sup>	7,5 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>
0,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	Kühlung mit Abwasser	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	Kühlaggregat	0,01	0,02	0,02	0,03	0,05
6,0 kWh/kg O <sub>3</sub>	Kühlaggregat	0,02	0,03	0,05	0,06	0,09
<b>Energiebedarf Nachbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>						
Schönungsteich		0				
Wirbelbett		0,02				
Aktivkohlefiltration		0,02				
Sandfilter		0,05				



**Bild 3-6: Minimaler, mittlerer und maximaler Energiebedarf auf der Kläranlage bei einer Ozonung mit Bereitstellung des Sauerstoffs vor Ort in Abhängigkeit der Ozondosis. Der Energiebedarf entspricht in dieser Verfahrensvariante dem ganzheitlichen Energiebedarf**

### 3.1.3 Variation des Energiebedarfs mit verschiedener Randbedingungen

Der Energiebedarf der Anlagen zur Beseitigung von Spurenstoffen aus Abwasser unterliegt je nach Verfahrensart Schwankungen. Diese hängen unter anderem von den Parametern Anlagengröße, Abwasserzusammensetzung und Aufbereitungsziel ab. Nachfolgend wurden diese Parameter im Hinblick auf die Schwankungsbreiten und Abhängigkeiten für den Energiebedarf einer Kläranlage mit nachgeschalteter Ozonung betrachtet. Es wurden die Informationen aus den Literaturrecherchen ausgewertet. Aus der Umfrage zu den Betriebserfahrungen mit Anlagen zur Ozonung unter Betreibern dieser Anlagen ergaben sich keine Hinweise auf Abhängigkeiten für die Variationen des Energiebedarfs.

#### 3.1.3.1 Variationen mit der Anlagengröße

In Deutschland ist es bei besonders kleinen Anlagen üblich, den Sauerstoff vor Ort zu gewinnen. Bei größeren Anlagen wird eine Reinsauerstoffherstellung vor Ort als unwirtschaftlich angesehen (vgl. Kap. 3.1.2.1 und Kap. 3.1.2.2). Dies führt bei der Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort zu einem zusätzlichen Energiebedarf auf der Kläranlage, der zwischen 0,03 und 0,27 kWh/m³ ausmachen kann (s. Tabelle 3-4). Die Anlagengröße hat aufgrund dieser Randbedingung einen indirekten Einfluss auf die für die Ozonung benötigte Energie auf der Kläranlage.

Die Fallstudien der Phase 2 werden weitergehende Erkenntnisse erbringen, sowohl zu den verschiedenen Anlagengrößen als auch zum Verhalten des Energiebedarfs bei Teillast-

betrieb der verschiedenen Ozonanlagen. Es ist zu erwarten, dass sich eine grundsätzlich lineare Abhängigkeit des Energiebedarfs der Ozonung zur Anlagengröße bzw. zum Abwasservolumenstrom ergibt.

### 3.1.3.2 Variationen mit der Abwasserzusammensetzung

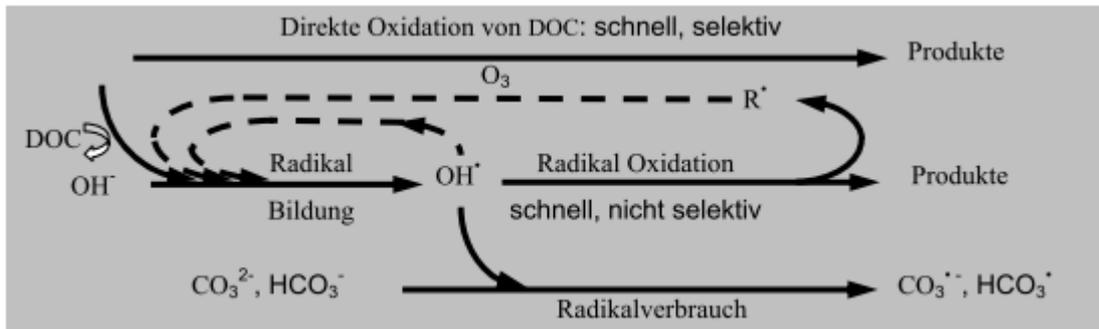
Die Einflüsse der Abwasserzusammensetzung auf die Ozonung erfolgen zum einen durch die verfahrenstechnischen Gegebenheiten auf der Kläranlage. Bei mechanisch-biologischen Kläranlagen finden sich selbst bei einem optimal funktionierenden Verfahren und Einhaltung des Minimierungsgebots eine Restbelastung im Ablauf der Kläranlage mit den typischen Inhaltsstoffen wie Stickstoff, Phosphat, organische Restbelastungen und ein gelegentlicher Flockenabtrieb. Zum anderen erfolgen auch Einflüsse aus Indirekteinleitungen industrieller Abwässer. Diese können Konkurrenzreaktionen auslösen oder zu unbekanntem Reaktionsprodukten führen.

Die Parameter der Abwasserzusammensetzung, die Einflüsse auf die Stabilität der Ozonung haben, sind in der nachfolgenden Tabelle 3-5 nach METCALF & EDDY (2004), zusammengestellt worden.

**Tabelle 3-5: Auswirkung der Abwasserbestandteile auf die Verwendung von Ozon zur Abwasserdesinfektion (nach METCALF & EDDY, 2004)**

Parameter	Einfluss auf die Ozonung
BSB, CSB, TOC, etc.	Organische Verbindungen, die BSB und CSB enthalten, können einen erhöhten Ozonverbrauch bewirken. Der Grad des Verbrauchs hängt von den funktionellen Gruppen und der chemischen Struktur ab
Huminstoffe	Können die Zersetzungsrates des Ozons und den Bedarf beeinflussen
Öl und Fett	Können den Ozonbedarf erhöhen
TS	Erhöht den Ozonbedarf und kann eingebettete Bakterienstämme abschirmen
Alkalinität	Keine oder nur geringe Effekte
Wasserhärte	Keine oder nur geringe Effekte
Ammonium	Keine oder nur geringe Effekte; kann gemeinsam mit einem hohen pH-Wert reagieren
Nitrit	Wird durch Ozon oxidiert
Nitrat	Kann die Effizienz der Ozonung reduzieren
Eisen	Wird durch Ozon oxidiert
Mangan	Wird durch Ozon oxidiert
pH-Wert	Beeinflusst die Zersetzungsrates des Ozons
Industrielle Abwässer	Abhängig von den Inhaltsstoffen kann es zu täglichen oder jahreszeitlichen Schwankungen in Bezug auf den Ozonverbrauch kommen

Ganz allgemein gilt (vgl. 2.3.1), dass Ozon sehr schnell und selektiv reagiert (s. Bild 3-7), wobei bevorzugt elektronenreiche Bindungen gespalten werden. Zum einen hängt die Reaktion von der Reaktivität der Substanz mit Ozon ab, sowie von der verfügbaren Ozonmenge. Zum anderen können die nach dem Zerfall des Ozons gebildeten ( $\bullet\text{OH}$ )-Radikale trotz ihrer kurzen Lebensdauer und der sehr niedrigen Konzentration substantiell zur Oxidation von Mikroverunreinigungen beitragen (EAWAG 2009).



**Bild 3-7: Reaktionswege von Ozon und sekundäre Oxidantien wie ( $\bullet\text{OH}$ )-Radikale (HOIGNÉ 1988 in EAWAG 2009)**

Bei hohen DOC-Konzentrationen zerfällt das Ozon schneller als bei niedrigen. Auch Nitrit ist eine Verbindung, mit der Ozon sehr schnell reagiert. Aus diesem Grund ist eine möglichst vollständige Nitrifikation Voraussetzung für den effizienten Betrieb einer Ozonung zur Spurenstoffelimination (EAWAG 2009).

Aus der Literaturrecherche ergaben sich einige Werte bzw. Empfehlungen zur  $\text{O}_3$ -Dosierung in Bezug auf den Parameter DOC in Ergänzung zu Tabelle 3-1. Diese sind nachfolgend in Tabelle 3-6 mit den Herstellerangaben zusammengefasst.

**Tabelle 3-6: Dosierungsempfehlungen für Ozon in Abhängigkeit der DOC-Konzentration aus Literatur und Herstellerangaben**

Quelle	Bandbreite der Ozondosis
TERNES UND JOSS 2006, TERNES ET AL. 2004	2 bis 5 g/m <sup>3</sup> bei $\text{DOC}_0 < 8 \text{ g/m}^3$ 5 bis 10 g/m <sup>3</sup> bei $\text{DOC}_0 < 23 \text{ g/m}^3$
HERBST UND ANTE 2010, PINNEKAMP ET AL. 2010	0,4 bis 1,2 g $\text{O}_3/\text{g DOC}$ entspricht 2 bis 10 g $\text{O}_3/\text{m}^3$
OZONIA	0,7 bis 1,0 g $\text{O}_3/\text{g DOC}$ entspricht (bei 5 – 15 g $\text{DOC}/\text{m}^3$ <sup>4</sup> ) 3,5 bis 15 g $\text{O}_3/\text{m}^3$
ITT	0,4 bis 1,0 g $\text{O}_3/\text{g DOC}$ entspricht (bei 5 – 15 g $\text{DOC}/\text{m}^3$ ) 2 bis 15 g $\text{O}_3/\text{m}^3$

<sup>4</sup> In den bisherigen Versuchen (FAHLENKAMP ET AL. 2008; SCHAAR ET AL. 2009B) wurden Zulaufkonzentrationen zu Ozonanlagen von 6, 8 und 10 g  $\text{DOC}/\text{m}^3$  eingestellt, aber auch Versuche mit Konzentrationen von 12,5 g  $\text{DOC}/\text{m}^3$  gefahren. Für die Ermittlung der Dosierungsbandbreite des  $\text{O}_3$  gehen wir von einer Bandbreite von 5 bis 15 g  $\text{DOC}/\text{m}^3$  im Ablauf einer biologischen Kläranlage aus.

### 3.1.3.3 Variationen mit den Aufbereitungszielen

Ein weiterer Parameter, dessen Einfluss auf den Energiebedarf betrachtet werden sollte, ist das Aufbereitungsziel. Aktuell gibt es dazu keine einheitlichen Definitionen, denn für Spurenstoffe sind bislang keine Überwachungswerte festgesetzt. Die Erprobungsphase, in der man sich aktuell befindet, dient dazu mit den verschiedenen Techniken eine möglichst weitgehende Reinigungsleistung zu erzielen und auch Erfahrungswerte zu sammeln, die eine spätere Festlegung von Grenz- oder Überwachungswerten und eventuell auch die Bildung von Summenparametern ermöglichen.

## 3.2 Adsorptive Verfahren

### 3.2.1 Vorbemerkungen zur Aktivkohleherstellung

In den Literaturangaben finden sich einige wenige und sehr weit auseinandergehende Informationen zu dem Energiebedarf von Aktivkohleanlagen zur Spurenstoffelimination. Um analog zur Ozonung eine ganzheitliche Energiebilanz der Verfahren zu ermöglichen, muss auch die Erzeugung der Aktivkohle oder aber in einem weiteren Schritt die Reaktivierung und Ergänzung der Aktivkohle betrachtet werden. Die Erzeugung der Aktivkohle wird auf der Kläranlage nicht stattfinden. Aus diesem Grund spielt sie kostenseitig nur eine Rolle bei der Anschaffung. Aber im Rahmen der betrachteten ganzheitlichen Energiebilanz muss die Erzeugung berücksichtigt werden, denn der Prozess der Aktivkohleherstellung ist aufwendig.

Es wurden von den Herstellerfirmen keine Angaben zum Energieaufwand für die Herstellung und den Transport der Aktivkohlen gemacht. Lediglich die Fa. Jacobi hat eine CO<sub>2</sub>-Bilanz ihres aus Kokosnussschalen hergestellten Aktivkohleproduktes zur Verfügung gestellt (s. Kapitel 4.2). Eine detaillierte Aufstellung der für die einzelnen Herstellungsprozesse benötigten Energie ist dazu nicht veröffentlicht.

Die Schwierigkeiten bei der Datenerhebung begründen sich zum einen in der angespannten Wettbewerbssituation der Aktivkohlehersteller. Aber auch wenn es den Herstellern möglich wäre, ohne eigenen Nachteil den Energiebedarf des Herstellungsprozesses anzugeben, so wäre es für die Autoren dennoch schwierig, diese Angaben ohne einen detaillierten Einblick in die einzelnen Verfahrensschritte zu werten. Die Herstellprozesse sind sehr unterschiedlich, auch wenn das generelle Produktionsverfahren auf den gleichen Verfahrenstechniken beruht. Die Genehmigungssituation in dem Land, in welchem die Produktionsanlage betrieben wird, spielt eine ausschlaggebende Rolle bei der Betrachtung der Energiebilanzen, da z.B. bei der Reaktivierung von Aktivkohle ein sehr großer Anteil der notwendigen Energie auf die Abgasreinigung entfällt und diese unmittelbar von den genehmigten Grenzwerten abhängig ist.

### *Ursprung der Aktivkohle*

Grundsätzlich werden für die Aktivkohleherstellung zum einen die Rohprodukte in ausreichender und möglichst kostengünstiger Form benötigt, zum anderen ist die notwendige Energie ein wesentlicher Ansatzpunkt, da es sich i.d.R. um thermische Verfahren zur Aktivkohleherstellung handelt.

Die wenigsten Produktionsstätten verfügen über eine kostengünstige oder sogar kostenfreie Energiequelle in ausreichender Größenordnung, so dass es, nach Angaben verschiedener Hersteller sowohl in Deutschland als auch in Europa, nur wenige Anlagen zur Aktivierung von Aktivkohlen gibt. Der Import von Aktivkohlen aus Fernost, sowohl was die Qualität und auch den Preis anbelangt, wird als der wirtschaftlichste Weg genannt und praktiziert. Lediglich Anlagen zur Reaktivierung werden von verschiedenen Herstellern auch in Europa betrieben. In der Veröffentlichung von KITTISUPAKORN ET AL. (2009) finden sich Produktionsanteile für 2005 (s. Tabelle 3-7).

**Tabelle 3-7: Produktionsanteile für Aktivkohle in 2005 (KITTISUPAKORN ET AL. 2009)**

Asien / Pazifik	52 %
Nordamerika	26 %
Westeuropa	13 %
Andere	9 %

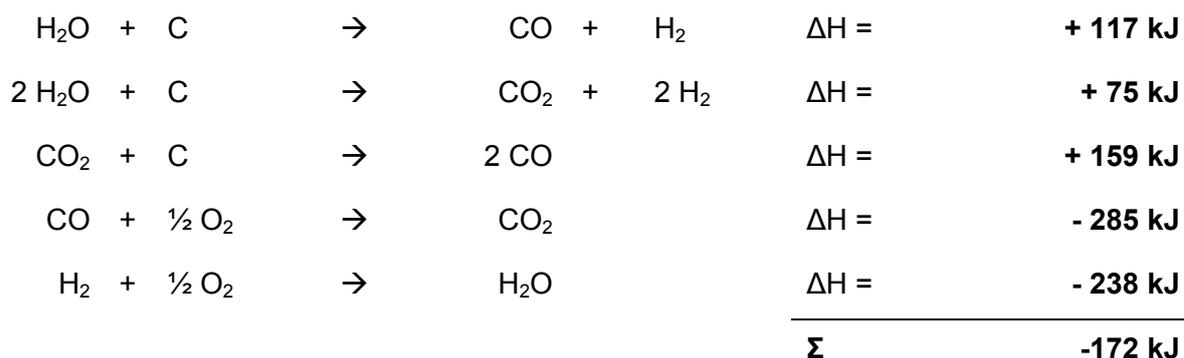
Die Firma Norit gibt in ihren Veröffentlichungen und auf ihrer Internetseite an, einer der weltweit größten Hersteller von Aktivkohle zu sein und an verschiedenen Produktionsanlagen in Südamerika beteiligt zu sein. Donau Carbon betreibt eine eigene Reaktivierungsanlage und gibt in der Herstellerumfrage an, in Österreich eine Produktionsanlage für Spezial-Aktivkohle zu betreiben. Bei genaueren Nachfragen sowohl schriftlich als auch telefonisch konnten zu den Produktionsprozessen jedoch keine weiteren Informationen eingeholt werden. Auch auf das Nachfragen bei den anderen Herstellern von Aktivkohle musste festgestellt werden, dass es sich nicht, wie ursprünglich angegeben, um tatsächliche Hersteller handelt, sondern dass viele der Firmen Vertriebspartner für die im asiatischen Raum hergestellten Aktivkohlen sind.

### *Verfahren zur Aktivkohleherstellung*

Grundsätzlich gliedert sich die Aktivkohleherstellung in die folgenden Bestandteile:

- Vorbereitung des Rohmaterials
- Zerkleinerung
- Baking (Oxidierung/Carbonisierung)
- Aktivierung (mittel Wasserdampf oder chemischer Aktivierung)
- Überwachung

Aus den Teilschritten Baking und Aktivierung resultieren folgende Energiebilanzen:

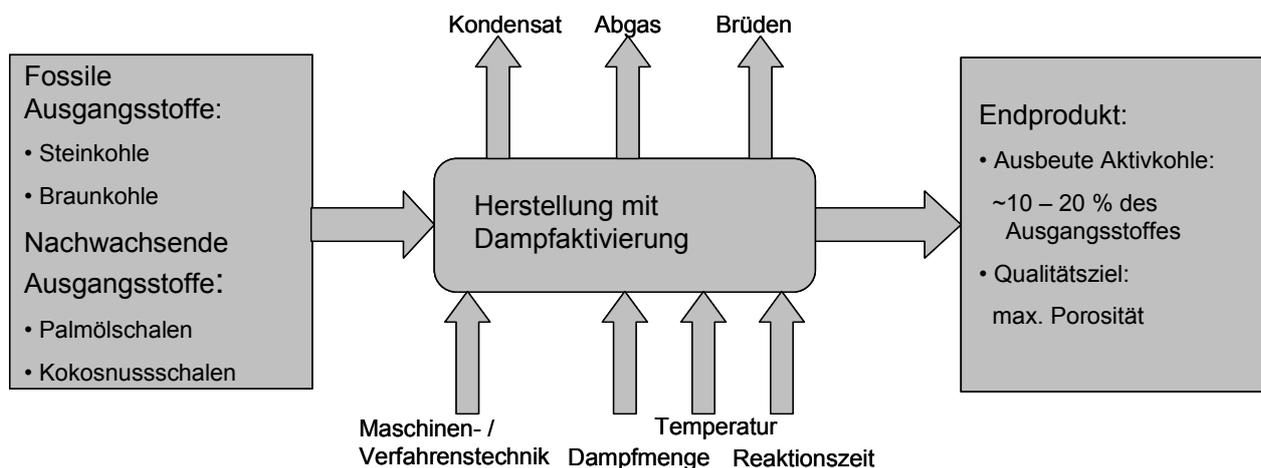


Es wird deutlich, dass bei den ersten Teilschritten, den Reaktionen zwischen dem Rohmaterial, dem Wasserdampf und dem  $\text{CO}_2$ , zunächst Energie in das Produkt eingebracht werden muss, um die Reaktion kontrolliert ablaufen zu lassen. Die Reaktionstemperatur liegt bei ca. 800 bis 1.000°C und verläuft endotherm. Die letzten beiden Schritte jedoch laufen stark exotherm ab. Es muss aus diesem Grund das Hauptaugenmerk darauf gelegt werden, dass der Temperaturbereich, welcher bei 150 °C beginnt und langsam auf 500 °C steigt, nicht überschritten wird (CALGON CARBON 2011).

In der Literatur sind verschiedene Versuche zur Optimierung der Herstellverfahren von Aktivkohle zu finden. Bei den Versuchen der Autoren ZANZI ET AL. (2001) wurden Reststoffe aus der Olivenverarbeitung, der Rohrzuckerverarbeitung, Elefantengraspellets, Weizenstroh in pelletierter oder unbehandelter Form und verschiedene Holzarten, wie Birke und Weide (Korbweide) zur Aktivkohleherstellung eingesetzt. Es wurde mit variierenden Endtemperaturen (550°C, 650°C und 750°C) und mit verschiedenen Aufheizzeiten (10°C/min und 25°C/min) gearbeitet. Darüber hinaus wurde der Zeitraum variiert, in dem die Endtemperatur gehalten wurde (45, 60 oder 120 Minuten) und auch der Dampfdurchfluss wurde zwischen 0,25 und 0,75 L/h variiert. Zusammenfassend konnte erarbeitet werden, dass das Rohmaterial, die Temperatur und der Aktivierungszeitraum den größten Einfluss auf die Aktivkohleherstellung haben. Die größte Oberflächenstruktur konnte bei 650°C erreicht werden. Bei 550°C war die Oberfläche geringer, bei 750°C und einer Stunde Aktivierungszeit wurde beinahe die gesamte Biomasse gasförmig.

Bei den Versuchen von THARAPONG ET AL. (1999) in Thailand wurden Palmöl-Schalen mittels Pyrolyse und Dampfaktivierung in einem Festbettreaktor verarbeitet. Es wurden in den Versuchen die Aktivierungstemperatur und die Aktivierungszeit variiert und es kamen unterschiedliche Palmöl-Schalengrößen sowie verschiedene Luft-Durchflussraten zum Einsatz. Die Ergebnisse zeigten eine optimale Inputgröße zwischen 1,18 – 2,36 mm und eine Reaktionstemperatur von 750 °C, die über einen Zeitraum von 2 h konstant gehalten wurde. Dabei wurde ein Dampfdurchfluss von 0,72 nL/min eingestellt. Es wurde ein Ertrag von 19,66 % mit einer Rohdichte von 0,516 g/cm<sup>3</sup> erreicht. Die Oberfläche betrug 559,5 m<sup>2</sup>/g.

Zusammenfassend kann abgeleitet werden, welche wesentlichen Einflussgrößen bei der Herstellung von Aktivkohle mittels Dampfaktivierung eine Rolle spielen. Die wesentlichen Randbedingungen für den Prozess der Herstellung und Aktivierung sind die Einflüsse der Temperatur, sowie der Reaktionszeit und der eingesetzten Dampfmenge. Auch die Maschinen- und Verfahrenstechnik nimmt Einfluss auf den Prozess der Aktivkohleherstellung. Das Endprodukt oder auch die Ausbeute an Aktivkohle ist abhängig vom Einsatzstoff. Gemäß den Angaben von KITTISUPAKORN ET AL. (2009) liegt die Ausbeute beim Einsatz von Palmölschalen oder Kokosnussschalen bei etwa 10 % der eingesetzten Masse, bei Braunkohle hingegen liegt eine Ausbeute von etwa 20 % Aktivkohle vor (ESSER-SCHMITTMANN ET AL. 2008). Das gewünschte Qualitätsziel, das es mit der Aktivierung zu erreichen gilt, ist die maximale Porosität. In Bild 3-8 werden die Einflüsse, welche im Wesentlichen auf die Aktivkohleherstellung einwirken, noch einmal zusammenfassend dargestellt.



**Bild 3-8: Einflüsse auf die Aktivkohleherstellung mit Dampfaktivierung**

Bei der Herstellung von Aktivkohle aus Braunkohle werden 80 % der Masse als Emissionen aus dem Prozess ausgeschleust, nur 20 % Ausbeute werden erreicht. Bei den nachwachsenden Rohstoffen ist diese Ausbeute mit ca. 10 % geringer, aber es wird nur wenig mehr Kohlenstoff freigesetzt als das Produkt über seinen Wachstumszeitraum aufgenommen hat. Bei Nutzung der entstehenden Prozesswärme kann der Prozess insgesamt nachhaltig gestaltet werden.

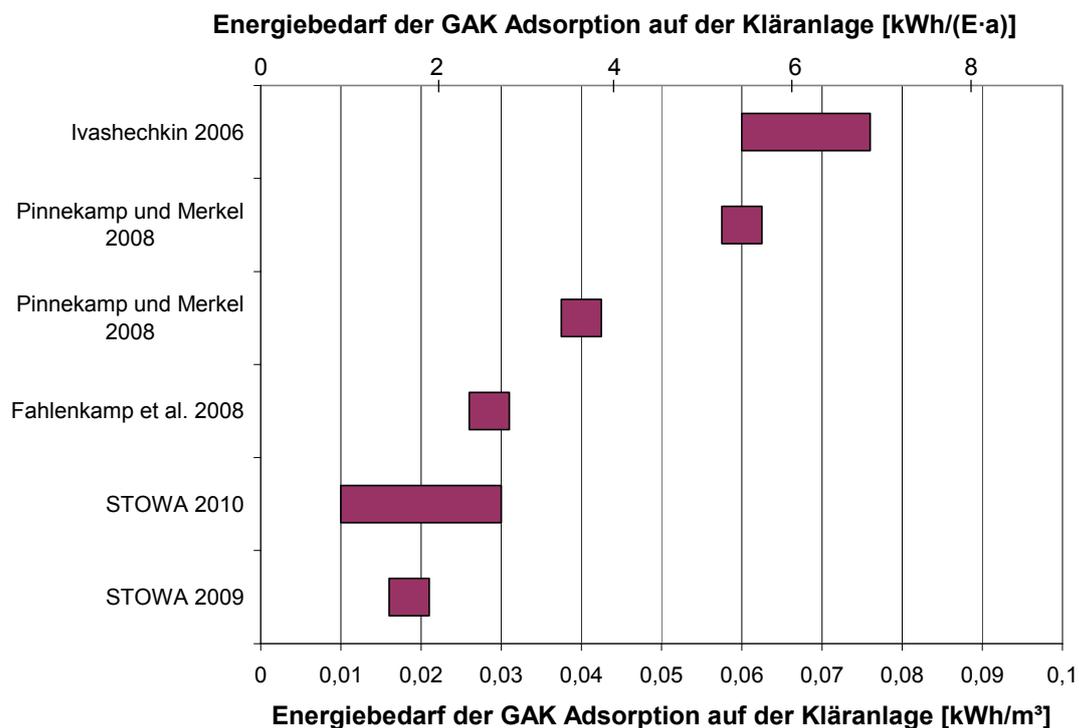
Wenn die Aktivkohle in Form von granulierter Aktivkohle als ein Produkt der Kreislaufwirtschaft genutzt wird, kann durch die Reaktivierung, bei der weniger Energie benötigt wird und nur etwa 10 % Materialverlust bilanziert wird, die CO<sub>2</sub>-Bilanz weiter verbessert werden.

### 3.2.2 Einsatz von granulierter Aktivkohle zur Spurenstoffelimination

#### 3.2.2.1 Literaturdaten zum Energiebedarf von GAK-Verfahren

Literaturwerte für den spezifischen Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit granulierter Aktivkohle sind in Tabelle 3-8 zusammengetragen. Dabei handelt es sich um den Energieaufwand, der vor Ort auf der Kläranlage anfallen. Da granulierte Aktivkohle in ein Filterbett eingebaut ist, wird die Kohle nicht direkt pro Volumen an zu behandeltem Abwasser dosiert. Um jedoch einen Vergleich mit den anderen Verfahren zu ermöglichen, wird eine äquivalente Dosis berechnet, indem die GAK-Masse im Filter auf das über die Laufzeit eines Filterbettes behandelte Abwasservolumen bezogen wird. Angaben für andere Wasserarten sind grau hinterlegt. Da nur wenige Angaben zur Laufzeit von GAK-Filtern zur Spurenstoffelimination existieren, ist die berechnete äquivalente Dosis mit Unsicherheit behaftet.

Eine graphische Zusammenstellung der Literaturangaben für den Energiebedarf einer GAK-Adsorption auf der Kläranlage ist in Bild 3-9 zu finden. Dort wird, wie bei einer Ozonung, die große Bandbreite der Angaben deutlich, wobei die unterschiedlichen Randbedingungen, Systemgrenzen sowie Dosierungen zu berücksichtigen sind (für detaillierte Angaben s. Tabelle 3-8).



**Bild 3-9: Zusammenstellung der Literaturangaben zum Energiebedarf einer GAK-Adsorption auf der Kläranlage**

**Tabelle 3-8: Angaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit granulierter Aktivkohle**

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E-a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	GAK-Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
SCHWEIZERISCHER VEREIN DES GAS- UND WASSERFACHES 2004	Trinkwasseraufbereitung, Angaben für Aktivkohlefiltration	0,0002 – 0,0006	0,018 – 0,054			
NIJDAM ET AL. 1999	LCA für zwei Fallstudien zur Behandlung von belastetem Wasser	0,033 bei biologisch vorbehandeltem Deponiesickerwasser; 0,005 bei Grundwasser	2,95 bei biologisch vorbehandeltem Deponiesickerwasser; 0,447 bei Grundwasser	höhere Belastung bei Deponiesickerwasser als bei Grundwasser	2830 g/m <sup>3</sup> bei Deponiesickerwasser, 33 g/m <sup>3</sup> für Grundwasser	
TERNES UND JOSS 2006	Abschätzungen				80 – 670 aufgrund von aus Trinkwasserbereich abgeleiteten Schätzungen	
FAHLENKAMP ET AL. 2008	Kostenermittlung für Modellkläranlagen	0,008 für Pumpwerk, 0,01 für Sandfilter, 0,008-0,009 für Aktivkohlefilter	0,72 für Pumpwerk, 0,89 für Sandfilter, 0,72-0,80 für Aktivkohlefilter	kontinuierlich gespülter vorgeschalteter Sandfilter nötig für AFS<10 g/m <sup>3</sup> , Zulaufpumpwerk zum Sandfilter, Filterstandzeit 190 d, DOC <sub>0</sub> 12 g/m <sup>3</sup>	k. A.	50.000 / 100.000 / 1.000.000 E  17.397 / 34.974 / 235.616 m <sup>3</sup> /d
IVASHECHKIN 2006	Bemessung einer nachgeschalteten GAK-Filtration für 5000 E, 25 000 E und 100 000 E	0,02 für eventuell vorzuschaltendes Pumpwerk; GAK-Filtration: 0,056 bei 5000 E; 0,046 bei 25 000 E; 0,040 bei 100 000 E	1,79 für eventuell vorzuschaltendes Pumpwerk; GAK-Filtration: 5 bei 5000 E; 4,1 bei 25 000 E; 3,6 bei 100 000 E	gleiche Annahme für Sandfilter wie für Flockungsfilter, Annahme von 4m Förderhöhe und Pumpenwirkungsgrad von 50%	berechnet, etwa 10	5000 / 25.000 / 100.000 E;  1450 / 7240 / 28.960 m <sup>3</sup> /d
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Mikrosiebung und Aktivkohlefiltration	0,02 für Mikrosieb, 0,02 für Aktivkohlefiltration	1,79 für Mikrosieb, 1,79 für Aktivkohlefiltration	4 Mikrosiebe	30	100.000 E;  30.137 m <sup>3</sup> /d

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E·a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	GAK-Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Sandfilter und Aktivkohlefiltration	0,04 für Sandfilter, 0,02 für Aktivkohlefiltration	3,6 für Sandfilter, 1,79 für Aktivkohlefiltration	5 Sandfilter	20	100.000 E; 30.137 m <sup>3</sup> /d
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Mikrosiebung, Ultrafiltration und Aktivkohlefiltration	0,02 für Mikrosieb, 0,62 für Ultrafiltration, 0,02 für Aktivkohlefiltration	1,79 für Mikrosieb, 55 für Ultrafiltration, 1,79 für Aktivkohlefiltration	Rohrmodule	20	100.000 E; 30.137 m <sup>3</sup> /d
STOWA 2009	Aktivkohlefiltration von filtriertem Abwasser	inklusive Rückspülung: 0,016; Regeneration der Aktivkohle: 0,077	inklusive Rückspülung: 1,43; Regeneration der Aktivkohle: 6,9		18	20.000 bzw. 100.000 E; 4000 / 20000 m <sup>3</sup> /d
STOWA 2010	Vier Demonstrationsanlagen mit Aktivkohlefiltration im Anschluss an die Nachklärung	0,01 – 0,03	0,89 – 2,7	gemessener Energiebedarf bei Demonstrationsanlagen, Pumpen, Steuerung und Luftspülung	25 bei 10.000 Bettvolumen	20.000 bzw. 100.000 E; 4000 / 20.000 m <sup>3</sup> /d

Für eine Aktivkohlefiltration bei der Trinkwasseraufbereitung zitieren HERBST & ANTE (2010) den SCHWEIZERISCHEN VERBAND DES GAS- UND WASSERFACHES (2004) und geben einen spezifischen Energiebedarf von 0,0002 bis 0,0006 kWh/m<sup>3</sup> (0,018 – 0,054 kWh/(E·a)) an. Die in Tabelle 3-8 zusammengetragenen Werte für die benötigte Energie liegen, wie bei der Ozonung, aufgrund der unterschiedlichen Zielsetzung und der unterschiedlichen Hintergrundmatrix bei der Abwasserbehandlung höher als für Trinkwasser. Insgesamt sind die Werte des Energiebedarfs vor Ort im Vergleich zur Ozonung jedoch wesentlich niedriger. Dies ist darauf zurückzuführen, dass vor Ort lediglich Energie zum Betrieb der Pumpen, der Steuerung der Anlage, sowie der Rückspülung des Filters benötigt wird. Die Aktivkohle wird in gebrauchsfertiger Form zur Kläranlage geliefert. Hinzu kommen noch eventuell vorzuschaltende Hebewerke, sowie eine Vorbehandlung des Abwassers mittels Filtration, um die Feststoffe aus dem Abwasser zu entfernen. Je nach Verfahren wird für eine solche Vorfiltration zwischen 0,01 kWh/m<sup>3</sup> (0,89 kWh/(E·a)) (Sandfiltration, FAHLENKAMP ET AL. 2008) und 0,64 kWh/m<sup>3</sup> (57,2 kWh/(E·a)) (Kombination aus Mikrosieb und Ultrafiltration) benötigt (PINNEKAMP UND MERKEL 2008). Aufgrund der erlangten Ergebnisse liegt die Aussage von STOWA (2010) vor, dass eine vorgeschaltete Filtration nicht nötig sei. Hier ist jedoch Vorsicht geboten, da es sich bei den untersuchten Anlagen möglicherweise um Anlagen handelt, die aus bestimmten Gründen einen besonders feststoffarmen Ablauf aufweisen. Eine solche Situation liegt nicht für alle Anlagen vor und ist somit nicht immer übertragbar.

Die Filtrationsstufe ist mit einem geringen Energiebedarf verbunden. Die Werte liegen zwischen 0,01 kWh/m<sup>3</sup> (0,89 kWh/(E·a)) (STOWA 2010) und 0,06 kWh/m<sup>3</sup> (5,4 kWh/(E·a)) (IVASHECHKIN 2006). Die von PINNEKAMP UND MERKEL (2008) berechneten Werte liegen bei ca. 0,02 kWh/m<sup>3</sup> (1,79 kWh/(E·a)). Ähnliche Größenordnungen wurden auch bei der Behandlung von Deponiesickerwasser beobachtet (0,033 kWh/m<sup>3</sup>, entspricht 2,95 kWh/(E·a)). Bei der Behandlung von gering belastetem Grundwasser wird weniger Energie benötigt (0,005 kWh/m<sup>3</sup> bzw. 0,45 kWh/(E·a)) (NIJDAM ET AL. 1999). Bei den Berechnungen von IVASHECHKIN (2006) nimmt der spezifische Energiebedarf mit zunehmenden Einwohnerwerten ab. Dies kann darauf zurückgeführt werden, dass Einrichtungen zur Anlagensteuerung unabhängig von der Anlagengröße sind und dass die Abwasserförderung mit steigender Anlagenkapazität effizienter wird.

### 3.2.2.2 Berechnung des Energiebedarfs einer Aktivkohlefiltration mit GAK

Wie die in Tabelle 3-8 aufgeführten Daten zeigen, ist der Energiebedarf einer Anlage mit GAK gering. Große Energiemengen fließen jedoch in die Herstellung bzw. Regeneration der Kohle ein. Um den ganzheitlichen Energiebedarf einer Aktivkohlefiltration mit GAK abzubilden und Berechnungsgrundlagen zu ermitteln, werden in Tabelle 3-9 Literaturangaben zu den unterschiedlichen Verfahrensschritten zusammengetragen.

Tabelle 3-9: Literaturangaben zum Energiebedarf einer Aktivkohlefiltration mit GAK. Unterschieden wird zwischen der Herstellung von frischer GAK (2a) und der Regeneration von GAK (2b).

<b>1. Vorbehandlung</b>		
evtl. Hebewerk	EP pro m <sup>3</sup> = (H·9,81)/(3600·η) [kWh/m <sup>3</sup> ]	WAGNER 2001
vorgeschaltete Filtration zur weitestgehenden Feststoffabtrennung	0,01 kWh/m <sup>3</sup> für die Sandfiltration, kontinuierlich gespült	FAHLENKAMP ET AL. 2008
	0,04 kWh/m <sup>3</sup> für die Sandfiltration	PINNEKAMP UND MERKEL 2008
	0,02 kWh/m <sup>3</sup> für ein Mikrosieb	PINNEKAMP UND MERKEL 2008
<b>2a.) Herstellung von granulierter Aktivkohle</b>		
Herstellung von granulierter Aktivkohle	2,7 kWh Dampf/kg Aktivkohle, 3,5 kg Dampf/kg Aktivkohle	ESSER-SCHMITTMANN UND SCHMITZ 2008
	56 kWh/kg für Herstellung und Transport frischer GAK laut aktuellem Kenntnisstand	STOWA 2010
	18 kWh/kg GAK ohne Transport und Entsorgung	ORICA 2010
	6,39 kWh/kg GAK	BARJENBRUCH 2010, BOLLE 2010
	13,7 kWh/kg GAK	BAYER ET AL. 2005 verwendet in MUÑOZ 2006 und NEPTUNE 2010
	5,6 kWh/kg AK	DONAU CARBON 2011
	57,9 kWh/kg GAK	MEIER 1997
Transport per Schiff	0,349 MJ/(Mg·km) RoRo Schiff Gesamttragfähigkeit: 2000-30000 Mg	BAUMANN UND TILLMAN 2004
	0,432 MJ/(Mg·km) kleines Schiff mit Gesamttragfähigkeit <2000 Mg	BAUMANN UND TILLMAN 2004
	0,299 MJ/(Mg·km) mittleres Schiff mit Gesamttragfähigkeit 2000 – 8000 Mg	BAUMANN UND TILLMAN 2004
	0,216 MJ/(Mg/km) großes Schiff Gesamttragfähigkeit > 8000 Mg	BAUMANN UND TILLMAN 2004
<b>2b.) Regeneration von granulierter Aktivkohle</b>		
Regeneration	0,077 kWh/m <sup>3</sup> Abwasser	STOWA 2009
	11 kWh/kg regenerierte Aktivkohle (inkl. 10 % frische Kohle + Transport)	STOWA 2010
	0,88 kWh/kg GAK Erdgas	ESSER-SCHMITTMANN UND SCHMITZ (2008)
	30,3 kWh/kg GAK	MEIER 1997
	3,5 kWh/kg GAK	NACH HUTCHINS 1975 IN MUÑOZ 2006
Transport der Kohle zur Regeneration und zur Anlage zurück	in Energieangaben zur Regeneration enthalten	
<b>3. Energiebedarf vor Ort</b>		
Pumpen, Steuerung, Rückspülung Filter	0,01-0,06 kWh/m <sup>3</sup>	vgl. Tabelle 3-8
<b>4. Nachbehandlung</b>		
Mitbehandlung des Filterspülwassers in der Belebungsstufe	0,04 kWh/m <sup>3</sup> , Vorgehensweise siehe Anhang IV	BARJENBRUCH O.J., FIRK 2010, EAWAG 2009

Bei der Herstellung und Regeneration von granulierter Aktivkohle wird hauptsächlich thermische Energie in Form von Gas und Dampf eingesetzt (siehe Anhang IV und Kapitel 3.2.1). Der Bedarf an elektrischer Energie ist klein bis vernachlässigbar (je nach Verfahren). Um zwischen unterschiedlichen Energieformen zu differenzieren, werden im Folgenden der thermische (durch rote Zahlen gekennzeichnet, siehe Tabelle 3-10) und der elektrische (blaue Zahlen, siehe Tabelle 3-11) Energieaufwand getrennt berechnet. Anschließend ist Tabelle 3-12 die Berechnung für den gesamten spezifischen Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK zu entnehmen.

Die Literaturangaben zum Energieaufwand bei der Herstellung von Aktivkohle liegen in unterschiedlichen Größenordnungen. ABEGGLEN ET AL. (2011) schätzen den Primärenergiebedarf zur Herstellung von Pulveraktivkohle auf 0,17-0,69 kWh/m<sup>3</sup> bei einer Dosis von 10 g/m<sup>3</sup> Aktivkohle, geben jedoch auch an, dass nur wenige Daten für die Aktivkohleherstellung verfügbar sind. Deswegen kann nur schwer ein pauschaler Ansatz bestimmt werden. Maßgeblich ist jedoch, dass der Energiebedarf für alle zitierten Quellen bei der Regeneration der Kohle wesentlich niedriger liegt als bei der Herstellung von frischer Kohle. Um möglichst belastbare Berechnungsgrundlagen zu ermitteln und die unterschiedlichen Größenordnungen abzubilden, werden zwei Szenarien ausgewählt:

Zum Einen wird das Modell von MEIER (1997) für den Fall eines hohen Energiebedarfs bei der Aktivkohleherstellung betrachtet. Diese Aufstellungen zum Energieaufwand beinhalten detaillierte Angaben aus der Sekundärliteratur. Zudem gibt der Autor (MEIER 2005 in MUÑOZ 2006) an, dass die Daten direkt von einem industriellen Betreiber bezogen wurden und von einem Ingenieurbüro überprüft wurden. Der aus den Daten von MEIER (1997) berechnete Energiebedarf liegt außerdem im Einklang mit den von STOWA (2010) angegebenen Werten für die Herstellung von Aktivkohle. Allerdings werden die von MEIER angegebenen Werte von MUÑOZ (2006) als zu hoch angesehen, da die von letzterem zusammengetragenen Literaturangaben allesamt niedriger liegen.

Aus diesem Grund werden im zweiten Szenario für einen niedrigen Energiebedarf bei der Aktivkohleherstellung die von MUÑOZ gewählten Werte von BAYER ET AL. (2005) für die Aktivierung und von HUTCHENS (1975) für die Regeneration angenommen. Diese Werte dienen auch im NEPTUNE Projekt (2010) als Berechnungsgrundlage. Diese Werte sind im Einklang mit den von Donau Carbon in der Herstellerumfrage angegebenen Werten für die Aktivkohleherstellung. Donau Carbon gibt als Hersteller von Aktivkohle an, diese aus pflanzlichen Bestandteilen zu gewinnen und dass nur für die Aktivierung ca. 20 MJ/kg Aktivkohle (entspricht 5,6 kWh/kg) an Energieeintrag notwendig sind. Zusätzlich gibt der Hersteller an, dass der Brennwert der Aktivkohle bei > 20 MJ/kg liegt. Dies gilt es bei der Energiebilanz zu berücksichtigen, da die Pulveraktivkohle mit dem Schlamm entsorgt wird und dort zu einer Heizwerterhöhung und einer Energierückgewinnung bei der thermischen Verwertung führen kann.

Erläuterungen zu den ermittelten Szenarien befinden sich in Anhang IV. Diese zwei unterschiedlichen Szenarien, die als Grundlage für die Berechnungen in Kap. 3.2.2, 3.2.3 und 3.2.4 benutzt werden, spiegeln die mögliche Bandbreite des Energiebedarfs für die Aktivkohleherstellung wider.

Eine Betrachtung der einzelnen Schritte bei der Herstellung von Aktivkohle, wie beispielsweise Aktivierung oder Zerkleinerung wird wegen fehlender Werte nicht durchgeführt. Aus den in Tabelle 3-9 aufgeführten Werten geht nicht zwingend hervor, ob der Transport der Kohle im Energiebedarf mit einbegriffen ist. Aus diesen Gründen wird eine Berechnung des Energieaufwands für den Transport der Kohle in Anhang IV durchgeführt. Die ermittelten Werte belegen, dass der Transport hinsichtlich des Energieaufwands im Vergleich zur Herstellung nahezu vernachlässigt werden kann. Um eine vereinfachte Berechnungsgrundlage zu schaffen, wird an dieser Stelle für die jeweiligen Dosierungen der Mittelwert aus den betrachteten Szenarien zum Transport angesetzt.

Die in Tabelle 3-10, Tabelle 3-11 und Tabelle 3-12 durchgeführten Berechnungen beziehen sich auf einen Kubikmeter Abwasser, um einen Vergleich mit den anderen Verfahren zu ermöglichen. Aus diesem Grund wurde die äquivalente GAK-Dosis aus der Masse an GAK im Filterbett und dem über die Laufzeit des Filters filtrierten Abwasservolumen ermittelt (vgl. Tabelle 3-8). Aufgrund der geringen Anzahl an Daten zur Laufzeit von GAK-Filtern bei der Spurenstoffelimination ist eine Auswahl repräsentativer GAK-Dosierungen mit großer Unsicherheit behaftet. Derzeitige Untersuchungen auf der Kläranlage Düren zum Einsatz von GAK in einem existierenden Mehrschichtfilter werden Antworten zu dieser Problematik liefern (BORNEMANN, 2011). Im Rahmen der folgenden Betrachtungen wurden GAK-Dosierungen von  $10 \text{ g/m}^3$ ,  $20 \text{ g/m}^3$ ,  $30 \text{ g/m}^3$  und  $60 \text{ g/m}^3$  (vgl. Tabelle 3-8 und PINNEKAMP UND MERKEL 2008) gewählt.

Aus den einzelnen betrachteten Schritten der Vorbehandlung, des Energiebedarfs auf der Anlage sowie der Nachbehandlung wird in einem ersten Schritt der Energiebedarf auf der Kläranlage für verschiedene Szenarien bei Verwendung von frischer und von regenerierter Kohle ermittelt. Unter Berücksichtigung der Kohleherstellung wird in einem zweiten Schritt der ganzheitliche Energiebedarf berechnet. Dabei wurde in der Energiebilanz der regenerierten Kohle die für die Erstaktivierung der Kohle benötigte Energie nicht berücksichtigt. Die beladene, bereits einmal aktivierte GAK wird hier als Ausgangsmaterial betrachtet.

Tabelle 3-10: Berechnung des thermischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>				
Förderhöhe	0 m	0		
Förderhöhe	5 m	0		
Förderhöhe	10 m	0		
<b>Vorfiltration [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Sandfiltration niedriger Energiebedarf		0		
Mikrosieb		0		
Sandfiltration hoher Energiebedarf		0		
<b>Energiebedarf bei Verwendung von frischer, granulierter Aktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Herstellung der frischen granulierten Aktivkohle	Aktivkohledosis			
	10 g/m <sup>3</sup>	20 g/m <sup>3</sup>	30 g/m <sup>3</sup>	60 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg GAK (niedriges Szenario)	0,12	0,24	0,36	0,72
35,80 kWh/kg GAK (mittleres Szenario)	0,35	0,70	1,05	2,10
57,90 kWh/kg GAK (hohes Szenario)	0,58	1,16	1,74	3,47
Transport	0,00	0,01	0,01	0,02
<b>Energiebedarf bei Verwendung von regenerierter, granulierter Aktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Regeneration der granulierten Aktivkohle	Aktivkohledosis			
	10 g/m <sup>3</sup>	20 g/m <sup>3</sup>	30 g/m <sup>3</sup>	60 g/m <sup>3</sup>
3,50 kWh/kg GAK (niedriges Szenario)	0,04	0,07	0,11	0,21
16,90 kWh/kg GAK (mittleres Szenario)	0,17	0,34	0,51	1,01
30,30 kWh/kg GAK (hohes Szenario)	0,30	0,61	0,91	1,82
Transport	0,00	0,00	0,01	0,01
<b>Energiebedarf der Filtration auf der Kläranlage [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Annahme tiefer Bedarf		0		
Annahme mittlerer Bedarf		0		
Annahme hoher Bedarf		0		
<b>Nachbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Zusätzlich zu behandelndes Rückspülwasser		0		

Tabelle 3-11: Berechnung des elektrischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>				
Förderhöhe	0 m	0,00		
Förderhöhe	5 m	0,02		
Förderhöhe	10 m	0,04		
<b>Vorfiltration [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Sandfiltration niedriger Energiebedarf		0,01		
Mikrosieb		0,02		
Sandfiltration hoher Energiebedarf		0,04		
<b>Energiebedarf bei Verwendung von frischer, granulierter Aktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Herstellung der frischen granulierten Aktivkohle	Aktivkohledosis			
	10 g/m <sup>3</sup>	20 g/m <sup>3</sup>	30 g/m <sup>3</sup>	60 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg GAK (niedriges Szenario)	0,02	0,03	0,05	0,10
35,80 kWh/kg GAK (mittleres Szenario)	0,01	0,02	0,02	0,05
57,90 kWh/kg GAK (hohes Szenario)	0	0	0	0
Transport	0	0	0	0
<b>Energiebedarf bei Verwendung von regenerierter, granulierter Aktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Regeneration der granulierten Aktivkohle	Aktivkohledosis			
	10 g/m <sup>3</sup>	20 g/m <sup>3</sup>	30 g/m <sup>3</sup>	60 g/m <sup>3</sup>
3,50 kWh/kg GAK (niedriges Szenario)	0	0	0	0
16,90 kWh/kg GAK (mittleres Szenario)	0	0	0	0
30,30 kWh/kg GAK (hohes Szenario)	0	0	0	0
Transport	0	0	0	0
<b>Energiebedarf für die Filtration auf der Kläranlage [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Annahme tiefer Bedarf		0,01		
Annahme mittlerer Bedarf		0,03		
Annahme hoher Bedarf		0,05		
<b>Nachbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Zusätzlich zu behandelndes Rückspülwasser		0,04		

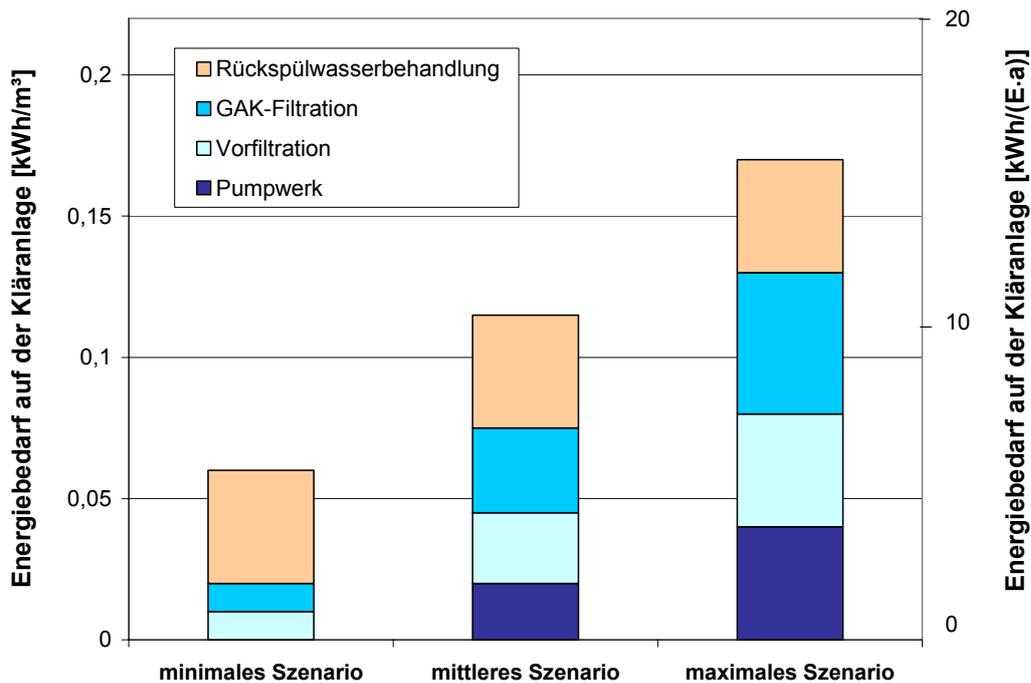
**Tabelle 3-12: Berechnung des gesamten Energiebedarfs (elektrisch + thermisch) einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK**

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>				
Förderhöhe	0 m	0,00		
Förderhöhe	5 m	0,02		
Förderhöhe	10 m	0,04		
<b>Vorfiltration [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Sandfiltration niedriger Energiebedarf		0,01		
Mikrosieb		0,02		
Sandfiltration hoher Energiebedarf		0,04		
<b>Energiebedarf bei Verwendung von frischer, granulierter Aktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Herstellung der frischen granulierten Aktivkohle	Aktivkohledosis			
	10 g/m <sup>3</sup>	20 g/m <sup>3</sup>	30 g/m <sup>3</sup>	60 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg GAK (niedriges Szenario)	0,14	0,27	0,41	0,82
35,80 kWh/kg GAK (mittleres Szenario)	0,36	0,72	1,07	2,15
57,90 kWh/kg GAK (hohes Szenario)	0,58	1,16	1,74	3,47
Transport	0,00	0,01	0,01	0,02
<b>Energiebedarf bei Verwendung von regenerierter, granulierter Aktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Regeneration der granulierten Aktivkohle	Aktivkohledosis			
	10 g/m <sup>3</sup>	20 g/m <sup>3</sup>	30 g/m <sup>3</sup>	60 g/m <sup>3</sup>
3,50 kWh/kg GAK (niedriges Szenario)	0,04	0,07	0,11	0,21
16,90 kWh/kg GAK (mittleres Szenario)	0,17	0,34	0,51	1,01
30,30 kWh/kg GAK (hohes Szenario)	0,30	0,61	0,91	1,82
Transport	0,00	0,00	0,01	0,01
<b>Energiebedarf der Filtration auf der Kläranlage [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Annahme tiefer Bedarf		0,01		
Annahme mittlerer Bedarf		0,03		
Annahme hoher Bedarf		0,05		
<b>Nachbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Zusätzlich zu behandelndes Rückspülwasser		0,04		

### Energiebedarf auf der Kläranlage

Unter Berücksichtigung der großen Anzahl an variablen Parametern kann für jede GAK-dosis ein minimales, mittleres und maximales Szenario zusammengestellt werden (s. Tabelle 3-10, Tabelle 3-11 und Tabelle 3-12). Die Menge an Energie, die auf der Kläranlage benötigt wird, liegt für eine GAK-Filtration zwischen 0,06 und 0,17 kWh/m<sup>3</sup> (entspricht einer Bandbreite von 5,36 – 15,21 kWh/(E-a)). Es ergibt sich kein Unterschied bzgl. des Energieaufwands auf der Kläranlage zwischen der Verwendung von frischer bzw. regenerierter GAK.

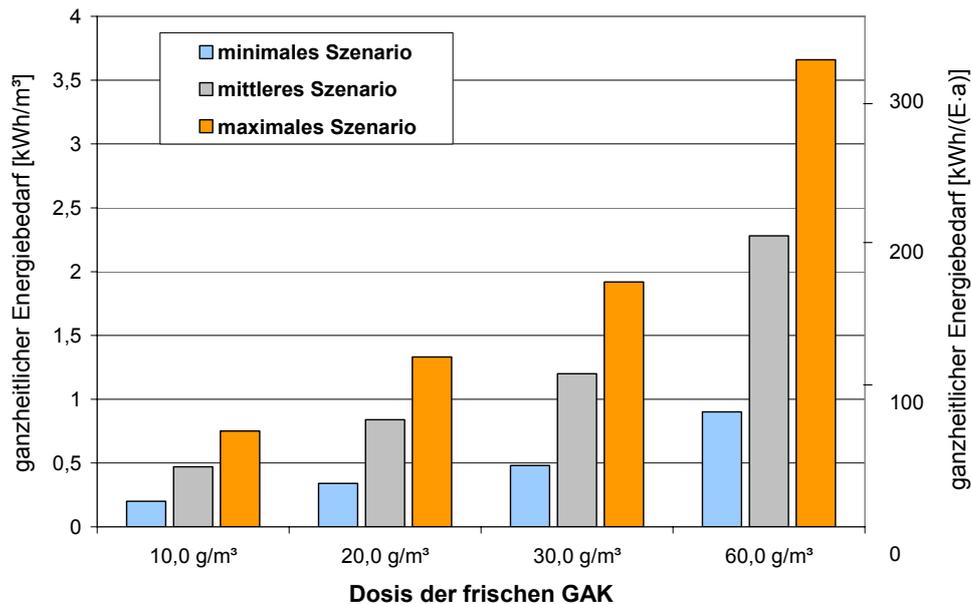
Die Aufteilung des Energiebedarfs zwischen Pumpwerk, Vorfiltration, GAK-Filtration und Nachbehandlung des Rückspülwassers ist in Bild 3-10 dargestellt.



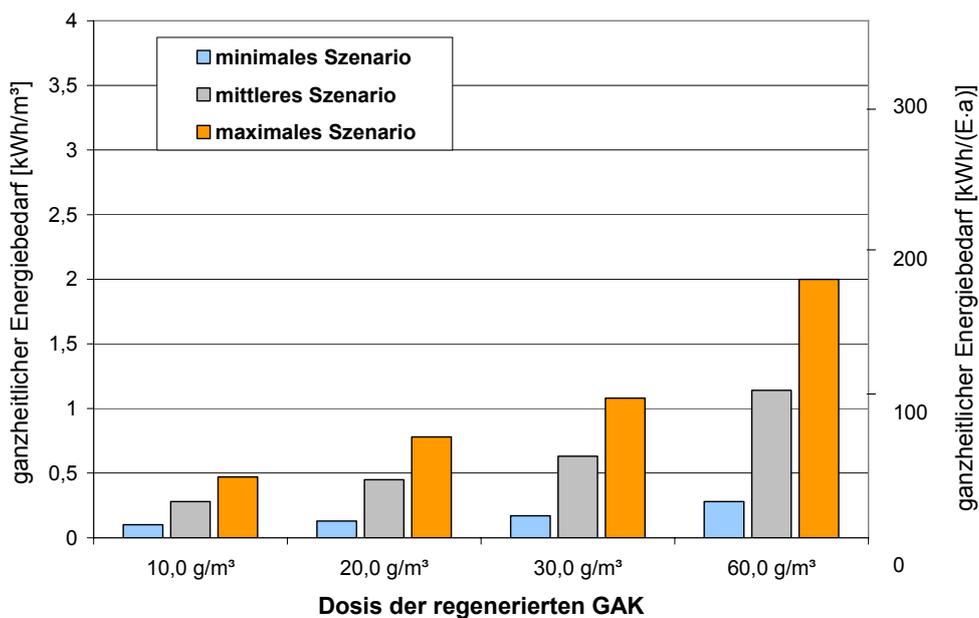
**Bild 3-10: Energiebedarf auf der Kläranlage für eine nachgeschaltete Filtration mit GAK (frisch oder regeneriert)**  
 Bei dem minimalen Szenario werden die niedrigsten Werte eingesetzt, bei dem maximalen Szenario die höchsten Werte.  
 Es werden hier thermische und elektrische Energien zusammengefasst.

### Ganzheitlicher Energiebedarf

Die ermittelten Werte für den gesamten Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK betragen zwischen  $0,2 \text{ kWh/m}^3$  ( $17,9 \text{ kWh/(E-a)}$ ) und  $3,64 \text{ kWh/m}^3$  ( $325 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei einer Benutzung von frischer Kohle und zwischen ca.  $0,1 \text{ kWh/m}^3$  ( $8,9 \text{ kWh/(E-a)}$ ) und  $2 \text{ kWh/m}^3$  ( $179 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei der Benutzung von regenerierter Aktivkohle (s. Bild 3-11 bzw. Bild 3-12). Im Mittel liegt der Gesamtbedarf bei ca.  $1,2 \text{ kWh/m}^3$  ( $107,3 \text{ kWh/(E-a)}$ ) für die Verwendung von frischer Aktivkohle und bei ca.  $0,6 \text{ kWh/m}^3$  ( $53,6 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei der Verwendung von Regenerat. Der Einfluss des allgemein geringeren Energieaufwands für die Regenerierung schlägt sich also deutlich im gesamten Energiebedarf nieder. Bei der Verwendung frischer Kohle macht die Energie zur Herstellung der Kohle ca. 86 % des gesamten Energieaufwands aus, bei der Verwendung regenerierter Kohle sind es 74 %.



**Bild 3-11: Ganzheitlicher Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit frischer GAK**



**Bild 3-12: Ganzheitlicher Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit regenerierter GAK**

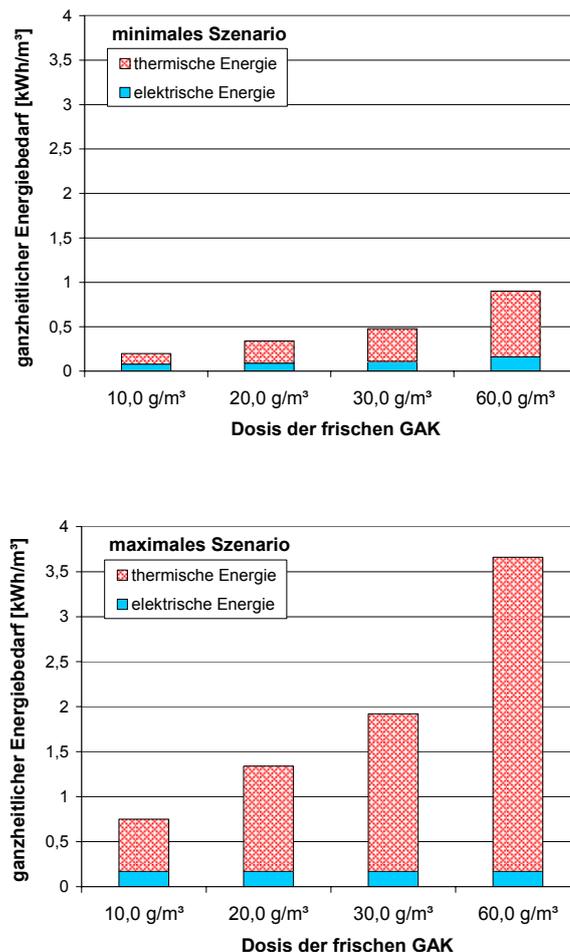
Unter Betrachtung von Bild 3-10 und Bild 3-11 wird deutlich, dass ein Einsatz regenerierter Kohle deutlich weniger Energieaufwand verlangt. Es bleibt zu beurteilen, inwiefern die Verwendung einer regenerierten, granulierten Aktivkohle den Anforderungen der Entfernung organischer Spurenstoffe im Vergleich zur Anwendung frischer Aktivkohle genügt, da hier von größeren Poren auszugehen ist.

Aufgrund der sich deutlich unterscheidenden Werte für die Aktivkohleherstellung ist es nicht möglich, eindeutige absolute Aussagen über den Energiebedarf zu tätigen. Lediglich der relative Unterschied zwischen Herstellung frischer Kohle und der Regeneration gebrauchter

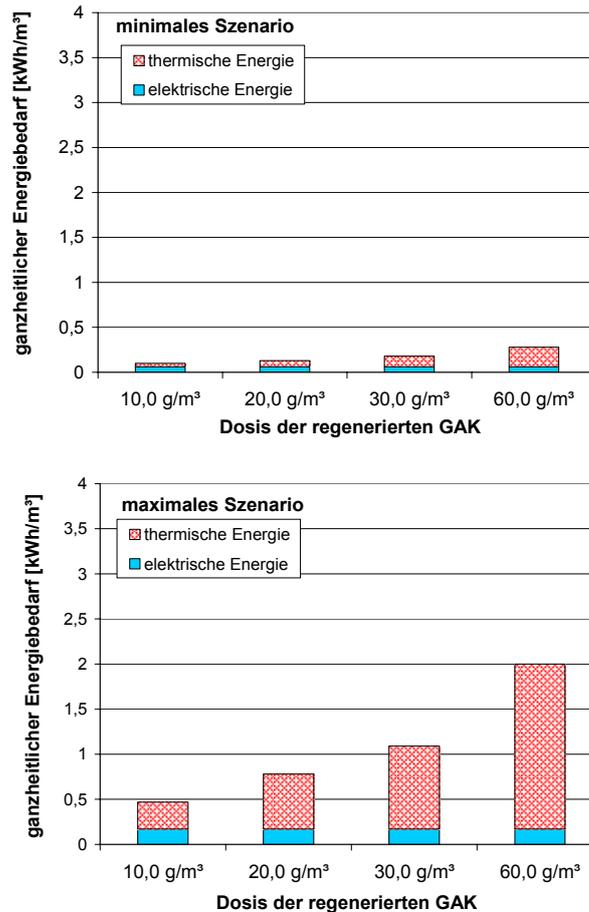
Kohle kann dargestellt werden. Die Diskrepanz der Literaturangaben zum Energiebedarf könnte auf folgende Gründe zurückzuführen sein:

- unterschiedliche Bilanzierungsräume bei der Betrachtung der Herstellung
- unterschiedliches, zum Teil unbekanntes Rohmaterial zur Herstellung der Kohle
- unterschiedliche Verfahrensauslegung
- mangelnde Werte aufgrund fehlender Erfassung oder Verschwiegenheit der Hersteller

Werden die elektrischen und thermischen Energieformen bei der Verwendung von frischer GAK separat betrachtet, so wird deutlich, dass der Anteil an elektrischer Energie zwischen 5 und 40% je nach Szenario und GAK-Dosis variieren kann (vgl. Bild 3-13). Im Mittel beträgt der Anteil an elektrischer Energie im gesamten Energiebedarf 18%. Bei der Verwendung von regenerierter GAK, bei der alle Werte niedriger sind, schwankt der Anteil an elektrischer Energie zwischen 9 und 60%, mit einem Mittelwert von 29% (vgl. Bild 3-14).



**Bild 3-13: Elektrischer und thermischer Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit frischer GAK für das minimale bzw. maximale Szenario**



**Bild 3-14: Elektrischer und thermischer Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit regenerierter GAK für das minimale bzw. maximale Szenario**

### 3.2.3 Zugabe von Pulveraktivkohle in ein Kontaktbecken

#### 3.2.3.1 Literaturdaten zum Energiebedarf dieses Verfahrens

Für die energetische Bewertung der Zugabe von Pulveraktivkohle zu Abwasser werden die beiden Szenarien einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe sowie der Zugabe in den Flockungsraum eines Raumfilters (s. Kapitel 3.2.4) berücksichtigt. Eine Betrachtung der Zugabe in die Belebungsstufe erfolgt nicht, da hier wesentlich höhere Kohledosierungen notwendig sind, um zufriedenstellende Ergebnisse zu erreichen (siehe Kap. 2.3.2.4).

Tabelle 3-13 enthält Werte für den spezifischen Energiebedarf einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption aus der Literatur. Für die Aufbereitung von Deponiesickerwasser mit Pulveraktivkohle gibt EILERS (2001) für eine Kombination aus Nanofiltration und Aktivkohleadsorption einen durch die Aktivkohle bedingten Energiebedarf von 0,8 kWh/m³ (72 kWh/(E·a)) bei einem hohen Adsorbensverbrauch von 2 kg/m³ an. Bei der Abwasserbehandlung mit Pulveraktivkohle kommen im Vergleich zur Deponiesickerwasserbehandlung

wesentlich kleinere Mengen an Kohle zum Einsatz. So werden hier niedrigere Dosierungen zwischen 5 und 20 g/m<sup>3</sup> und weniger Energie benötigt. ABEGGLEN ET AL. (2009B) geben für die Aktivkohleadsorption einen Energiebedarf kleiner 0,005 kWh/m<sup>3</sup> (0,447 kWh/(E·a)) an. Bei den anderen betrachteten Anlagen liegen die ermittelten Werte des spezifischen Energiebedarfs über 0,005 kWh/m<sup>3</sup>, sie sind jedoch sehr niedrig. So liegen die Werte zwischen 0,012 kWh/m<sup>3</sup> (1,07 kWh/(E·a)) (NEPTUNE 2010, HERBST UND ANTE 2010 für Schwerte) und 0,042 kWh/m<sup>3</sup> (3,76 kWh/(E·a)) (HERBST UND ANTE 2010 für Mannheim). Als Besonderheit ist zu erwähnen, dass auf der Anlage in Schwerte der PAK-Dosierung eine Ozonung vorgeschaltet werden kann und die Kohle hier nicht in einem gesonderten Absetzbecken abgetrennt wird, sondern zurück zur Nachklärung oder in die Belebungsstufe gefördert wird.

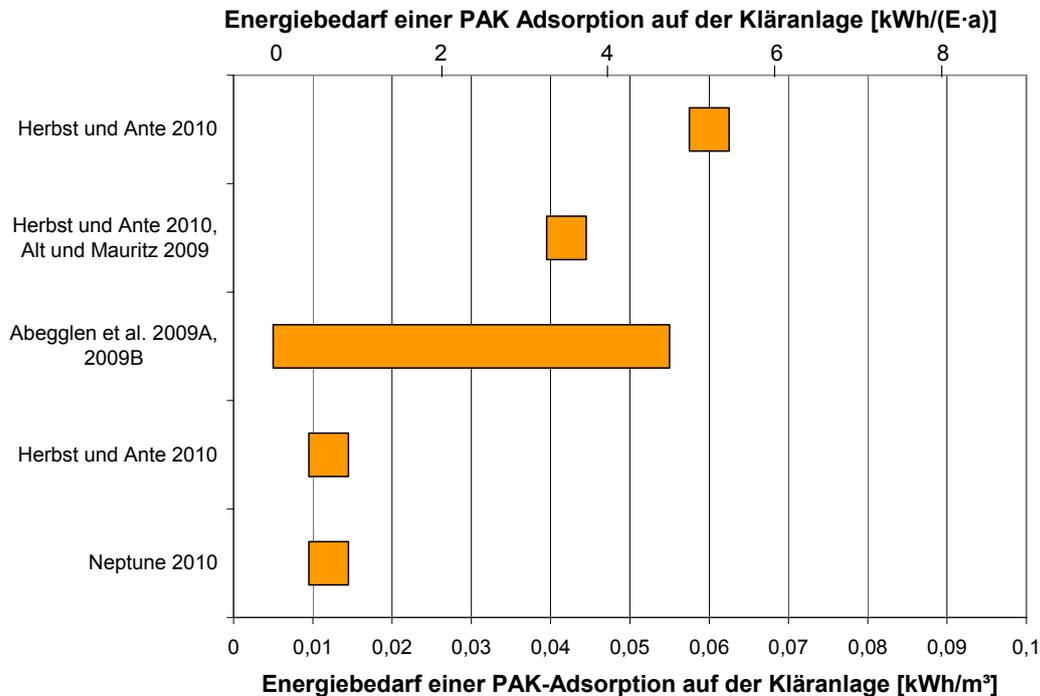
Der recht niedrige Energiebedarf einer Aktivkohleadsorption erklärt sich dadurch, dass vor Ort lediglich Energie zum Eintrag und Vermischen der Kohle sowie der Steuerung der Anlage gemacht werden müssen. So beträgt der Energieeintrag im Kontaktbecken nur 8 W bzw. 20 W pro m<sup>3</sup> Beckenvolumen (HERBST UND ANTE 2010, RÖLLE UND SCHIRMEISTER 2010).

Zusätzlich zur Adsorptionsstufe ist eine nachgeschaltete Sandfiltration vorzusehen. Der nachgeschaltete Sandfilter wird bei ABEGGLEN ET AL. (2009B) ähnlich wie nach der Ozonung mit 0,5 kWh/m<sup>3</sup> (44,7 kWh/(E·a)) angesetzt. HERBST UND ANTE (2010) geben lediglich einen Wert von 0,004 kWh/m<sup>3</sup> (0,36 kWh/(E·a)) an. Eventuelle Hebewerke zur Förderung des Abwassers werden bei HERBST UND ANTE (2010) je nach Förderhöhe mit Werten zwischen 0,01 und 0,02 kWh/m<sup>3</sup> (0,89 – 1,79 kWh/(E·a)) angesetzt.

**Tabelle 3-13: Angaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption**

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E·a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	PAK-Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
EILERS 2001	NF + Adsorption an PAK für Deponiesickerwasser	Gesamt: 3,5 Durch PAK bedingter Anteil: 0,8	Gesamt: 313 Durch PAK bedingter Anteil: 72	Offenkanalmodule mit PAK-Adsorption, hoher PAKbedarf: 2 kg/m <sup>3</sup>		
NEPTUNE 2010	Berechnungen	0,012	1,07	Kontaktreaktor und Sedimentationsbecken	20	100.000 E
ABEGGLEN ET AL. 2009A, 2009B	Dimensionierung von 6 Kläranlagen mit weitergehender Behandlung	< 0,005 für nachgeschaltete PAK-Adsorptionsstufe, Sandfilter: 0,05	< 0,447 für nachgeschaltete PAK-Adsorptionsstufe, Sandfilter: 4,47	Kontaktreaktor und Sedimentationsbecken	10-20	14.400 / 590.000 E 7863 / 212.192 m <sup>3</sup> /d
HERBST UND ANTE 2010	Nachgeschaltete Ozonung und PAK-Zugabe, KA Schwerte	0,012	1,07	Rückführung in Nachklärung, kein Absetzbecken	10	50.000 E (Teilstrom von 25.000 E: 10504 m <sup>3</sup> /d)
HERBST UND ANTE 2010, HILLER 2010	größentechnische Umsetzung einer nachgeschalteten Adsorption an PAK, Klärwerk Steinhäule	Adsorption: 0,025; Hebewerk zur Adsorption: 0,012; Hebewerk zur Filtration 0,019, Sandfiltration: 0,004	Adsorption: 2,23; Hebewerk zur Adsorption: 1,07; Hebewerk zur Filtration 1,70, Sandfiltration: 0,36	Kontaktreaktor und Sedimentationsbecken	5-20	400.000 E
HERBST UND ANTE 2010, ALT UND MAURITZ 2009	Teilstrombehandlung mit Pulveraktivkohle auf KA Mannheim	0,042; Energieeintrag im Kontaktbecken: 20 W pro m <sup>3</sup> Beckenvolumen	3,76; Energieeintrag im Kontaktbecken: 20 W pro m <sup>3</sup> Beckenvolumen	Kontaktreaktor und Sedimentationsbecken,	5-20, im Mittel 10	750.000 E (Teilstrombehandlung 145.000 E; 6.000.000 m <sup>3</sup> /a)
RÖLLE UND SCHIRMEISTER 2010	PAK-Adsorption auf KA Kressbronn-Langenargen	Energieeintrag im Kontaktbecken: 8 W/m <sup>3</sup>	Energieeintrag im Kontaktbecken: 8 W/m <sup>3</sup>	Kontaktreaktor und Sedimentationsbecken		30.000 E; 6575 m <sup>3</sup> /d
RÖLLE UND SCHIRMEISTER 2010	PAK-Adsorption auf KA Stockacher Ach	Energieeintrag im Kontaktbecken: 20 W/m <sup>3</sup>	Energieeintrag im Kontaktbecken: 20 W/m <sup>3</sup>	Teilstrombehandlung, Kontaktreaktor und Sedimentationsbecken		24.000/48.000 E 13.000 m <sup>3</sup> /d

Eine graphische Zusammenstellung der Literaturangaben für den Energiebedarf einer nachgeschalteten PAK-Adsorption auf der Kläranlage ist Bild 3-15 zu entnehmen. Wie bei den anderen Verfahren bereits erwähnt, ist auf die verschiedenen Randbedingungen, Systemgrenzen sowie Dosierungen zu achten (für detaillierte Angaben s. Tabelle 3-13).



**Bild 3-15: Zusammenstellung der Literaturangaben zum Energiebedarf einer nachgeschalteten PAK-Adsorption auf der Kläranlage**

### 3.2.3.2 Berechnung des Energiebedarfs bei PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken

#### Energiebedarf auf der Kläranlage

Die berechneten Werte für den thermischen, elektrischen und gesamten Energiebedarf einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption sind in Tabelle 3-14 bzw. Tabelle 3-15 und Tabelle 3-16 aufgetragen. Es werden die unterschiedlichen Dosierungen von 5 g/m<sup>3</sup>, 10 g/m<sup>3</sup>, 15 g/m<sup>3</sup> und 20 g/m<sup>3</sup> PAK je m<sup>3</sup> behandeltem Abwasser angesetzt. Eventuelle Hebewerke und eine nachgeschaltete Sandfiltration werden ebenfalls berücksichtigt. Angaben für den Sandfilter wurden aufgrund der Daten in Tabelle 3-13 ausgewählt.

Im Gegensatz zu granulierter Aktivkohle kann pulverisierte Aktivkohle nicht regeneriert werden. Die verbrauchte Kohle wird dem behandelten Abwasser mit dem Klärschlamm entnommen und der Schlammbehandlung zugeführt. Es wird hier von der Verfahrenskette Voreindickung, Faulung, Nacheindickung, Entwässerung, Trocknung und Verbrennung ausgegangen. Eine landwirtschaftliche Verwertung des Schlammes wird aufgrund des erhöhten Gehalts an Spurenstoffen durch die enthaltene Aktivkohle ausgeschlossen. Die PAK-Zugabe führt zu einem Mehranfall an Klärschlamm. Die dafür im Rahmen der

Schlammbehandlung zusätzlich nötige Energie wird für unterschiedliche PAK-Dosierungen ermittelt. Dabei wird angenommen, dass die thermische Energie, die bei der Verbrennung der Aktivkohle mit dem Schlamm freigesetzt wird, Verwendung findet.

Es ergeben sich je nach gewähltem Szenario thermische Energiebilanzen auf der Kläranlage von ca.  $-0,18 \text{ kWh/m}^3$  bis  $-0,08 \text{ kWh/m}^3$  behandeltem Abwasser (bzw.  $-16,4$  bis  $-7,2 \text{ kWh/(E}\cdot\text{a)}$ ), wie in Bild 3-16 veranschaulicht. Der elektrische Stromverbrauch auf der Kläranlage beträgt zwischen  $0,023$  und  $0,133 \text{ kWh/m}^3$  ( $2,1$  bis  $12,2 \text{ kWh/(E}\cdot\text{a)}$ ). Im Vergleich zur Aktivkohleherstellung sind diese Werte gering.

**Tabelle 3-14: Berechnung des thermischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe mit Pulveraktivkohle und anschließender Sandfiltration**

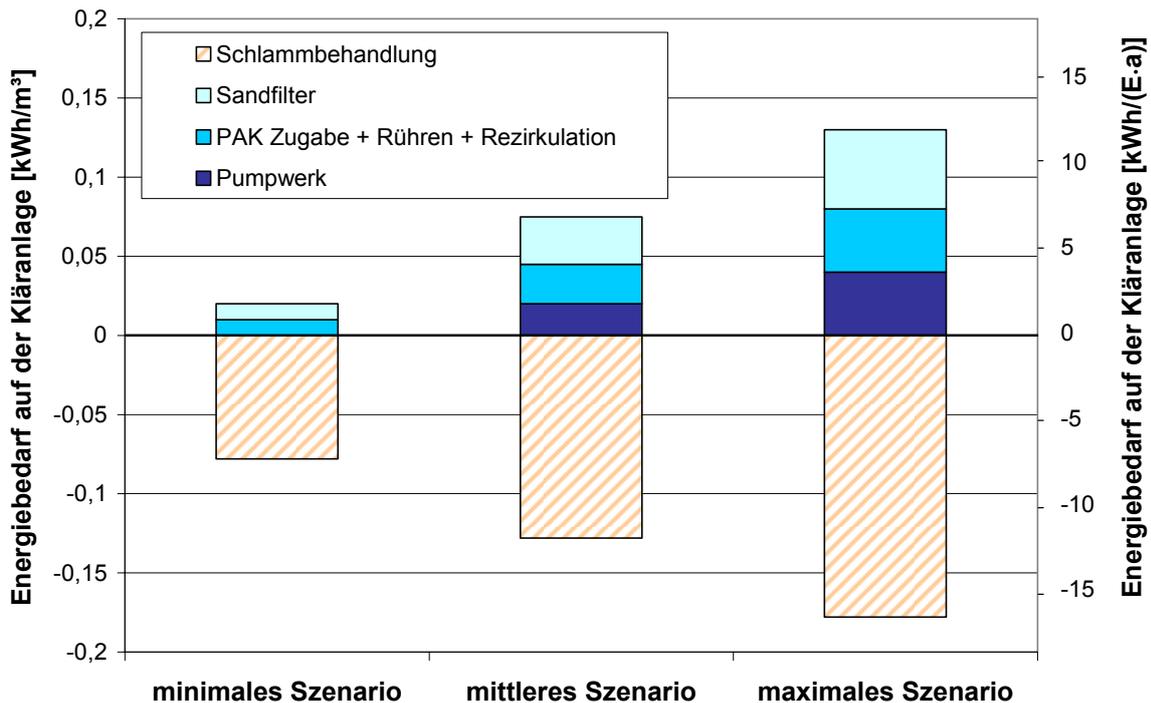
<b>Energiebedarf Hebewerk [<math>\text{kWh/m}^3</math>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>				
Förderhöhe	0 m	0		
Förderhöhe	5 m	0		
Förderhöhe	10 m	0		
<b>Energiebedarf zur Herstellung von Pulveraktivkohle [<math>\text{kWh/m}^3</math>]</b>				
Energiebedarf zur Herstellung	Aktivkohledosis			
	5,0 g/ $\text{m}^3$	10,0 g/ $\text{m}^3$	15,0 g/ $\text{m}^3$	20,0 g/ $\text{m}^3$
13,70 kWh/kg PAK	0,06	0,12	0,19	0,24
35,80 kWh/kg PAK	0,18	0,35	0,53	0,70
57,90 kWh/kg PAK	0,29	0,58	0,87	1,16
Transport	0,00	0,00	0,01	0,01
<b>PAK Zugabe + Rühren + Rezirkulation [<math>\text{kWh/m}^3</math>]</b>				
Annahme tiefer Bedarf	0			
Annahme mittlerer Bedarf	0			
Annahme hoher Bedarf	0			
<b>Nachbehandlung [<math>\text{kWh/m}^3</math>]</b>				
Sandfilter niedriger Bedarf	0			
Sandfilter hoher Bedarf	0			
<b>zusätzliche Schlammbehandlung [<math>\text{kWh/m}^3</math>]</b>				
Schlamm- und Prozesswasserbehandlung	-0,081	-0,115	-0,150	-0,184

Tabelle 3-15: Berechnung des elektrischen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe mit Pulveraktivkohle und anschließender Sandfiltration

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>				
Förderhöhe	0 m	0,00		
Förderhöhe	5 m	0,02		
Förderhöhe	10 m	0,04		
<b>Energiebedarf zur Herstellung von Pulveraktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Herstellung	Aktivkohledosis			
	5,0 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>	20,0 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg PAK	0,01	0,02	0,02	0,03
35,80 kWh/kg PAK	0,00	0,01	0,01	0,02
57,90 kWh/kg PAK	0	0	0	0
Transport	0	0	0	0
<b>PAK Zugabe + Rühren + Rezirkulation [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Annahme tiefer Bedarf	0,01			
Annahme mittlerer Bedarf	0,025			
Annahme hoher Bedarf	0,040			
<b>Nachbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Sandfilter niedriger Bedarf	0,01			
Sandfilter hoher Bedarf	0,05			
<b>zusätzliche Schlammbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Schlamm- und Prozesswasserbehandlung	0,003	0,003	0,005	0,006

Tabelle 3-16: Berechnung des gesamten Energiebedarfs einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe mit Pulveraktivkohle und anschließender Sandfiltration

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>				
Förderhöhe	0 m	0,00		
Förderhöhe	5 m	0,02		
Förderhöhe	10 m	0,04		
<b>Energiebedarf zur Herstellung von Pulveraktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Energiebedarf zur Herstellung	Aktivkohledosis			
	5,0 g/m <sup>3</sup>	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>	20,0 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg PAK	0,07	0,14	0,21	0,27
35,80 kWh/kg PAK	0,18	0,36	0,54	0,72
57,90 kWh/kg PAK	0,29	0,58	0,87	1,16
Transport	0,00	0,00	0,01	0,01
<b>PAK Zugabe + Rühren + Rezirkulation [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Annahme tiefer Bedarf	0,01			
Annahme mittlerer Bedarf	0,025			
Annahme hoher Bedarf	0,04			
<b>Nachbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Sandfilter niedriger Bedarf	0,01			
Sandfilter hoher Bedarf	0,05			
<b>zusätzliche Schlammbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>				
Schlamm- und Prozesswasserbehandlung	-0,078	-0,112	-0,145	-0,178



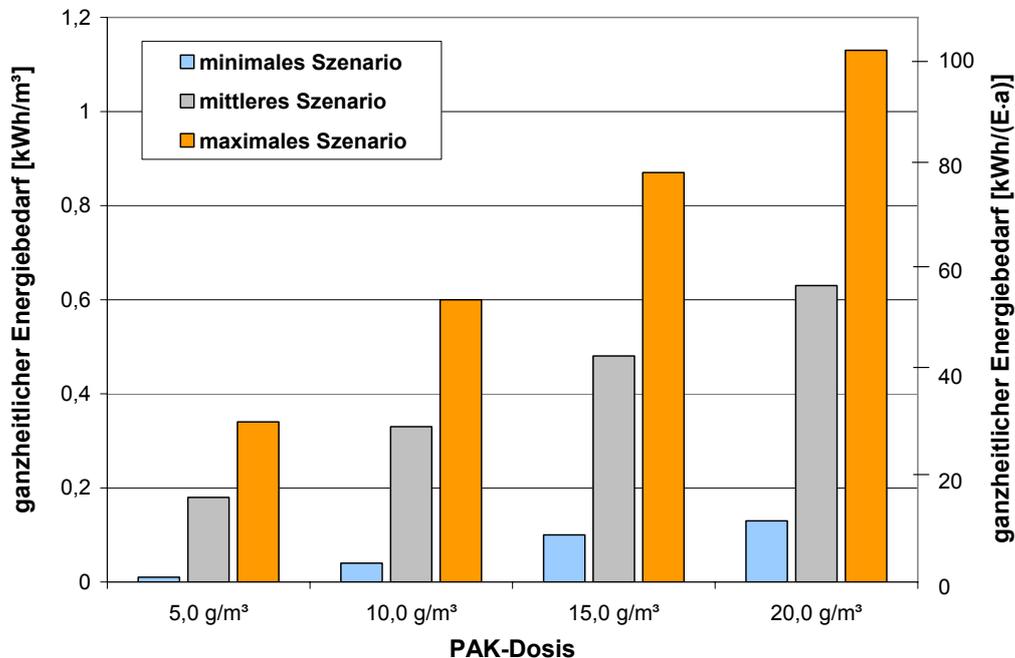
**Bild 3-16: Energiebedarf auf der Kläranlage für eine PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken**  
 Bei dem minimalen Szenario werden die niedrigsten Werte eingesetzt, bei dem maximalen Szenario die höchsten Werte.  
 Es werden hier thermische und elektrische Energien zusammengefasst.

### Ganzheitlicher Energiebedarf

Für die Berechnung des ganzheitlichen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption ergibt sich dieselbe Schwierigkeit wie bei der Betrachtung einer Filtration mit Aktivkohle. Bezüglich des Energieaufwands für die Herstellung von Aktivkohle liegen nur unzureichende Werte vor. Es wird wie in NEPTUNE (2010) davon ausgegangen, dass die Pulverisierung, die den Hauptunterschied zwischen den beiden Kohlearten ausmacht, aus energetischer Sicht im Vergleich zur Aktivierung vernachlässigt werden kann.

Bei der PAKzugabe erfolgt eine Dosierung von Fällmitteln und eventuell Flockungshilfsmitteln. Der energetische Aufwand zur Bereitstellung dieser Chemikalien müsste für eine ganzheitliche Betrachtung auch berücksichtigt werden. Jedoch konnten keine Literaturangaben zum Energiebedarf der Herstellung zusammengetragen werden. Aufgrund der geringen verwendeten Mengen (Fällmittel: Metallsalze (Eisen- und Aluminiumsalze) um 2 – 6 g/m<sup>3</sup>, Flockungshilfsmittel: Polyelektrolyte im Bereich von 0,2 g/m<sup>3</sup>) ist davon auszugehen, dass diese nur einen geringen Einfluss auf den Gesamtenergiebedarf haben, zumal METZGER (2010) nicht von einem zusätzlichen Fällmittelverbrauch im Vergleich zu einer konventionellen chemischen Phosphorfällung ausgeht. Fäll- und Flockungshilfsmittel werden aus diesen Gründen lediglich bei der ökologischen Betrachtung (vgl. Kapitel 4) qualitativ berücksichtigt.

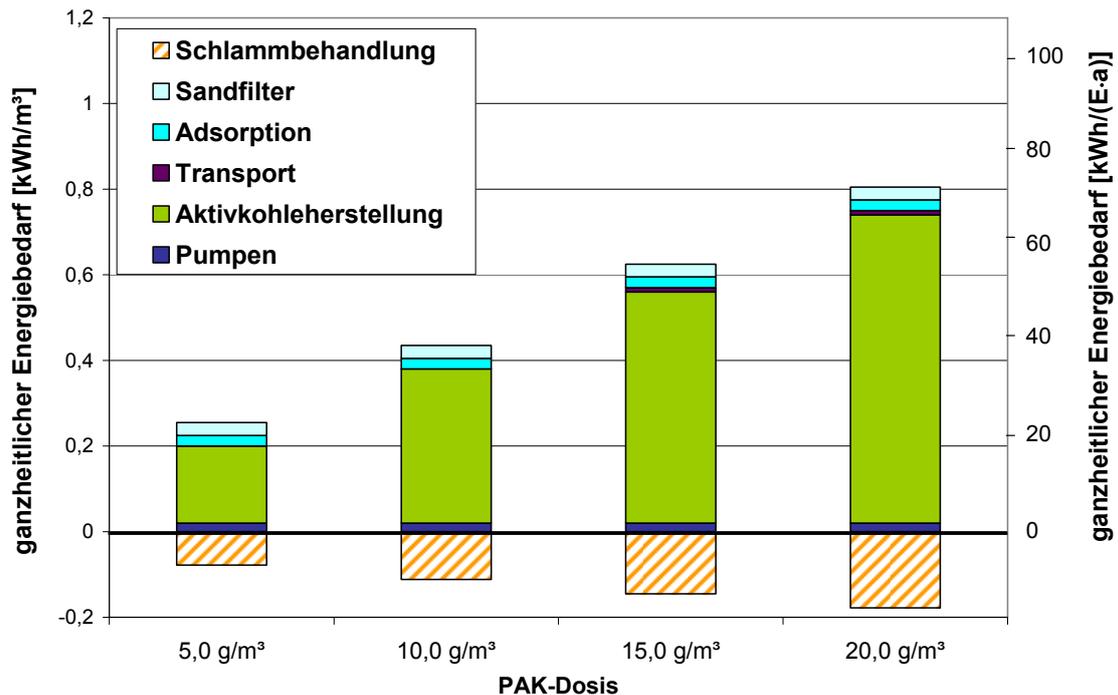
Die ermittelten Werte für den gesamten (elektrischen und thermischen), ganzheitlichen Energiebedarf einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption betragen, wie aus Bild 3-17 ersichtlich, zwischen ca. 0,01 kWh/m<sup>3</sup> und 1,13 kWh/m<sup>3</sup> (0,89 bis 101 kWh/(E-a)).



**Bild 3-17: Minimaler, mittlerer und maximaler ganzheitlicher Energiebedarf bei einer PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken in Abhängigkeit der PAK-Dosis. Bei der Berechnung des gesamten Energiebedarfs werden die thermische und elektrische Energie addiert.**

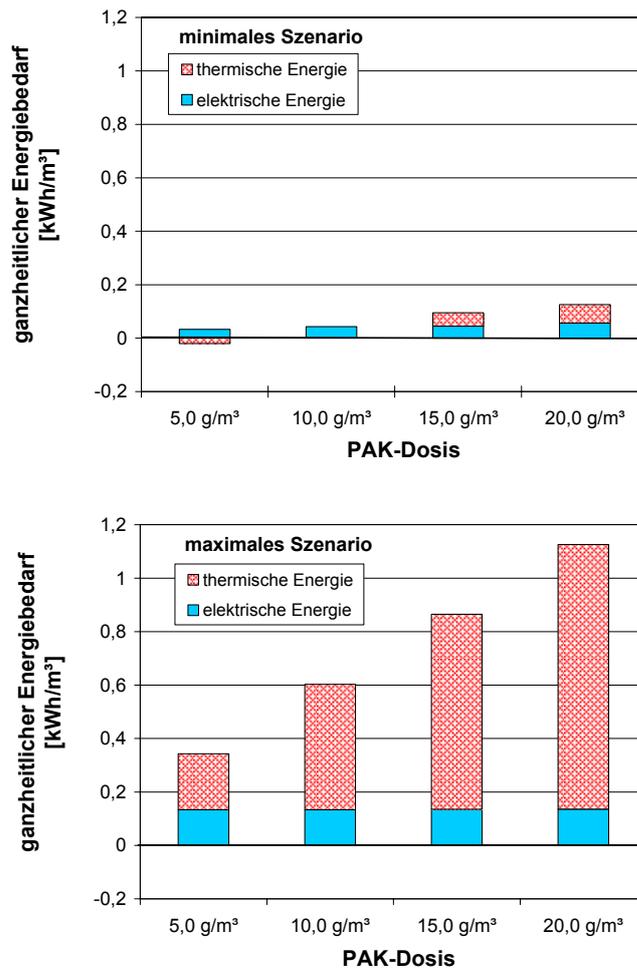
Die Anteile am gesamten Energiebedarf der einzelnen Bestandteile einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe sind in Bild 3-18 für Pulveraktivkohledosierungen von 5 bis 20 g/m<sup>3</sup> Abwasser dargestellt. Für alle Schritte der Aktivkohlebehandlung inklusive Herstellung werden hier mittlere Szenarien angenommen (den grauen Balken aus Bild 3-17 entsprechend).

Wie bei der Filtration mit GAK ist der wesentliche Anteil des Energiebedarfs auf die Herstellung der Aktivkohle zurückzuführen. Die Pulveraktivkohleadsorption benötigt trotz ähnlichem Energiebedarf der Adsorptionsstufe und einer zusätzlichen Schlammbehandlung im Vergleich zur frischen granulierten Aktivkohle weniger Energie. Ausschlaggebend hierfür sind die geringere PAK-Dosis im Vergleich zur GAK-Filtration sowie die Möglichkeit einer Energierückgewinnung bei der Verbrennung von PAK mit dem Schlamm. Der berechnete Energiebedarf für Pulveraktivkohle bewegt sich im gleichen Bereich wie beim Einsatz von regenerierter granulierter Aktivkohle.



**Bild 3-18: Relative Aufteilung des gesamten (elektrisch + thermisch), ganzheitlichen Energiebedarfs einer nachgeschalteten Aktivkohleadsorption mit 5 bis 20 g/m³ Pulveraktivkohle (sonstige Betriebsbedingungen mit Mittelwerten angesetzt)**

Die Aufteilung der gesamten Energie auf elektrische und thermische Energie ist für die ganzheitliche Betrachtung in Bild 3-19 dargestellt. Die summierte thermische Energie, die sowohl die Energierückgewinnung aus der Verbrennung als auch Gas und Dampf für die Aktivkohleherstellung berücksichtigt, ist lediglich bei dem minimalen Szenario und der niedrigsten Dosis negativ (d.h. Energiegewinnung). Bei dem minimalen Szenario entspricht die Summe der thermischen Energie maximal 54% des gesamten Energiebedarfs. Bei dem maximalen Szenario steigt diese Summe proportional zur PAK-Dosis und macht bei der höchsten Dosis 88% des gesamten Energiebedarfs aus. Bei beiden Szenarien ist der Bedarf an elektrischer Energie nahezu unabhängig von der eingesetzten PAK-Dosis.



**Bild 3-19: Elektrischer und thermischer Energiebedarf einer nachgeschalteten Aktivkohleadsorption mit PAK für das minimale bzw. maximale Szenario**

### 3.2.4 Zugabe von PAK in den Flockungsraum eines Filters

#### 3.2.4.1 Literaturdaten zum Energiebedarf dieses Verfahrens

Die Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines vorhandenen Filters wurde bereits im halbtechnischen und großtechnischen Maßstab in der Schweiz (vgl. BÖHLER ET AL. 2009) untersucht und wird zum aktuellen Zeitpunkt auf der Kläranlage Wuppertal-Buchenhofen großtechnisch umgesetzt. Spezifische Angaben zum Energieaufwand konnten jedoch noch nicht zusammengetragen werden. Deswegen kann an dieser Stelle nur eine Schätzung des ganzheitlichen Energiebedarfs der Zugabe von Pulveraktivkohle in einen Filter vorgenommen werden.

#### 3.2.4.2 Schätzung des Energiebedarfs dieses Verfahrens

Zu berücksichtigende Aspekte bei der energetischen Betrachtung einer Filtration mit Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum sind:

- eventuelle Förderhöhen: gleiches Vorgehen wie bei den anderen energetischen Betrachtungen: Ansetzen von Förderhöhen von 0 m, 5 m und 10 m und einem Pumpenwirkungsgrad von 70 %
- Betrieb des Filters inklusive Rückspülung: Ansetzen der Werte von BARJENBRUCH (o.J.) für konventionelle Filtrationsanlagen: gesamter Energiebedarf von 7,4 Wh/m<sup>3</sup> (0,7 kWh/(E-a)) Abwasser (Berücksichtigung von Flockungsmitteldosierung, Rückspülung und Schlammwasserrückführung)
- Behandlung des Rückspülwassers: gleicher Ansatz wie bei der granulierten Aktivkohle (vgl. 3.2.1)
- Energiebedarf der Schlammbehandlung des durch Rückführung des Filterspülwassers zusätzlich anfallenden Schlamms: gleiche Annahmen wie bei der nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption (vgl. Kapitel 3.2.3)
- Herstellung der Pulveraktivkohle: gleiche Annahmen wie bei der nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption (vgl. Kapitel 3.2.3)

Mittels dieser Annahmen wird der thermische, elektrische und gesamte Energiebedarf einer Zugabe von Pulveraktivkohle in einen Flockungsfilter in Tabelle 3-17, Tabelle 3-18 und Tabelle 3-19 berechnet. Die betrachteten Dosierungen betragen 10 g/m<sup>3</sup>, 15 g/m<sup>3</sup> und 20 g/m<sup>3</sup>, da für eine effiziente Behandlung bei dieser Verfahrenskonfiguration in der Regel höhere Dosiermengen nötig sind als bei der PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken (siehe Kapitel 2.3.2.3).

**Tabelle 3-17: Berechnung des thermischen Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters**

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>			
Förderhöhe	0 m	0	
Förderhöhe	5 m	0	
Förderhöhe	10 m	0	
<b>Energiebedarf zur Herstellung von Pulveraktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Energiebedarf zur Herstellung	Aktivkohledosis		
	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>	20,0 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg PAK	0,12	0,19	0,24
35,80 kWh/kg PAK	0,35	0,53	0,70
57,90 kWh/kg PAK	0,58	0,87	1,16
Transport	0,00	0,01	0,01
<b>Energiebedarf für die Filtration [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Filtration inkl. Rückspülung	0		
Rückspülwasserbehandlung	0		
<b>zusätzliche Schlammbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Schlamm- und Prozesswasserbehandlung	-0,115	-0,150	-0,184

Tabelle 3-18: Berechnung des elektrischen Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters

<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>			
Förderhöhe	0 m	0,00	
Förderhöhe	5 m	0,02	
Förderhöhe	10 m	0,04	
<b>Energiebedarf zur Herstellung von Pulveraktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Energiebedarf zur Herstellung	Aktivkohledosis		
	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>	20,0 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg PAK	0,02	0,02	0,03
35,80 kWh/kg PAK	0,01	0,01	0,02
57,90 kWh/kg PAK	0	0	0
Transport	0	0	0
<b>Energiebedarf für die Filtration [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Filtration inkl. Rückspülung	0,01		
Rückspülwasserbehandlung	0,04		
<b>zusätzliche Schlammbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Schlamm- und Prozesswasserbehandlung	0,003	0,005	0,006

Tabelle 3-19: Berechnung des gesamten Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters

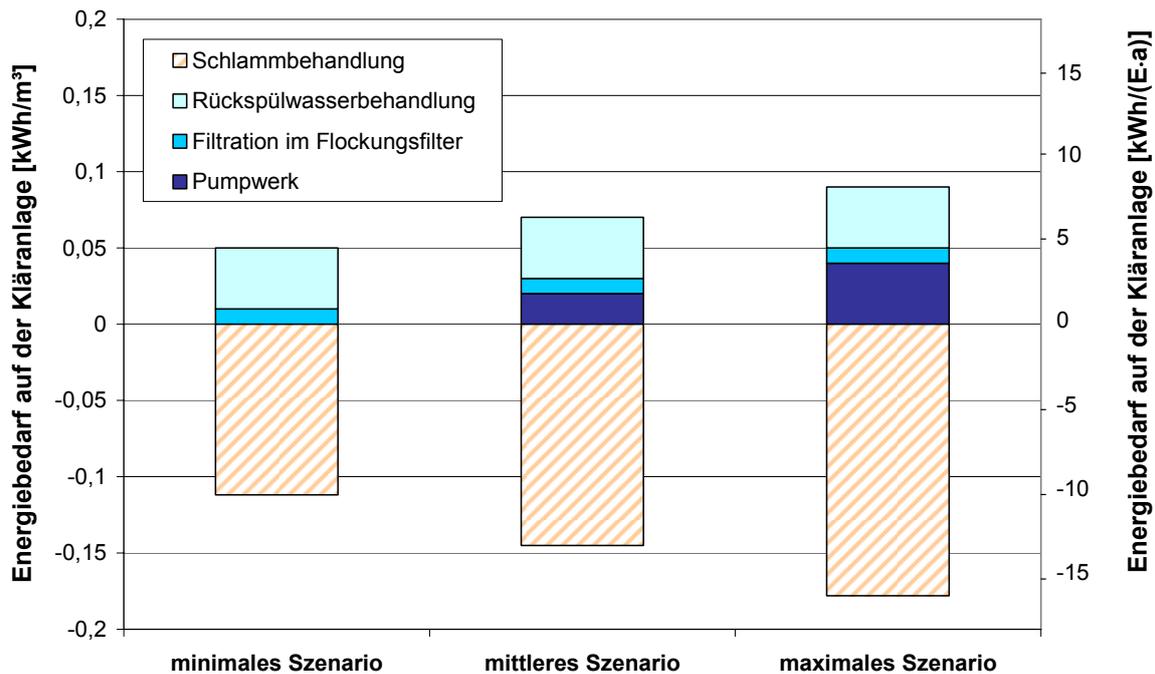
<b>Energiebedarf Hebewerk [kWh/m<sup>3</sup>] mit 70 % Wirkungsgrad</b>			
Förderhöhe	0 m	0,00	
Förderhöhe	5 m	0,02	
Förderhöhe	10 m	0,04	
<b>Energiebedarf zur Herstellung von Pulveraktivkohle [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Energiebedarf zur Herstellung	Aktivkohledosis		
	10,0 g/m <sup>3</sup>	15,0 g/m <sup>3</sup>	20,0 g/m <sup>3</sup>
13,70 kWh/kg PAK	0,14	0,21	0,27
35,80 kWh/kg PAK	0,36	0,54	0,72
57,90 kWh/kg PAK	0,58	0,87	1,16
Transport	0,00	0,01	0,01
<b>Energiebedarf für die Filtration [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Filtration inkl. Rückspülung	0,01		
Rückspülwasserbehandlung	0,04		
<b>zusätzliche Schlammbehandlung [kWh/m<sup>3</sup>]</b>			
Schlamm- und Prozesswasserbehandlung	-0,112	-0,145	-0,178

### Energiebedarf auf der Kläranlage

Es ergibt sich je nach gewähltem Szenario ein Energiebedarf auf der Kläranlage von ca. 0,05 kWh/m<sup>3</sup> bis 0,09 kWh/m<sup>3</sup> behandeltem Abwasser (bzw. 4,5 bis 8,0 kWh/(E·a)) ohne Berücksichtigung der Schlammbehandlung. Die Filtration an sich benötigt mit 0,01 kWh/m<sup>3</sup>

(0,89 kWh/(E·a)) nur einen geringen Anteil der Energie (vgl. Bild 3-20). Die zusätzliche Behandlung des Rückspülwassers und die Wasserförderung machen mit 0,04 kWh/m<sup>3</sup> (3,6 kWh/(E·a)) bzw. 0 bis 0,04 kWh/m<sup>3</sup> (0 bis 3,6 kWh/(E·a)) einen größeren Teil des Bedarfs auf der Anlage aus.

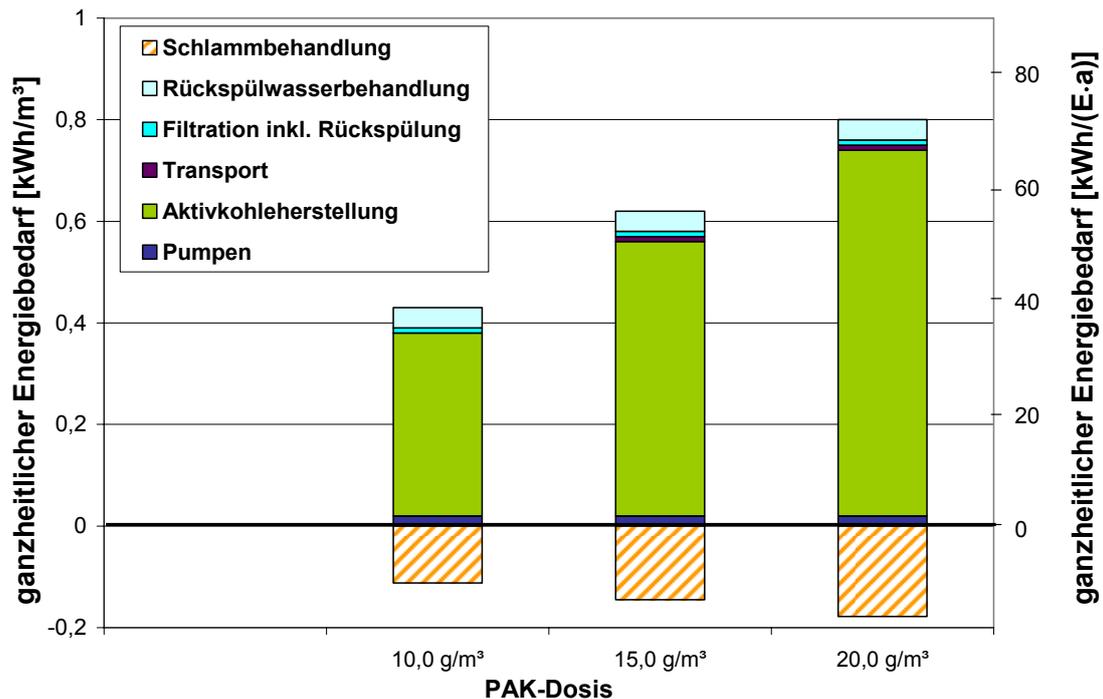
Wird die Behandlung des Schlammes, inkl. Verbrennung und Energierückgewinnung, mitbetrachtet, so ergibt sich ein negativer Energiebedarf, d. h. eine Energierückgewinnung, von -0,062 bis -0,088 kWh/m<sup>3</sup> (-5,5 bis -7,8 kWh/(E·a)), wie aus Bild 3-20 hervorgeht.



**Bild 3-20: Energiebedarf auf der Kläranlage für eine PAK-Zugabe in den Flockungsraum eines Filters**  
 Bei dem minimalen Szenario werden die niedrigsten Werte eingesetzt, bei dem maximalen Szenario die höchsten Werte.  
 Es werden hier thermische und elektrische Energien zusammengefasst.

### Ganzheitlicher Energiebedarf

Der ganzheitliche Energiebedarf beträgt zwischen ca. 0,08 bis ca. 1,1 kWh/m<sup>3</sup> behandeltem Abwasser (bzw. 7,15 bis 98,3 kWh/(E·a)) und befindet sich somit in einem ähnlichen Bereich wie der für die nachgeschaltete Adsorption. Dies ist jedoch nicht zuletzt auf die zum Teil gleichen Annahmen zurückzuführen. Um die Anteile der einzelnen Verfahrenskomponenten am Energiebedarf zu verdeutlichen, sind die relativen Anteile für Dosierungen von 10, 15 und 20 g/m<sup>3</sup> bei mittleren Bedingungen in Bild 3-21 dargestellt.



**Bild 3-21: Relative Aufteilung des Energiebedarfs einer Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters (mit 10, 15 und 20 g/m³ Pulveraktivkohle, sonstige Betriebsbedingungen mit Mittelwerten angesetzt)**

Auch bei der Filtration mit Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters entspricht der Energieaufwand zur Herstellung der Aktivkohle dem Hauptanteil des ganzheitlichen Energiebedarfs. Bei den dargestellten Bedingungen werden für die Aktivkohleherstellung zwischen 0,36 und 0,72 kWh/m³ (32,2 bis 64,4 kWh/(E·a)) benötigt.

### 3.2.5 Variation des Energiebedarfs mit verschiedener Randbedingungen

Der Energiebedarf der Anlagen zur Aktivkohlefiltration unterliegt, wie in Kapitel 3.1.7 anhand der Ozonungsanlage erläutert, je nach Verfahrensart großen Schwankungen. Auch für die Anlagen zur Aktivkohlefiltration sollen die Parameter Anlagengröße, Abwasserzusammensetzung und Aufbereitungsziel und ihr Verhältnis zum Energiebedarf untersucht werden.

#### 3.2.5.1 Variationen mit der Anlagengröße

Die Anlagengröße spielt für die GAK oder PAK-Filtration nur eine untergeordnete Rolle. Im Fall der GAK-Filtration sind mit steigender Anlagengröße auch höhere Investitionskosten verbunden, dafür kann ab einer bestimmten Größe auch ein degressiver Verlauf der Investitionskosten beobachtet werden. Für die PAK-Filtration ist die Anlagengröße von untergeordneter Bedeutung, da die Dosierung i.d.R. volumenstromabhängig erfolgt und sich keine wesentlichen Änderungen aus einer größeren oder kleineren Anlage ergeben. In Bezug auf die Variation des Energiebedarfs ist nicht davon auszugehen, dass sich eine

signifikante Änderung oder Tendenz aus der Anlagengröße als Randbedingung ergeben wird.

### 3.2.5.2 Variationen mit der Abwasserzusammensetzung

Für die Aktivkohlefiltration ist eine weitestgehende Vorreinigung in Bezug auf die biologischen Abwasserinhaltsstoffe unbedingt erforderlich. Auch die Feststofffreiheit ist für die GAK-Filtration sehr wichtig. Andernfalls kommt es durch andere Abwasserinhaltsstoffe zu Verblockungen und Belegung von Adsorptionsplätzen, die für Spurenstoffe benötigt würden. Für die PAK-Zugabe findet sich das Beispiel in den Versuchen von PINNEKAMP ET AL. (2009) für das Pilotprojekt Kreiskrankenhaus Waldbröl, bei denen festgestellt wurde, dass mit zunehmendem spezifischem Durchsatz durch die Aktivkohlefiltration eine Reduktion der Eliminationsleistung bezogen auf den DOC festgestellt werden musste.

Es kann festgehalten werden, dass die Standzeiten der Aktivkohlefiltration bis zum Durchbrechen unmittelbar vom Grad der organischen Restbelastung und den sonstigen Abwasserinhaltsstoffen abhängig sind.

### 3.2.5.3 Variationen mit den Aufbereitungszielen

Für die Aufbereitungsziele gilt eine analoge Argumentation im Fall der Aktivkohlefiltration, wie bei der Ozonung. Solange keine Grenz- oder Überwachungswerte definiert sind, werden die wirtschaftlichsten bzw. möglichst weitgehenden Eliminationsverfahren untersucht werden, um nachfolgend sinnvolle Bandbreiten und Zielwerte festlegen zu können. Es ist grundsätzlich davon auszugehen, dass je strenger das Aufbereitungsziel, also je niedriger der Grenzwert angesetzt wird, umso mehr Energie benötigt wird.

Es können darüber hinaus noch kombinierte Verfahren Anwendung finden, um die Reinigungsleistungen zu optimieren. Jedoch wird Energie für jede einzelne Stufe benötigt, so dass der Energiebedarf dabei sprunghaft ansteigt. Unter Umständen addieren sich die Effekte der Verfahrenstufen nicht nur, sondern sind in Kombination sogar noch stärker wirksam.

## 3.3 Membranverfahren

### 3.3.1 Membranbelebungsverfahren

Da das Membranbelebungsverfahren nicht primär zur Entfernung organischer Spurenstoffe angewandt werden kann (vgl. Kapitel 2.3.3.2), wird an dieser Stelle nicht detailliert auf die für diese Verfahren aufzubringende Energie eingegangen. Ein kurzer Vergleich des Energiebedarfs von Membranbelebungsanlagen und konventionellen Belebtschlammanlagen wird in Kapitel 3.5 anhand der Modellkläranlage unternommen.

### 3.3.2 Nanofiltration und Umkehrosiose

Der Einsatz von Nanofiltration und Umkehrosiose zur Entfernung von organischen Spurenstoffen aus Abwasser ist bisher kaum verbreitet. So beziehen sich die in Tabelle 3-20 angegebenen Energiebedarfswerte aus der Literatur entweder auf andere (Ab-)Wasserarten oder es handelt sich um Schätzungen.

HERBST UND ANTE (2010) zitieren den SCHWEIZERISCHEN VEREIN DES GAS UND WASSERFACHES (2004) mit der Aussage, dass für eine Nanofiltration im Trinkwasserbereich 0,3 bis 0,5 kWh/m<sup>3</sup> nötig sind. Diese Werte liegen in der gleichen Größenordnung wie die von IVASHECHKIN (2006) geschätzte Annahme von 0,37 kWh/m<sup>3</sup> (33,1 kWh/(E-a)) für die Nanofiltration von kommunalem Abwasser. EILERS (2001), PINNEKAMP ET AL. (2009) und ABEGGLEN ET AL. (2009B) geben jedoch höhere Werte an, die sich zwischen 1 und 2,7 kWh/m<sup>3</sup> (89 - 241 kWh/(E-a)) befinden. Für die Umkehrosiose liegen die Werte für den Energiebedarf in der Regel höher als für die Nanofiltration, da hier höhere Betriebsdrücke notwendig sind.

**Tabelle 3-20: Angaben zum Energiebedarf bei einer nachgeschalteten Nanofiltration / Umkehrosiose**

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E-a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
SVGW 2004	Trinkwasseraufbereitung, Angaben für NF	0,3 – 0,5	26,8 – 44,7 <sup>5</sup>		
EILERS 2001	Nanofiltration zur Reinigung von Deponiesickerwasser	1,5 für Wickelmodule, 2,7 für Offenkanalmodule	134 für Wickelmodule, 241 für Offenkanalmodule	Druck von 30 bar	
TERNES UND JOSS 2006	Annahmen zur Abwasserbehandlung mit NF oder RO			Druck von 5-20 bar (Annahme)	
ABEGGLEN ET AL. 2009B	Schätzung	1 – 2	89 – 179	Betriebsdruck: 5-40 bar	
IVASHECHKIN 2006	Bemessung einer NF/RO für 5000 E, 25.000 E und 100.000 E	0,37 für NF, 0,87 für RO	33 für NF, 78 für RO	ohne Konzentrationsentsorgung	5000 / 25.000 / 100.000 E; 1450 / 7240 / 28.960 m <sup>3</sup> /d
PINNEKAMP ET AL. 2009	Modellierung für NF von Krankenhausabwasser	1,5	134	geschätzter Energiebedarf	rund 110 m <sup>3</sup> /a

<sup>5</sup> Obwohl es sich hier um Trinkwasseraufbereitung handelt, wurde trotzdem mit dem gleichen Umrechnungsfaktor von 245 L/(E-d) gerechnet, um einen Vergleich zu ermöglichen

Eine nachgeschaltete Nanofiltration oder Umkehrosmose ist mit einem hohen Energiebedarf auf der Anlage verbunden. Dabei handelt es sich um elektrische Energie. Eine energetische Betrachtung der Herstellung der Membranen würde den ganzheitlichen Energiebedarf weiter erhöhen. Da zudem die Entsorgung des anfallenden Konzentrats mit hohen Kosten verbunden ist, und die in Kapitel 2.3.3.2 betrachtete Eliminationsleistung im Vergleich zu den anderen betrachteten Verfahren nicht höher einzustufen ist, wird an dieser Stelle auf eine weitere Betrachtung der Anwendung von dichten Membranen zur Spurenstoffelimination aus kommunalem Abwasser verzichtet.

### 3.4 Advanced Oxidation Processes

Die drei in diesem Projekt betrachteten Advanced Oxidation Processes (kombinierte Ozonung und UV-Bestrahlung, Peroxonprozess sowie kombinierte Bestrahlung mit UV-Licht und Zugabe von Wasserstoffperoxid) beinhalten jeweils zwei der drei folgenden Verfahrensschritte:

- Ozonherstellung und Zugabe in das Abwasser
- Bestrahlung mit UV-Licht
- Zugabe von Wasserstoffperoxid zum Abwasser

Allgemein gelten die Ozonung und die Bestrahlung als energieintensiv, da hier viel Energie in Form von Elektrizität auf der Anlage aufgebracht werden muss, um das Ozon herzustellen, bzw. das Abwasser zu bestrahlen. Die Zugabe von Wasserstoffperoxid zum Abwasser ist mit einem verhältnismäßig geringen Energiebedarf verbunden. Zur ganzheitlichen energetischen Bewertung müsste jedoch auch die Bereitstellung dieses Oxidationsmittels berücksichtigt werden.

Diese Tatsachen weisen daraufhin, dass die Kombination aus Ozonung und UV-Licht am energieintensivsten sein sollte. Da bisher jedoch kein großtechnischer Einsatz zur Entfernung der in diesem Projekt betrachteten organischen Spurenstoffe vorliegt, können keine klaren Angaben zu Betriebsparametern wie Ozondosis, Bestrahlungszeit oder Wasserstoffperoxidkonzentration gemacht werden. Bei der Auflistung der Eliminationsleistungen in Kapitel 2.3.4.2 konnte zudem keine klare Aussage zur Leistungsfähigkeit der Verfahren getroffen werden. Um den genauen Energiebedarf von AOP-Anlagen zur Abwasserbehandlung zu bestimmen, müssen weitere Forschungsprojekte abgewartet werden. Deswegen werden an dieser Stelle keine Berechnungen zum Energiebedarf der untersuchten AOP-Verfahren vorgenommen. Um diese jedoch energetisch einordnen zu können, sind in Tabelle 3-21 Werte aus der Literatur zusammengetragen. Angaben zur Behandlung von anderen Wasserarten als Abwasser sind dementsprechend in grau gekennzeichnet.

Tabelle 3-21: Angaben zum Energiebedarf von Advanced Oxidation Processes

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E·a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
KRUIHOF ET AL. 2007	Seewasseraufbereitung mit UV-Licht und H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	0,5 kWh/m <sup>3</sup> für Bestrahlung mit UV-Licht	44,7 kWh/(E·a) für Bestrahlung mit UV-Licht	6 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	
SONA ET AL. 2006	Abbau von Sulfamethoxazol aus demineralisiertem Wasser mit UV-Licht und H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	0,46 kWh/m <sup>3</sup> für Bestrahlung UV-Licht	41,1 kWh/(E·a) für Bestrahlung mit UV-Licht	4 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	
MÜLLER UND JEKEL 2001	Entfernung von Atrazin aus Leitungswasser	EE/O: O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> : max. 0,135 kWh/(m <sup>3</sup> ·order); H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV: max. 2,27 kWh/(m <sup>3</sup> ·order), O <sub>3</sub> /UV einstufig: max. 2,92 kWh/(m <sup>3</sup> ·order), O <sub>3</sub> /UV zweistufig: max. 1,22 kWh/(m <sup>3</sup> ·order)	EE/O: O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> : max. 12,1 kWh/(E·a·order); H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV: max. 203 kWh/(E·a·order) O <sub>3</sub> /UV einstufig: max. 261 kWh/(E·a·order), O <sub>3</sub> /UV zweistufig: max. 109 kWh/(E·a·order)	EE/O: electrical energy per order, Energie zur Entfernung von 90% des Stoffes aus 1m <sup>3</sup> , Energie zur Herstellung der Oxidationsmittel berücksichtigt: 10 kWh/kg H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> , 15 kWh/kg O <sub>3</sub>	
SAFARZAHED-AMIRI, A.	Behandlung von tert-butylmethylether aus angereichertem Leitungswasser oder Grundwasser	EE/O von O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> ist mind. dreimal tiefer als bei H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV	EE/O von O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> ist mind. dreimal tiefer als bei H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV	EE/O steigt mit steigender Schadstoffkonzentration, O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> hier auch effizienter	
RIED ET AL. 2010	Angaben zum Energiebedarf aus Literatur und eigenen Pilotversuchen für Trinkwasser	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV: 0,40 – 0,55 kWh/m <sup>3</sup>  Ozon (1-10 g/m <sup>3</sup> )/H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> : 0,12 – 0,20 kWh/m <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV: 36 – 49 kWh/(E·a)  Ozon (1-10 g/m <sup>3</sup> )/H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> : 10,7 – 17,9 kWh/m <sup>3</sup>	Angaben für Abbau von Spurenstoffen mittels Radikalreaktionen, desinfizierende Wirkung bei UV-Licht ausgeprägter	
MUÑOZ ET AL. 2006	Behandlung mit AOP von Abwasser aus der Papierindustrie	115 kWh/m <sup>3</sup> für Ozonung, 71 kWh/m <sup>3</sup> für Ozonung und UVA-Licht bei Entfernung von 15 % des DOC	10.281 kWh/(E·a) für Ozonung, 6347 kWh/(E·a) für Ozonung und UVA-Licht bei Entfernung von 15 % des DOC	kürzere Reaktionszeit für Ozonung und UV	

Quelle	Beschreibung	Energiebedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	Energiebedarf [kWh/(E·a)]	evtl. Bemerkung zum Energiebedarf	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]
NIJDAM ET AL. 1999	Behandlung von hochbelastetem Deponiesickerwasser und schwach belastetem Grundwasser mit Ozon und UV-Licht	30,6 für Deponiesickerwasser (1,7 kg O <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> ), 0,45 für Grundwasser (37 g O <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> )	2736 für Deponiesickerwasser (1,7 kg O <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> ), 40,2 für Grundwasser (37 g O <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> )	Deponiesickerwasser deutlich höher belastet als Grundwasser	
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Ozonung und Behandlung mit UV-Licht	Pumpstation: 0,08; Ozonung 0,1; UV-Licht Bestrahlung: 0,01	Pumpstation: 7,2; Ozonung 8,9; UV-Licht Bestrahlung: 0,89	5 - 10 g Ozon/m <sup>3</sup>	
BAHR ET AL. 2007	Berechnung der Kosten für den großtechnischen Einsatz im Klärwerk Ruhleben mittels den Erfahrungen aus den Pilotversuchen für Ozonung und Zugabe von Wasserstoffperoxid	0,25 für 12 g/m <sup>3</sup> Ozon und 4,8 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	22,3 für 12 g/m <sup>3</sup> Ozon und 4,8 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	keine zusätzlichen Energiekosten durch H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> , 1 g O <sub>3</sub> /g DOC <sub>0</sub> , 0,4 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /g O <sub>3</sub>	200.000 m <sup>3</sup> /d
STOWA 2009	Behandlung mit Wasserstoffperoxid und UV-Licht von filtriertem Abwasser	2 – 8	179 – 715	25 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> , Gesamte Leistung der Lampen 4 kW	20.000 / 100.000 E; 4000 / 20.000 m <sup>3</sup> /d für Kostenermittlung

KRUIHOF ET AL. (2007) und SONA ET AL. (2006) geben bei ihren Versuchen einen Energiebedarf von ca.  $0,5 \text{ kWh/m}^3$  ( $44,7 \text{ kWh/(E-a)}$ ) für die Bestrahlung von Seewasser bzw. demineralisiertem Wasser mit UV-Licht an. RIED ET AL. (2010) tragen Werte in der gleichen Größenordnung von  $0,40 \text{ kWh/m}^3$  bis  $0,55 \text{ kWh/m}^3$  ( $36 - 49 \text{ kWh/(E-a)}$ ) für die Wasseraufbereitung zusammen. Eine Berücksichtigung des Energiebedarfs zur Herstellung des zugegebenen Wasserstoffperoxids erfolgt nicht. MÜLLER UND JEKEL (2001) geben unter Berücksichtigung dieser Herstellung einen Wert von maximal  $2,27 \text{ kWh/m}^3$  ( $203 \text{ kWh/(E-a)}$ ) an, um 90 % des Herbizids Atrazin aus Leitungswasser zu entfernen. Für die Behandlung von Abwasser gibt STOWA (2009) einen vergleichsweise hohen Energiebedarf von  $2 - 8 \text{ kWh/m}^3$  ( $179 - 715 \text{ kWh/(E-a)}$ ) an.

Die zur Kombination von Ozonung und Zugabe von Wasserstoffperoxid benötigte Energie wird von RIED ET AL. (2010) zu  $0,12 - 0,20 \text{ kWh/m}^3$  ( $10,7 - 17,9 \text{ kWh/(E-a)}$ ) angegeben. BAHR ET AL. (2007) gehen von einem Energiebedarf von  $0,25 \text{ kWh/m}^3$  ( $22,3 \text{ kWh/(E-a)}$ ) für die Kombination von  $12 \text{ g/m}^3$  Ozon und  $4,8 \text{ g/m}^3$  Wasserstoffperoxid aus. MÜLLER UND JEKEL (2001) geben einen maximalen Wert von  $0,135 \text{ kWh/m}^3$  ( $12,1 \text{ kWh/(E-a)}$ ) unter Berücksichtigung der Herstellungsenergie von Wasserstoffperoxid ( $10 \text{ kWh/kg}$ ) an.

Die Kombination von Ozon und UV-Licht ist bei hohen Belastungen des Wassers sehr energieintensiv. MUÑOZ ET AL. (2006) berechnen für die Behandlung von Abwasser aus der Papierindustrie  $71 \text{ kWh/m}^3$  ( $6347 \text{ kWh/(E-a)}$ ), um 15 % des gelösten organischen Kohlenstoffes umzuwandeln. Aufgrund der kürzeren Reaktionszeit im Vergleich zur alleinigen Ozonung ist das kombinierte Verfahren jedoch wesentlich weniger energieintensiv als die alleinige Ozonung mit  $115 \text{ kWh/m}^3$  ( $10.281 \text{ kWh/(E-a)}$ ). NIJDAM ET AL. (1999) geben  $30,6 \text{ kWh/m}^3$  ( $2736 \text{ kWh/(E-a)}$ ) zur Behandlung von hochbelastetem Deponiesickerwasser ( $1,7 \text{ kg O}_3/\text{m}^3$ ) an, für schwächer belastetes Grundwasser ist mit  $37 \text{ g O}_3/\text{m}^3$  wesentlich weniger Ozon nötig und der Energiebedarf beträgt  $0,45 \text{ kWh/m}^3$  ( $40,2 \text{ kWh/(E-a)}$ ). Der ganzheitliche Energiebedarf beträgt nach MÜLLER UND JEKEL (2001)  $2,92 \text{ kWh/m}^3$  ( $261 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei einer einstufigen Verfahrensvariante mit gleichzeitiger Ozondosierung und Bestrahlung und  $1,22 \text{ kWh/m}^3$  ( $109 \text{ kWh/(E-a)}$ ) bei einer zweistufigen Verfahrensvariante mit nachgeschalteter Bestrahlung. Für im Allgemeinen schwächer belastetes kommunales Abwasser gehen PINNEKAMP UND MERKEL (2008) von einem Energieaufwand von  $0,1 \text{ kWh/m}^3$  ( $8,9 \text{ kWh/(E-a)}$ ) für die Ozonung und  $0,01 \text{ kWh/m}^3$  ( $0,89 \text{ kWh/(E-a)}$ ) für die Bestrahlung mit UV-Licht aus.

Der Energiebedarf von Advanced Oxidation Processes zur Entfernung von organischen Spurenstoffen aus kommunalem Abwasser ist schwer einzustufen. Der Energieaufwand zu Bestrahlung mit UV-Licht ist stark von der Beschaffenheit des Abwassers abhängig. Die Herstellung von Wasserstoffperoxid kann sich bei hohen Konzentrationen, wie sie von STOWA (2009) mit  $25 \text{ g/m}^3$  angegeben werden, ebenfalls auf den ganzheitlichen Energiebedarf auswirken. Insgesamt scheint die Zugabe von Wasserstoffperoxid zur

Ozonung das Verfahren mit dem geringsten Energieaufwand zu sein, wohingegen die Bestrahlung mit UV-Licht und Zugabe von Wasserstoffperoxid das energieintensivste Verfahren zu sein scheint (vgl. MÜLLER UND JEKEL 2001 und SAFARZAHED-AMIRI 2001). Eine mögliche Ursache hierfür könnte die Tatsache sein, dass Wasserstoffperoxid im Vergleich zu Ozon ein schwächeres Oxidationsmittel ist, so dass ein vermehrter Aufwand zur Bestrahlung nötig ist.

### 3.5 Modellkläranlage

Im Rahmen des Projekts „Energieeinsparung bei Membranbelebungsanlagen – Phase I“ (AZ IV-7-042 600 003 I) aus dem Themenschwerpunkt „Energie und Klima“ wurde in Kapitel 5 eine Modellkläranlage auf der Basis des Handbuchs „Energie in Kläranlagen“ (MURL, 1999) entwickelt (PINNEKAMP, 2011).

Die Grundlagen dieser Kläranlage für eine Ausbaugröße von 130.000 E werden hier übernommen (Tabelle 3-22 und Tabelle 3-23) und durch die zusätzliche Reinigungsstufe für die Elimination von Spurenstoffen ergänzt. Die Grundlagendaten der Modellkläranlage werden an dieser Stelle ergänzend noch einmal vorgestellt, es soll aber auf die Bemessung derselben nicht weiter eingegangen werden, da diese nicht Bestandteil der Aufgabenstellung ist und im o. g. Bericht nachgelesen werden kann. Tabelle 3-24 fasst den Stromverbrauch der Modellkläranlage ohne Spurenstoffeliminationsstufe zusammen.

Für die Energiebetrachtung wird, ebenso analog zu den Ansätzen aus dem Forschungsbericht „Energieeinsparung bei Membranbelebungsanlagen – Phase I“ und der entwickelten Modellanlage des Handbuchs, die potenzielle Anschlussgröße von 100.000 E betrachtet. Alle Werte für den spezifischen Stromverbrauch der Aggregate beziehen sich somit auf die Wassermengen der angeschlossenen 100.000 E. Für diese Modellkläranlage mit einer Ausbaustufe von 100.000 E muss mit einem spezifischen Stromverbrauch von 231,8 Wh/m<sup>3</sup> Abwasser gerechnet werden. Daraus ergibt sich dann ein täglicher Bedarf von 5.680 kWh/d, bzw. 20,7 kWh/(E·a) (MURL, 1999) (Tabelle 3-24). Die hier beschriebenen Stufen entsprechen denen einer energetisch optimierten Kläranlage nach dem am weitesten verbreiteten Verfahren der einstufigen Belebungsanlage mit vorgeschalteter Denitrifikation. Die angegebenen Werte für den Stromverbrauch wurden dem Handbuch „Energie auf Kläranlagen“ entnommen und überwiegend durch nachvollziehbare theoretische Berechnungen ermittelt.

Tabelle 3-22: Grundlegendaten Modellkläranlage 130.000 E (PINNEKAMP, 2011)

<b>Einwohnerwerte</b>		<b>Bemessung</b>
Einwohnerwerte	E	130.000 [E]
<b>Wassermengen</b>		
Schmutzwasseranfall	$q_s$	140 [l/(E·d)]
Fremdwasseranfall	$q_f$	35 [l/(E·d)]
Niederschlagswasser	$q_r$	70 [l/(E·d)]
Jahreswassermenge Trockenwetter	$Q_T$	8.303.750 [m³/a]
Jahreswassermenge Mischwasser	$Q_M$	11.625.250 [m³/a]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	18.200 [m³/d]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	4.550 [m³/d]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	9.100 [m³/d]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	210,65 [l/s]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	52,66 [l/s]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	105,32 [l/s]
Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,aM}$	263,31 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,aM}$	368,63 [l/s]
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	22.750 [m³/d]
täglicher Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	31.850 [m³/d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	413,77 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	31.850 [m³/d]
maximaler Mischwasserabfluss	$Q_{M,max}$	774,88 [l/s]

Tabelle 3-23: Schmutzfrachten Modellkläranlage 130.000 E (PINNEKAMP, 2011)

<b>Einwohnerwerte</b>		<b>Bemessung</b>
Einwohnerwerte	E	130.000 [E]
<b>Schmutzfrachten im Zulauf zur Kläranlage</b>		
einwohnerspezifische BSB <sub>5</sub> -Fracht	$B_{BSB,spez}$	60 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische CSB-Fracht	$B_{CSB,spez}$	120 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische TS-Fracht	$B_{TS,spez}$	70 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische TKN-Fracht	$B_{TKN,spez}$	11 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische P-Fracht	$B_{P,spez}$	1,8 [g/(E·d)]
BSB <sub>5</sub> -Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,BSB,Z}$	7800 [kg/d]
CSB-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,CSB,Z}$	15.600 [kg/d]
TS-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,TS,Z}$	9100 [kg/d]
TKN-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,TKN,Z}$	1430 [kg/d]
P-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,P,Z}$	234 [kg/d]

**Tabelle 3-24: Elektrischer Strombedarf der Modellkläranlage 100.000 E ohne Verfahrensstufen zur Spurenstoffelimination (MURL 1999)**

Konventionelle Abwasserreinigung	elektrischer Energiebedarf der Modellanlage 100.000 E		
	spezifisch		Modell- anlage
Verfahrensstufe	Wh/m <sup>3</sup>	kWh/(E·a)	kWh/d
Abwasserhebewerk für 3m Förderhöhe	<b>13,9</b>	<b>1,24</b>	<b>340</b>
Rechen	<b>1,0</b>	<b>0,09</b>	<b>25</b>
Sandfang – belüfteter Langsandfang	<b>5,5</b>	<b>0,49</b>	<b>134</b>
Vorklärung einschl. Primärschlammumpwerk	<b>1,1</b>	<b>0,10</b>	<b>28</b>
Belebung mit Stickstoffelimination			
Belüftung / Gebläse	153,5	13,72	3.760
Umwälzung (Denitrifikationszone)	19,6	1,75	480
Rezirkulation	5,7	0,51	140
Rücklaufschlamm	6,9	0,62	170
Biologische Reinigungsstufe insgesamt	<b>185,7</b>	<b>16,61</b>	<b>4.550</b>
Nachklärung einschl. Überschussschlammumpwerk	<b>1,6</b>	<b>0,15</b>	<b>40</b>
Fällmitteldosierung (Simultanfällung)	<b>0,5</b>	<b>0,04</b>	<b>12</b>
Filtration einschl. Hebewerk			
Abwärts durchströmter Raumfilter	<b>22,5</b>	<b>2,01</b>	<b>551</b>
<b>Summe Modellanlage 100.000 E</b>	<b>231,8</b>	<b>20,73</b>	<b>5.680</b>

Nachfolgend wurde diese Modellkläranlage nun im Hinblick auf den Stromverbrauch der Verfahren zur Elimination von Spurenstoffen ergänzt (s. Tabelle 3-25 und Tabelle 3-26). Anhand dieser Daten wurden die Verfahren miteinander verglichen.

Tabelle 3-25: Elektrischer Energiebedarf Modellkläranlage mit nachgeschalteter Ozonung

Elektrischer Energiebedarf der konventionellen Abwasserreinigung	spezifisch		Modell-anlage
	Wh/m <sup>3</sup>	kWh/(E·a)	kWh/d
Modellanlage 100.000 E			
<b>Summe Modellanlage 100.000 E</b>	<b>231,8</b>	<b>20,73</b>	<b>5.680</b>

Ozonung mit Flüssigsauerstoffanlieferung	Bandbreite spez. elek. Energiebedarf [Wh/m <sup>3</sup> ]		Bandbreite spez. elek. Energiebedarf [kWh/(E·a)]	
	von	bis	von	bis
Hebewerk	0	40	0	3,58
Ozonerzeugung	20	210	1,79	18,77
Ein- und Austrag	0	20	0	1,79
Katalytische Restozonvernichtung	0	10	0	0,89
Kühlung	0	90	0	8,05
Nachbehandlung	0	50	0	4,47
<i>Summe elek. Energiebedarf Ozonung</i>	<i>20</i>	<i>420</i>	<i>1,79</i>	<i>37,55</i>
<b>Summe Modellanlage 100.000 E mit Ozonung</b>	<b>251,8</b>	<b>651,8</b>	<b>22,52</b>	<b>58,28</b>

Die große Bandbreite, in der sich die Werte bewegen, beruht vor allem darauf, dass für die Ozonerzeugung Rahmenbedingungen von 8 bis 14 kWh/kg O<sub>3</sub> und Dosierungen von 2,5 bis 15 g/m<sup>3</sup> betrachtet wurden.

Für die GAK-Anlage wird in Tabelle 3-26 zusätzlich der elektrische Energiebedarf der Vorfiltration und das zu behandelnde Rückspülwasser addiert. Für die PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken werden zusätzlich ein nachgeschalteter Sandfilter und die Schlamm- und Prozesswasserbehandlung einbezogen.

Tabelle 3-26: Elektrischer Energiebedarf Modellkläranlage mit nachgeschalteter Anlage zur Adsorption an Aktivkohle

Elektrischer Energiebedarf der konventionellen Abwasserreinigung	spezifisch		Modell-anlage
	Wh/m <sup>3</sup>	kWh/(E·a)	kWh/d
Modellanlage 100.000 E			
<b>Summe Modellanlage 100.000 E</b>	<b>231,8</b>	<b>20,73</b>	<b>5.680</b>

Adsorption an regenerierter GAK	Bandbreite spez. elek. Energiebedarf [Wh/m <sup>3</sup> ]		Bandbreite spez. elek. Energiebedarf [kWh/(E·a)]	
	von	bis	von	bis
Hebwerk	0	40	0	3,58
Vorfiltration	10	40	0,89	3,58
GAK-Filtration	10	50	0,89	4,47
Nachbehandlung Rückspülwasser	40	40	3,58	3,58
<i>Summe elek. Energiebedarf Filtration mit regenerierter GAK</i>	<i>60</i>	<i>170</i>	<i>5,36</i>	<i>15,21</i>
<b>Summe Modellanlage 100.000 E mit Filtration mit regenerierter GAK</b>	<b>291,8</b>	<b>401,8</b>	<b>26,09</b>	<b>35,94</b>

Adsorption an frischer PAK	Bandbreite spez. elek. Energiebedarf [Wh/m <sup>3</sup> ]		Bandbreite spez. elek. Energiebedarf [kWh/(E·a)]	
	von	bis	von	bis
Hebwerk	0	40	0	3,58
PAK-Filtration	10	40	0,89	3,58
Nachbehandlung im Sandfilter	10	50	0,89	4,47
Schlamm- und Prozesswasserbehandlung	3	6	0,27	0,53
<i>Summe elek. Energiebedarf Zugabe PAK in ein Kontaktbecken</i>	<i>23</i>	<i>136</i>	<i>2,05</i>	<i>12,16</i>
<b>Summe Modellanlage 100.000 E mit Zugabe von PAK in ein Kontaktbecken</b>	<b>254,8</b>	<b>367,8</b>	<b>22,78</b>	<b>32,89</b>

Um eine Größenordnung für einen Vergleich der Verfahren zu entwickeln, wird nachfolgend in Tabelle 3-27 das Ergebnis der Betrachtung aus dem Projekt „Energieeinsparung bei Membranbelebungsanlagen - Phase I“ (AZ IV-7-042 600 003 I) aufgeführt, bei der eine Membranbelebungsanlage ohne Vorklärung und ohne Faulung mit 100.000 E bemessen wurde.

Tabelle 3-27: Elek. Energiebedarf der Modellkläranlage als Membranbelebungsanlage

Elek. Energiebedarf der konventionellen Abwasserreinigung mit MBR	spezifisch		Modell- anlage
	Wh/m <sup>3</sup>	kWh/(E·a)	kWh/d
Modellanlage 100.000 E			
<b>Summe Modellanlage 100.000 E</b>	<b>484</b>	<b>43,08</b>	<b>11.802</b>

Es ist festzuhalten, dass die Werte für den Energiebedarf der Modellanlage nach dem MBR-Verfahren deutlich über denen der klassischen einstufigen Belebungsanlage liegen. Das MBR-Verfahren eignet sich wie vorangehend beschrieben nicht, um eine weitergehende Spurenstoffelimination durchzuführen, da die klassischen porösen Membranen Partikel der entsprechenden Größen nicht zurückzuhalten. Als nachgeschaltetes Verfahren ist es zudem unwirtschaftlich. Der Vorteil gegenüber den klassischen Belebungsverfahren liegt darin, dass aufgrund des feststofffreien Ablaufs auch alle im Prozess sorbierten Stoffe zurückgehalten werden (vgl. Kapitel 2.3.3.1). Das MBR-Verfahren wird jedoch in Bild 3-22 mit den Verfahren zur Spurenstoffelimination aufgeführt, um einen breiteren Vergleich möglicher Abwasserreinigungsverfahren darzustellen. Nicht berücksichtigt in Bild 3-22 ist der Energiebedarf, der bei der Herstellung der Aktivkohle bzw. des Flüssigsauerstoffes und deren Transport zur Kläranlage benötigt wird.

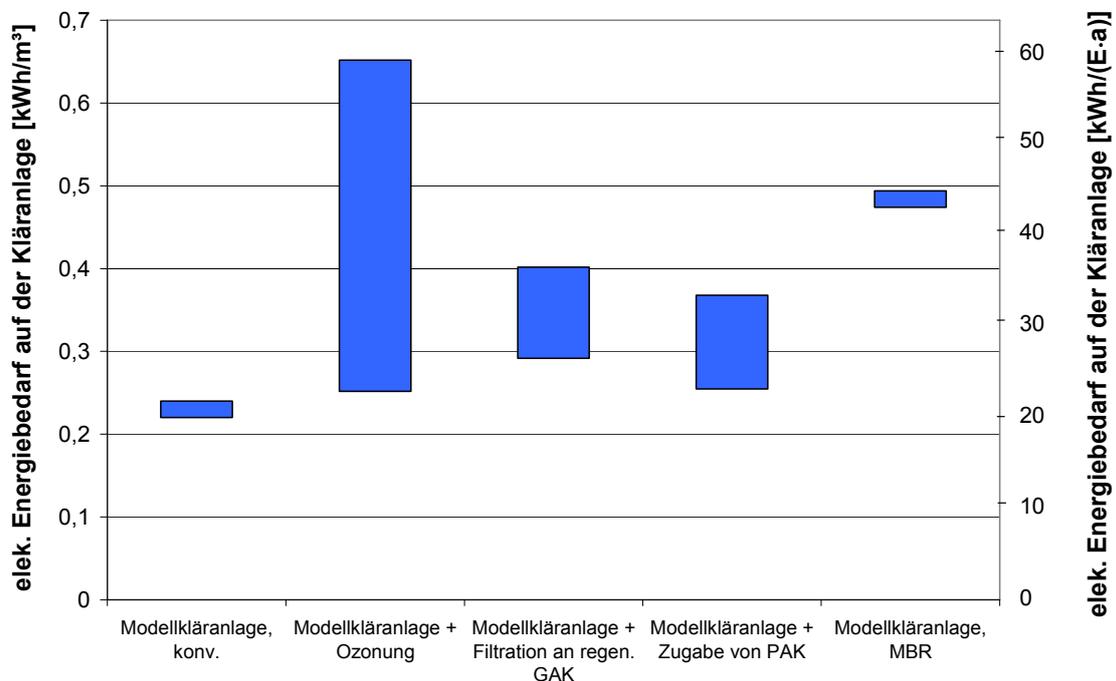


Bild 3-22: Zusammenfassende Gegenüberstellung der Bandbreite des spezifischen, elektrischen Energiebedarfs der betrachteten Verfahren zur Spurenstoffelimination

Aus Bild 3-22 wird ersichtlich, dass der Strombedarf einer Kläranlage durch die Ertüchtigung mit einer Ozonung zur Spurenstoffelimination um 9 bis 180% steigt, je nach Dosierung und Randbedingungen vor Ort. Der Einsatz von GAK oder PAK zur weitergehenden

Abwasserreinigung führt zu einer Erhöhung des elektrischen Energiebedarfs einer Kläranlage um 11 bis 75%. Dabei ist anzumerken, dass die Werte für die Modellkläranlage, die als Referenz für diesen Vergleich dient, durch theoretische Betrachtungen unter optimalen Voraussetzungen ermittelt wurden und dadurch einem idealen Wert entsprechen. Wird der Wert von  $35 \text{ kWh}/(\text{E} \cdot \text{a})$  (entspricht  $0,39 \text{ kWh}/\text{m}^3$ ), der aus der Praxis für eine Kläranlage der Größenklasse 4 ermittelt wurde (HABERKERN ET AL. 2008), als Referenz verwendet, dann ist die Steigerung des Energiebedarfs durch die Spurenstoffelimination niedriger. Durch eine Ozonung wird der elektrische Energiebedarf auf der Kläranlage um 6 bis 108% gesteigert, durch eine Aktivkohleadsorption um 6 bis 44%.

## 4 CO<sub>2</sub>-Bilanzen

Neben dem Energiebedarf spielen auch ökologische Aspekte eine Rolle bei der ganzheitlichen Bewertung der Verfahren zur Entfernung organischer Spurenstoffe aus kommunalem Abwasser. Diese Aspekte sollen nun betrachtet und bewertet werden. Die membranbasierten Verfahren und die Advanced Oxidation Processes werden an dieser Stelle nicht weiter betrachtet. Aufgrund ihres hohen Energiebedarfs (vgl. Kapitel 3) und der im Vergleich zur Ozonung und den adsorptiven Verfahren sich nicht absetzenden Eliminationsleistungen (vgl. Kapitel 2.3) scheint der Zeitpunkt für ihren großtechnischen Einsatz zur weitergehenden Entfernung organischer Spurenstoffe noch nicht gegeben.

Um eine ganzheitliche ökologische Bewertung vornehmen zu können, müssten theoretisch alle bei den Verfahren zum Einsatz kommenden Komponenten von der Herstellung bis zur Entsorgung erfasst und ihre Auswirkungen auf die Umwelt bewertet werden. Ein Verfahren zu einer solchen Bewertung ist die Ökobilanz (Life Cycle Assessment) nach ISO 14040 (ISO 14040 2006). Eine solche Ökobilanz erfordert jedoch eine ausführliche Datenerfassung, die an dieser Stelle nicht vorliegt. Um trotzdem eine ökologische Bewertung der Verfahren durchführen zu können, wird eine CO<sub>2</sub>-Bilanz für eine nachgeschaltete Ozonung und nachgeschaltete Adsorption an Pulveraktivkohle aufgestellt. Kohlenstoffdioxid (CO<sub>2</sub>) gilt als das Gas mit dem größten Anteil am zusätzlichen Treibhauseffekt (FÖRSTNER 2008). Somit spielt der CO<sub>2</sub>-Ausstoß eine wichtige Rolle bei der ökologischen Bewertung der Verfahren und wird hier als Maß zur Bewertung gewählt.

Wie bei der im NEPTUNE-Projekt (LARSEN ET AL. 2010) durchgeführten Ökobilanz für eine nachgeschaltete Ozonung und eine simultane bzw. nachgeschaltete PAK-Adsorption zur Behandlung kommunalen Abwassers wird zur CO<sub>2</sub>-Bilanzierung zwischen Infrastruktur, Energie auf der Kläranlage und Inputstoffen unterschieden. Diese drei Kategorien werden im Folgenden für die CO<sub>2</sub>-Bilanz einer nachgeschalteten Ozonstufe und Adsorption an Pulveraktivkohle aufgestellt und bewertet. Als Bezugskriterium und funktionelle Einheit im Sinne einer Ökobilanz nach ISO 14040 wird ein Kubikmeter behandeltes Abwasser gewählt. Die CO<sub>2</sub>-Emissionen werden ebenfalls mit Bezug auf die funktionelle Einheit „Einwohner·Jahr“ angegeben. Die Umrechnung erfolgt auf der Basis eines täglichen Abwasseranfalls von 245 L/(E·d) nach dem Handbuch „Energie in Kläranlagen“ [MURL, 1999]. Eventuelle Abwasserhebeanlagen als Vorbehandlung sowie eine Nachbehandlung werden an dieser Stelle mit den gleichen Ansätzen wie im Kapitel 3 betrachtet.

## 4.1 CO<sub>2</sub>-Bilanz für eine nachgeschaltete Ozonung

### 4.1.1 CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie

Der Energieaufwand für eine Ozonung setzt sich aus der Erzeugung, dem Ein- und Austrag, der Restozonvernichtung sowie der Kühlung zusammen. Hinzu kommen noch die Hebewerke und eine Nachbehandlungsstufe. Der Fall einer Flüssigsauerstoffherzeugung vor Ort wird an dieser Stelle nicht berücksichtigt, da er sich aus energetischer Sicht als ungünstig erwiesen hat (s. Kap. 3.1.2.2). Der Energiebedarf der Ozonung wurde in Kapitel 3.1 für verschiedene Ozondosierungen und Szenarien berechnet. Der daraus resultierende CO<sub>2</sub>-Ausstoß kann mittels des CO<sub>2</sub>-Ausstoßes des in Deutschland verwendeten Strommixes berechnet werden. Dieser beträgt aktuell ca. 0,6 kg CO<sub>2</sub>/kWh (UMWELTBUNDESAMT 2010). Die Emissionen, die durch die auf der Kläranlage benötigte Energie bedingt sind, sind in Tabelle 4-1 für die unterschiedlichen Dosierungen aufgeführt. Die ermittelten Werte liegen in Abhängigkeit des gewählten Szenarios und der eingetragenen Ozondosis zwischen 2,7 und 33,8 kg CO<sub>2</sub>/(E·a).

Tabelle 4-1: CO<sub>2</sub>-Emissionen einer nachgeschalteten Ozonstufe aus der auf der Kläranlage benötigten Energie

	Ozondosis [g/m <sup>3</sup> ]				
	2,5	5,0	7,5	10,0	15,0
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>					
minimale Emissionen	0,012	0,03	0,036	0,048	0,084
mittlere Emissionen	0,048	0,069	0,087	0,102	0,15
maximale Emissionen	0,084	0,108	0,138	0,156	0,216
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>					
minimale Emissionen	1,1	2,7	3,2	4,3	7,5
mittlere Emissionen	4,3	6,2	7,8	9,1	13,4
maximale Emissionen	7,5	9,7	12,3	13,9	19,3

### 4.1.2 CO<sub>2</sub>-Emissionen aus Herstellung und Transport der Inputstoffe

Als Inputstoff zur Ozonung ist der flüssige Sauerstoff anzusehen, der an dieser Stelle als angeliefertes Hilfsmittel betrachtet wird. Die durchgeführten Berechnungen zu den CO<sub>2</sub>-Emissionen sind in Tabelle 4-2 dargestellt und berücksichtigen den Energieaufwand zur Herstellung und den CO<sub>2</sub>-Ausstoß beim Transport. Die CO<sub>2</sub>-Emissionen zur Herstellung werden über den CO<sub>2</sub>-Ausstoß bei dem in Deutschland vorhandenen Strommix angesetzt (0,6 kg CO<sub>2</sub>/kWh (UMWELTBUNDESAMT 2010)). Dabei wird angenommen, dass die Sauerstoffgewinnung nur elektrische Energie benötigt. Der CO<sub>2</sub>-Ausstoß für den Transport

wird mittels der Angaben aus BAUMANN UND TILMANN (2004) ermittelt, welche auch schon für den Energiebedarf beim Transport in Kapitel 3.1 als Berechnungsgrundlage dienen.

**Tabelle 4-2: Für Herstellung und Transport von Inputstoffen verursachten CO<sub>2</sub>-Emissionen bei einer nachgeschalteten Ozonstufe**

	Ozondosis [g/m <sup>3</sup> ]				
	2,5	5,0	7,5	10,0	15,0
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Herstellung des Reinsauerstoffs [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>					
minimale Emissionen	0,004	0,008	0,012	0,016	0,023
mittlere Emissionen	0,009	0,018	0,027	0,037	0,055
maximale Emissionen	0,014	0,029	0,043	0,058	0,086
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Sauerstofftransport [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>					
minimale Emissionen	0,000	0,001	0,001	0,002	0,003
mittlere Emissionen	0,001	0,002	0,003	0,003	0,005
maximale Emissionen	0,001	0,003	0,004	0,005	0,008
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Herstellung und Transport des Reinsauerstoffs [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>					
<b>minimale Emissionen</b>	<b>0,004</b>	<b>0,009</b>	<b>0,013</b>	<b>0,017</b>	<b>0,026</b>
<b>mittlere Emissionen</b>	<b>0,010</b>	<b>0,020</b>	<b>0,030</b>	<b>0,040</b>	<b>0,060</b>
<b>maximale Emissionen</b>	<b>0,016</b>	<b>0,031</b>	<b>0,047</b>	<b>0,063</b>	<b>0,094</b>
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Herstellung des Reinsauerstoffs [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>					
minimale Emissionen	0,3	0,7	1,0	1,4	2,1
mittlere Emissionen	0,8	1,6	2,5	3,3	4,9
maximale Emissionen	1,3	2,6	3,9	5,1	7,7
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Sauerstofftransport [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>					
minimale Emissionen	0,0	0,1	0,1	0,2	0,2
mittlere Emissionen	0,1	0,2	0,2	0,3	0,5
maximale Emissionen	0,1	0,2	0,3	0,5	0,7
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Herstellung und Transport des Reinsauerstoffs [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>					
<b>minimale Emissionen</b>	<b>0,4</b>	<b>0,8</b>	<b>1,2</b>	<b>1,6</b>	<b>2,3</b>
<b>mittlere Emissionen</b>	<b>0,9</b>	<b>1,8</b>	<b>2,7</b>	<b>3,6</b>	<b>5,4</b>
<b>maximale Emissionen</b>	<b>1,4</b>	<b>2,8</b>	<b>4,2</b>	<b>5,6</b>	<b>8,4</b>

Die ermittelten Emissionen betragen zwischen 0,4 und 8,4 kg CO<sub>2</sub>/(E·a). Zu bemerken bleibt, dass an dieser Stelle keine Berücksichtigung des Baus oder des Rückbaus der Einrichtungen zur Sauerstoffgewinnung erfolgt, die zu einer geringfügig höheren CO<sub>2</sub>-Emission führen würde.

### 4.1.3 CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur

Die Erweiterung einer kommunalen Kläranlage mit einer nachgeschalteten Ozonung ist mit einem gewissen Infrastrukturaufwand verbunden, der auch einen CO<sub>2</sub>-Ausstoß bedingt. Dieser ist abhängig von der jeweiligen Anlagengröße. Im Projekt NEPTUNE (LARSEN ET AL. 2010) wird die Infrastruktur einer nachgeschalteten Ozonung für eine auf 100 000 Einwohnerwerte ausgelegte Kläranlage in der Ökobilanz mitberücksichtigt. Die für diese Berechnung angesetzten Daten sind in dem Dokument detailliert aufgeführt und werden deswegen an dieser Stelle übernommen und hinsichtlich ihres CO<sub>2</sub>-Ausstoßes berücksichtigt. An dieser Stelle werden in Tabelle 4-3 die nach LARSEN ET AL. (2010) zusammengefassten Mengen je Material aufgeführt und die zugehörige CO<sub>2</sub>-Emission ermittelt. Dabei wird nur die Herstellung der jeweiligen Infrastruktur berücksichtigt. Transport, Einbau und Entsorgung der Infrastruktur liegen außerhalb der Systemgrenze.

Die CO<sub>2</sub>-Emission pro Kilogramm Material wird der Datenbank ProBas (Prozessorientierte Basisdaten für Umweltmanagement-Instrumente) des Umweltbundesamts entnommen (UMWELTBUNDESAMT 2011). Bei dieser Datenbank handelt es sich um eine Zusammentragung von veröffentlichten Daten hinsichtlich des Lebenszyklus von Prozessen, Produkten, Ressourcen, Dienstleistungen etc. Für die hier durchgeführte CO<sub>2</sub>-Bilanz werden wenn möglich solche Daten, die die Vorketten des jeweiligen Produktes berücksichtigen, betrachtet. So soll der gesamte Herstellungsweg inklusive Abbau der notwendigen Rohstoffe des Produktes berücksichtigt werden. Der Name des Materials in der ProBas-Datenbank ist in Tabelle 4-3 angegeben.

Um eine Quantifizierung der CO<sub>2</sub>-Emission pro Kubikmeter behandeltem Abwasser zu ermitteln, werden die jeweiligen im NEPTUNE-Projekt angesetzten Lebensdauern für die Bauteile mit dem entsprechenden Mittelwert angesetzt und mit der im Projekt angegebenen jährlichen Abwassermenge für 100 000 E von 12 100 000 m<sup>3</sup>/a (LARSEN ET AL. 2010) multipliziert. So erfolgt die Ermittlung der gesamten behandelten Abwassermenge für jedes in der Anlage eingebaute Material. Durch Division der CO<sub>2</sub>-Emission des jeweiligen Materials durch diese ermittelte Abwassermenge kann der spezifische CO<sub>2</sub>-Ausstoß pro Kubikmeter Abwasser des jeweiligen Materials ermittelt werden. Durch Aufsummierung dieser Werte wird der gesamte spezifische CO<sub>2</sub>-Ausstoß der eingebauten Infrastruktur berechnet. Die Werte sind in Tabelle 4-3 aufgetragen. Aus den angegebenen Lebensdauern der einzelnen Komponenten wurde eine mittlere Lebensdauer von 32,2 Jahren für die gesamte Infrastruktur ermittelt.

Tabelle 4-3: Durch Infrastruktur bedingte CO<sub>2</sub>-Emissionen bei einer nachgeschalteten Ozonstufe

Material	Menge des in der Anlage eingebauten Materials [kg]	kg CO <sub>2</sub> pro kg Material	Lebensdauer der Infrastruktur [a]	spezifischer CO <sub>2</sub> -Ausstoß [kg CO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ] je Material	ProBas-Quelle für CO <sub>2</sub> -Wert (mit Sekundärliteraturquellen)
Kupfer	97	2,56	18,9	1,09E-06	Kupfer-DE-mix-2010 (Öko-Institut): Mixer der primären und sekundären Kupfererzeugung, Berücksichtigung von Vorkette
Aluminium	452	13,2	18,6	2,65E-05	Aluminium-mix-DE-2010 (Öko-Institut): Mix zur Aufteilung der Primäraluminiumherstellung bezgl. Nachfrage BRD
Stahl	63.596	1,61	33,2	2,55E-04	Stahl unlegiert (FRISCHKNECHT 1996): Aggregierter Datensatz; enthält alle Prozesse ab der Rohstoffgewinnung
Edelstahl	11.125	5,28	22,4	2,17E-04	Stahl hochlegiert: (FRISCHKNECHT 1996): Aggregierter Datensatz; enthält alle Prozesse ab der Rohstoffgewinnung
verzinktes Stahlblech	110	2,38	17,5	1,24E-06	Stahl-DE-Blech-verzinkt-2010 (inklusive Vorkette)
PVC	10	2,51	17,5	1,19E-07	PVC pipes (Plastics Europe 2005): inklusive Vorkette; Annahme: Werte für Rohre
Polyethylen	12	1,98	21,9	8,97E-08	HDPE pipes (Plastics Europe 2005): inklusive Vorkette; Annahme: Werte für Rohre
Beton	1.040.000	0,131	35	3,22E-04	Beton (ohne Armierungseisen) (FRISCHKNECHT 1996): Aggregierter Datensatz; enthält alle Prozesse ab der Rohstoffgewinnung, Annahme: Dichte Beton: 2 Mg/m <sup>3</sup>
Recycelbares Verbundmaterial	20	0	0	0,00E+00	keine Daten verfügbar, keine Berücksichtigung, da geringe Menge
Perlit	1.060	0,933	25	3,27E-06	Perlit (IFEU 1995): Abbau und Aufbereitung; inklusive Vorkette, fossiles CO <sub>2</sub>
Mangan	51	2,4	17,5	5,78E-07	Mangan (IFEU 2003): Erzförderung bis Mangan in regionalen Lagern: inklusive Vorkette, fossiles CO <sub>2</sub>
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>					<b>0,0008</b>
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>					<b>0,074</b>

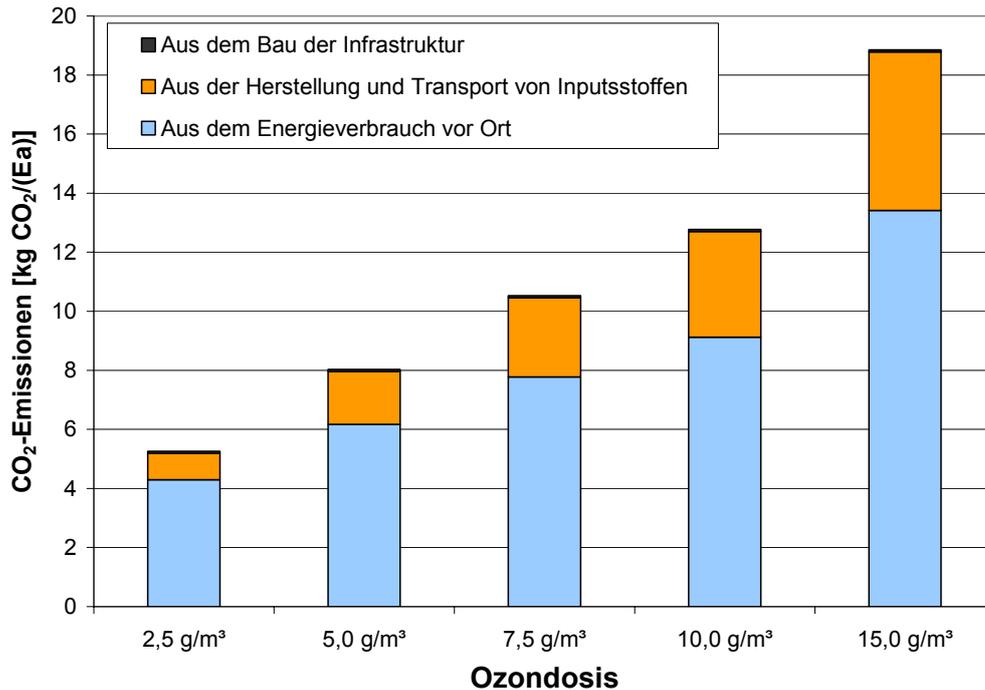
Auf die gesamte Lebensdauer der Ozonstufe von 32,2 Jahren bezogen, beträgt der CO<sub>2</sub>-Ausstoß der Infrastruktur ca. 300.000 Kilogramm. Den Hauptanteil machen hierbei Beton und Stahl aus. Je Kubikmeter behandeltem Abwasser liegt der Wert bei ca. 0,8 g CO<sub>2</sub> pro Kubikmeter, bzw. 0,074 kg/CO<sub>2</sub>/(E·a). Im Vergleich zur CO<sub>2</sub>-Emission aus der auf der Kläranlage benötigten Energie und der Bereitstellung von Inputstoffen ist dieser Wert vernachlässigbar.

#### 4.1.4 Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen für eine nachgeschaltete Ozonung

In Tabelle 4-4 sind die CO<sub>2</sub>-Emissionen, die aus dem Energiebedarf bei der Ozonung vor Ort, bei der Sauerstoffgewinnung und dessen Transport sowie bei dem Bau der Infrastruktur anfallen, zusammenfassend dargestellt. Eine graphische Darstellung für den mittleren Ansatz ist Bild 4-1 zu entnehmen.

Tabelle 4-4: Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen einer nachgeschalteten Ozonstufe

	Ozondosis [g/m <sup>3</sup> ]				
	2,5	5,0	7,5	10,0	15,0
<b>Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>					
minimale Emissionen	0,017	0,040	0,050	0,066	0,111
mittlere Emissionen	0,059	0,090	0,118	0,143	0,211
maximale Emissionen	0,101	0,140	0,186	0,220	0,311
<b>Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>					
minimale Emissionen	1,5	3,5	4,5	5,9	9,9
mittlere Emissionen	5,3	8,0	10,5	12,8	18,8
maximale Emissionen	9,0	12,5	16,6	19,6	27,8



**Bild 4-1: CO<sub>2</sub>-Emissionen einer nachgeschalteten Ozonung in Abhängigkeit der Ozondosis (sonstige Bedingungen mit Mittelwerten angesetzt)**

## 4.2 CO<sub>2</sub>-Bilanz für eine PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken

### 4.2.1 CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie

Der Energiebedarf auf der Kläranlage setzt sich für eine nachgeschaltete PAK-Adsorptionsstufe aus dem Energiebedarf zum Betrieb der Adsorptionsstufe sowie der Vor- und Nachbehandlung zusammen, inkl. Schlammbehandlung. Mit Ausnahme der Schlammbehandlung wird in allen anderen Schritten elektrische Energie benötigt (vgl. Tabelle 3-14 und Tabelle 3-15). Die CO<sub>2</sub>-Emissionen aus diesen Schritten werden mit den CO<sub>2</sub>-Emissionen für den in Deutschland eingesetzten Strommix (0,6 kg CO<sub>2</sub>/kWh (UMWELTBUNDESAMT 2010)) verrechnet.

Bei der Schlammbehandlung (vgl. Anhang V) wird für die Voreindickung, Entwässerung sowie Prozesswasserbehandlung auch elektrische Energie eingesetzt, deren CO<sub>2</sub>-Emission ebenfalls mit der deutschen Strommix-Kalkulation gerechnet wird. Es wird angenommen, dass nach der Faulung der Schlamm thermisch verwertet wird (s. Kapitel 3.2.3). Der CO<sub>2</sub>-Ausstoß aus dem Schlamm selbst wird nicht berücksichtigt, da dessen Anfall unabhängig von der Spurenstoffelimination ist. Weiterhin wird angenommen, dass die bei der Verbrennung der Pulveraktivkohle freigesetzte Energie zu 100% genutzt wird und dadurch der Bedarf an thermischer Energie für die Schlamm Trocknung und -verbrennung reduziert wird. Somit substituiert die Aktivkohle einen Teil der fossilen Energieträger, die bei einer konventionellen Anlage ohne PAK-Dosierung für die Schlamm Trocknung und Stützfeuerung nötig sind. Die PAK-Verbrennung verursacht im Vergleich zum Betrieb einer Kläranlage ohne

Spurenstoffelimination dementsprechend keine zusätzliche CO<sub>2</sub>-Emission aus fossilen Energieträgern.

Die berechneten Emissionen sind in Tabelle 4-5 dargestellt. Die ermittelten Werte liegen in Abhängigkeit des gewählten Szenarios und der PAK Dosierung zwischen 1,9 und 8,9 kg CO<sub>2</sub>/(E·a).

**Tabelle 4-5: CO<sub>2</sub>-Emissionen einer PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken aus der auf der Kläranlage benötigten Energie**

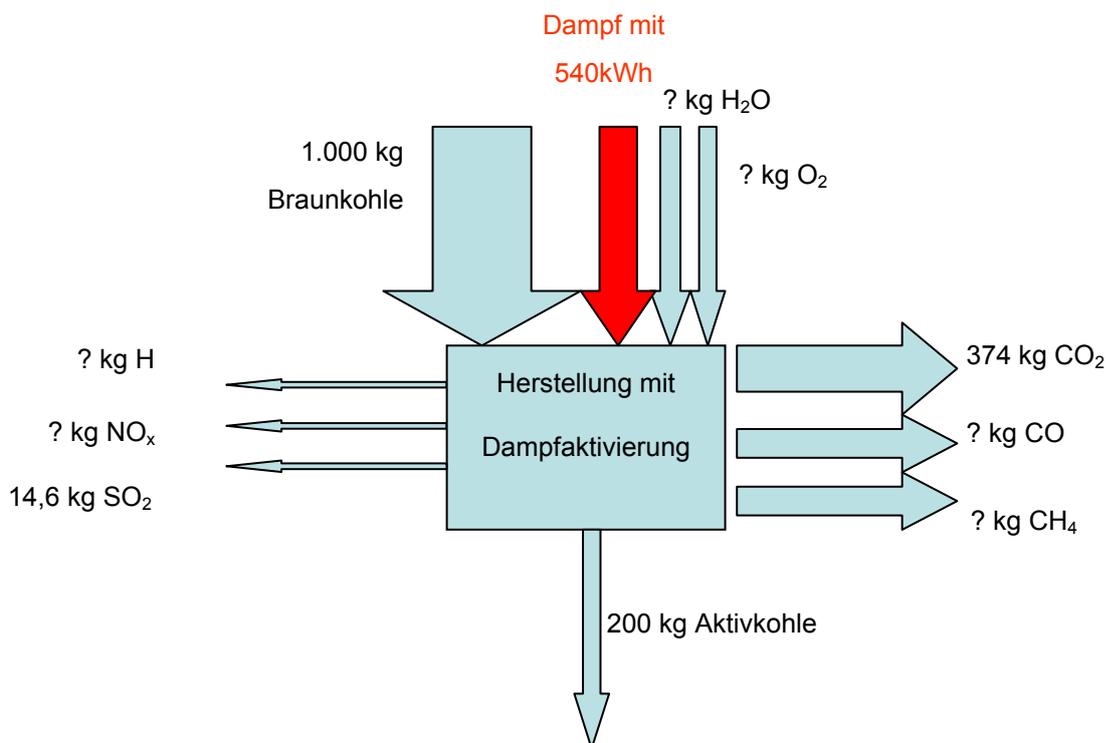
	PAK-Dosis [g/m <sup>3</sup> ]			
	5	10	15	20
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>				
minimale Emissionen	0,012	0,012	0,012	0,012
mittlere Emissionen	0,045	0,045	0,045	0,045
maximale Emissionen	0,078	0,078	0,078	0,078
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Schlammbehandlung (thermische und elektrische Energieformen berücksichtigt) [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>				
Emissionen	0,010	0,013	0,018	0,022
<b>Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie, inkl. Schlammbehandlung [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>				
minimale Emissionen	0,022	0,025	0,030	0,034
mittlere Emissionen	0,055	0,058	0,063	0,067
maximale Emissionen	0,088	0,091	0,096	0,100
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>				
minimale Emissionen	1,1	1,1	1,1	1,1
mittlere Emissionen	4,0	4,0	4,0	4,0
maximale Emissionen	7,0	7,0	7,0	7,0
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Schlammbehandlung (thermische und elektrische Energieformen berücksichtigt) [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>				
Emissionen	0,9	1,2	1,6	1,9
<b>Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der auf der Kläranlage benötigten Energie, inkl. Schlammbehandlung [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>				
minimale Emissionen	1,9	2,2	2,6	3,0
mittlere Emissionen	4,9	5,2	5,6	5,9
maximale Emissionen	7,8	8,1	8,5	8,9

#### 4.2.2 CO<sub>2</sub>-Emissionen aus Herstellung und Transport der Inputstoffe

Als Inputstoff bei einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe ist zunächst die Pulveraktivkohle zu nennen. Hinzu kommen die Fäll- und Flockungshilfsmittel.

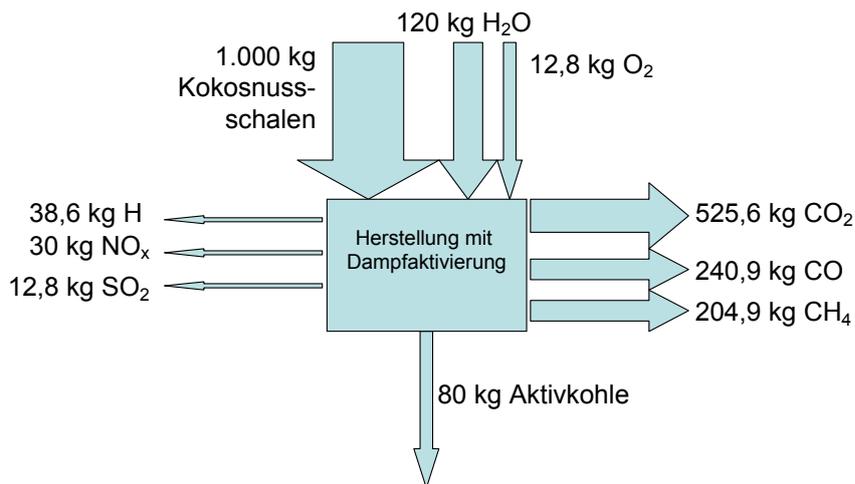
Da sich die Daten zur Aktivkohleherstellung je nach Quelle untereinander sehr unterscheiden, werden verschiedene Szenarien berücksichtigt. In Anlehnung an Kapitel 3.2.2 (Einsatz von granulierter Aktivkohle zur Spurenstoffelimination) wird zum einen das hohe Szenario nach MEYER (1997) und zum anderen das niedrige Szenario nach BAYER ET AL. (2005) verwendet. Zusätzlich wird das Szenario „nachwachsende Aktivkohlerohstoffe“ am Beispiel der Kokosnussschalen vorgestellt.

Die im hohen bzw. niedrigen Szenario benötigten Rohmaterialien sind im Anhang IV zusammengetragen. Unter Berücksichtigung der CO<sub>2</sub>-Emissionsfaktoren der einzelnen Inputstoffe (Kohle, Dampf, Gas, Strom nach KNÖFEL 2008) sowie des Transports lässt sich ein spezifischer CO<sub>2</sub>-Ausstoß von 13,3 kg CO<sub>2</sub>/kg Aktivkohle bei dem hohen Szenario und 3,9 kg CO<sub>2</sub>/kg Aktivkohle bei dem niedrigen Szenario berechnen. Auf die Betrachtung des Produktionsschrittes der Pulverisierung wird verzichtet; sie wird wie im NEPTUNE-Projekt als vernachlässigbar angesehen (LARSEN ET AL. 2010). Nach Angaben von ESSER-SCHMITTMANN ET AL. (2008) wird pro Kilogramm Aktivkohle 1,87 kg CO<sub>2</sub> produziert (s. Bild 4-2). Wird die Dampfherstellung in die Bilanz einbezogen (0,46 kg CO<sub>2</sub>/kWh aus Braunkohle nach KNÖFEL 2008), so ergibt sich ein spezifischer CO<sub>2</sub>-Ausstoß von 3,1 kg CO<sub>2</sub>/kg Aktivkohle, im Einklang mit dem niedrigen Szenario.

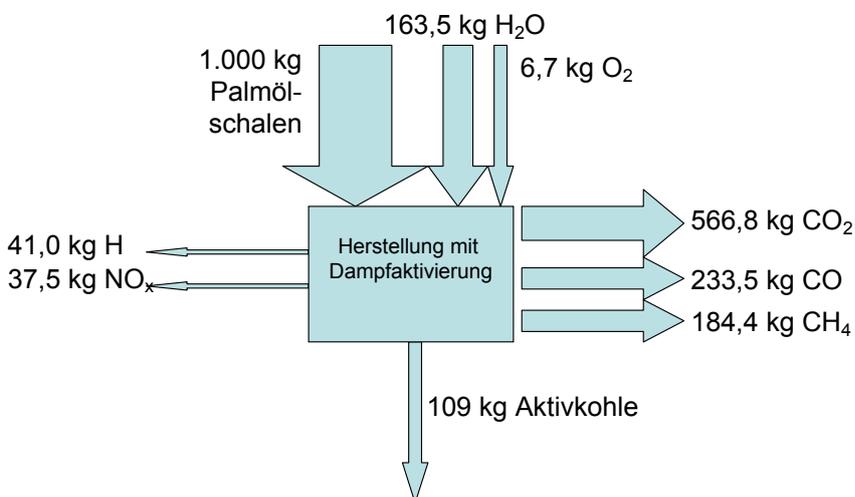


**Bild 4-2: Bilanzierung der Aktivkohleherstellung aus Braunkohle nach ESSER-SCHMITTMANN ET AL. (2008), verändert**

In Bezug auf die Entstehung von CO<sub>2</sub> bei der Herstellung der Aktivkohle aus nachwachsenden Rohstoffen wird auf die Veröffentlichung von KITTISUPAKORN ET AL. (2009) verwiesen, die im Rahmen ihrer Versuche die Herstellung und Dampfaktivierung von Aktivkohle aus Kokosnussschalen und Palmölschalen untersucht haben (s. Bild 4-3 und Bild 4-4).



**Bild 4-3: Bilanzierung der Aktivkohleherstellung aus Kokosnussschalen nach KITTISUPAKORN ET AL. (2009)**

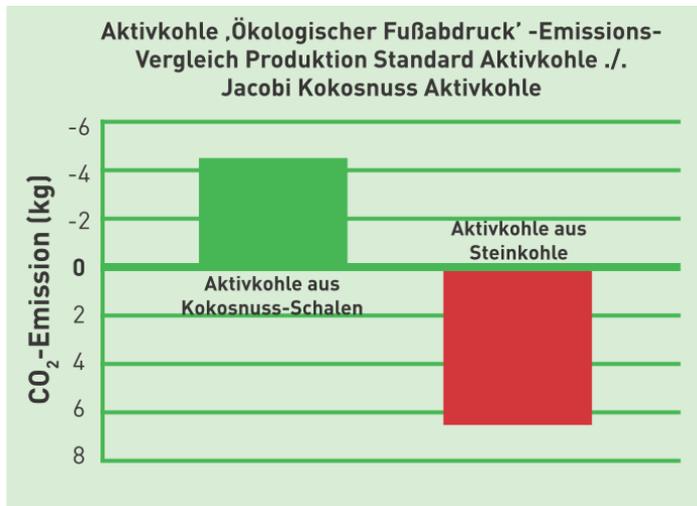


**Bild 4-4: Bilanzierung der Aktivkohleherstellung aus Palmölschalen nach KITTISUPAKORN ET AL. (2009)**

Man erhält aus den jeweils eingesetzten 1.000 kg Ausgangsprodukt der nachwachsenden Rohstoffe Palmölschalen und Kokosnussschalen nur ca. 100 kg Aktivkohle (s. Bild 4-3 und Bild 4-4). In etwa gleichbleibend entstehen aber über 500 kg CO<sub>2</sub>, etwas mehr bei der Nutzung von Palmölschalen, als beim Einsatz von Kokosnussschalen. Damit ist die Ausbeute an Aktivkohle geringer als bei der Verwendung von Braunkohle.

Die Firma Jacobi stellt in eigenen Werken in Indien und Sri Lanka Aktivkohle, sowohl als Pulveraktivkohle als auch als Aktivkohlegranulat, aus Kokosnussschalen her. Zur umweltfreundlichen Herstellung der Aktivkohlen aus Kokosnussschalen wird bereits die Verkohlung in geschlossenen Bunkern vorgenommen, so dass auch in diesem Prozess das Freisetzen von CO<sub>2</sub>- und Methan-Emissionen unterbunden wird. Diese Technik erlaubt die vollständige Verbrennung der entstehenden flüchtigen Kohlenwasserstoffe und damit die Nutzung der entstandenen Verbrennungswärme im Prozess. Der Anteil an fossilen Brennstoffen, die notwendig sind um den Prozess der Verkohlung in Gang zu setzen, wird damit deutlich reduziert. Der Prozess der Wasserdampf-Aktivierung erfolgt anschließend in modernen Drehrohröfen, welche nur noch einen sehr geringen Anteil an fossilen Brenn-

stoffen benötigen. Auch die Dampferzeugung erfolgt vollständig aus der bei dem Prozess frei werdenden Abwärme. Auf diese Weise ist die CO<sub>2</sub>-Bilanzierung des Prozesses nicht nur neutral, die Fa. Jacobi wirbt damit, dass in den Kokosnussschalen sogar CO<sub>2</sub> aus der Atmosphäre gebunden wird, so dass die Herstellung von Aktivkohle aus Kokosnussschalen nach diesem Verfahren eine negative Netto-CO<sub>2</sub>-Bilanz aufweist (s. Bild 4-5).



**Bild 4-5: Aktivkohle „Ökologischer Fußabdruck“ [JACOBI 2009]**

Im Folgenden wird wie im Kapitel 4.2.1 davon ausgegangen, dass die Aktivkohle einen Teil der fossilen Energieträger, die bei einer konventionellen Anlage ohne PAK-Dosierung für die Stützfeuerung nötig sind, substituiert. So wird beim Einsatz von Aktivkohle aus nachwachsenden Rohstoffen im Vergleich zu einer konventionellen Kläranlage ohne Spurenstoffelimination der Bedarf an fossilen Energieträgern reduziert. Da der Kohlenstoffdioxidausstoß aus der Verbrennung von nachwachsenden Rohstoffen während der Aktivkohleherstellung und der Verbrennung mit dem Schlamm als klimaneutral betrachtet wird [KAMPSCHREUR ET AL. 2009], ergibt sich eine CO<sub>2</sub>-Gutschrift beim Einsatz von Aktivkohle aus Kokosnussschalen. Inwiefern die Aktivkohle aus Kokosnussschalen sich für die Elimination von organischen Spurenstoffen eignet, konnte anhand der Literaturdaten nicht ermittelt werden. Eigene Voruntersuchungen zeigen, dass die Aktivkohle aus Kokosnussschalen sich nicht wesentlich von anderen Aktivkohlen unterscheidet. Abweichungen in der Eliminationsleistung waren in Abhängigkeit der organischen Spurenstoffe zu verzeichnen.

Zu der Aktivkohle kommen die Fäll- und Flockungshilfsmittel hinzu. Für die Fällmittel wird mangels konkreter Daten auf den CO<sub>2</sub>-Ausstoß bei der Herstellung anorganischer Chemikalien aus der ProBas-Datenbank (UMWELTBUNDESAMT 2011) zurückgegriffen. Als Dosiermengen werden 2, 4 und 6 g/m<sup>3</sup> Abwasser betrachtet (vgl. Kapitel 3.2.3.2). Für Flockungshilfsmittel wird auf die ProBas-Daten zur Herstellung organischer Chemikalien zurückgegriffen. Als Dosis werden 0,2 g/m<sup>3</sup> Abwasser angesetzt. Mit einem spezifischen Ausstoß von 0,616 kg CO<sub>2</sub>/kg bei den Fällmitteln und 1,81 kg CO<sub>2</sub>/kg für die Flockungs-

hilfsmittel liegt die CO<sub>2</sub>-Emission pro m<sup>3</sup> Abwasser zwischen 0,001 bis 0,004 kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> und kann somit im Vergleich zur Aktivkohleherstellung vernachlässigt werden.

Die berechneten Emissionen aus Herstellung und Transport von Pulveraktivkohle sind in Tabelle 4-6 aufgeführt. Zu bemerken bleibt, dass an dieser Stelle keine Berücksichtigung des Baus oder des Rückbaus der Einrichtungen zur Aktivkohleherstellung erfolgt, die zu einer geringfügig höheren CO<sub>2</sub>-Emission führen würde.

**Tabelle 4-6: Für Herstellung und Transport von Inputstoffen verursachte CO<sub>2</sub>-Emissionen bei einer nachgeschalteten PAK-Adsorption**

	PAK Dosis [g/m <sup>3</sup> ]			
	5	10	15	20
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der PAK-Herstellung und Transport [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>				
Niedriges Szenario nach BAYER ET AL. (2005)	0,019	0,039	0,058	0,077
Hohes Szenario nach MEYER (1997)	0,067	0,133	0,200	0,267
Szenario „Kokosnussschalen“	-0,035	-0,050	-0,065	-0,080
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der PAK-Herstellung und Transport [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>				
Niedriges Szenario nach BAYER ET AL. (2005)	1,7	3,4	5,2	6,9
Hohes Szenario nach MEYER (1997)	6,0	11,9	17,9	23,8
Szenario „Kokosnussschalen“	-3,1	-4,5	-5,8	-7,2

#### 4.2.3 CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur

Die Daten zur benötigten Infrastruktur werden ebenfalls aus dem NEPTUNE-Projekt übernommen (LARSEN ET AL. 2010). Da bei diesen Daten keine Bauwerke für die Aktivkohleadsorption berücksichtigt werden und die Auslegung auf eine simultane Zugabe in die Belebungsstufe erfolgt, muss zusätzlich die Konstruktion eines Kontaktbeckens und einer Sedimentationsstufe, wie sie bei einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe erforderlich ist, berücksichtigt werden. In einer Kostenstudie aus dem Jahr 2008 des gleichen Ingenieurbüros (HUNZIKER 2008) werden für unterschiedliche Kläranlagen die Kosten für den Ausbau mit einer nachgeschalteten Aktivkohleadsorption und einer Ozonung ermittelt. Die Baukosten betragen hierbei circa das Doppelte für die Adsorption an Pulveraktivkohle wie bei der Ozonung. Deswegen wird an dieser Stelle vereinfacht die doppelte Menge an Beton und Bewehrungsstahl wie bei der Ozonung angesetzt.

Die CO<sub>2</sub>-Emissionen der einzelnen Bauteile werden wie bei der Ozonung der ProBas-Datenbank des Umweltbundesamtes entnommen, um eine einheitliche Berechnungsgrundlage zu schaffen. Die Quantifizierung der CO<sub>2</sub>-Emissionen pro Kubikmeter Abwasser wird auf gleiche Weise wie bei der Ozonung durchgeführt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 4-7 dargestellt. Auch hier erfolgt keine Berücksichtigung des Einbaus, des Transports oder der Entsorgung der Baumaterialien.

**Tabelle 4-7: Durch Infrastruktur bedingte CO<sub>2</sub>-Emissionen bei einer PAK-Adsorption**

Material	Menge des in der Anlage eingebauten Materials [kg]	kg CO <sub>2</sub> pro kg Material	Lebensdauer der Infrastruktur [a]	spezifischer CO <sub>2</sub> -Ausstoß [kg CO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]	ProBas-Quelle für CO <sub>2</sub> -Wert
Stahl	8.206	1,61	17,5	6,24E-05	Stahl unlegiert (FRISCHKNECHT 1996): Aggregierter Datensatz; enthält alle Prozesse ab der Rohstoffgewinnung
Edelstahl	4.261	5,28	22,08	8,42E-05	Stahl hochlegiert: (FRISCHKNECHT 1996): Aggregierter Datensatz; enthält alle Prozesse ab der Rohstoffgewinnung
PVC	145	2,51	24,9	1,21E-06	PVC pipes (Plastics Europe 2005): inklusive Vorkette; Annahme, dass Werte für Rohre
Polyethylen	548	1,98	25	3,59E-06	HDPE pipes (Plastics Europe 2005): inklusive Vorkette; Annahme, dass Werte für Rohre
Beton	1.000.000	0,131	35	3,09E-04	Beton (ohne Armierungseisen) (FRISCHKNECHT 1996): Aggregierter Datensatz; enthält alle Prozesse ab der Rohstoffgewinnung, Annahme: Dichte Beton: 2 Mg/m <sup>3</sup>
Beton für Becken	2.080.000	0,131	35	6,43E-04	Beton (ohne Armierungseisen) (FRISCHKNECHT 1996): siehe oben
Bewehrungsstahl für Becken	107.640	1,61	35	4,09E-04	Stahl unlegiert (FRISCHKNECHT 1996): siehe oben
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>					<b>0,0015</b>
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen aus dem Bau der Infrastruktur [kg CO<sub>2</sub>/(E-a)]</b>					<b>0,134</b>

Auf die mittlere Lebensdauer von 34,1 Jahren der gesamten Anlage bezogen, beträgt die CO<sub>2</sub>-Emission durch die notwendige Infrastruktur ca. 170.000 Kilogramm ohne Berücksichtigung der Becken und ca. 600.000 Kilogramm mit Berücksichtigung des Kontakt- und

des Sedimentationsbeckens. Stahl und Beton machen wie bei der Ozonung den größten Anteil aus. Pro Kubikmeter Abwasser ergibt sich eine spezifische CO<sub>2</sub>-Emission von ca. 0,0015 g CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> Abwasser (bzw. 0,134 kg CO<sub>2</sub>/(E·a)) mit Berücksichtigung der Becken. Wie bei der Ozonung ist der Anteil an den gesamten CO<sub>2</sub>-Emissionen jedoch vernachlässigbar im Vergleich zu den Emissionen aus Energie und Inputstoffen.

#### 4.2.4 Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen für eine PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken

In Tabelle 4-8 sind die CO<sub>2</sub>-Emissionen, die aus dem Energiebedarf bei der PAK-Adsorptionsstufe vor Ort, bei der Schlammbehandlung, bei der Aktivkohleherstellung und deren Transport sowie bei dem Bau der Infrastruktur anfallen, zusammenfassend dargestellt. Eine graphische Darstellung der CO<sub>2</sub>-Emissionen für den mittleren Energiebedarf auf der Kläranlage ist Bild 4-6 zu entnehmen.

Tabelle 4-8: Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen einer nachgeschalteten PAK-Adsorptionsstufe

	PAK Dosis [g/m <sup>3</sup> ]			
	5	10	15	20
<b>Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen [kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>]</b>				
Niedriges Szenario nach BAYER ET AL. (2005)	0,042 bis 0,108	0,065 bis 0,131	0,089 bis 0,155	0,112 bis 0,178
Hohes Szenario nach MEYER (1997)	0,090 bis 0,156	0,160 bis 0,226	0,231 bis 0,297	0,302 bis 0,368
Szenario „Kokosnussschalen“	-0,012 bis 0,054	-0,024 bis 0,042	-0,034 bis 0,032	-0,045 bis 0,021
<b>Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen [kg CO<sub>2</sub>/(E·a)]</b>				
Niedriges Szenario nach BAYER ET AL. (2005)	3,8 bis 9,7	5,8 bis 11,7	7,9 bis 13,8	10,0 bis 15,9
Hohes Szenario nach MEYER (1997)	8,0 bis 13,9	14,3 bis 20,2	20,6 bis 26,5	27,0 bis 32,9
Szenario „Kokosnussschalen“	-1,1 bis 4,8	-2,1 bis 3,8	-3,1 bis 2,8	-4,0 bis 1,9

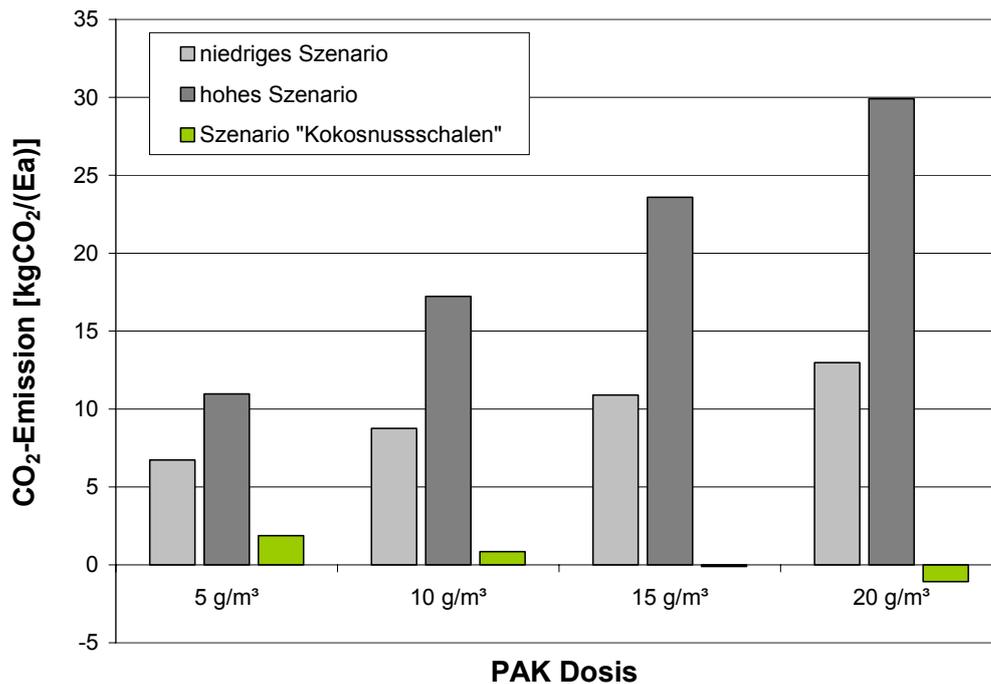


Bild 4-6: Summe der CO<sub>2</sub>-Emissionen einer nachgeschalteten PAK-Adsorption in Abhängigkeit der PAK-Dosis für den mittleren Energiebedarf auf der Kläranlage

### 4.3 CO<sub>2</sub>-Ausstoß der verschiedenen Verfahren zur Spurenstoff-elimination

#### 4.3.1 Vergleich des CO<sub>2</sub>-Ausstoßes einer Ozonung und einer PAK-Behandlung

In Tabelle 4-9 sind die Ergebnisse aus dem Kapitel 4.1 zum CO<sub>2</sub>-Ausstoß aus einer nachgeschalteten Ozonung und Kapitel 4.2 zum CO<sub>2</sub>-Ausstoß aus einer PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken zusammengestellt. Daraus ist ein erster Vergleich der zwei Technologien hinsichtlich deren Kohlenstoffdioxidausstoßes möglich, wobei dabei zu beachten ist, dass die gewählten PAK- und Ozondosierungen aus den in der Literatur und Praxis angetroffenen Werten resultieren. Inwiefern diese Dosierungen einer vergleichbaren Eliminationsleistung für die verschiedenen organischen Mikroverunreinigungen entsprechen, ist hier nicht berücksichtigt und wird erst nach Abschluss der Teilprojekte TP5 und TP6 aus dem Themenschwerpunkt „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“ betrachtet werden können.

Aus dieser ersten Betrachtung kann festgehalten werden, dass die Bandbreite, die sich für die PAK-Adsorption bei den verschiedenen Szenarien einstellt, mit der Bandbreite der Ozonung vergleichbar ist. In Einzelfällen ist ein Verfahren günstiger.

Tabelle 4-9: CO<sub>2</sub>-Ausstoß aus einer Ozonung und einer PAK-Adsorption zur Spurenstoffelimination

Summe der CO <sub>2</sub> -Emissionen [kg CO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			
PAK (Dosis von 5 – 20 g/m <sup>3</sup> )		Ozon (Dosis von 2,5 – 15 g/m <sup>3</sup> )	
Szenario Kokosnussschalen	-0,045 bis 0,054	minimale Emissionen	0,017 – 0,111
Niedriges Szenario	0,042 bis 0,178	mittlere Emissionen	0,059 – 0,211
Hohes Szenario	0,090 bis 0,368	maximale Emissionen	0,101 – 0,311
Summe der CO <sub>2</sub> -Emissionen [kg CO <sub>2</sub> /(E·a)]			
PAK (Dosis von 5 – 20 g/m <sup>3</sup> )		Ozon (Dosis von 2,5 – 15 g/m <sup>3</sup> )	
Szenario Kokosnussschalen	-4,0 bis 4,8	minimale Emissionen	1,5 – 9,9
Niedriges Szenario	3,8 bis 15,9	mittlere Emissionen	5,3 – 18,8
Hohes Szenario	8,0 bis 32,9	maximale Emissionen	9,0 – 27,8

#### 4.3.2 Vergleich mit der konventionellen Abwasserreinigung

REMY ET AL. (2011) haben das Treibhauspotential aus dem Betrieb einer konventionellen Kläranlage für eine Modellkläranlage mit 100.000 E ermittelt. Dabei wurden alle Gas-Emissionen, die zum zusätzlichen Treibhauseffekt beitragen, in einen äquivalenten Kohlenstoffdioxidausstoß (in kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent/(E·a)) umgerechnet. Nach Angaben der Autoren beträgt das Treibhauspotential einer konventionellen Kläranlage 22 kg CO<sub>2</sub>/(E·a) bzw. 0,246 kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> Abwasser. Dabei entspricht der CO<sub>2</sub>-Ausstoß aus der Stromerzeugung zur Deckung des Energiebedarfs vor Ort 13 kg CO<sub>2</sub>/(E·a) bzw. 0,145 kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> Abwasser. Aus den Gas-Emissionen während der Abwasserreinigung, vor allem aus der Freisetzung von Lachgas (N<sub>2</sub>O) bei einer unvollständigen Denitrifikation, ergibt sich ein in CO<sub>2</sub>-umgerechnetes Treibhauspotential von 9,1 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent/(E·a) (0,102 kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) und ist somit nicht zu vernachlässigen.

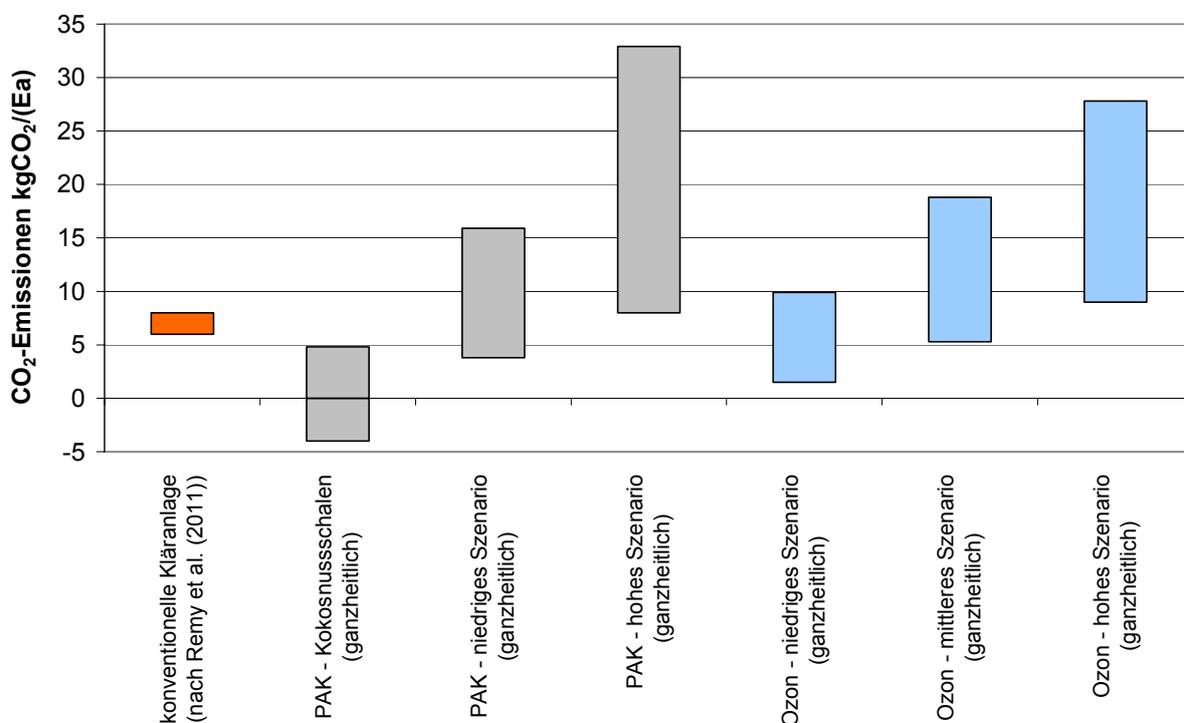
THÖLE ET AL. (2011) ermittelten für die Kläranlage Bochum-Ölbachtal mit 200.000 E eine CO<sub>2</sub>-Emission aus dem externen Strombezug von 18,4 kg CO<sub>2</sub>/(E·a). Dieser Wert liegt etwas höher als der von REMY ET AL. (2011) angegebene Wert von 13 kg CO<sub>2</sub>/(E·a). Dieser Unterschied kann in der modellhaften Betrachtung unter optimalen Voraussetzungen von REMY ET AL. (2011) begründet sein. Weiterhin berichten THÖLE ET AL. (2011) über die gemessenen, jährlichen Emissionen an Methan, Lachgas und Ammoniak auf der Kläranlage Bochum-Ölbachtal. Zusammen entsprechen diese Emissionen einer äquivalenten CO<sub>2</sub>-Emission von 7 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent/(E·a). Diese Angabe korreliert gut mit der von REMY ET AL. (2011) errechneten Gas-Emissionen während der Abwasserreinigung von 9,1 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent/(E·a).

Darüber hinaus ermittelten REMY ET AL. (2011) das ganzheitliche Treibhauspotenzial einer konventionellen Kläranlage unter Berücksichtigung folgender Aspekte:

- Strom- und Wärmenutzung in einem Blockheizkraftwerk,
- Faulschlammverbrennung im Kraftwerk und Ersatz fossiler Brennstoffe
- Herstellung der Chemikalien (Fällmittel und Polymer)
- Transporte

Die Netto-Bilanz des ganzheitlichen Treibhauspotenzials einer konventionellen Kläranlage beträgt nach der Berechnung der Autoren 7 kg CO<sub>2</sub>/(E·a) bzw. 0,078 kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> Abwasser (REMY ET AL. 2011). Diese Netto-Bilanz fällt im Vergleich zum direkten Treibhauspotenzial aus dem Betrieb der Kläranlage besser aus, da die Sekundärprodukte zu einer Gutschrift beitragen.

Ein Vergleich der ganzheitlichen Kohlenstoffdioxidemissionen einer konventionellen Kläranlage mit den Emissionen von Verfahren zur Spurenstoffelimination ist in Bild 4-7 dargestellt. Aufgrund der großen Bandbreite der Emissionen für die weitergehende Abwasserreinigung kann keine eindeutige Aussage zum Betrag der durch eine Spurenstoffelimination verursachten Emissionen ausgesprochen werden. Sie scheint jedoch in jedem Fall (mit Ausnahme der Verwendung von Aktivkohle aus nachwachsenden Rohstoffen) signifikant zu sein.



**Bild 4-7: Ganzheitliche Kohlenstoffdioxidemissionen aus einer konventionellen Kläranlage im Vergleich zu den Emissionen von Verfahren zur Spurenstoffelimination**

### 4.3.3 Vergleich mit Literaturwerten

Zur Bewertung der hier ermittelten CO<sub>2</sub>-Emissionen erfolgt an dieser Stelle ein Vergleich mit bereits veröffentlichten Angaben. Aufgrund der relativ neuartigen Anwendung der betrachteten Verfahren in der Abwasserbehandlung liegen bisher nur wenige Ökobilanzen diesbezüglich vor. Die von LARSEN ET AL. (2010) durchgeführte Ökobilanz im NEPTUNE-Projekt kommt zu der Aussage, dass eine Ozonung (3,2 g Ozon/m<sup>3</sup>) in Kombination mit einer Sandfiltration höchstwahrscheinlich umweltverträglich ist, da bei den im Projekt betrachteten Spurenstoffen, Schwermetallen und der Phosphorelimination deutlich mehr Umweltauswirkungen<sup>6</sup> verhindert als verursacht. Die Pulveraktivkohlezugabe in eine gesonderte Adsorptionsstufe (20 g<sub>PAK</sub> /m<sup>3</sup>) in Kombination mit einem Sandfilter wird unter Berücksichtigung ausgewählter Spurenstoffe, Schwermetalle und Phosphor ebenfalls als umweltverträglich angesehen, schneidet jedoch schlechter ab als die Kombination aus Ozonung und Sandfilter. Dabei ist anzumerken, dass im Vergleich zu den in dem vorliegenden Bericht ausgewählten Dosierungen die von LARSEN ET AL. (2010) gewählte PAK-Dosis relativ hoch und die Ozon-Dosis relativ niedrig ist.

### 4.3.4 Anmerkungen zum CO<sub>2</sub>-Ausstoß aus der Filtration mit GAK

NIJDAM ET AL. (1999) stellten Ökobilanzen für die Behandlung von hochbelastetem Deponie-sickerwasser und schwachbelastetem Grundwasser mit Ozon und UV-Licht sowie einer Aktivkohlefiltration mittels regenerierter Kohle auf. Hierbei schnitt für beide Wasserarten die Verwendung von regenerierter GAK (90% Regenerat, 10% Neukohle) deutlich besser ab als die Kombination aus Ozon und UV-Licht. Maßgeblich hierfür ist der große Energieaufwand zur Erzeugung von Ozon und UV-Licht. Die Aktivkohle wurde aus in Deutschland abgebautem Torf hergestellt und in einer zentralen Einrichtung reaktiviert. Die Herstellung und Reaktivierung der granulierten Aktivkohle hat einen Carbon Footprint<sup>7</sup>, der nur 30 % des Carbon Footprints der Kombination aus Ozonung und UV-Licht entspricht. BAYER ET AL. (2005) stellten für die Regeneration von GAK ebenfalls einen deutlich verminderten Carbon Footprint von 1,17 kg CO<sub>2</sub>/kg Kohle im Vergleich zu 11,0 kg CO<sub>2</sub>/kg Kohle bei der Primäraktivierung fest.

Diese Literaturwerte lassen ebenfalls darauf schließen, dass die Verwendung frischer Pulveraktivkohle mit einem deutlich höheren CO<sub>2</sub>-Ausstoß verbunden ist als eine Ozonung. Eine nachgeschaltete Aktivkohlefiltration mit regenerierter Aktivkohle sollte aufgrund der deutlich verminderten CO<sub>2</sub>-Emissionen bei der Herstellung der Kohle etwas tiefer als eine Ozonungsstufe liegen.

---

<sup>6</sup> Die im Neptune-Projekt durchgeführten Ökobilanzen bewerten die Wirkungskategorien: Treibhausgaspotential, Versauerung, Nährstoffanreicherung, photochemische Oxidation und Human- und Ökotoxizität. (LARSEN ET AL. 2010)

<sup>7</sup> Der Carbon Footprint beinhaltet neben CO<sub>2</sub> auch die anderen am zusätzlichen Treibhauseffekt beteiligten Gase, die i.d.R. auf CO<sub>2</sub>-Äquivalente umgerechnet werden (CARBON FOOTPRINT 2011)

## 5 Kostenbetrachtung

Die Kosten der betrachteten Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen wurden aus Literaturangaben zusammengetragen. Dabei liegen unterschiedliche Angaben vor. Zum Teil werden lediglich die Betriebskosten genannt. In anderen Fällen wurden Jahreskosten ermittelt, die die Investitionskosten berücksichtigen. In Kapitel 5.1 werden zunächst alle Literaturangaben dargestellt. In Kapitel 5.2 folgt eine Zusammenstellung zu den Investitionskosten aus dem Teilprojekt 9 „Volkswirtschaftlicher Nutzen der Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen zur Elimination von organischen Spurenstoffen, Arzneimitteln, Industriechemikalien, bakteriologisch relevanten Keimen und Viren“ (AZ IV-7-042 600 001 I) aus dem Themenschwerpunkt „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“.

### 5.1 Literaturangaben

#### 5.1.1 Ozonung

In Tabelle 5-1 sind Literaturangaben zu den Betriebskosten einer nachgeschalteten Ozonung zu finden. Auch das Ansetzen von unterschiedlichen Strompreisen wird in den Kostenbetrachtungen sichtbar. Sowohl SCHUMACHER (2006) als auch BAHR ET AL. (2007) gehen bei ihrer Berechnung für Berlin-Ruhleben mit ca. 0,07 €/kWh von einem verhältnismäßig niedrigen Strompreis für industrielle Großkunden aus. Die Herstellung von Reinsauerstoff vor Ort schlägt sich nicht wie anzunehmen deutlich in den Kosten nieder. Zudem wird aus dem angesetzten Energiebedarf von 14 bis 33 kWh/kg Ozon ein vereinfachter, recht niedriger Wert von 20 kWh/kg Ozon angenommen (SCHUMACHER 2006). So betragen die spezifischen Kosten bei einer Ozonzugabe von 6 g/m<sup>3</sup> ca. 0,013 €/m<sup>3</sup> (BAHR ET AL. 2007). Zu beachten bleibt jedoch, dass hier weder ein Zulaufpumpwerk, noch eine Nachbehandlung berücksichtigt werden. Ein Einfluss des Ansetzens eines niedrigen Strompreises wird auch bei IVASHECHKIN (2006) sichtbar. Bei einer verhältnismäßig hohen Ozondosis von 15 g/m<sup>3</sup> liegen die Jahreskosten für eine nachgeschaltete Ozonung bei 0,11 €/m<sup>3</sup> für 5.000 E, 0,05 €/m<sup>3</sup> für 25.000 E und 0,04 €/m<sup>3</sup> für 100.000 E. Der Strompreis wird hier mit 0,08 €/kWh angesetzt. Im Projekt der niederländischen STOWA (2009) wird der Strompreis mit 0,13 €/kWh angesetzt. Mit diesen Werten ergeben sich spezifische Kosten von 0,10 €/m<sup>3</sup> bei 20.000 E und 0,06 €/m<sup>3</sup> bei 100.000 E. Der Energiebedarf für diese Kostenermittlung wird mit 0,1 bis 0,2 kWh/m<sup>3</sup> angesetzt, was in diesem Fall einer Ozondosis zwischen 5 und 10 g/m<sup>3</sup> entspricht. Neben dem Strompreis beeinflussen natürlich auch andere Faktoren die spezifischen Kosten, wie beispielsweise die angesetzten Investitionskosten. Maßgeblich ist jedoch, dass hier für niedrigere Ozondosierungen höhere spezifische Kosten ermittelt wurden, die auf unterschiedliche Berechnungsgrundlagen zurückzuführen sind.

**Tabelle 5-1: Angaben zu den Kosten einer nachgeschalteten Ozonung**

Quelle	Beschreibung	O <sub>3</sub> -Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwasser- menge [m <sup>3</sup> /d]	Kosten	evtl. Bemerkungen zu den Kosten
TERNES UND JOSS 2006, TERNES ET AL. 2004	Abschätzungen	2 bis 5 bei DOC <sub>0</sub> <8 g/m <sup>3</sup> ; 5 bis 10 bei DOC <sub>0</sub> <23 g/m <sup>3</sup>	k. A.	0,01-0,04 €/m <sup>3</sup>	Investitions- und Betriebskosten
IVASHECHKIN 2006	Bemessung einer Ozonung für 5.000 E, 25.000 E und 100.000 E	15	5.000 / 25.000 / 100.000 E; 1.450 / 7.240 / 28.960 m <sup>3</sup> /d	0,11 / 0,05 / 0,04 €/m <sup>3</sup>	Einsatz von technischem Sauerstoff, Strompreis 0,08 €/kWh, Kosten ohne Zwischenfilter und Pumpwerk
FAHLENKAMP ET AL. 2008	Kostenermittlung für Modell- kläranlagen	8,4	50.000 / 100.000 / 1.000.000 E; 17.397 / 34.974 / 235.616 m <sup>3</sup> /d	0,06-0,04 €/m <sup>3</sup>	keine Nachbehandlung, keine Berücksichtigung von eventueller Reduktion der Abwasserabgabe, Strompreis. 0,10 €/kWh
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Ozonung	5-10	100.000 E; 30.137 m <sup>3</sup> /d	0,055 €/m <sup>3</sup>	Berechnung aus Jahreskosten, Förderung 70 % vom Invest, Strompreis von 0,13 €/kWh, keine nachgeschaltete Behandlung
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Ozonung + Aktivkohlefiltration	5-10	100.000 E; 30.137 m <sup>3</sup> /d	0,18 €/m <sup>3</sup>	Berechnung aus Jahreskosten, Förderung 70 % vom Invest, Strompreis von 0,13 €/kWh, nachgeschaltete Aktivkohlefiltration
BAHR ET AL. 2007	Berechnung der Kosten für den größtechnischen Einsatz im Klärwerk Ruhleben mit Erfahrungen aus den Pilotversuchen	6 / 12	k. A. zu E; 200.000 m <sup>3</sup> /d	0,013 €/m <sup>3</sup> , 0,023 €/m <sup>3</sup>	Strompreis von 0,07 €/kWh (industrielle Großkunden)

Quelle	Beschreibung	O <sub>3</sub> -Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwasser- menge [m <sup>3</sup> /d]	Kosten	evtl. Bemerkungen zu den Kosten
SCHUMACHER 2006	Betrachtung der Kläranlage Berlin-Ruhleben	6 / 12 / 24	k. A.	0,007-0,009 €/m <sup>3</sup> (bei 6 g/m <sup>3</sup> ), 0,014-0,018 €/m <sup>3</sup> (12 g/m <sup>3</sup> ), 0,032- 0,0041 €/m <sup>3</sup> (24 g/m <sup>3</sup> )	Betriebskosten, Strompreis 0,06-0,08 €/kWh
STOWA 2009	Ozonung von filtriertem Abwasser	2,5 / 5 / 10 / 15	20.000/100.000 E 4.000/20.000 m <sup>3</sup> /d für Kostenermittlung	0,10 €/m <sup>3</sup> bei 20.000 E, 0,06 €/m <sup>3</sup> bei 100.000 E (Kosten- ermittlung)	Strompreis: 0,13 €/kWh, angesetzt Energiebedarf: 0,1-0,2 kWh/m <sup>3</sup>
EAWAG 2009	größtechnische Pilotanlage Regensdorf zur Ozonung, bestehende Sandfiltration	3	30.500 E 8.500 m <sup>3</sup> /d	0,06 €/m <sup>3</sup>	Berechnete Kosten ohne nachgeschaltete Behandlung, Stromkosten etwa 0,07 €/kWh
ABEGGLEN ET AL. 2009A, 2009B	Dimensionierung von 6 Kläranlagen mit weitergehender Behandlung	5 und 10	14.400 und 590.000 E 7.863 und 212.192 m <sup>3</sup> /d	ohne Filtration: 0,11- 0,14 €/m <sup>3</sup> (14400 E), 0,03-0,05 €/m <sup>3</sup> (590.000 E)	Kostenberechnungen für Behandlungsstufe und nötige weitere Verfahrensschritte sowie Zwischen- hebwerke, Annahme von "tiefer" und "hoher" Dosierung
ABEGGLEN ET AL. 2009A, 2009B	Dimensionierung von 6 Kläranlagen mit weitergehender Behandlung	5 und 10	14.400 und 590.000 E 7863 und 212 192 m <sup>3</sup> /d	mit Filtration: 0,24- 0,27 €/m <sup>3</sup> (14.400 E), 0,07-0,08 €/m <sup>3</sup> (590.000 E)	Kostenberechnungen für Behandlungsstufe und nötige weitere Verfahrensschritte sowie Zwischen- hebwerke, Annahme von "tiefer" und "hoher" Dosierung

Allgemein werden die Kosten niedriger, wenn mehr Einwohner an die Kläranlage angeschlossen sind (vgl. IVASHECHKIN 2006, FAHLENKAMP ET AL. 2008, ABEGGLEN ET AL. 2009A). Dies ist insbesondere darauf zurückzuführen, dass die spezifischen Investitionskosten bei höheren Einwohnerwerten geringer werden. Beispielsweise muss ein Ozonerzeuger sowohl bei einer kleinen als auch einer großen Anlage angeschafft werden, lediglich in der Größenklasse unterscheidet sich das Aggregat. Für Kläranlagen mit mehr als 100 000 E liegen die ermittelten spezifischen Kosten in dem vom TERNES UND JOSS (2006) angegebenen Bereich von 0,01 bis 0,04 €/m<sup>3</sup> (vgl. FAHLENKAMP ET AL. 2008, IVASHECHKIN 2006, STOWA 2009). Für kleinere Kläranlagen liegen die Kosten mit ca. 0,1 €/m<sup>3</sup> allgemein höher. Zudem kann eine weitergehende Abwasserreinigung durch ein Senken des CSB auf unter 20 mg/L mit einem Einsparen der Abwasserabgabe verbunden werden (ABWASSERABGABENGESETZ 2010).

Bezüglich der Vor- und Nachbehandlung macht eine zusätzliche Filtration insbesondere bei kleinen Anlagen einen großen Anteil der Kosten aus. So belaufen sich die berechneten spezifischen Kosten bei der betrachteten Anlage mit 14.440 E ohne Filtration auf 0,11-0,14 €/m<sup>3</sup>, bei einer nachgeschalteten Filtration sind sie mit 0,24-0,27 €/m<sup>3</sup> nahezu doppelt so hoch. Bei der betrachteten, großen Anlage (590 000 E) belaufen sich die zusätzlichen Kosten auf etwa 0,02 €/m<sup>3</sup> (ABEGGLEN ET AL. 2009A).

## 5.1.2 Aktivkohleadsorption

### 5.1.2.1 Nachgeschaltete Aktivkohleadsorption mit GAK

Tabelle 5-2 sind Literaturangaben zu den Betriebskosten einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit GAK zu entnehmen. Dabei wird eine äquivalente GAK-Dosis berechnet, indem die GAK-Masse im Filter auf das über die Laufzeit eines Filterbettes behandelte Abwasservolumen bezogen wird (vgl. Kapitel 3.2.2).

Von Daten aus der Trinkwasseraufbereitung ausgehend schätzen TERNES UND JOSS (2006) die spezifischen Kosten für eine Aktivkohlefiltration in der Abwasserbehandlung auf 0,09 bis 1 €/m<sup>3</sup>. Die niedrigeren Werte sind im Einklang mit den in Tabelle 3-8 aufgeführten spezifischen Kosten. Die von FAHLENKAMP ET AL. (2008), PINNEKAMP UND MERKEL (2008) sowie STOWA (2009, 2010) berechneten Kosten für eine großtechnische Umsetzung der Aktivkohlefiltration mit eventuell vorgeschalteter Sandfiltration oder Mikrosiebung liegen im Bereich von 0,11 €/m<sup>3</sup> bis 0,26 €/m<sup>3</sup>. Bei einer vorgeschalteten Ultrafiltration und Mikrosiebung belaufen sich die spezifischen Kosten auf 0,32 €/m<sup>3</sup>, da der Betrieb der Membran mit hohem Energieaufwand einhergeht. Insgesamt übt der Energiebedarf vor Ort keinen maßgeblichen Einfluss auf die Betriebskosten aus. Ausschlaggebend sind die Materialkosten für die granulierten Aktivkohle. Bei Dosierungen zwischen 10 und 30 g/m<sup>3</sup> behandeltem Abwasser schlagen Preise von bis zu 3 €/kg (IVASHECHKIN 2006) für frische Aktivkohle ins Gewicht.

Tabelle 5-2: Angaben zu den Kosten einer nachgeschalteten Aktivkohlefiltration mit granulierter Aktivkohle

Quelle	Beschreibung	GAK-Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwasser- menge [m <sup>3</sup> /d]	Kosten	evtl. Bemerkung zu den Kosten
TERNES UND JOSS 2006	Abschätzungen	80-670 aufgrund von aus Trinkwasser- bereich abgeleiteten Schätzungen		0,09-1 €/m <sup>3</sup> aufgrund von aus Trinkwasserbereich abgeleiteten Schätzungen	1-1,5 €/kg Aktivkohle bei Trinkwasseraufbereitung, Kosten für Regeneration und Austausch vergleichbar, geringe Investitionskosten für die Filtration
FAHLENKAMP ET AL. 2008	Kostenermittlung für Modell- kläranlagen	k. A.	50.000 / 100.000 / 1.000.000 E  17.397 / 34.974 / 235.616 m <sup>3</sup> /d	0,005 (50.000 E), 0,004 (100.000 E), 0,002 (1.000.000 E) für Hebewerk zum Sandfilter; 0,010 (50.000 E), 0,008 (100.000 E), 0,008 (1.000.000 E) für Sandfilter; 0,168 (50.000 E), 0,149 (100.000 E), 0,101 (1.000.000 E) für Aktivkohlefilter <b>Gesamt:</b> 0,18 €/m <sup>3</sup> (50.000 E), 0,16 €/m <sup>3</sup> (100.000 E), 0,11 €/m <sup>3</sup> (1.000.000 E)	30 €/m <sup>3</sup> Aktivkohle Wasserkosten aus Rück- spülung, hohe Investitions- kosten für Sandfilter, Kosten für Aktivkohle (1,22 €/kg für 50.000 E, 1,15 €/kg 100.000 E, 0,92 €/kg für 1.000.000 E inkl. Transport und nicht vermeidbarer Verlust bei Reaktivierung
IVASHECHKIN 2006	Bemessung einer nachge- schalteten GAK-Filtration für 5.000 E, 25.000 E und 100.000 E	berechnet, etwa 10	5.000 / 25.000 / 100.000 E;  1.450 / 7.240 / 28.960 m <sup>3</sup> /d	0,02 €/m <sup>3</sup> (5.000 E ) und 0,01 €/m <sup>3</sup> (25.000 und 100.000 E) für eventuell vorzuschaltendes Pumpwerk; 0,26 €/m <sup>3</sup> (5000 E ), 0,21 €/m <sup>3</sup> (25.000 E) und 0,17 €/m <sup>3</sup> (100.000 E) für Aktivkohle- filtration	3 €/kg Aktivkohle, 1 €/kg für Reaktivierung, Strompreis 0,08 €/kWh, Kosten ohne Zwischenfilter

Quelle	Beschreibung	GAK-Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwasser- menge [m <sup>3</sup> /d]	Kosten	evtl. Bemerkung zu den Kosten
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Mikrosiebung und Aktivkohlefiltration	30	100.000 E 30.137 m <sup>3</sup> /d	0,16 €/m <sup>3</sup>	Berechnung aus Jahreskosten, 1,2 €/kg Aktivkohle, Förderung 70% vom Invest, Strompreis von 0,13 €/kWh, Regeneration kann nicht vorausgesagt werden
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Sandfilter und Aktivkohlefiltration	20	100.000 E 30.137 m <sup>3</sup> /d	0,15 €/m <sup>3</sup>	Berechnung aus Jahreskosten, 1,2 €/kg Aktivkohle, Förderung 70% vom Invest, Strompreis von 0,13 €/kWh, Regeneration kann nicht vorausgesagt werden
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Mikrosiebung, Ultrafiltration und Aktivkohlefiltration	20	100.000 E 30.137 m <sup>3</sup> /d	0,32 €/m <sup>3</sup>	Berechnung aus Jahreskosten, 1,2 €/kg Aktivkohle, Förderung 70% vom Invest, Strompreis von 0,13 €/kWh, Regeneration kann nicht vorausgesagt werden
STOWA 2009	Aktivkohlefiltration von filtriertem Abwasser	18	20.000 bzw. 100.000 E; 4000 bzw. 20.000 m <sup>3</sup> /d für Kostenermittlung	0,17 €/m <sup>3</sup> bei 20.000 E 0,13 €/m <sup>3</sup> bei 100.000 E	Strompreis: 0,13 €/kWh
STOWA 2010	Vier Demonstrationsanlagen mit Aktivkohlefiltration im Anschluss an die Nachklärung	25 bei 10.000 Bettvolumen	20.000 bzw. 100.000 E; 4.000 bzw. 20.000 m <sup>3</sup> /d für Kostenermittlung	0,19 €/m <sup>3</sup> für 20.000 E; 0,10 €/m <sup>3</sup> für 100.000 E	Aussage, dass keine vorgeschaltete Filtration nötig sei, Aktivkohlefiltration hier direkt nach Nachklärung, Strompreis 0,12 €/kWh, Annahme: 10.000 Bettvolumen, Standzeit 200 d, regenerierte Kohle

Reaktivierte Kohle mit Preisen um 1 €/kg (FAHLENKAMP ET AL. 2008, IVASHECHKIN 2006) fällt günstiger aus. Bei großen Anlagen können größere Bestellmengen auch zu einem Mengenrabatt führen, weswegen die spezifischen Kosten sinken (FAHLENKAMP ET AL. 2008). Die vorzuschaltenden Pumpwerke und Sandfilter machen insgesamt lediglich einen Anteil von etwa 10 % der spezifischen Kosten aus (FAHLENKAMP ET AL. 2008, IVASHECHKIN 2006). Neben den hohen Betriebskosten für die Aktivkohle muss das Wasser für die Rückspülung der Filteranlage berücksichtigt werden. So geben FAHLENKAMP ET AL. (2008) kumulierte Wasserkosten von 30 € pro m<sup>3</sup> Aktivkohle an.

Was die Investitionskosten betrifft, so sind diese hauptsächlich dem Einbau der Filtrationsanlage zuzuordnen. Ist eine solche Filtration bereits auf der zu ertüchtigenden Kläranlage vorhanden, fällt die Investition deutlich geringer aus. TERNES UND JOSS (2006) gehen jedoch davon aus, dass bei einer Amortisationszeit von 15 Jahren die spezifischen Investitionskosten für einen Filter mit < 0,01 €/m<sup>3</sup> vernachlässigbar sind. Muss zusätzlich ein Sandfilter zur Vorbehandlung gebaut werden, fallen auch hierfür Investitionskosten an.

#### 5.1.2.2 Adsorption an Pulveraktivkohle

Tabelle 5-3 enthält eine Zusammenstellung der Kosten bei der Adsorption an Pulveraktivkohle. Die spezifischen Kosten liegen für alle Berechnungen bei ca. 0,05 bis 0,10 €/m<sup>3</sup> Abwasser. Lediglich ABEGGLEN ET AL. (2009A) geben höhere Kosten an. Sie berücksichtigen explizit eventuelle Zwischenhebwerke und eine nachgeschaltete Filtration. Insgesamt setzen sie die spezifischen Kosten auf 0,11-0,15 €/m<sup>3</sup> für große Kläranlagen (590.000 E) und auf 0,32-0,35 €/m<sup>3</sup> für kleine Kläranlagen (14.400 E). Wie bei der Aktivkohlefiltration werden bei der Verwendung von PAK die Betriebskosten nicht durch den Energiebedarf der Anlage, sondern durch die Materialkosten für die Pulveraktivkohle geprägt. Hinzu kommen noch Kosten für Fällmittel und eventuelle Flockungshilfsmittel.

Bei der Zugabe von Pulveraktivkohle in den Flockungsraum eines Filters ermittelte MEYER (2008) spezifische Kosten von 0,019 €/m<sup>3</sup> bei einem Preis von 1.250 €/Mg Pulveraktivkohle, berücksichtigte hierbei jedoch nur die alleinigen Aktivkohlekosten.

**Tabelle 5-3: Angaben zu den Kosten einer nachgeschalteten Pulveraktivkohleadsorption**

Quelle	Beschreibung	PAK-Dosis [g/m <sup>3</sup> ]	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]	Kosten	evtl. Bemerkung zu den Kosten
EILERS 2001	NF + Adsorption an Pulverkohle zur Reinigung von Deponiesickerwasser				Ca. 1500 €/Mg PAK
NEPTUNE 2010	Berechnungen für 100.000 E	20		0,04 €/m <sup>3</sup>	keine Berücksichtigung von Filtration, aber von Absetzbecken
METZGER 2010				0,02-0,025 €/m <sup>3</sup> Betriebskosten, 0,05-0,07 €/m <sup>3</sup> Jahreskosten	Produkt- und Lieferkosten für PAK: 1,10 - 1,50 €/kg (netto) (jährliche Bestellmenge: 100 Mg) ; keine Berücksichtigung der Bau- und Betriebskosten der Filteranlage sowie einer möglichen Einsparung der Abgabe für CSB
ABEGGLEN ET AL. 2009A, 2009B	Dimensionierung von 6 Kläranlagen mit weitergehender Behandlung	10-20	14.400 und 590.000 E 7.863 und 212.192 m <sup>3</sup> /d	ohne Filtration: 0,19-0,23 €/m <sup>3</sup> (14.400 E), 0,08-0,11 €/m <sup>3</sup> (590.000 E)	Kostenberechnungen für Behandlungsstufe und notwendige weitere Verfahrensschritte, sowie Zwischenhebwerke, Annahme von "tiefer" und "hoher" Dosierung
ABEGGLEN ET AL. 2009A, 2009B	Dimensionierung von 6 Kläranlagen mit weitergehender Behandlung	10-20	14.400 und 590.000 E 7.863 und 212.192 m <sup>3</sup> /d	mit Filtration: 0,32-0,35 €/m <sup>3</sup> (14.400 E), 0,11-0,15 €/m <sup>3</sup> (590.000 E)	Kostenberechnungen für Behandlungsstufe und notwendige weitere Verfahrensschritte, sowie Zwischenhebwerke, Annahme von "tiefer" und "hoher" Dosierung
HERBST UND ANTE 2010, HILLER 2010	großtechnische Umsetzung einer nachgeschalteten Adsorption an PAK auf dem Klärwerk Steinhäule	5-20	400.000 E	0,08 €/m <sup>3</sup>	Bemessungsgrößen
HERBST UND ANTE 2010, ALT UND MAURITZ 2009	Teilstrombehandlung mit Pulveraktivkohle des Klärwerks Mannheim	5-20, im Mittel 10	750.000 E (Teilstrombehandlung 145.000 E; 6.000.000 m <sup>3</sup> /a)	0,027 €/m <sup>3</sup> Betriebskosten; 0,051 €/m <sup>3</sup> Jahreskosten	Kostenermittlung
RÖLLE UND SCHIRMEISTER 2010	PAK-Adsorption auf KA Kressbronn-Langenargen		30.000 E; 6.575 m <sup>3</sup> /d	0,08 €/m <sup>3</sup>	Jahreskosten bei Zugabe von 10 g/m <sup>3</sup> PAK, Flockungsfilter vorhanden, Bemessungsgrößen
RÖLLE UND SCHIRMEISTER 2010	PAK-Adsorption auf KA Stockacher Ach		24.000/48.000 E; 13.000 m <sup>3</sup> /d	0,07 €/m <sup>3</sup>	Jahreskosten bei Zugabe von 10 g/m <sup>3</sup> PAK, Bemessungsgrößen
RÖLLE UND SCHIRMEISTER 2010	PAK-Adsorption auf KA Böblingen-Sindelfingen		250.000 E, 44.000 m <sup>3</sup> /	0,04 €/m <sup>3</sup>	Bemessungsgrößen

### 5.1.3 Membranbasierte Verfahren

Der hohe Energiebedarf der Nanofiltration und Umkehrosmose ist mit hohen Kosten verbunden, wie aus Tabelle 5-4 ersichtlich wird. TERNES UND JOSS (2006) gehen davon aus, dass die spezifischen Kosten aufgrund der geringeren Betriebsdrücke (5 bis 20 bar) jedoch unter dem Wert von 0,4 €/m<sup>3</sup> aus der Meereswasserentsalzung liegen. Bei den von IVASHECHKIN (2006) angegebenen Kosten von etwa 0,3 €/m<sup>3</sup> werden ein verhältnismäßig niedriger Energieaufwand und ein günstiger Strompreis angesetzt. Der höhere Energieaufwand für eine Umkehrosmose führt auch zu höheren spezifischen Kosten. Wesentlichster Kostenfaktor ist jedoch die Entsorgung des anfallenden Konzentrats. Unter Berücksichtigung von Entsorgungskosten von ca. 200 €/Mg Konzentrat berechnen PINNEKAMP ET AL. (2009) spezifische Kosten von nahezu 20 €/m<sup>3</sup> Krankenhausabwasser. Diese Kosten machen eine großtechnische Umsetzung unwirtschaftlich.

**Tabelle 5-4: Angaben zu den Kosten bei einer nachgeschalteten Nanofiltration/Umkehrosmose**

Quelle	Beschreibung	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m <sup>3</sup> /d]	Kosten	evtl. Bemerkung zu den Kosten
EILERS 2001	Nanofiltration zur Reinigung von Deponiesickerwasser			Kosten für Verbrennung des Konzentrats: 150-250 €/Mg
TERNES UND JOSS 2006	Annahmen zur Abwasserbehandlung mit NF oder RO		weit unter 0,4 €/m <sup>3</sup> (Wert aus Meereswasserentsalzung)	Annahme, ohne Kosten für Konzentratentsorgung
ABEGGLEN ET AL. 2009B	Schätzung		hohe Kosten	bedingt durch hohen Energiebedarf und Konzentratentsorgung
IVASHECHKIN 2006	Bemessung einer NF/RO für 5.000 E, 25.000 E und 100.000 E	5.000 / 25.000 / 100.000 E; 1.450 / 7.240 / 28.960 m <sup>3</sup> /d	0,34 / 0,24 / 0,20 €/m <sup>3</sup> für NF 0,37 / 0,27 / 0,23 €/m <sup>3</sup> für RO	keine Berücksichtigung von Konzentratentsorgung Strompreis 0,08 €/kWh, Kosten ohne eventuelle Vorbehandlung
PINNEKAMP ET AL. 2009	Modellierung für NF von Krankenhausabwasser	rund 110 m <sup>3</sup> /a	19,71 €/m <sup>3</sup>	inklusive Behandlungskosten von 200 €/Mg Permeat

### 5.1.4 Advanced Oxidation Processes

Eine Zusammenfassung der Kosten von Advanced Oxidation Processes ist Tabelle 5-5 zu entnehmen. Die zwei Faktoren Energiebedarf und Chemikalienkosten beeinflussen die spezifischen Kosten der Advanced Oxidation Processes. Für die Kombination aus Ozon und UV-Licht schätzen TERNES UND JOSS (2006) die spezifischen Kosten auf unter 0,05 €/m³. PINNEKAMP UND MERKEL (2008) gehen von spezifischen Kosten von 0,06 €/m³ bei Berücksichtigung einer Investitionsförderung aus. Die Kosten von ca. 300 €/Mg Wasserstoffperoxid schlagen sich in den spezifischen Kosten wider. BAHR (2007) schätzt die spezifischen Kosten auf 0,022 €/m³ bei einer Zugabe von 25 g/m³ Ozon und 4,8 g/m³ H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. Bei einem angesetzten Energiebedarf von 2 kWh/m³ und 25 g/m³ H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> geben STOWA (2009) für die Kombination aus UV-Licht und Wasserstoffperoxid deutlich höhere spezifische Kosten von ca. 0,4 €/m³ in Abhängigkeit der Anschlussgröße der Kläranlage an.

Tabelle 5-5: Angaben zu den Kosten bei Advanced Oxidation Processes

Quelle	Beschreibung	Einwohnerwerte [E]; mittlere Abwassermenge [m³/d]	Kosten	evtl. Bemerkung zu den Kosten
TERNES ET AL. 2003	Pilotversuch mit Ozonung und UV-Behandlung von Abwasser		< 0,05 €/m³	Kostenschätzung bei einer Ozondosis < 10 g/m³ und Bestrahlung mit 400 J/m²
PINNEKAMP UND MERKEL 2008	Modellierung einer Kläranlage mittels Erfahrungswerten, Ozonung und Behandlung mit UV-Licht		0,06 €/m³	aus Jahreskosten, Förderung 70 % vom Invest, Strompreis von 0,13 €/kWh,
BAHR ET AL. 2007	Berechnung der Kosten für den großtechnischen Einsatz im Klärwerk Ruhlleben mittels den Erfahrungen aus den Pilotversuchen für Ozonung und Zugabe von Wasserstoffperoxid	200.000 m³/d	0,022 €/m³	365 €/Mg Wasserstoffperoxid
STOWA 2009	Behandlung mit Wasserstoffperoxid und UV-Licht von filtriertem Abwasser	20.000 E / 100.000 E; 4.000 / 20.000 m³/d für Kostenermittlung	0,46 €/m³ bei 20.000 E, 0,41 €/m³ bei 100.000 E	Strompreis: 0,13 €/kWh, Annahme Energiebedarf 2 kWh/m³, 30-prozentige H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> -Lösung 300 €/Mg

## 5.2 Investitionskosten

Die Kostenermittlung und -analyse der Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen erfolgt schwerpunktmäßig im Teilprojekt 9 „Volkswirtschaftlicher Nutzen der Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen zur Elimination von organischen Spurenstoffen, Arzneimitteln, Industriechemikalien, bakteriologisch relevanten Keimen und Viren“ (AZ IV-7-042 600 001 I)) aus dem Themenschwerpunkt „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“. In dem genannten Teilprojekt sind separate Arbeitspakete zur Kosten-Nutzen-Effizienz vorgesehen, dessen Ergebnisse hier im Folgenden kurz zusammengefasst werden. Für eine ausführlichere Kostenbetrachtung wird auf den Abschlussbericht des Teilprojekts 9 verwiesen (TÜRK ET AL., bisher unveröffentlicht).

Tabelle 5-6 ist eine vorläufige Zusammenstellung der Investitionskosten für verschiedene Ozonungsanlagen aus NRW und der Schweiz zu entnehmen. Die Kosten, die im Rahmen des Teilprojekts 9 noch auf Plausibilität geprüft werden, sind in unterschiedliche Bereiche unterteilt worden: Bautechnik, Maschinenteknik, EMSR-Technik, Sonstiges, Optionen und Nebenkosten.

Die Gegenüberstellung von Daten aus Kläranlagen mit ähnlicher Größe weist Unterschiede in den Investitionskosten von über 100% auf. Dies ist in mehreren Ursachen begründet:

- die dort zusammengetragenen Investitionskosten stammen teilweise aus großtechnisch realisierten Anlagen, aber auch aus Berechnungen und Schätzungen, so dass die Daten untereinander nur begrenzt vergleichbar sind,
- einige Anlagen haben einen Pilotierungscharakter und sind hinsichtlich der Kosten noch nicht optimiert worden,
- die technische Ausführung der Anlagen, beeinflusst durch die unterschiedlichen Randbedingungen, ist anlagenspezifisch und führt zu unterschiedlichen Kosten
- die gewählten Dosierungen sind nicht bei allen Anlagen gleich. Obwohl Unterschiede in den Dosierungen sich hauptsächlich auf die Betriebskosten auswirken, ist ein kleiner Einfluss auf die Investitionskosten nicht auszuschließen.

**Tabelle 5-6: Vorläufige Daten zu den Investitionskosten der Ozonungsanlagen ohne Filter aus NRW und der Schweiz (Nettokosten) [nach TÜRK ET AL., bisher unveröffentlicht]**

		NRW				Schweiz					
		Vierlinden	Bad Sassendorf	Schwerte	Waldbröl (Krankenhaus)	Untersee	Aadorf	Furt	Au	Luzern	Werdhölzli
Einwohnerwert		30.000	13.000	50.000	10.200	5.600	14.400	29.500	66.000	225.000	590.000
PAK-Dosis [g/m³]				10-20							
Ozon-Dosis [g/m³]		6	2,4	5-10	16	5	5	5	5	5	5
Bautechnik	[€]	505.606	335.084	441.000	380.667	211.200	431.640	529.980	722.040	1.062.600	2.106.060
Maschinentechnik	[€]	493.177	275.187	758.000	792.214	419.100	485.100	594.000	729.300	1.590.600	2.191.200
EMSR-Technik	[€]	360.777	126.789	232.000	225.494	109.560	279.840	389.400	709.500	1.173.480	1.089.000
Sonstiges	[€]	85.030				265.980	466.620	540.540	735.900	1.288.320	1.793.88
Optionen	[€]	25.068				16.500	66.000	59.400	79.200	158.400	118.800
Nebenkosten	[€]				233.919						
<b>Gesamt</b>	<b>[€]</b>	<b>1.469.658</b>	<b>737.060</b>	<b>1.431.000</b>	<b>1.632.294</b>	<b>1.022.340</b>	<b>1.729.200</b>	<b>2.113.320</b>	<b>2.975.940</b>	<b>5.273.400</b>	<b>7.298.940</b>

### 5.3 Zusammenfassung der Kosten einer Spurenstoffelimination

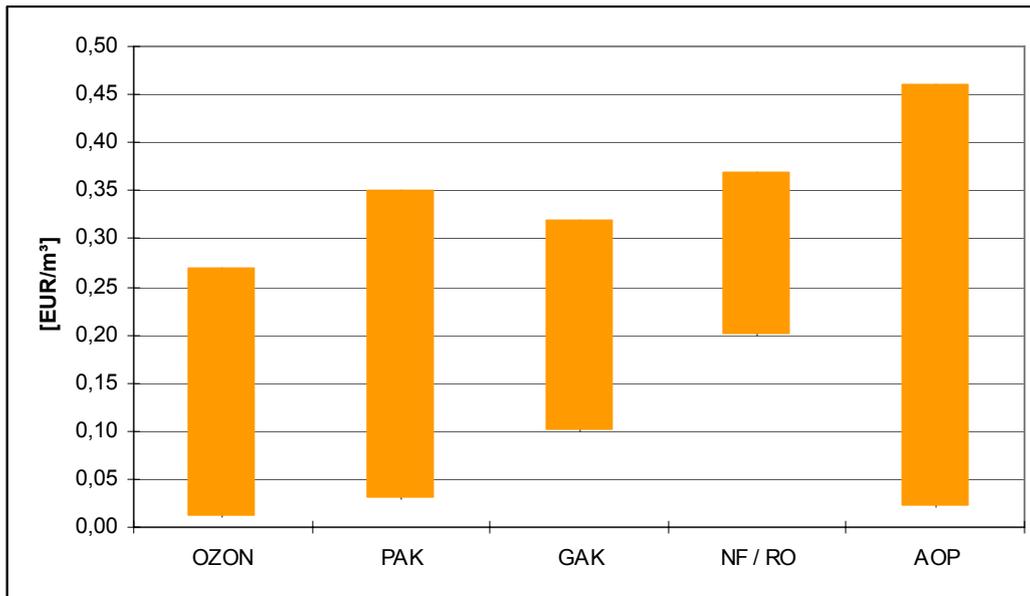
Die vorangehend erläuterten Daten aus den Literaturrecherchen, sowie die Daten, welche aus dem Teilprojekt 9 „Volkswirtschaftlicher Nutzen“ zur Verfügung gestellt wurden, lassen eine erste Bewertung der Kosten der Anlagen zur Elimination von Spurenstoffen zu. Trotz der unterschiedlichen Bewertungsansätze, welche zum Teil nur die Investitionskosten, zum Teil ermittelte Jahreskosten oder auch nur die Betriebskosten betrachten, gibt es einen Überblick über die Bandbreite, in der sich die Kosten der Verfahren zur Spurenstoffelimination bewegen.

Es kann im Allgemeinen festgehalten werden, dass je größer die Kläranlagen sind und je mehr Einwohnerwerte angeschlossen sind, desto geringer die spezifischen Kosten werden. Dies ist vor allem darauf zurückzuführen, dass die spezifischen Investitionskosten bei höheren Einwohnerwerten geringer werden.

Sind bei der Ozonung die Kosten für die Investition, sowie die Energiekosten für die Ozonherstellung wesentliche Parameter, so spielt beim Einsatz von Aktivkohle der Materialpreis für die frische oder regenerierte Kohle eine ausschlaggebende Rolle.

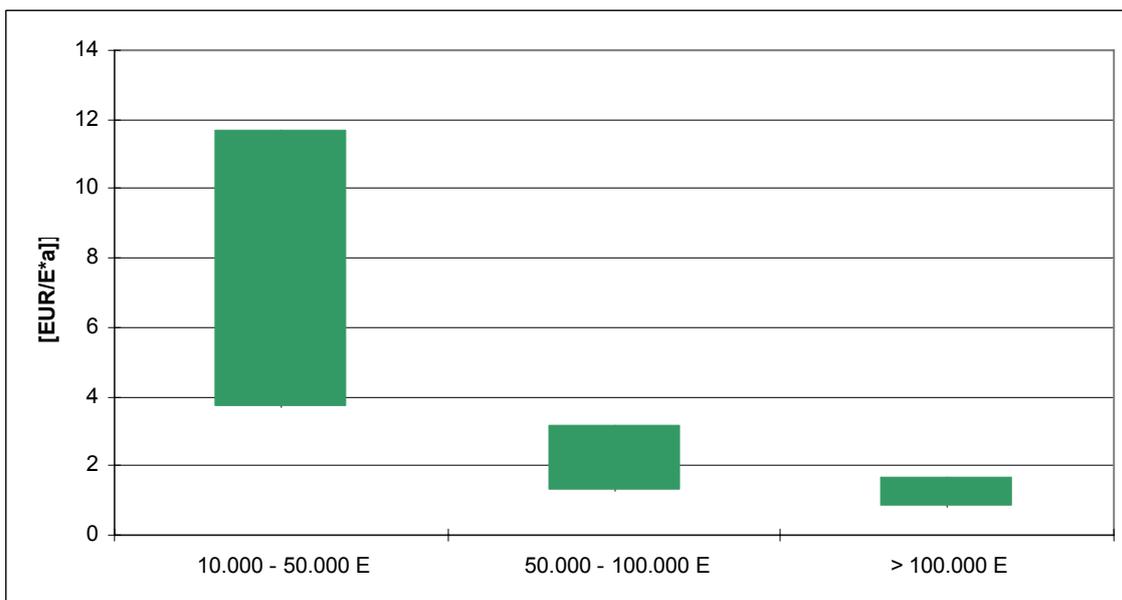
Aus den zusammengetragenen Literaturwerten der Tabelle 5-1 bis Tabelle 5-5 wurden Bandbreiten ermittelt, welche in Bild 5-1 graphisch zusammengefasst sind. Dabei sind die Besonderheiten, wie z.B. die unterschiedlichen betrachteten Strompreise, die in Tabelle 5-1 bis Tabelle 5-5 detailliert angegeben wurden, zu berücksichtigen. Weiterhin ist zu beachten, dass einige Angaben, u. a. von ABEGGLEN ET AL. (2009A), die verschiedenen Behandlungsstufen und nötige weitere Verfahrensschritte sowie Zwischenhebwerke berücksichtigen. Andere Angaben beziehen sich nur auf den eigentlichen Verfahrensschritt zur Spurenstoffelimination.

Mit diesen Einschränkungen ist bei niedrigen Dosierungen die Ozonung das kostengünstigste Verfahren mit 0,007 bis 0,27 €/m<sup>3</sup> (SCHUMACHER 2006 und ABEGGLEN ET AL. 2009A). In Abhängigkeit der örtlichen Randbedingungen können die anderen Verfahren (vor allem PAK und GAK) kostengünstige Alternativen darstellen.



**Bild 5-1: Bandbreite der spezifischen Kosten [EUR/m³] der einzelnen Verfahren zur Spurenstoffelimination. Teilweise handelt es sich um Betriebskosten, teilweise um Jahreskosten.**

Anhand der Daten aus dem Teilprojekt 9 wurden außerdem Bandbreiten für die Investitionskosten der Ozonung zusammengetragen. Diese wurden in drei Kategorien unterteilt (für die Kläranlagengrößen 10.000 – 50.000 E, 50.000 – 100.000 E und größer als 100.000 E) und mittels des Kapitalwiedergewinnungsfaktors gemäß der Leitlinien zur Durchführung von Kostenvergleichsrechnungen der Länderarbeitsgemeinschaft Wasser als spezifische Kosten [EUR/(E·a)] aufgetragen (s. Bild 5-2). Dabei wird deutlich, dass erwartungsgemäß mit steigenden Einwohnerwerten die spezifischen Investitionskosten geringer werden.



**Bild 5-2: Bandbreite der spezifischen Investitionskosten [EUR/(E·a)] für Ozonung**

## 6 Zusammenfassende Bewertung der Verfahren zur Spurenstoffelimination

Tabelle 6-1 fasst die im Rahmen dieses Vorhabens erhobenen Daten zu Eliminationsleistung, Kosten, Energiebedarf und CO<sub>2</sub>-Emissionen verschiedener Verfahren zur Spurenstoffelimination in Form einer qualitativen Bewertungsmatrix zusammen. Die Bewertung reicht von negativ (-) bis sehr positiv (++). Da für die einzelnen Kriterien jedes Verfahren in Abhängigkeit der Abwasserzusammensetzung, Reinigungsziele und anderen Randbedingungen sehr unterschiedlich bewertet werden kann, wurden in Tabelle 6-1 teilweise Bandbreiten angegeben.

In der Übersicht zeigt sich, dass die Ozonung die meisten positiven Bewertungen erhält. Insbesondere beim ganzheitlichen Energiebedarf und den Kosten erweist sich die Ozonung gegenüber den anderen Verfahren positiv. Verglichen mit GAK-Filtration bzw. PAK-Zugabe benötigt eine Ozonung jedoch mehr Energie auf der Kläranlage selbst. Die Tatsache, dass die für die Ozonung benötigte Energie als Strom aufgebracht wird, hat negative Auswirkungen auf die CO<sub>2</sub>-Emissionen. Bei der Ozonung gilt es darüber hinaus zu berücksichtigen, dass die Spurenstoffe während der Behandlung nur umgewandelt und nicht mineralisiert bzw. entfernt werden. Die Problematik von dabei möglicherweise entstehenden ökotoxischen Nebenprodukten wurde im Rahmen dieser Untersuchung nicht betrachtet. Es wird an dieser Stelle auf die Ergebnisse des Teilprojekts 10 aus dem Themenschwerpunkt „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“ („Untersuchung zur Metabolitenbildung bei Einsatz von Ozon in großtechnischen Abwasserreinigungsanlagen“, AZ: IV-7-042 600 001 J) verwiesen. Andere Untersuchungen weisen jedoch darauf hin, dass schädliche reaktive Nebenprodukte durch eine nachgeschaltete Stufe mit biologischer Aktivität (bspw. Sandfiltration) zurückgehalten werden (ABEGGLEN ET AL. 2009A).

GAK-Filtration mit regenerierter Aktivkohle und PAK-Zugabe sind teilweise ähnlich zu bewerten: Beide Verfahren weisen einen niedrigen Energiebedarf auf der Kläranlage auf, sind jedoch bei einer ganzheitlichen Betrachtung durch die energieintensive Herstellung der Aktivkohle im Nachteil. Die PAK-Dosierung weist eine bessere Eliminationsleistung auf als die GAK-Filtration sowie, bedingt durch die niedrigeren Dosierungen, einen niedrigeren ganzheitlichen Energiebedarf. Da die Pulverkohle nicht reaktiviert, sondern entsorgt wird, können höhere CO<sub>2</sub>-Emissionen resultieren, wenn die thermische Energie aus der PAK-Verbrennung nicht genutzt wird. Die Tabelle unterstellt eine Nutzung nicht nachwachsender Rohstoffe zur Aktivkohleproduktion (bspw. Stein- oder Braunkohle, Torf etc.). Durch die Nutzung nachwachsender Rohstoffe (bspw. Kokosnussschalen) als Rohmaterial für die Aktivkohleproduktion könnte die CO<sub>2</sub>-Bilanz der adsorptiven Verfahren deutlich verbessert

werden, so dass sie in diesem Punkt sogar sehr positiv (++) und damit besser bewertet würde als eine Ozonung.

Advanced Oxidation Processes wurden nicht in allen Punkten einer Bewertung unterzogen, da sie bei einer nur unwesentlichen Verbesserung der Eliminationsleistung für einen Großteil der Stoffe zu höheren Kosten und einem höheren Energiebedarf führen. Auch die dichten Membranverfahren wurden nicht hinsichtlich ihres ganzheitlichen Energiebedarfs und der CO<sub>2</sub>-Emissionen bewertet, da die Entsorgung bzw. Aufbereitung des Retentats derzeit ungeklärt ist. Vor diesem Hintergrund ist auch die sehr gute Eliminationsleistung bezogen auf das Permeat in einem anderen Licht zu sehen.

**Tabelle 6-1: Beurteilung einer granulierten Aktivkohlefiltration aus regenerierter AK, einer Zugabe von Pulveraktivkohle in ein Kontaktbecken, Ozonung, Nanofiltration/Umkehrosiose und Advanced Oxidation Processes bezüglich verschiedener Kriterien**

Verfahren Kriterium	GAK-Filtration regeneriert	PAK-Zugabe in ein Kontakt- becken	Ozonung	Nanofiltration/ Umkehr- osiose	Advanced Oxidation Processes
Eliminationsleistung	0 bis +	+ bis ++	+	++	+
Energiebedarf auf der Kläranlage	+	+	0	-	- bis 0
Ganzheitlicher Energiebedarf	- bis 0	- bis +	+	k. A.	k. A.
CO <sub>2</sub> -Emission	0	- bis +	- bis +	k. A.	k. A.
Kosten	0	0	+	-	0

Diese Bewertungsmatrix ist qualitativ und beruht auf Daten aus der Literatur. In der zweiten Phase dieses Projekts sollen mit Daten aus großtechnischen Anlagen diese vorläufigen Aussagen validiert bzw. korrigiert oder erweitert werden.

## 7 Fazit und Ausblick

In dem vorliegenden Forschungsbericht wurden die Verfahren zur Entfernung organischer Spurenstoffe aus kommunalem Abwasser betrachtet. Die untersuchten Hauptaspekte stellten hierbei die Elimination von Leitsubstanzen, den Energiebedarf der entsprechenden Anlage und der Herstellung der benötigten Inputstoffe, die bewirkten CO<sub>2</sub>-Emissionen sowie die Kosten dar.

Aus vielfältigen Literaturquellen wurden Eliminationsraten für unterschiedliche oxidative, adsorptive und membranbasierte Verfahren zur Elimination ausgewählter organischer Spurenstoffe der Kategorien Arzneimittel, synthetische Moschusverbindungen und Industriechemikalien zusammengetragen. Die Auswertung dieser Daten ergab, dass keines der betrachteten Verfahren alle untersuchten Substanzen sehr gut eliminieren kann. Vor allem eine der konventionellen Abwasserreinigung nachgeschaltete Ozonung und eine nachgeschaltete Adsorption an Pulveraktivkohle gelten aktuell als die effizientesten Verfahren mit Bandbreitenwirkung hinsichtlich der Spurenstoffelimination.

Um eine Bewertung des Energiebedarfs der Verfahren durchzuführen, wurden Literaturangaben zusammengetragen. Für die Ozonung und die adsorptiven Verfahren fanden zudem Berechnungen zum Energiebedarf auf der Kläranlage statt. Eine Adsorptionsstufe an PAK oder GAK benötigt die geringste Energie vor Ort. Weiterhin wurde der ganzheitliche Energiebedarf unter Berücksichtigung der Herstellungsenergie der verwendeten Inputstoffe ermittelt. Die Resultate für die adsorptiven Verfahren liegen höher als für die Ozonung. Da die ausgewählten Berechnungsgrundlagen für die Aktivkohle aufgrund mangelnder Datenverfügbarkeit jedoch mit großen Unsicherheiten verbunden sind, können diese Resultate lediglich als relative Aussage interpretiert werden.

Gleiches gilt auch für die ebenfalls durchgeführte ökologische Bewertung mittels der Aufstellung von CO<sub>2</sub>-Bilanzen für eine nachgeschaltete Ozonung und eine nachgeschaltete Adsorption an Pulveraktivkohle. Insgesamt lassen die Resultate jedoch vermuten, dass die Verwendung der nicht regenerierbaren Pulveraktivkohle mit deutlich höheren CO<sub>2</sub>-Emissionen als die Verwendung regenerierter granulierter Aktivkohle oder einer Ozonung verbunden ist.

Aufgrund der ermittelten Ergebnisse kann zum aktuellen Zeitpunkt keine eindeutige Empfehlung für ein Verfahren ausgesprochen werden. Hierzu sind weitere Forschungsergebnisse bezüglich der Eliminationsraten und des Energiebedarfs notwendig. Diese offenen Fragen sollen in der zweiten Phase des Projekts beantwortet werden, indem Daten zum Energiebedarf von großtechnischen Anlagen zur Spurenstoffelimination in NRW in Zusammenarbeit mit anderen Teilprojekten aus dem Themenschwerpunkt „Elimination von Arzneimitteln und organischen Spurenstoffen“ erfasst und ausgewertet werden. Nach

Möglichkeit werden ebenfalls Erkenntnisse aus Anlagen außerhalb NRW berücksichtigt. Aus den Betriebsdaten wird eine Eingrenzung der zielführenden Dosierungen möglich sein, so dass die in dem vorliegenden Bericht angegebene Bandbreite des Energiebedarfs auf der Kläranlage, des ganzheitlichen Energiebedarfs, der Kosten und CO<sub>2</sub>-Emissionen reduziert werden kann. Die Bewertungsmatrix wird somit verfeinert und ihre Aussagekraft als Entscheidungshilfe für die weitergehende Abwasserreinigung verbessert. Ergänzend soll eine Fallstudie für exemplarische Kläranlagen durchgeführt werden, die die Auswahl und Dimensionierung eines geeigneten Verfahrenskonzeptes, die Ermittlung des zu erwartenden Energiebedarfs, eine CO<sub>2</sub>-Bilanzierung und eine Kostenberechnung bzw. Kostenvergleichsbetrachtung beinhaltet.

## 8 Literaturverzeichnis

ABEGGLEN, C., BÖHLER, M., HOLLENDER, J., & SIEGRIST, H. (2011). Verfahrenstechnische Ansätze zur Entfernung von organischen Spurenstoffen aus dem Abwasser – Kosten, Energieverbrauch und Effizienz der Verfahren. In J. PINNEKAMP (Hrsg.), *44. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft vom 23.3 - 25.3.2011 in Aachen* (S. 26/1-26/10). Aachen: Gesellschaft zu Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen e.V.

ABEGGLEN, C., ROSENSTIEL, R., ORT, C. & SCHÄRER, M. (2009A). Weitergehende Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen bei kommunalen Abwasserreinigungsanlagen – Verfahren und Kosten. *Korrespondenz Abwasser, Abfall* , 56 (6), S. 584-592.

ABEGGLEN, C., JOSS, A., & SIEGRIST, H. (2009B). Spurenstoffe eliminieren: Kläranlagentechnik. *EAWAG News* , 67d, Juni 2009, S. 25-27.

Abwasserabgabengesetz. (2010). Gesetz über Angaben für das Einleiten von Abwasser in Gewässer. "*Abwasserabgabengesetz in der Fassung der Bekanntmachung vom 18. Januar 2005 (BGBl. I S. 114), das zuletzt durch Artikel 1 des Gesetzes vom 11. August 2010 (BGBl. I S. 1163) geändert worden ist*". Deutschland.

ALT, K., & MAURITZ, A. (2009). Projekt zur Teilstrombehandlung mit Pulveraktivkohle im Klärwerk Mannheim. In J. PINNEKAMP (Hrsg.), *10. Kölner Kanal und Kläranlagen Kolloquium 2009* (S. 19/1-19/12). Aachen: Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen e.V.:

BAHR, C., ERNST, M., & JEKEL, M. (2007). *Pilotuntersuchungen zur kombinierten oxidativ-biologischen Behandlung von Kläranlagenabläufen für die Entfernung von organischen Spuren- und Wirkstoffen und zur Desinfektion*. (Bd. 5). Berlin: Schriftenreihe Kompetenzzentrum Wasser Berlin.

BARJENBRUCH, M. (o.J.). *Erfahrungen zum Betrieb von Abwasserfiltrationen*. Abgerufen am 15. März 2011 von [http://www.dwa-bw.de/nachbar/klaeranlagen/dl/prtr/Erfahrungen\\_abwasserfiltrationen.pdf](http://www.dwa-bw.de/nachbar/klaeranlagen/dl/prtr/Erfahrungen_abwasserfiltrationen.pdf)

BARJENBRUCH, M., BOLLE, F.-W., & FIRK, W. (25. November 2010). Anthropogene Spurenstoffe: Auswirkungen der 4. Reinigungsstufe auf die Energie- und Klima-Bilanz. *Vortragsunterlagen zur DWA Bundestagung* . Bonn.

BAUMANN, H., & TILLMAN, A.-M. (2004). *The Hitch Hiker's Guide to LCA*. Stockholm: Studentliteratur AB.

BAYER, P., HEUER, E., KARL, U., & FINKEL, M. (2005). Economical and ecological comparison of granular activated carbon (GAC) adsorber refill strategies. *Water Research*, 39, S. 1719-1728.

BEIER, S. (2010). *Elimination von Arzneimitteln aus Krankenhausabwasser* (Bd. 222). (J. PINNEKAMP, Hrsg.) Aachen: Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen e.V.

BEIER, S., PALMOWSKI, L., VELTMANN, K., & PINNEKAMP, J. (1. Juli 2010). Energieverbrauch von Verfahren zur weitestgehenden Abwasserreinigung. *Vortrag anlässlich des DWA-Seminars Energieoptimierung auf Kläranlagen*. Osnabrück.

BELTRÁN, F. J., AGUINACO, A., GARCÍA-ARAYA, J. F., & OROPESA, A. (2008). Ozone and photocatalytic processes to remove the antibiotic sulfamethoxazole from water. *Water Research*, 42, S. 3799-3808.

BODE, H., GRÜNEBAUM, T., & KLOPP, R. (2010). Anthropogene Spurenstoffe aus Kläranlagen Teil 1: Herausforderungen für die Wasserwirtschaft in Zusammenarbeit mit anderen Disziplinen. *Korrespondenz Abwasser, Abfall*, 57 (2), S. 138-144.

BÖHLER, M., JOSS, A., MILADINOVIC, N., SIEGRIST, H., STERKELE, B., TERNES, T., ET AL. (2009). „Aktivkohledosierung in den Zulauf zur Sandfiltration der Kläranlage Kloten-Opfikon. Ergänzende Untersuchungen zum Micropoll, Zwischenbericht, Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz (EAWAG), Dübendorf.

BOLLE, F.-W., PINNEKAMP, J., & GENZOWSKY, K. (2010). Treibhausgasemissionen bei der Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung. *Vortragsunterlagen zur DWA-Bundestagung*. Bonn, 25. November 2010.

BORNEMANN, C. (2011). Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen, insbesondere kommunaler Flockungsfiltrationsanlagen durch den Einsatz von Aktivkohle. *Fachgespräch Spurenstoffe*. Düsseldorf, 12. April 2011.

BRENDEL, U. (1997). *Einsatz von Aktivkohle in der kommunalen Abwasserreinigung* (Bd. 167). (M. DOHMANN, Hrsg.) Aachen: Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen e.V.

CARBON FOOTPRINT (2011). *Carbon Footprint (TM)*. Abgerufen am 4. April 2011 von What is a Carbon Footprint?: <http://www.carbonfootprint.com/carbonfootprint.html>

CALGON CARBON CORPORATION (2011). Activated Carbon Principles. Abgerufen im April 2011 von <http://www.calgoncarbon.com/documents/ACPrinciples.pdf>

CHEMIE (2011). <http://www.chemie.de/lexikon/Ozon.html> (Abgerufen am 19.05.2011)

CLARA, M., STRENN, B., GANS, O., MARTINEZ, E., KREUZINGER, N., & KROISS, H. (2005). Removal of selected pharmaceuticals, fragrances and endocrine disrupting compounds in a membrane bioreactor and conventional wastewater treatment plants. *Water Research* (39), S. 4797-4807.

DI IACONI, C., DEL MORO, G., DE SANCTIS, M., & ROSSETT, S. (2010). A chemically enhanced biological process for lowering operative costs and solid residues of industrial recalcitrant wastewater treatment. *Water Research* (44), S. 3635-3644.

EAWAG: ABEGGLEN, C., ESCHER, B., HOLLENDER, J., KOEPKE, S., ORT, C., PETER, A., ET AL. (2009). *Ozonung von gereinigtem Abwasser*. Schlussbericht Pilotversuch Regensdorf, Dübendorf.

EIGA – European Industrial Gases Association. (December 2010). EIGA Position Paper. *Indirect CO<sub>2</sub>-emissions compensation: Benchmark proposal for Air Separation Plants.*

EILERS, L. (2001). *Verfahrenskombination von Nanofiltration und Adsorption an Pulverkohle zur kontinuierlichen Abwasserreinigung.* Dissertation, RWTH Aachen, Fakultät für Maschinenwesen, Aachen.

ESSER-SCHMITTMANN, W., & SCHMITZ, S. (10. Oktober 2008). Abgasreinigung mit regenerierter Aktivkohle - Ein ökonomisch interessanter Beitrag zum ganzheitlichen Umweltschutz. *Tagungsunterlagen zum Vortrag am 10.10.2008 VDI-Wissensforum*. München.

FAHLENKAMP, H. ET AL. (2008). *Untersuchungen zum Eintrag und zur Elimination von gefährlichen Stoffen in kommunalen Kläranlagen Phase 3.* Abschlussbericht, Universität Dortmund, Fakultät Chemie- und Bioingenieurwesen, Lehrstuhl Umwelttechnik, Dortmund.

FAHLENKAMP, H. ET AL. (2006). *Untersuchungen zum Eintrag und zur Elimination von gefährlichen Stoffen in kommunalen Kläranlagen Teil 2.* Universität Dortmund, Fachbereich Chemie- und Bioingenieurwesen, Lehrstuhl Umwelttechnik, Dortmund.

FIRK, W. (25. November 2010). Vortrag anlässlich der DWA Bundestagung am 25.11.2010 in Bonn. *EUWID Wasser 30.11.2010.*

FÖRSTNER, U. (2008). *Umweltschutztechnik (7. Auflage Ausg.).* Berlin Heidelberg: Springer-Verlag.

GEBHARDT, W., & SCHRÖDER, H.-F. (2007). Liquid chromatography–(tandem) mass spectrometry for the follow-up of the elimination of persistent pharmaceuticals during wastewater treatment applying biological wastewater treatment and advanced oxidation. *Journal of Chromatography A*, (1160), S. 34-43.

GUJER, W. (2007). *Siedlungswasserwirtschaft.* Heidelberg: Springer-Verlag.

HABERKERN, B., MAIER, W., & SCHNEIDER, U. (2008): Steigerung der Energieeffizienz auf kommunalen Kläranlagen. Text 11/08, Umweltbundesamt (Hrsg.), ISSN 1862-4804, <http://www.umweltdaten.de/publikationen/fpdf-l/3347.pdf>

HERBST, H., & ANTE, S. (2010). Energiebedarf von Anlagen zur Mikroschadstoffentfernung. In G. z.-U. Bochum (Hrsg.), *Zukunftsthema Energie - Die Siedlungswasserwirtschaft ist gefordert.* S. 113-126. Bochum.

HILLER, G. (24. März 2011). Persönliche Mitteilung.

HILLER, G. (2010). Vorstellung aktueller Projekte zum Ausbau von kommunalen Klärwerken mit einer Adsorptionsstufe, Klärwerk Steinhäule Ulm. *Vortrag anlässlich des DWA Symposiums Aktivkohle am 23./24. Juni 2010 in Mannheim*. Mannheim.

HUBER, M. M., GÖBEL, A., JOSS, A., HERMANN, N., LÖFFLER, D., MCARDELL, ET AL. (2005). Oxidation of pharmaceuticals during ozonation of municipal wastewater treatment effluent: a pilot study. (39), S. 4290-4299.

HUNZIKER. (2008). *Massnahmen in ARA zu weitergehenden Elimination von Mikroverunreinigungen*. Kostenstudie, Winterthur.

ISO 14040 (2006). *DIN EN ISO: 14040:2006 Environmental management - Life cycle assessment - Principles and framework*. Norm.

ITT (2011): Angaben aus der Herstellerumfrage.

IVASHECKIN, P. (2006). *Elimination organischer Spurenstoffe aus kommunalem Abwasser*. Dissertation, RWTH Aachen, Fakultät für Bauingenieurwesen, Aachen.

JACOBI (2009). Technical Information: "Ökologische Aktivkohle aus Kokosnuss-Schalen", Jacobi The Carbon Company, [www.jacobi.net](http://www.jacobi.net)

JEKEL, M. (2010). Removal of pharmaceuticals with advanced processes in wastewater treatment and reuse. *Vortrag anlässlich des internationalen Wasser-Symposiums "Hormonaktive Substanzen und Arzneimittelwirkstoffe"*. Berlin, 10. Februar 2010.

JUDD, S., & JUDD, C. (2006). *The MBR Book*. Oxford: Elsevier Science and Technology.

KAMPSCHREUR, M.J., TEMMINK, H., KLEEREBEZEM R., JETTEN, M. S.M, & VAN LOOSDRECHT M. C.M. (2009): Nitrous oxide emission during wastewater treatment, *Water Research* 43 (2009), S. 4093 – 4103.

KIM, S. D., CHO, J., KIM, I. S., VANDERFORD, B. J., & SNYDER, S. A. (2007). Occurrence and removal of pharmaceuticals and endocrine disruptors in South Korean surface, drinking and waste waters. *Water Research*, 41, S. 1013-1021.

KIMURA, K., AMY, G., DREWES, J. E., HEBERER, T., KIM, T.-U., & WATANABE, Y. (2003). Rejection of organic micropollutants (disinfection by-products, endocrine disrupting compounds, and pharmaceutically active compounds) by NF/RO membranes. *Journal of Membrane Science* (223), S. 113-121.

KITTISUPAKORN, P., & NOIJUNTIRAAND, I. (2009). *Life Cycle Assessment for the activated carbon production by coconut shells and palm-oil shells*, Departement of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, Bangkok 10330, Thailand, 13. – 15.07.2009.

KNÖFEL, H. (2008). Individuelle Emissionskennwerte der Universität Göttingen. Abgerufen am 23.5.2011 von [www.uni-goettingen.de/de/79037.html](http://www.uni-goettingen.de/de/79037.html)

KOCH, T. (März 2011). Persönliche Mitteilung.

KRUIHOF, J. C., KAMP, P. C., & MARTIJN, B. J. (2007). UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> Treatment: A Practical Solution for Organic Contaminant Control and Primary Disinfection. *Ozone: Science and Engineering*, 29 (4), S. 273-280.

LARSEN, H. F., HANSEN, P. A., & BOYER-SOUCHET, F. (2010). *NEPTUNE - New sustainable concepts and processes for optimization and upgrading municipal wastewater and sludge treatment: Deliverable 4.3 Decision support guideline based on LCA and cost/efficiency*. <http://www.eu-neptune.org>

LUTZE, H., SCHMIDT, T. C., & PANGLISCH, S. (2010). Starke Oxidationsmittel gegen Spurenstoffe. *Umwelt Magazin* (4/5), S. 33-34.

MARCUS, P. (2005). *Entwicklung und Validierung eines Labor-Schnelltests zur Beurteilung der Adsorbierbarkeit von organischen Einzelstoffen an Aktivkohle*. Dissertation, Technische Universität Dresden, Fakultät für Forst-,Hydro- und Geowissenschaften, Dresden.

MEIER, M. A. (1997). *Eco-Efficiency Evaluation of Waste Gas Purification Systems in the Chemical Industry*. Dissertation, Swiss Federal Institute of Technology Zurich, Zürich.

MELIN, T. & RAUTENBACH, R. (2004). *Membranverfahren - Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung* (2. Ausg.). Berlin, Heidelberg: Springer.

METCALF & EDDY (2004). *Wastewater Engineering – Treatment and Reuse*, Fourth Edition, International edition 2004, McGraw-Hill Companies Inc., ISBN 007-124140-X.

METZGER, S. (2010). *Einsatz von Pulveraktivkohle zur weitergehenden Reinigung von kommunalem Abwasser*. München: Oldenbourg Industrie Verlag.

METZGER, S., & KAPP, H. (2008). Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination von Mikroverunreinigungen. *Vortrag anlässlich der VSA-Fachtagung vom 28. Oktober 2008*. Regensdorf/Zürich.

MEYER, H. (2008). Abwasserreinigung - quo vadis? *GWF Wasser Abwasser* , 149 (4).

MIEHE, U. (2010). *Wirksamkeit technischer Barrieren zur Entfernung anthropogener Spurenstoffe - Kläranlagen und Raumfilter*. Dissertation, Technische Universität Berlin, Fakultät III-Prozesswissenschaften, Berlin.

MÜLLER, J.-P., & JEKEL, M. (2001). Comparison of advanced oxidation processes in flow-through pilot plants (Part 1). (P. WILDERER, Hrsg.) *Water Science and Technology* , 44 (5), S. 303-309.

MUÑOZ, I. (2006). *Life Cycle Assessment as a Tool for Green Chemistry: Application to Different Advanced Oxidation Processes for Wastewater Treatment*. Dissertation, Universitat Autònoma de Barcelona, Unitat de Química Física del Departament de Química, Barcelona.

MUÑOZ, I., RIERADEVALL, J., TORRADES, F., PERAL, J., & DOMÉNECH, X. (2006). Environmental assessment of different advanced oxidation processes applied to a bleaching Kraft mill effluent. *Chemosphere* , 62, S. 9-16.

MURL (1999). *Energie in Kläranlagen – Handbuch*, Ministerium für Umwelt, Raumordnung und Landwirtschaft Nordrhein-Westfalen.

NEPTUNE (New sustainable concepts and processes for optimization and upgrading municipal wastewater and sludge treatment) (2010). *Deliverable 5.4: Catalogue with criteria for evaluating technologies*.

NIJDAM, D., BLOM, J., & BOERE, J. A. (1999). Environmental Life Cycle Assessment (LCA) of two advanced wastewater treatment techniques. *Adsorption and its applications in industry and environmental protection*, 120, S. 763-775.

ORICA. (2010). Abgerufen am 29. September 2010 von Carbon Footprint of TOC Removal Technologies - Comparison of the MIEX Process, GAC, Ozone and High Pressure Membranes: [http://www.miexresin.com/files/pdfs/TechNote\\_CarbonFootprint\\_V0509.pdf](http://www.miexresin.com/files/pdfs/TechNote_CarbonFootprint_V0509.pdf)

OZONIA (2011): Angaben aus der Herstellerumfrage.

PFEIFER, H., HÖGNER, W., FREDERIKSSON, P., VON SCHEELE, J., & PAUL, R. (2009). Energieeffizienz und Minderung des CO<sub>2</sub>-Austoßes durch Sauerstoffverbrennung. *Sonderheft aus "Stahl und Eisen"*, 129 (8), S. 51-62.

PINNEKAMP, J. (2010). Verfahrenstechniken zur Reduzierung von Spurenstoffen im Abwasser. *Vortragsunterlagen zum BWK Bundeskongress*. Duisburg, 22-24. Sept. 2010.

PINNEKAMP, J. (2011). Energieeinsparung bei Membranbelebungsanlagen - Phase I. Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben, gefördert vom Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, (AZ IV-7-042 600 003 I).

PINNEKAMP, J., & FRIEDRICH, H. (Hrsg.). (2006). *Membrantechnik für die Abwasserreinigung*. Aachen: FiW-Verlag.

PINNEKAMP, J. & MERKEL, W. (2008). *Senkung des Anteils organischer Spurenstoffe in der Ruhr durch zusätzliche Behandlungsstufen auf kommunalen Kläranlagen - Güte- und Kostenbetrachtungen*. Abschlussbericht Forschungsvorhaben, Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, Aachen/Mühlheim.

PINNEKAMP, J., BEIER, S., CRAMER, C., SCHRÖDER, H. F., MAUER, C. & SELKE, D. (2009). *Eliminierung von Spurenstoffen aus Krankenhausabwässern mit Membrantechnik und weitergehenden Behandlungsverfahren – Pilotprojekt Kreiskrankenhaus Waldbröl*. Pilotprojekt Kreiskrankenhaus Waldbröl (Abschlussbericht im Auftrag des Ministeriums für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, Förderkennzeichen IV – 9 – 042 1B4 0020), RWTH Aachen, Institut für Siedlungswasserwirtschaft.

PINNEKAMP, J., KEYSERS, C., MONTAG, D., & VELTMANN, K. (2010). Elimination von Mikroschadstoffen. In J. PINNEKAMP (Hrsg.), 43. *Essener Tagung*. Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen e.V.

PubChem. (2011). Abgerufen am 24. März 2011 von <http://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>

REMY, C., LESJEAN, B., & HARTMANN, A. (2011). Die Methodik der Ökobilanz zur ganzheitlichen Erfassung des Energieverbrauchs in der Abwasserreinigung. *Korrespondenz Abwasser, Abfall* 58 (6), S. 572-576.

RIED, A., WIELAND, A., & MIELCKE, J. (2010). Advanced Oxidation Processes (AOP) - Comparison of different treatment scenarios based on processes combining Ozone, UV and Hydrogen Peroxide. *IWA Montreal 2010*.

RÖLLE, R., & SCHIRMEISTER, W. (23./24. Juni 2010). Vorstellung aktueller Projekte zum Ausbau von kommunalen Kläranlagen mit einer Adsorptionsstufe. *Vortragsunterlagen zum DWA-Symposium Aktivkohle in der Abwasserreinigung, 23./24.06.2010*. Mannheim.

ROSAL, P., RODRÍGUEZ, A., PERDIGÓN-MELÓN, J., MEZCUA, M., HERNANDO, M., LETÓN, P., GARCÍA-CALVO, E., AGÜERA, A., & FERNÁNDEZ-ALBA, A.R. (2008). Removal of pharmaceuticals and kinetics of mineralization by O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> in a biotreated municipal wastewater. *Water Research* (42), S. 3179-3728.

SAFARZAHED-AMIRI, A. (2001). O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> treatment of methyl-tert-Butyl ether (MTBE) in contaminated waters. *Water Research*, 35 (15), S. 3706-3714.

SCHAAR, H., KREUZINGER, N., & KROISS, H. (2009). Untersuchung zur Ozonung von kommunalem Kläranlagenablauf. In J. PINNEKAMP (Hrsg.), *42. Essener Tagung für Wasser und Abfallwirtschaft vom 18.3 - 20.3.2009 in Aachen* (S. 21/1-21-9). Aachen: Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen e.V.

SCHILLING, S. (2005). *Bewertung der Membrantechnik zur Behandlung und Aufbereitung kommunaler Abwässer*. Dissertation RWTH Aachen.

SCHRADER, C. (2007). *Verfahrenstechnische Möglichkeiten zur Entfernung von organischen Spurenstoffen aus kommunalem Abwasser* (Bd. 190). München: Kommissionsverlag Oldenburg Industrieverlag GmbH.

SCHRÖDER, H.-F., GEBHARDT, W., HAYASHI, D., UWE, C., & JOHANNES, P. (2010). Die Elimination perfluorierter Tenside (PFT) bei der Abwasserreinigung unter Einsatz weitergehender physikalisch-chemischer Verfahren. *Korrespondenz Abwasser, Abfall*, 57 (4).

SCHUMACHER, J. (2006). *Ozonung zur weitergehenden Aufbereitung kommunaler Kläranlagenabläufe*. Dissertation, Technische Universität Berlin, Fakultät III- Prozesswissenschaften, Berlin.

SCHWEIZERISCHER VERBAND DES GAS- UND WASSERFACHES (SVGW), BUNDESAMT FÜR ENERGIE SCHWEIZ (BFE) (2004). *Handbuch: Energie in der Wasserversorgung – Der Ratgeber zur Energiekosten- und Betriebsoptimierung* (Art. Nr. 2068).

SIEGRIST, H., ZIMMERMANN, S., ZWICKENPFLUG, B., BOEHLER, M., DORUSCH, F., HOLLENDER, J., ET AL. (2010). Ozonation and PAC addition schemes, results of pilot and full-scale operations. *Vortrag anlässlich des NEPTUNE workshops: Technical Solutions for Nutrient and Micropollutants Removal in WWTPs am 25.-26. März 2010*. Québec. Abgerufen am 23.3.2011 von [http://www.eu-neptune.org/Workshop/03\\_Siegrist\\_Ozonation\\_and\\_PAC.pdf](http://www.eu-neptune.org/Workshop/03_Siegrist_Ozonation_and_PAC.pdf)

SONA, M., BAUS, C., & BRAUCH, H.-J. (3. April 2006). UV Irradiation versus combined UV / Hydrogen Peroxide and UV / Ozone Treatment for the Removal of Persistent Organic Pollutants from Water. *Vortrag anlässlich der International Conference Ozone and UV im Rahmen der Wasser Berlin 2006*.

STEIDEL, J. (26. Oktober 2006). Vergleich verschiedener Entwässerungsverfahren kleinerer und mittlerer Anlagen unter energetischen und wirtschaftlichen Gesichtspunkten. *Vortragsunterlagen Fachtagung Klärschlamm - Energie und Rohstoff*. Emmelshausen.

STOWA (2010). *Actievekoolfiltratie op afloop nabezinktank*. Forschungsbericht, Amersfoort.

STOWA (2009). *Nageschakelde zuiveringstechnieken op de AWZI Leiden Zuid-West*. Forschungsbericht, Utrecht.

TAMBOSI, J. L., YAMANAKA, L. Y., HUMBERTO, J. J., DE FÁTIMA PERALTA MUNIZ MOREIRA, R., & SCHRÖDER, H.-F. (2010). Recent research data on the removal of pharmaceuticals from sewage treatment plants (stp). *Quim. Nova*, 33 (2), S. 411-420.

TERNES, T. A., JANEX-HABIBI, M.-L., KNACKER, T., KREUZINGER, N., & SIEGRIST, H. (2004). *Assessment of Technologies for the Removal of Pharmaceuticals and Personal Care Products in Sewage and Drinking Water Facilities to Improve the Indirect Potable Water Reuse*. Abschlussbericht POSEIDON.

TERNES, T., & JOSS, A. (Hrsg.). (2006). *Human Pharmaceuticals, Hormones and Fragrance: The Challenge of Micropollutants in Urban Water Management*. London: IWA Publishing.

TERNES, T., STÜBER, J., HERRMANN, N., MC DOWELL, D., RIED, A., KAPMANN, M., ET AL. (2003). Ozonation: a tool for removal of pharmaceuticals, contrast media and musk fragrances from wastewater? *Water Research* (37), S. 1976-1982.

THARAPONG VITIDSANT, TERACHAI SURAVATTANASAKUL & SOMSAK DAMRONGLERD (1999). *Production of Activated Carbon from Palm-oil Shell by Pyrolysis and Steam Activation in a Fixed Bed Reactor*, Bangkok, Thailand May 1999.

THÖLE, D., GRÜNEBAUM, T., SCHMITT, F., & LORENZ, G. (2011). Energie- und CO<sub>2</sub>-Bilanz eines Abwasserverbands. *Korrespondenz Abwasser, Abfall* 58 (6), S. 542-548.

TÜRK, J. ET AL. (bisher unveröffentlicht): Abschlussbericht zum Projekt „Volkswirtschaftlicher Nutzen der Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen zur Elimination von organischen Spurenstoffen, Arzneimitteln, Industriechemikalien, bakteriologisch relevanten Keimen und Viren“, gefördert vom Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, in Bearbeitung (bisher unveröffentlicht).

UMWELTBUNDESAMT (2010). *Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix 1990-2008 und erste Schätzung 2009*. Abgerufen am 15. März 2011 von <http://www.umweltbundesamt.de/energie/archiv/co2-strommix.pdf>

UMWELTBUNDESAMT (2011). *ProBas (Prozessorientierte Basisdaten für Umweltmanagement-Instrumente)*. Abgerufen am 31. März 2011 von <http://www.probas.umweltbundesamt.de/php/index.php?>

VOGNA, D., MAROTTA, R., NAPOLITANO, A., ANDREOZZI, R., & D' ISCHIA, M. (2004A). Advanced oxidation of the pharmaceutical drug diclofenac with UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> and ozone. *Water Research* (38), S. 414-422.

VOGNA, D., MAROTTA, R., NAPOLITANO, A., ANDREOZZI, R., & D' ISCHIA, M. (2004B). Kinetic and chemical assessment of the UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> treatment of antiepileptic drug carbamazepine. *Chemosphere* (54), S. 497-505.

WAGNER, V., YEDILER, A., & KETTRUP, A. (1999). Kostenabschätzung für die CSB-Verminderung in Industrieabwässern mit Ozon. *Korrespondenz Abwasser* , 46 (12), S. 1912-1915.

WAGNER, W. (2001). Betriebskosten von Abwasserreinigungsanlagen. In: *Abwassertechnik und Gewässerschutz*, WAGNER W. (Hrsg.)

WINTGENS, T., GALLENKEMPER, M., & MELIN, T. (2002). Endocrine disruptor removal from wastewater using membrane bioreactor and nanofiltration technology. *Desalination* (146), S. 387-391.

XUE, W., WU, C., XIAO, K., HUANG, X., ZHOU, H., TSUNO, H., ET AL. (2010). Elimination and fate of selected micro-organic pollutants in a full-scale anaerobic/anoxic/aerobic process combined with membrane bioreactor for municipal wastewater reclamation. *Water Research*, 44, S. 5999-6010.

ZANZI, R., BAI, X., CAPDEVILA, P., & BJÖRNBOM, E. (2001). *Pyrolysis of Biomass in Presence of Steam for Preparation of Activated Carbon, Liquid and Gaseous Products*; Melbourne Australia Sep 2001.

ZWICKENPFLUG, B., BÖHLER, M., STERKELE, B., JOSS, A., TRABER, J., GUJER, W., ET AL. (2010). *Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination von Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser*. Abschlussbericht, EAWAG, Dübendorf.

ZWIENER, C., & FRIMMEL, F. H. (2000). Oxidative Treatment of Pharmaceuticals in Water. *Water Research* , 34 (6), S. 1881-1885.

## 9 Anhang

### ANHANG I: Fragebogen für Betreiber von Anlagen zur Elimination von organischen Spurenstoffen

#### 1. ANSPRECHPARTNER

Name			
Organisation			
TEL		FAX	
E-mail			
Adresse			

#### 2. GENERELLE INFORMATIONEN ZUR GESAMTEN KLÄRANLAGE

##### 201, Angaben zur gesamten Kläranlage

Einwohnerwert			E
Wassermengen	Jahresschmutzwassermenge		m <sup>3</sup> /a
	Trockenwetterzufluss Q <sub>t</sub>		L/s
	Mischwasserzufluss Q <sub>m</sub>		L/s

Handelt es sich dabei um  Bemessungswerte oder  gemessene Mittelwerte

Wurde ein aktuelles Verfahrensfliessschema der gesamten Kläranlage bereits zur Verfügung gestellt?  Ja  Nein

##### 202, Industrielle Einwohnergleichwerte \_\_\_\_\_

##### 203, Wichtigste industrielle / kommerzielle / krankenhäusliche Indirekteinleiter

Indirekteinleiter (Branche)	Einwohnergleichwerte

##### 204, Hauptkomponenten der gesamten Kläranlage

---



---



---

205, Vorfluter: \_\_\_\_\_

### 3. INFORMATIONEN ZUR OZONANLAGE

301, Kurzbeschreibung des Ozonierung-Prozessablaufs:

---

---

---

302, Komponenten der Ozonanlage

---

---

---

303, Anteil des Abwasserstromes, der durch die Ozonanlage behandelt wird: \_\_\_\_\_

304, Angaben zur Ozonanlage

Wassermengen	Abwasserzufluss $Q_{spez}$		m <sup>3</sup> /h
	Trockenwetterzufluss $Q_t$		m <sup>3</sup> /h
	Mischwasserzufluss $Q_m$		L/s

Handelt es sich dabei um  Bemessungswerte oder  gemessene Mittelwerte?

Wurde ein aktuelles Verfahrenfließschema der Ozonanlage zur Elimination von organischen Spurenstoffen bereits zur Verfügung gestellt?  Ja  Nein

305, Anlage im Betrieb seit \_\_\_\_\_

306, Bisherige Betriebsstunden \_\_\_\_\_

307, Betrieb der Ozonanlage  kontinuierlich  diskontinuierlich

308, Wie passt sich die Anlage an Zulaufschwankungen (Volumen, Konzentrationen ...) an?

Regelung/Steuerungskonzept: \_\_\_\_\_

Geringster Zulauf: \_\_\_\_\_ [L/s]

Maximaler Zulauf: \_\_\_\_\_ [L/s]

**309, Qualitätsanforderung für den Zulauf zur Ozonanlage**

Parameter	Qualitätsanforderung für den Zulauf zur Ozonanlage (laut Design)	Falls Messungen durchgeführt werden		
		gemessener Mittelwert	Häufigkeit der Messung	Zeitraum der Messung
pH				
BSB5				
CSB				
Suspendierte Feststoffe				
DOC				
Gesamt-N				
Gesamt-P				
Sonstiges				

**310, Wie wird Sauerstoff bereitgestellt?**  aus Umgebungsluft gewonnen  
 reiner Sauerstoff wird angeliefert

**311, Wie hoch ist die Ozondosierung?** \_\_\_\_\_

**312, Wie lang ist die Reaktionszeit Ozon / Abwasser?** \_\_\_\_\_

**313, Ozon-Eintragssystem:**  Mischer  Keramikteller  Diffusor

**314, Wie viel Restozon darf im Wasser verbleiben?** \_\_\_\_\_

**315, Wie wird diese Restozonkonzentration ggf. abgesenkt?** \_\_\_\_\_

**316, Wird das aufbereitete Abwasser aus der Ozonanlage teilweise rezirkuliert / nachbehandelt / direkt eingeleitet? Bitte Details angeben**

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

**317, Ablaufqualität nach der Ozonbehandlung (falls Daten vorhanden)**

Parameter	Überwachungswerte [mg/L]	Zielwerte [mg/L]	Gemessene Mittelwerte [mg/L]	Häufigkeit der Messung	Zeitraum der Messung
pH					
BSB5					
CSB					
DOC					
Suspendierte Feststoffe					
Gesamt-Stickstoff					
Gesamt-Phosphor					
Sonstiges					

**318, Eliminationsleistung der Ozonanlage bzgl. organischer Spurenstoffe**

Wurde die Eliminationsleistung schon erhoben?  Ja  Nein

Wenn Ja, an welcher Stelle /in welchem Projektbericht sind die Ergebnisse zusammengetragen?

---

**4.ÖKONOMISCHE ASPEKTE DER OZONANLAGE**

**401, Wurde bereits der Energieverbrauch für die Ozonanlage ermittelt?**  Ja  Nein

Wenn Ja, an welcher Stelle /in welchem Projektbericht sind die Ergebnisse zusammengetragen?

---



---

**402, Energieverbrauch einzelner Aggregate (falls vorhanden)**

Aggregat	Energieverbrauch	Einheit

**403, Wie hoch sind folgende Kosten für diese Anlage?**

Investitionskosten: \_\_\_\_\_ [€]  
Baukosten \_\_\_\_\_ [€]  
Maschinenkosten PUMPEN + Nebenagg. \_\_\_\_\_ [€]  
    Ozonierung \_\_\_\_\_ [€]  
    EMSR-Kosten \_\_\_\_\_ [€]  
Energiekosten: \_\_\_\_\_ [€/a]  
Personalkosten \_\_\_\_\_ [€/a]  
Externe Wartungskosten: \_\_\_\_\_ [€/a]  
Betriebsmittelkosten (Sauerstoff, Stickstoff, Sonstiges) \_\_\_\_\_ [€/a]  
Entsorgungskosten (Abfallströme) \_\_\_\_\_ [€/a]

**404, Wie hoch ist der Personalaufwand?**

Ständig besetzt/ Rufbereitschaft? Anzahl, Qualifikation der Mitarbeiter?

---

**405, Wie häufig muss die Ozonanlage gewartet werden?** \_\_\_\_\_

**406, Wird die Ozonanlage gereinigt?**                     Ja                     Nein

(falls „Ja“)                    Wie, womit? \_\_\_\_\_  
  Energieverbrauch \_\_\_\_\_

**407, Was sind die bestimmten Vor- und Nachteile dieser Anlage?**

Vorteile: \_\_\_\_\_  
Nachteile: \_\_\_\_\_

**408, In welchen Bereichen sind Optimierungen möglich/nötig?**

- Ozoneintragssystem
- Ozondosierung
- Steuer- und Regelmechanismen

**5. INFORMATIONEN ZUR PAK-ANLAGE**

**501, Kurzbeschreibung des Prozessablaufs in der PAK-Anlage:**

---

---

**502, Komponenten der PAK-Anlage**

---

---

**503, Anteil des Abwasserstromes, der mit PAK behandelt wird :** \_\_\_\_\_

**504, Angaben zur PAK-Anlage**

Wassermengen	Abwasserzufluss $Q_{spez}$		$m^3/h$
	Trockenwetterzufluss $Q_t$		$m^3/h$
	Mischwasserzufluss $Q_m$		L/s

Handelt es sich dabei um  Bemessungswerte oder  gemessene Mittelwerte?

Wurde ein aktuelles Verfahrenfließschema der PAK-Anlage zur Elimination von organischen Spurenstoffen bereits zur Verfügung gestellt?  Ja  Nein

**505, Wird die Pulveraktivkohle rezirkuliert?**  Ja  Nein

(falls „Ja“) Rezirkulationsrate: \_\_\_\_\_

- Wohin?  Belebungsbecken  
 Nachklärbecken  
 \_\_\_\_\_

**506, Anlage im Betrieb seit** \_\_\_\_\_

**507, Bisherige Betriebsstunden** \_\_\_\_\_

**508, PAK-Zugabe erfolgt**  kontinuierlich  diskontinuierlich

**509, Qualitätsanforderung für PAK-Behandlung**

Parameter	Qualitätsanforderung vor der PAK-Behandlung (laut Design)	Falls Messungen durchgeführt werden		
		gemessener Mittelwert	Häufigkeit der Messung	Zeitraum der Messung
pH				
BSB5				
CSB				
Suspendierte Feststoffe				
DOC				
Gesamt-N				
Gesamt-P				
Sonstiges				

**510, Wie passt sich die PAK-Dosierung an Zulaufschwankungen (Volumen, Konzentrationen, ...) an?**

Regelung/Steuerungskonzept: \_\_\_\_\_

Geringster Zulauf: \_\_\_\_\_ [m³/h]

Maximaler Zulauf: \_\_\_\_\_ [m³/h]

**511, Kennzeichnung der PAK** \_\_\_\_\_

- 512, Ursprung der Aktivkohle**
- Holzverbrennung     Steinkohle
- Braunkohle         Kokosnussschale

**513, Wie lang ist die Reaktionszeit PAK / Abwasser?** \_\_\_\_\_

**514, Wird das aufbereitete Abwasser aus der PAK-Anlage teilweise rezirkuliert / nachbehandelt / direkt eingeleitet? Bitte Details angeben**

\_\_\_\_\_

**515, Ablaufqualität nach der PAK-Behandlung (falls Daten vorhanden)**

Parameter	Überwachungswerte [mg/L]	Zielwerte [mg/L]	Gemessene Mittelwerte [mg/L]	Häufigkeit der Messung	Zeitraum der Messung
pH					
BSB5					
CSB					
DOC					
Suspendierte Feststoffe					
Gesamt-Stickstoff					
Gesamt-Phosphor					
Sonstiges					

**516, Eliminationsleistung durch PAK-Dosierung bzgl. organischer Spurenstoffe**

Wurde die Eliminationsleistung schon erhoben?     Ja     Nein

Wenn Ja, an welcher Stelle /in welchem Projektbericht sind die Ergebnisse zusammengetragen?

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

## 6.ÖKONOMISCHE ASPEKTE DER PAK-BEHANDLUNG

**601, Wurde der Energieverbrauch der PAK-Anlage bereits ermittelt?**  Ja  Nein

Wenn Ja, an welcher Stelle /in welchem Projektbericht sind die Ergebnisse zusammengetragen?

---

**602, Energieverbrauch einzelner Aggregate (falls vorhanden)**

Aggregat	Energieverbrauch	Einheit

**603, Wie hoch sind folgende Kosten für diese Anlage?**

Investitionskosten: \_\_\_\_\_ [€]  
 Baukosten PAK \_\_\_\_\_ [€]  
 Maschinenkosten PUMPEN + Nebenagg. \_\_\_\_\_ [€]  
     Ozonierung \_\_\_\_\_ [€]  
     EMSR-Kosten \_\_\_\_\_ [€]  
 Energiekosten: \_\_\_\_\_ [€/a]  
 Personalkosten \_\_\_\_\_ [€/a]  
 Externe Wartungskosten: \_\_\_\_\_ [€/a]  
 Betriebsmittelkosten (PAK, Sonstiges) \_\_\_\_\_ [€/a]  
 Entsorgungskosten (Abfallströme) \_\_\_\_\_ [€/a]

**604, Wie hoch ist der Personalaufwand?**

Ständig besetzt/ Rufbereitschaft? Anzahl, Qualifikation der Mitarbeiter?

---

**605, Wie häufig muss die PAK-Anlage gewartet werden?** \_\_\_\_\_

**606, Wird die PAK-Dosieranlage gereinigt?**  Ja  Nein

(falls „Ja“) Wie, womit? \_\_\_\_\_

Energieverbrauch \_\_\_\_\_

**607, Was sind die bestimmten Vor- und Nachteile dieser Anlage?**

Vorteile: \_\_\_\_\_

Nachteile: \_\_\_\_\_

**608, In welchen Bereichen sind Optimierungen möglich/nötig?**

---

## ANHANG II: Fragebogen für Hersteller von Anlagen zur Elimination von organischen Spurenstoffen

### Fragebogen für Ozonverfahren

#### 1. ANSPRECHPARTNER

Name			
Organisation			
TEL		FAX	
E-mail			
Internetadresse			

#### 2. FRAGEN ZUM PRODUKT

**201, Produktbezeichnung** \_\_\_\_\_

**202, In welchen Bereichen wird das Verfahren derzeit angewendet?**

- |  |   |   |
|--|---|---|
| <input type="checkbox"/> Kommunales Abwasser | <input type="checkbox"/> Industrielles Abwasser : | <input type="checkbox"/> Zellstoff-, Papierindustrie<br><input type="checkbox"/> Krankenhausabwasser<br><input type="checkbox"/> Kohleindustrie<br><input type="checkbox"/> _____ |
| <input type="checkbox"/> Sonstiges           |   |   |

**203, Anlagengröße** \_\_\_\_\_ von \_\_\_\_\_ bis \_\_\_\_\_ [kg/h] behandeltes Wasser

**204, Sind aktuelle Verfahrensfliesschemata vorhanden?**

(falls „Ja“ bitte beifügen)     Ja     Nein

**205, Hauptkomponenten der Anlage**

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

**206, Sind Nebenaggregate erforderlich?**     Ja     Nein

Falls „Ja“, welche (Pumpen etc.): \_\_\_\_\_

**207, Woraus wird Ozon erzeugt?**     Reinsauerstoff     Außenluft

**208, Ozoneintragungssystem:**     Mischer     Diffusor

### 3. EMPFOHLENER BETRIEB DER ANLAGE

#### **301, Zulaufanforderungen**

Ist eine Vorreinigung vor der Aktivkohlebehandlung notwendig?  Ja  nein

Wenn ja, welche? \_\_\_\_\_

#### **302, Falls Einsatz im (Ab-)Wasserbereich, wie hoch ist die Ozondosierung?**

\_\_\_\_\_ [mg/L] bzw. \_\_\_\_\_ [mgO<sub>3</sub>/mgDOC]

**303, Wie lang ist die Reaktionszeit mit dem Wasser?** \_\_\_\_\_

**304, Wie viel Restozon darf in Wasser verbleiben?** \_\_\_\_\_ [mg/L]

**305, Wie wird dies gegebenenfalls erreicht?** \_\_\_\_\_

**306, Ist eine Regelstrategien bei Zulaufschwankungen (Volumen, Konzentrationen, ...) vorgesehen?**  Ja  Nein

Falls „Ja“, welche: \_\_\_\_\_

**307, Wie ist der Betrieb innerhalb der Anlage?**  kontinuierlich  diskontinuierlich

**308, Wie häufig muss eine Anlage gewartet werden?** \_\_\_\_\_

### 4. ENERGIEVERBRAUCH

**401, Energiebedarf zur Erzeugung des Ozons** \_\_\_\_\_

**402, Zusätzlicher Energiebedarf bei der Sauerstofferzeugung?** \_\_\_\_\_

**403, Energieverbrauch der Nebenaggregate (welche)** \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_

#### **404, Weitere ermittelte Energieverbräuche:**

Höhe des Verbrauches: \_\_\_\_\_

Erfasste Aggregate: \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_

# Fragebogen für Aktivkohleverfahren

## 1. ANSPRECHPARTNER

Name			
Organisation			
TEL		FAX	
E-mail			
Internetadresse			

## 2. FRAGEN ZUM PRODUKT

**201, Produktbezeichnung** \_\_\_\_\_

**202, In welchen Bereichen wird das Verfahren derzeit angewendet?**

- Kommunales Abwasser     Industrielles Abwasser : {
  - Zellstoff-, Papierindustrie
  - Krankenhausabwasser
  - Kohleindustrie
  - \_\_\_\_\_
- Sonstiges

**203, Hauptkomponenten der Anlage** \_\_\_\_\_  
 \_\_\_\_\_  
 \_\_\_\_\_  
 \_\_\_\_\_

**204, Sind Nebenaggregate erforderlich?**     Ja     Nein

Falls „Ja“, welche: \_\_\_\_\_

**205, Sind aktuelle Verfahrensfließschemata vorhanden?**

(falls „Ja“ bitte beifügen)     Ja     Nein

**206, Zulaufanforderungen**

Ist eine Vorreinigung vor der AK-Dosierung notwendig?     Ja     Nein

Wenn ja, welche? \_\_\_\_\_

**207, Ursprung der Aktivkohle**     Holzverbrennung     Steinkohle     Braunkohle  
 \_\_\_\_\_

**208, In welcher Form liegt die Aktivkohle vor?**     Pulver     Granulat

**209, Empfohlene Kontaktzeit und Dosierung** \_\_\_\_\_

### 3. ENERGIEBEDARF

**301, Wie hoch ist der Energiebedarf bei der Herstellung der Aktivkohle?**

Höhe des Verbrauches: \_\_\_\_\_

Erfasste Aggregate: \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

**302, Für granulierte Aktivkohle:** Besteht die Möglichkeit zur Regeneration der verbrauchten Aktivkohle?

Ja       Nein

(falls „Ja“) Anforderungen (Temperatur, Chemikalien,...): \_\_\_\_\_

Dauer: \_\_\_\_\_

Energieverbrauch bei der Regenerierung der Aktivkohle: \_\_\_\_\_

**303, Für granulierte Aktivkohle:** Sind Druckverluste im Filter bekannt?  Ja     Nein

(falls „Ja“), wie hoch : \_\_\_\_\_

**304, Für granulierte Aktivkohle:** Findet eine Rückspülung statt?       Ja     Nein

(falls „Ja“) Häufigkeit: \_\_\_\_\_

Dauer: \_\_\_\_\_

**305, Für pulverisierte Aktivkohle:** Wie hoch ist der Energiebedarf beim Mischen und Dosieren?

\_\_\_\_\_

**306, Brennwert der Aktivkohle** \_\_\_\_\_



### 3. EMPFOHLENER BETRIEB DER ANLAGE

#### 301, Zulaufanforderungen

Ist eine Vorreinigung vor der Membranfiltration notwendig?  Ja  nein

Wenn ja, welche? \_\_\_\_\_

302, Foulingkontrolle durch  Rückspülung  Relaxation

303, Filtrationsdruck  konstant  wechselnd zwischen \_\_\_\_\_

#### 304, Membranfluss (bei reinem Wasser)

konstant  wechselnd von \_\_\_\_\_ bis \_\_\_\_\_ [m<sup>3</sup>/h]

305, Filtrationsmodus  Cross-Flow Filtration  Dead-End Filtration

#### 306, Empfohlene Reinigung der Anlage

	Zwischenreinigung	Intensivreinigung
Frequenz		
Methode		
Chemikalie		
Konzentration und Menge		
Einwirkzeit		
Personal		

### 4. ENERGIEVERBRAUCH

401, Sind bereits Energieverbräuche ermittelt worden?  Ja  Nein

(falls „Ja“) Höhe des Verbrauches: \_\_\_\_\_

Erfasste Aggregate: \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

402, Energieverbrauch der Nebenaggregate (welche)

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

## ANHANG III: Kontaktierte Hersteller

### Hersteller für Aktivkohle

Firmenname	angeschrieben (j/n)	Rückläufer (j/n)	Fragebogen zugesendet (j/n)
SIEMENS	ja	nein	nein
NORIT Deutschland GmbH	ja	ja	ja
GUT - Gesellschaft für Umwelttechnologie mbH	ja	nein	nein
CarboTech AC GmbH	ja	nein	nein
Donau Carbon GmbH & Co. KG	ja	ja	ja
Infiltec GmbH	ja	ja	nein
Chemviron Carbon GmbH	ja	nein	nein
Carbtrol GmbH	ja	nein	nein
Jacobi Carbons Service (Europe) GmbH	ja	ja	ja
Silcarbon Aktivkohle GmbH	ja	nein	nein
Elbar - Katowice Sp. Z. o. o.	ja	nein	nein
AdFIS GmbH	ja	nein	nein
Harbauer GmbH	ja	nein	nein
Rheinbraun Brennstoff GmbH	ja	nein	nein
CarboTeX Verkaufsbüro Deutschland	ja	nein	nein
Adsor-Tech GmbH	ja	nein	nein

### Hersteller für Ozonanlagen

Firmenname	angeschrieben (j/n)	Rückläufer (j/n)	Fragebogen zugesendet (j/n)
Wedeco, ITT Water & Wastewater Herford GmbH	ja	ja	ja
Airlíquide	ja	nein	nein
Promaqua	ja	nein	nein
Aqua Sander	ja	nein	nein
IO3S	ja	nein	nein
Techuniversal	ja	nein	nein
Heyl Vertrieb / OZONIA	ja	ja	ja
Labor Meyer	ja	nein	nein

### Hersteller für Membrananlagen (NF / RO)

<u>Firmenname</u>	angeschrieben (j/n)	Rückläufer (j/n)	Fragebogen zugesendet (j/n)
SIEMENS	ja	nein	nein
Koch Membrane Systems Inc.	ja	nein	nein
Techuniversal	ja	nein	nein
Lenntech BV	ja	nein	nein
I D E Technologies Ltd.	ja	nein	nein
Kinetico Germany GmbH	ja	nein	nein
Toray Membrane Europe	ja	nein	nein
Biwater AEW T	ja	nein	nein
Pall GmbH	ja	nein	nein
VA Tech WABAG GmbH	ja	nein	nein
Weidner Wassertechnik GmbH	ja	nein	nein
Membraflow Filtersysteme GmbH	ja	nein	nein
NADIR Filtration GmbH	ja	nein	nein
SULZER Chemtech GmbH	ja	ja	nein
membrane-engineering GmbH	ja	nein	nein
Chriwa Wasseraufbereitungstechnik GmbH	ja	nein	nein
BERGHOF Membrane Technology GmbH & Co. KG	ja	nein	nein
pro aqua GmbH & Co. KG	ja	nein	nein
EnviroChemie	ja	nein	nein

Insgesamt muss festgehalten werden, dass die Rückmeldungen auf die unter den Herstellern der drei verschiedenen Verfahren durchgeführte Umfrage sehr gering ausgefallen ist. Im Rahmen der Ozonung und der Membrantechnik kann dies durch die umfangreichen Literaturangaben aufgefangen werden, jedoch liegen im Bereich der Aktivkohleherstellung nur unzureichende und stark variierende Daten vor. Die Hersteller der Anlagen zur Aktivkohlefiltration in Abwasseranlagen wissen häufig nicht, woher die bezogene Aktivkohle stammt bzw. machen keine Angaben dazu, woher die Wärme und Energie für die Herstellungsprozesse genommen werden. Die Entscheidung darüber, wo die Aktivkohle bezogen wird, wird in erster Linie über Preis und Qualität bestimmt, die Energiebilanzen und Umstände der Herstellung sind für den west-europäischen Markt offensichtlich auch zweitrangig.

## ANHANG IV: Erläuterungen zum spezifischen Energiebedarf einer nachgeschalteten GAK-Filtration

### Energiebedarf bei der Herstellung bzw. Regeneration von granulierter Aktivkohle

Für das in Tabelle 9-1 dargestellte Szenario des hohen Energiebedarfs werden die Werte von MEIER (1997) aufgeführt. Der Energieaufwand zur Dampferstellung wird aus dem angesetzten Heizwert von 2,9 MJ/kg und der angegebenen Ausbeute bei der Dampferstellung ermittelt. Für die Bereitstellung von Gas und Strom werden an dieser Stelle keine Ausbeuten für die Bereitstellung des Primärenergieträgers berücksichtigt. Auch der Energiebedarf zum Kohleabbau wird nicht berücksichtigt. Bei der Reaktivierung wird der Transport der sogenannten Make-up Kohle zum Ausgleich des Verlustes nicht berücksichtigt. Auf diese Weise ergeben sich für die Herstellung von frischer Aktivkohle ein Energiebedarf von ca. 58 kWh/kg und für die Regeneration ein Wert von ca. 30 kWh/kg Kohle.

Tabelle 9-1: Szenario eines hohen Energiebedarfs für die Herstellung von Aktivkohle

<b>Szenario hoher Energiebedarf</b>			
<b>Angaben pro kg produzierter Aktivkohle (nach MEIER 1997)</b>			
	Menge	Energiebedarf	Bemerkung
Kohle	2 kg		
Dampf	3 kg	3,0 kWh/kg	2,9 MJ/kg Heizwert, Ausbeute bei Herstellung 80,1 % (MEIER 1997)
Gas	4,9 m <sup>3</sup> i.N.	54,4 kWh/kg	40 MJ/m <sup>3</sup> i.N. Heizwert
Strom	0,02 kWh	0,02 kWh	
Transport zur Aktivierungsanlage	600 kg·km	0,40 kWh/kg	2,41 MJ/(Mg·km) Wert eigentlich für kleinen LKW für Verteilung über kurze Distanz (NTM 2002 in BAUMANN UND TILLMAN 2004, Werte für Schweden); ein Großteil der Kohle wird in Asien produziert (KOCH 2011), deswegen wird dieser höhere Energiebedarf angesetzt, um die angenommenen veränderten Randbedingungen abzubilden
<b>GESAMT</b>		<b>57,9 kWh/kg</b>	<b>0,03% ist elektrische Energie, wird also vernachlässigt</b>
<b>Angaben pro kg regenerierter Aktivkohle (nach MEIER 1997)</b>			
	Menge	Energiebedarf	Bemerkung
Kohle	0,2 kg		Ersatz des Verlustes von 10 %
Dampf	0,3 kg	0,3 kWh/kg	2,9 MJ/kg Heizwert, Ausbeute bei Herstellung 80,1 % (MEIER 1997)
Gas	2,7 m <sup>3</sup> i.N.	30,0 kWh/kg	40 MJ/m <sup>3</sup> i.N. Heizwert
Strom	0,00 kWh	0,00 kWh	
<b>GESAMT</b>		<b>30,3 kWh/kg</b>	<b>0% ist elektrische Energie</b>

Für das in Tabelle 9-2 dargestellte Szenario eines niedrigen Energiebedarfs werden für die Herstellung die Daten von BAYER ET AL. (2005) berücksichtigt. Da in dieser Veröffentlichung angegeben wird, dass 330 m<sup>3</sup> Erdgas zum Erhitzen von 12 Mg Wasser (pro Mg Aktivkohle) benötigt werden und keine Aussage vorliegt, ob dieses Gasvolumen im Normzustand vorliegt, wird die Dampfherstellung über den Energiegehalt und die Ausbeute bei der Herstellung berücksichtigt (Angaben wie bei MEIER 1997). Für die Reaktivierung werden die von MUÑOZ (2006) nach HUTCHINS (1975) angesetzten Werte berücksichtigt. Der Energieaufwand für die Dampfherstellung wird mit den Werten von MEIER (1997) ermittelt. Auf diese Weise werden für die Herstellung von Aktivkohle Werte von ca. 14 kWh/kg und für die Regeneration Werte von 3,5 kWh/kg Kohle ermittelt.

**Tabelle 9-2: Szenario eines niedrigen Energiebedarfs für die Herstellung von Aktivkohle**

<b>Szenario niedriger Energiebedarf</b>			
<b>Angaben pro kg produzierter Aktivkohle (nach BAYER ET AL. 2005)</b>			
	Menge	Energiebedarf	Bemerkung
Kohle	3,0 kg		
Dampf	12,0 kg	12,1 kWh/kg	2,9 MJ/kg Heizwert, Ausbeute bei Herstellung 80,1% (MEIER 1997)
Gas	0,33 m <sup>3</sup>	/	0,330 m <sup>3</sup> nötig zum Erhitzen des Dampfes, keine Angabe ob Wert im Normzustand, deswegen hier Berücksichtigung über die Dampfherstellung
Strom	1,60 kWh	1,60 kWh	
<b>GESAMT</b>		<b>13,7 kWh/kg</b>	<b>12,1 kWh/kg thermisch (88,3%); 1,6 kWh/kg elektrisch</b>
<b>Angaben pro kg regenerierter Aktivkohle (nach HUTCHINS 1975 in MUÑOZ 2006)</b>			
	Menge	Energiebedarf	Bemerkung
Kohle	0,1 kg		Ersatz des Verlustes von 10 %
Dampf	0,6 kg	0,6 kWh/kg	2,9 MJ/kg Heizwert, Ausbeute bei Herstellung 80,1 % (MEIER 1997)
Gas	0,3 m <sup>3</sup> i.N.	2,9 kWh/kg	40 MJ/m <sup>3</sup> i.N. Heizwert
Strom	0,00 kWh	0,00 kWh	
<b>GESAMT</b>		<b>3,5 kWh/kg</b>	<b>0% ist elektrische Energie</b>

### **Zusätzlicher Energiebedarf durch Behandlung des Filterspülwassers**

Es wird davon ausgegangen, dass der Aktivkohlefilter einmal pro Tag zurückgespült wird, um Durchbrüche von Schmutzstoffen oder Aktivkohle zu vermindern. Da bei konventionellen Abwasserfiltern teilweise höhere Filtrationszeiten (vgl. BARJENBRUCH O.J.) vorliegen, wird an dieser Stelle die Behandlung des Rückspülwassers des Aktivkohlefilters mitberücksichtigt<sup>8</sup>.

<sup>8</sup> Das anfallende Filterspülwasser bei einer vorgeschalteten Sandfiltration wird nicht berücksichtigt. Bei den Verfahren der Ozonung fällt i.d.R. eine nachgeschaltete Filtration an. Der Energiebedarf der Behandlung des zusätzlichen Prozesswassers aus diesen Filtrationen wird nicht berücksichtigt, da er im Vergleich zu einer konventionellen Filtration durch die Spurenstoffelimination nicht erhöht wird und eine konventionelle Filtration in vielen Fällen bereits auf der Kläranlage vorhanden ist.

Vor dem Hintergrund der von BARJENBRUCH (O.J.) angegebenen Werte des Anteils des Filterspülwassers am Tagesdurchsatz des Filters wird ein spezifischer Spülwasseranfall von  $0,1 \text{ m}^3 \text{ Spülwasser/m}^3$  behandeltes Abwasser angesetzt. Da hier nicht pauschal festgelegt werden kann, an welcher Stelle das Filterspülwasser der Kläranlage wieder zugeführt wird und welche Förderhöhen hierfür zu bewältigen sind, wird ein mittlerer Ansatz von  $0,39 \text{ kWh/m}^3$  angesetzt (In Anlehnung an die Mittelwerte für eine konventionelle Abwasserreinigung nach HABERKERN ET AL. (2008)). Pro  $\text{m}^3$  filtriertem Abwasser beläuft sich der Energiebedarf für das zu behandelnde Spülwasser demnach auf  $0,04 \text{ kWh/m}^3$ .

### **Energiebedarf beim Transport von frischer, granulierter Aktivkohle**

Da die Annahme getroffen wird, dass die granulierten Aktivkohle aufgrund der günstigeren Kostenbedingungen zum Teil aus Ostasien in den hier betrachteten westeuropäischen Raum geliefert wird, wird als Transportmittel die Schifffahrt angesetzt. Lieferungen aus dem europäischen Raum werden mit einer Distanz von 1 000 km angesetzt, als größte Distanz werden 10.000 km angesetzt. Es werden unterschiedliche Schiffstypen je nach zurückzulegender Distanz betrachtet. So werden sogenannte Roll-on-Roll-off-Schiffe (RoRo Schiff) nur für kleine Distanzen angesetzt, während große Schiffe zum Überwinden langer Distanzen verwendet werden. Aufgrund der verhältnismäßig kleinen Distanzen vom Hafen zur Kläranlage wird auf eine Betrachtung dieser Distanzen verzichtet. Für granulierten Aktivkohle wird an dieser Stelle davon ausgegangen, dass die Regenerierung im europäischen Raum erfolgt. Es wird der gleiche spezifische Energiebedarf für den Transport per LKW wie in Tabelle 3-2 für die Ozonung angesetzt. Da die Aktivkohle zur Regeneration hin und wieder zurückgefahren werden muss, werden die Distanzen mit dem doppelten Wert im Vergleich zur Ozonung angesetzt. Tabelle 9-3 beinhaltet die Berechnungen für unterschiedliche Dosierungen an granulierten Aktivkohle pro  $\text{m}^3$  behandeltem Abwasser. Für alle gewählten Dosierungen wird in Kapitel 3.2.2.2 für die Berechnung der jeweils mittlere Wert angesetzt.

Tabelle 9-3: Energiebedarf beim Transport von granulierter Aktivkohle

Energiebedarf zum Transport von frischer, granulierter Aktivkohle [kWh/m <sup>3</sup> ]					
Transport	Distanz	10,0 g/m <sup>3</sup>	20,0 g/m <sup>3</sup>	30,0 g/m <sup>3</sup>	60,0 g/m <sup>3</sup>
0,35 MJ/(Mg·km)	1000 km	0,001	0,002	0,003	0,006
0,43 MJ/(Mg·km)	1000 km	0,001	0,002	0,004	0,007
0,43 MJ/(Mg·km)	5000 km	0,006	0,012	0,018	0,036
0,30 MJ/(Mg·km)	1000 km	0,001	0,002	0,002	0,005
0,30 MJ/(Mg·km)	5000 km	0,004	0,008	0,012	0,025
0,30 MJ/(Mg·km)	10000 km	0,008	0,017	0,025	0,050
0,22 MJ/(Mg·km)	1000 km	0,001	0,001	0,002	0,004
0,22 MJ/(Mg·km)	5000 km	0,003	0,006	0,009	0,018
0,22 MJ/(Mg·km)	10000 km	0,006	0,012	0,018	0,036
<b>mittlerer Ansatz</b>		0,003	0,007	0,010	0,021
Energiebedarf zum Transport von regenerierter Aktivkohle [kWh/m <sup>3</sup> ]					
Transport	Distanz	10,0 g/m <sup>3</sup>	20,0 g/m <sup>3</sup>	30,0 g/m <sup>3</sup>	60,0 g/m <sup>3</sup>
2,4 MJ/(Mg·km)	200 km	0,001	0,003	0,004	0,008
1,9 MJ/(Mg·km)	500 km	0,003	0,005	0,008	0,016
0,7 MJ/(Mg·km)	1000 km	0,002	0,004	0,006	0,012
2,4 MJ/(Mg·km)	250 km	0,002	0,003	0,005	0,010
1,9 MJ/(Mg·km)	500 km	0,003	0,005	0,008	0,016
0,7 MJ/(Mg·km)	1000 km	0,002	0,004	0,006	0,012
2,3 MJ/(Mg·km)	250 km	0,002	0,003	0,005	0,010
1,9 MJ/(Mg·km)	500 km	0,003	0,005	0,008	0,016
0,7 MJ/(Mg·km)	1000 km	0,002	0,004	0,006	0,012
<b>mittlerer Ansatz</b>		0,002	0,004	0,006	0,012

## **ANHANG V: Berechnung des spezifischen Energiebedarfs der durch eine nachgeschaltete Adsorption mit Pulveraktivkohle bedingten zusätzlichen Schlammbehandlung**

Der zusätzliche Schlammanfall resultiert nicht nur aus der zugebenen Pulveraktivkohle, sondern auch aus den Fäll- und Flockungshilfsmitteln, den ohne weitergehende Reinigung im Ablauf einer Kläranlage vorhandenen abfiltrierbaren Stoffen, sowie aus den eliminierten Spurenstoffen (METZGER 2010). METZGER (2010) geht davon aus, dass der Bedarf an Fällmitteln durch Ertüchtigung einer Kläranlage mit einer Adsorptionsstufe und nachgeschalteter Sandfiltration im Vergleich zu einer konventionellen Kläranlage mit chemischer Phosphorfällung nicht ansteigt. Lediglich die Dosierung des Fällmittels erfolgt an anderer Stelle. Aus diesem Grund wird kein zusätzlicher Schlammanfall durch Fällmittel berücksichtigt. Aufgrund der geringen Zugabe von  $0,25 \text{ g/m}^3$  Polymer als Flockungshilfsmittel betrachtet METZGER (2010) diese Menge bei der zusätzlichen Schlammbehandlung als vernachlässigbar. Bezüglich der abfiltrierbaren Stoffe wird davon ausgegangen, dass durch die Adsorption ein quasi vollständiger Rückhalt erfolgt. Da dieser Anteil jedoch nicht gezielt zudosiert wird, kann er nicht der Maßnahme zur weitergehenden Abwasserreinigung zugeordnet werden (METZGER 2010). Hinsichtlich der adsorbierten Restorganik geht METZGER (2010) davon aus, dass die Entnahme der Restorganik einen zusätzlichen Schlammanfall von ca.  $2 \text{ g TS/E}$  zur Folge hat. Ausgehend von diesen Daten, wird in Tabelle 9-4 der Energiebedarf der zusätzlichen Schlammbehandlung durch eine nachgeschaltete Adsorption mit Pulveraktivkohle betrachtet. An dieser Stelle wird für die Schlammbehandlung von einer Voreindickung, Faulung, Nacheindickung, Entwässerung, Trocknung und anschließender Verbrennung ausgegangen. Der Energiebedarf der zusätzlichen Schlammbehandlung wird für unterschiedliche Dosierungen von Pulveraktivkohle ( $5 \text{ g/m}^3$ ,  $10 \text{ g/m}^3$ ,  $15 \text{ g/m}^3$  und  $20 \text{ g/m}^3$  PAK je  $\text{m}^3$  behandeltem Abwasser) betrachtet. Es werden die gleichen Bedingungen wie für regulären Überschussschlamm angesetzt. Mögliche positive Eigenschaften auf die Schlammbehandlung werden nicht berücksichtigt, da sie zurzeit unbekannt sind (HILLER, 2011). Bei der konventionellen Abwasserbehandlung entstehen bei einem Abwasseranfall von  $300 \text{ L/(E-d)}$  ca.  $250 \text{ g}$  Trockensubstanz als Schlamm pro  $\text{m}^3$  behandeltem Abwasser ( $70\text{-}80 \text{ g TS/(E-d)}$ ).

Tabelle 9-4: Energiebedarf der zusätzlichen Schlammbehandlung durch eine nachgeschaltete Adsorption mit PAK

Energiebedarf der zusätzlichen Schlammbehandlung durch Zugabe von einer nachgeschalteten Adsorption mit PAK					
spezifischer Abwasseranfall (inkl. Fremd- und Regenwasser)				0,245 m <sup>3</sup> /(E·d)	
spezifischer Schlammanfall				75 g/(E·d)	
Schlamm je m <sup>3</sup> Abwasser				250 g/m <sup>3</sup>	
<b>Pulveraktivkohle-zugabe</b>	<b>5 g/m<sup>3</sup></b>	<b>10 g/m<sup>3</sup></b>	<b>15 g/m<sup>3</sup></b>	<b>20 g/m<sup>3</sup></b>	
zusätzlicher Schlammanfall aus PAK	5 g/m <sup>3</sup>	10 g/m <sup>3</sup>	15 g/m <sup>3</sup>	20 g/m <sup>3</sup>	
zusätzlicher Schlamm durch Organik (2 g TS/(E·d))	8,2 g/m <sup>3</sup>	8,2 g/m <sup>3</sup>	8,2 g/m <sup>3</sup>	8,2 g/m <sup>3</sup>	
<b>gesamter zusätzlicher Anfall an TS im Klärschlamm pro m<sup>3</sup> behandeltem Abwasser</b>	<b>13,2 g/m<sup>3</sup></b>	<b>18,2 g/m<sup>3</sup></b>	<b>23,2 g/m<sup>3</sup></b>	<b>28,2 g/m<sup>3</sup></b>	<b>Bemerkung</b>
Energiebedarf Voreindickung [kWh/m <sup>3</sup> ]					
mit Zentrifuge: 80 kWh/Mg Trockenrückstand	0,001	0,001	0,002	0,002	Annahme des Energiebedarfs der Zentrifuge aus Angaben von STEIDEL 2006
Faulung [kWh/m <sup>3</sup> ]					
Energiebedarf Faulgas	0,000	0,000	0,000	0,000	Annahme: kein Einfluss der PAK auf die Faulgasproduktion
Aufwand Faulbehälterheizung	0,000	0,000	0,001	0,001	Schlammstrom * spezifische Wärmekapazität des Wassers * Temperaturdifferenz spezifische Wärmekapazität: 4200 kJ/(m <sup>3</sup> ·K); Annahme für Dichte des Schlammes: ρ= 1000 kg/m <sup>3</sup> (geringer Trockenrückstand), Temperaturdifferenz 25 °K Vernachlässigung der Deckung von Abstrahlungsverlusten
Nacheindickung [kWh/m <sup>3</sup> ]					
Annahme: statisch, keine energetische Berücksichtigung	0,000	0,000	0,000	0,000	
maschinelle Schlammentwässerung [kWh/m <sup>3</sup> ]					
50 kWh/Mg Trockenrückstand (nach STEIDEL 2006)	0,001	0,001	0,001	0,001	

Trocknung [kWh/m <sup>3</sup> ]					
Trocknung auf 95 %	0,023	0,033	0,043	0,053	600 kWh/Mg entwässerter Klärschlamm, Annahme maschinelle Entwässerung auf 30 % TR
Verbrennung [kWh/m <sup>3</sup> ]					
Heizwert Aktivkohle 32 MJ/kg (HILLER 2010)	-0,104	-0,148	-0,193	-0,237	Annahme eines gleich hohen Heizwertes für die adsorbierten Stoffe wie für Aktivkohle
Prozesswasser [kWh/m <sup>3</sup> ]					
Prozesswasser	0,001	0,001	0,001	0,002	0,4 kWh/m <sup>3</sup> für Abwasserbehandlung, 0,7 % TR für Überschussschlamm; Annahme für Dichte des Schlamms: $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ (geringer Trockenrückstand)
<b>PAK-Dosis</b>	<b>5 g/m<sup>3</sup></b>	<b>10 g/m<sup>3</sup></b>	<b>15 g/m<sup>3</sup></b>	<b>20 g/m<sup>3</sup></b>	
<b>Thermische Energiebilanz</b>	<b>-0,081 kWh/m<sup>3</sup></b>	<b>-0,115 kWh/m<sup>3</sup></b>	<b>-0,15 kWh/m<sup>3</sup></b>	<b>-0,184 kWh/m<sup>3</sup></b>	
<b>Elektrische Energiebilanz</b>	<b>0,003 kWh/m<sup>3</sup></b>	<b>0,003 kWh/m<sup>3</sup></b>	<b>0,005 kWh/m<sup>3</sup></b>	<b>0,006 kWh/m<sup>3</sup></b>	