

**Demonstrationsanlage nach dem ZAK-  
Verfahren, wissenschaftliche Begleitung –  
Endbericht**

erstellt im Auftrag des

**Zweckverband Abfallbehandlung Kahlenberg**

von der

**Prof. Dr.-Ing. Gerhard Rettenberger, Fachhochschule Trier**

c/o Ingenieurgruppe RUK

Prof. Dr.-Ing. G. Rettenberger und Dipl.-Ing. S. Urban-Kiss, GbR

im Juni 2005

**Inhaltsverzeichnis:**

1	Veranlassung	1
2	Beschreibung der Demonstrationsanlage	2
3	Anlagenoptimierungen im Demonstrationsbetrieb	6
3.1	Siebtrommel	6
3.2	Störstoffauslese	7
3.3	Perkolator	7
3.4	Sandaustrag	11
3.5	Anaerobreaktor	11
3.6	Abluftbehandlung	12
3.7	Versuchsweise Installation einer Schwefelsenke	13
3.8	Abwasserbehandlungsanlage	14
3.9	Biologische Trocknung	15
3.10	Mechanische Stofftrennung	15
4	Auswertung der erfassten Betriebsparameter	16
4.1	Anlagendurchsätze	16
4.2	Betriebszustände	17
4.3	Feststoffe	22
4.3.1	Prozentuale Verteilung der ausgetragenen Feststoffe	22
4.3.2	Qualität der Feststoffe vor und nach dem Perkolator	29
4.3.2.1	Wassergehalt	29
4.3.2.2	Glühverlust	30

4.4	Kreislaufwasser und Abwasser	31
4.4.1	Abwassermenge	34
4.4.1.1	Gesamtbetrachtung	34
4.4.1.2	Abwasser aus der Abluftbehandlungsanlage	36
4.4.2	Kreislaufwasser- und Schlamm-mengen	37
4.4.3	Wasserqualitäten	43
4.4.3.1	Konzentrationen	43
4.4.3.1.1	CSB	43
4.4.3.1.2	Gesamtstickstoff	44
4.4.3.1.3	Organische Säuren	47
4.4.3.1.4	pH-Wert	48
4.4.3.1.5	Elektrische Leitfähigkeit	50
4.4.3.1.6	Temperatur	51
4.4.3.2	Frachten	52
4.4.3.3	Relative Zunahme/Abnahme der Stoffgehalte im Anaerobreaktor und in der Abwasserbehandlungsanlage	55
4.4.3.3.1	CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor	55
4.4.3.3.2	CSB-Abbauleistung in der Abwasserbehandlungsanlage	58
4.4.3.3.3	Entwicklung der Ammoniumstickstoffkonzentration im Anaerobreaktor und der Abwasserbehandlungsanlage	60
4.5	Biogas	61
4.5.1	Biogasvolumenstrom	61
4.5.2	Biogasqualität	67
4.5.3	Kohlenstoffbilanz	70
4.5.3.1	Bilanzierung des Perkolators:	72
4.5.3.2	Bilanzierung des Anaerobreaktors:	74
4.6	Energieverbrauch	75
4.6.1	Elektrischer Strom	75
4.6.2	Wärme	79
4.7	Abluft	80
4.7.1	Abluftbehandlungsversuch mit einer Anlage zur thermisch-regenerativen Oxidation (TRO)	80
4.7.1.1	Voraussetzungen	80
4.7.1.2	Versuchsanlage	81
4.7.1.3	Gerüche	83
4.7.1.4	Gesamtkohlenstoff (TOC)	83
4.7.1.5	Methan (CH <sub>4</sub> )	84
4.7.1.6	Lachgas (N <sub>2</sub> O)	84

4.7.1.7	Ammoniak (NH <sub>4</sub> )	84
4.7.1.8	Schwefelwasserstoff (H <sub>2</sub> S)	84
4.7.1.9	Dioxine und Furane	84
4.7.1.10	Kohlenstoffdioxid (CO <sub>2</sub> ) und Sauerstoff (O <sub>2</sub> )	85
4.7.1.11	Sonstige Parameter	85
4.7.1.12	Zusammenfassende Bewertung TRO	85
4.7.2	Perkolation ohne Belüftung	86
5	Trocknung und mechanische Stofftrennung	89
5.1	Biologische Trocknung	89
5.2	Mechanische Stofftrennung	94
5.2.1	Erzeugte Stoffströme	94
5.2.2	Stoffeigenschaften der erzeugten Stoffströme	98
6	Bewertung	106
6.1	Wesentliche Befunde und Bewertung	106
6.1.1	Mechanische Aufbereitung	106
6.1.2	Perkolation	107
6.1.3	Anaerobreaktor	108
6.1.4	Abwasserreinigung	109
6.1.5	Abluftreinigung	109
6.1.6	Biologische Trocknung und Mechanische Stofftrennung	109
6.1.7	Energiebilanz	110
6.2	Empfehlungen für eine großtechnische Anlage	111
7	Zusammenfassung	112

**Abbildungsverzeichnis:**

<b>Abbildung 1:</b>	Fließbild der Perkolation	4
<b>Abbildung 2:</b>	Wochenwerte der Eintragsmenge der Gesamtanlage und der Austragsmenge des Perkolators	17
<b>Abbildung 3:</b>	Wochenweiser Vergleich der Tagesdurchsatzleistung mit der erforderlichen Tagesdurchsatzleistung zur Erzielung des Regeldurchsatzes und mit der maximal möglichen Tagesdurchsatzleistung	18
<b>Abbildung 4:</b>	Wöchentliche Eintragsmenge pro Betriebsstunde	19
<b>Abbildung 5:</b>	Dauer der Perkolatorbeschickung pro Woche	20
<b>Abbildung 6:</b>	Wochenweise Gegenüberstellung der Dauer der Perkolatorbeschickung und der Dauer der Entwässerung nach dem Perkolator	21
<b>Abbildung 7:</b>	Prozentuale Verteilung der ausgetragenen Stoffe als Mittelwert der gesamten Betriebszeit (Jahre 2000 bis 2003; Notaustrag und Austrag über den Neodymmagneten erfolgten nur zeitweise)	22
<b>Abbildung 8:</b>	Zeitlicher Verlauf des Anteils der Grobfraction, der Fe-Fraktion und der mit dem Neodymmagneten abgetrennten Fraktion am Anlageneintrag	24
<b>Abbildung 9:</b>	Gegenüberstellung der Wochenmittelwerte des Anteils der Grobstofffraktion am Anlageninput und des Anlagendurchsatzes für verschieden Zeiträume	25
<b>Abbildung 10:</b>	Zeitlicher Verlauf des Anteils der in der Sortierkabine ausgeschleusten Fraktionen am Anlageneintrag	26
<b>Abbildung 11:</b>	Zeitlicher Verlauf des Anteils des Sandaustrags am Anlageneintrag	27

<b>Abbildung 12:</b>	Mengenanteil von Abbauverlust, Notaustrag, Perkotrat und Sonstigem am Anlageneintrag über die Zeit	29
<b>Abbildung 13:</b>	Wassergehalt des Perkolatoreintrags, des Perkolatoraustrags und des entwässerten Perkotrats	30
<b>Abbildung 14:</b>	Glühverlust des Perkolatoreintrags und des entwässerten Perkotrats	31
<b>Abbildung 15:</b>	Kreislaufwasserführung des Perkolationsprozesses	32
<b>Abbildung 16:</b>	Mengenentwicklung des Zulaufs und des Ablaufs der Abwasserbehandlungsanlage in Form von Summenkurven	34
<b>Abbildung 17:</b>	Faktor zwischen dem aus der Abwasserbehandlungsanlage in die Sickerwasserbehandlungsanlage abgeleiteten Wasser und dem der Abwasserbehandlung zugeführten Wasser	35
<b>Abbildung 18:</b>	Abwasserströme aus der Abluftbehandlungsanlage	36
<b>Abbildung 19:</b>	Summenkurven des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor zum Perkolator und zur Abwasserbehandlungsanlage	37
<b>Abbildung 20:</b>	Zeitliche Entwicklung des Anteils des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor in Richtung der Abwasserbehandlungsanlage am Gesamtablauf aus dem Anaerobreaktor	38
<b>Abbildung 21:</b>	Tägliche Ablaufwassermenge vom Anaerobreaktor in den Perkolator	39
<b>Abbildung 22:</b>	Monatswerte der pro Tonne Anlageneintrag eingesetzten Perkolationswassermenge und Schlammmenge	40
<b>Abbildung 23:</b>	Summenkurven für die in den Perkolator zurückgeführte Schlammengen	41
<b>Abbildung 24:</b>	Monatswerte für die in den Perkolator eingetragene Schlamm- und Abfallmenge sowie für die Perkolationswassermenge	42

<b>Abbildung 25:</b>	CSB-Werte im Ablauf des Sedimentationsbehälters, des Anaerobreaktors und der Abwasserbehandlungsanlage	43
<b>Abbildung 26:</b>	Wochenmittelwerte für die CSB-Konzentration im Ablauf des Sedimentationsbehälters und im Ablauf des Anaerobreaktors	44
<b>Abbildung 27:</b>	Ammoniumstickstoffkonzentrationen im Ablauf des Sedimentationsbehälters und des Anaerobreaktors sowie Gesamtstickstoffkonzentration im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage	45
<b>Abbildung 28:</b>	Ablaufwassermenge der Abwasserbehandlungsanlage	46
<b>Abbildung 29:</b>	Säurekonzentrationen im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators) und des Anaerobreaktors (Nachweisgrenze: 100 mg/l)	47
<b>Abbildung 30:</b>	Gegenüberstellung der Mittelwerte der Konzentrationen an organischen Säuren im Zulauf (Ablauf Sedimentationsbehälter) und im Ablauf des Anaerobreaktors	48
<b>Abbildung 31:</b>	pH-Wert im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators), des Anaerobreaktors und der Abwasserbehandlungsanlage	49
<b>Abbildung 32:</b>	elektrische Leitfähigkeit im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators), des Anaerobreaktors und der Abwasserbehandlungsanlage	50
<b>Abbildung 33:</b>	Temperaturentwicklung im Zulauf des Anaerobreaktors und im Anaerobreaktor	51
<b>Abbildung 34:</b>	Temperaturentwicklung im Zulauf des Anaerobreaktors und Vergleich mit der Zulaufmengenentwicklung	52
<b>Abbildung 35:</b>	Wochenmittelwerte der mit dem Perkolat ausgespülten Fracht an CSB und organischen Säuren	53

<b>Abbildung 36:</b>	Mit dem Perkolat ausgetragene Fracht an CSB und organischen Säuren pro Tonne Perkolatoreintrag im Vergleich zur wöchentlichen Perkolatoreintragsmenge	53
<b>Abbildung 37:</b>	CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor	56
<b>Abbildung 38:</b>	CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor in Abhängigkeit von der im Anaerobreaktor behandelten Perkolatmenge für verschiedene CSB-Fracht-Bereiche	57
<b>Abbildung 39:</b>	Korrelation zwischen der dem Anaerobreaktor zugeführten CSB-Fracht und der Abbauleistung des Anaerobreaktors für den CSB	58
<b>Abbildung 40:</b>	Abbauleistung in der Abwasserbehandlungsanlage für den CSB	59
<b>Abbildung 41:</b>	Korrelation zwischen der in die Abwasserbehandlungsanlage zugeführten CSB-Fracht und der Abbauleistung der Abwasserbehandlungsanlage für den CSB	59
<b>Abbildung 42:</b>	Relative Zunahme/Abnahme der Ammoniumstickstoff-Konzentration im Anaerobreaktor (nur Ammoniumstickstoff) und der Abwasserbehandlungsanlage (Gesamtstickstoff)	60
<b>Abbildung 43:</b>	Entwicklung der erzeugten Biogasvolumenströme im Jahresgang	62
<b>Abbildung 44:</b>	Wochenweise Darstellung der erzeugten Biogasvolumenstrom pro Tonne Eintrag in die Demonstrationsanlage und der Eintragsmenge	63
<b>Abbildung 45:</b>	Gegenüberstellung des auf 55 % Methan normierten Biogasvolumens pro Tonne Eintrag des Perkolators und der Eintragsmenge	65
<b>Abbildung 46:</b>	Gegenüberstellung des auf 55 % Methan normierten Biogasvolumens pro Tonne Eintrag des Perkolators und der Eintragsmenge bei Perkolationwassermengen unter 2 m <sup>3</sup> /Mg	65



<b>Abbildung 47:</b>	Gegenüberstellung des auf 55 % Methan normierten Biogasvolumens pro Tonne Eintrag des Perkolators und der aus dem Perkolator ablaufenden Wassermenge pro Tonne Eintrag des Perkolators	66
<b>Abbildung 48:</b>	Aus dem Biogas erzeugbare elektrische Energie bei Nutzung von Gasmotoren mit einem Wirkungsgrad von 37 % und einer Anlagenverfügbarkeit von 90 %	67
<b>Abbildung 49:</b>	Zusammensetzung des Biogases für seine Hauptkomponenten sowie für Sauerstoff über die Zeit	68
<b>Abbildung 50:</b>	Gegenüberstellung der Gastemperatur des Biogases und der Temperatur im Ablauf des Anaerobreaktors über die Zeit	68
<b>Abbildung 51:</b>	Gegenüberstellung der Schwefelwasserstoffkonzentration zum Eisen(III)-chloridverbrauch	69
<b>Abbildung 52:</b>	Zeitlicher Verlauf der Summe des Stromverbrauchs für das Bioperkolatverfahren, die Verladung und die Lüftungstechnik	76
<b>Abbildung 53:</b>	Spezifischer Stromverbrauch pro Tonne Eintrag in Abhängigkeit des Durchsatzes	77
<b>Abbildung 54:</b>	Monatlicher Stromverbrauch des Bioperkolatverfahrens und der Verladung und Lüftungstechnik über die Zeit	78
<b>Abbildung 55:</b>	Wöchentlicher Stromverbrauch des Bioperkolatverfahrens und der Verladung und Lüftungstechnik über die Zeit	78
<b>Abbildung 56:</b>	Summenkurve für den Wärmeverbrauch des Anaerobreaktors	80
<b>Abbildung 57:</b>	Trocknungsablauf in Input und Output, sowie Versuchsdauer bei den Untersuchungen in dem mobilen Trocknungsmodul	90
<b>Abbildung 58:</b>	Gegenüberstellung der Trockensubstanzgehaltänderung während der Trocknung und der Trocknungszeit bei den Untersuchungen in dem mobilen Trocknungsmodul	91

<b>Abbildung 59:</b>	Trocknungsablauf in Input und Output, sowie Versuchsdauer bei den Untersuchungen in dem fest installierten Trocknungsmodul	93
<b>Abbildung 60:</b>	Gegenüberstellung der Trockensubstanzgehaltänderung während der Trocknung und der Trocknungszeit bei den Untersuchungen in dem fest installierten Trocknungsmodul	93
<b>Abbildung 61:</b>	Vergleich der TS-Gehalte vor und nach der Trocknung bei den Versuchen mit dem mobilen und dem fest installierten Trocknungsmodul	94
<b>Abbildung 62:</b>	Klassierung des Perkotrats von 0 – 4 mm	95
<b>Abbildung 63:</b>	Klassierung des Perkotrats von 4 – 25 mm	96
<b>Abbildung 64:</b>	Klassierung des Perkotrats von 25 – 50 mm	96
<b>Abbildung 65:</b>	Zu erwartende Mengenverteilung der bei der mechanischen Stofftrennung aus dem getrockneten Perkotrat erzeugten Stoffströme	97
<b>Abbildung 66:</b>	Zu erwartende Korngrößenverteilung der bei der mechanischen Stofftrennung aus dem getrockneten Perkotrat erzeugten Stoffströme	97
<b>Abbildung 67:</b>	Untere Heizwerte der leichten Teilfraktionen	98
<b>Abbildung 68:</b>	Chlorgehalt der Teilfraktionen des SBS	99
<b>Abbildung 69:</b>	Arsengehalte der Teilfraktionen des SBS	100
<b>Abbildung 70:</b>	Bleigehalte der Teilfraktionen des SBS	100
<b>Abbildung 71:</b>	Cadmiumgehalte der Teilfraktionen des SBS	101
<b>Abbildung 72:</b>	Chromgehalte der Teilfraktionen des SBS	101
<b>Abbildung 73:</b>	Kupfergehalte der Teilfraktionen des SBS	102

<b>Abbildung 74:</b>	Nickelgehalte der Teilfraktionen des SBS	102
<b>Abbildung 75:</b>	Quecksilbergehalte der Teilfraktionen des SBS	103
<b>Abbildung 76:</b>	Zinkgehalte der Teilfraktionen des SBS	103
<b>Abbildung 77:</b>	Aschegehalt der Teilfraktion des SBS	104

#### **Tabellenverzeichnis:**

<b>Tabelle 1:</b>	Wassermengen des Perkulationsprozesses für das Jahr 2003	33
<b>Tabelle 2:</b>	Perkulationswasser- und Schlammmenge pro Tonne Abfallinput Perkolator	42
<b>Tabelle 3:</b>	Mittelwerte für die mit dem Perkolat pro Tonne Perkolatoreintrag ausgespülte Fracht für CSB und die organischen Säuren für verschiedene Betriebsphasen	54
<b>Tabelle 4:</b>	Entstandenes Biogasvolumen pro Tonne Anlageneintrag für Phasen mit relativ konstantem Anlageneintrag	64
<b>Tabelle 5:</b>	Abluftwerte des Perkolators mit und ohne Belüftung	87
<b>Tabelle 6:</b>	Frachten in der Abluft des Perkolators mit und ohne Belüftung	88
<b>Tabelle 7:</b>	Eluatwerte und Grenzwerte zum Anhang 2 der AbfAbIV	105

#### **Anlagenverzeichnis:**

<b>Anlage 1:</b>	Vergleich der gemeinsamen Behandlung von Bio- + Restabfall mit dem ZAK-Verfahren vs. der getrennten Behandlung mit geeignetem Behandlungsverfahren für Bioabfall + MHKW Freiburg für Restabfall
------------------	---

## 1 Veranlassung

Vom Zweckverband Abfallbehandlung Kahlenberg (ZAK) wurde mit einer Investitionsförderung durch das Ministerium für Umwelt und Verkehr Baden-Württemberg zwischen dem 01.01.2001 (Inbetriebnahmephase der Anlage ab dem 13.12.2000) und dem 20.12.2003 auf der Deponie Kahlenberg eine Demonstrationsanlage zur mechanisch-biologischen Abfallaufbereitung (MBA) von Restabfällen nach dem vom ZAK entwickelten ZAK-Verfahren betrieben.

Beim Demonstrationsvorhaben wurden die eingesetzten Anlagen getestet, optimiert und gegebenenfalls modifiziert und Informationen für die Anlagendimensionierung und den Anlagenbetrieb einer zukünftigen Großanlage am Standort gewonnen.

Prof. Dr.-Ing. G. Rettenberger <sup>1</sup>, Fachhochschule Trier wurde damit beauftragt, ein wissenschaftliches Begleitprogramm des Demonstrationsvorhabens durchzuführen, dessen Produkt Zwischenberichte und ein Abschlussbericht ist, die folgendes erfüllen:

1. Umfassender Erfahrungsbericht für das Ministerium für Umwelt und Verkehr.
2. Systematische Aufbereitung der Informationen für den ZAK.

Ziel der wissenschaftlichen Begleitung war damit die systematisierte, gezielte Erfassung und Zusammenstellung von Erfahrungen und Daten beim Betrieb der Demonstrationsanlage, mit denen der weitere Fortgang der ZAK-Technologie bewertet und eine gesicherte Anlagendimensionierung und -planung für die großtechnische Anlage am Standort durchgeführt werden kann sowie die Aufarbeitung der Informationen in einer Form, dass auch Dritte daran partizipieren können.

Im hiermit vorgelegten Abschlussbericht erfolgt eine zusammenfassende Darstellung des Demonstrationsvorhabens, die folgendes enthält:

- Technologiebewertung einschließlich Reflektion am Stand der Technik
- Energie- und Massenbilanz
- Emissionsbilanz
- Vorschläge und Empfehlungen für die weitere Entwicklung des Vorhabens unter Berücksichtigung der Wirtschaftlichkeit, der Stoffströme, der Umweltrelevanz sowie von Ökobilanzkriterien.

---

<sup>1</sup>: c/o Ingenieurgruppe RUK, Prof. Dr.-Ing. G. Rettenberger und Dipl.-Ing. S. Urban-Kiss, GbR

## 2 Beschreibung der Demonstrationsanlage

Die Demonstrationsanlage nach dem ZAK-Verfahren bestand prinzipiell aus den folgenden vier Verfahrensschritten:

1. Mechanische Aufbereitung, bestehend aus einer Siebtrommel, einer Fe-Abscheidung und einer Störstoffentnahme aus dem Schwergut des Siebdurchgangs. Der Siebüberlauf > 150 mm wurde als heizwertreiche Fraktion ausgeschleust.
2. Biologische Umsetzung des Siebdurchgangs mittels Biopercolat®-Verfahren, bei dem in einem Perkolator mittels Berieselung eine Ausspülung leicht löslicher bzw. suspendierbarer nativ-organischer Bestandteile durchgeführt wurde und die mit dem Prozesswasser ausgespülten organischen Stoffe in einem Anaerobreaktor zu Biogas abgebaut wurden. Diese Stufe beinhaltete auch eine Prozesswasserbehandlung.
3. Biologische Trocknung des nach der Perkolation verbleibenden Feststoffs (im folgenden „Perkotrat“ genannt).
4. Mechanische Stofftrennung des getrockneten Perkotrats zur Herstellung von Sekundärbrennstoffen und Inertstoffen zur Ablagerung, mit Plansiebmaschine, einem Windsichter für den Siebüberlauf (Grobfraktion > 25 mm) und Luftherden zur Schwer- / Leichttrennung für die Siebfraktionen < 25 mm.

Weitere Bestandteile des ZAK-Verfahrens sind der Anlieferungsbereich und die Abluft erfassung und –behandlung über alle Verfahrensschritte.

Die Demonstrationsanlage wurde in zwei Ausbaustufen erstellt:

- Der Anlieferungsbereich, die mechanische Aufbereitung, die biologische Umsetzung, die Abluftbehandlung und die Prozesswasserbehandlung wurden Ende des Jahres 2000 erstellt und zum 01.01.2001 in Betrieb genommen (Inbetriebnahme-phase der Anlage ab dem 13.12.2000).
- Die biologische Trocknung und die mechanische Stofftrennung wurden im Sommer 2002 fertig gestellt und in Betrieb genommen.

Bei den Anlagen der ersten Ausbaustufe wurde ein konstanter Anlagenbetrieb angestrebt, während die Anlagen der zweiten Ausbaustufe lediglich diskontinuierlich für Versuche eingesetzt wurden.

Erster Schritt der **mechanischen Aufbereitung** war eine Siebung des angelieferten Resthausabfalls mittels Trommelsieb. Alle Siebflächen waren quadratisch gelocht. Im

vorderen Teil des Trommelsiebs wurde eine Feinfraktion < 40 mm abgesiebt. In der Mitte des Trommelsiebs befanden sich mit Reißzähnen bestückte Einbauten, mit denen v. a. Müllsäcke geöffnet wurden. Danach wurde eine Fraktion < 150 mm abgesiebt. Das Grobgut (Siebüberlauf > 150 mm) wurde als heizwertreiche Fraktion ausgeschleust. Die beiden Siebfraktionen < 40 mm und 40-150 mm wurden wieder zusammengeführt und gemeinsam entschrottet. Im ersten Schritt wurden über ein Überbandmagnet die leicht magnetisch erfassbaren Bestandteile, wie z.B. Dosen aus Eisen, abgetrennt. In einer Versuchsphase ab September 2003 wurde über einen Neodymmagneten die schwächer magnetischen und schweren Bestandteile, wie z.B. Batterien, Elektronikschrott oder volle Farbdosen, aus dem Abfall abgetrennt.

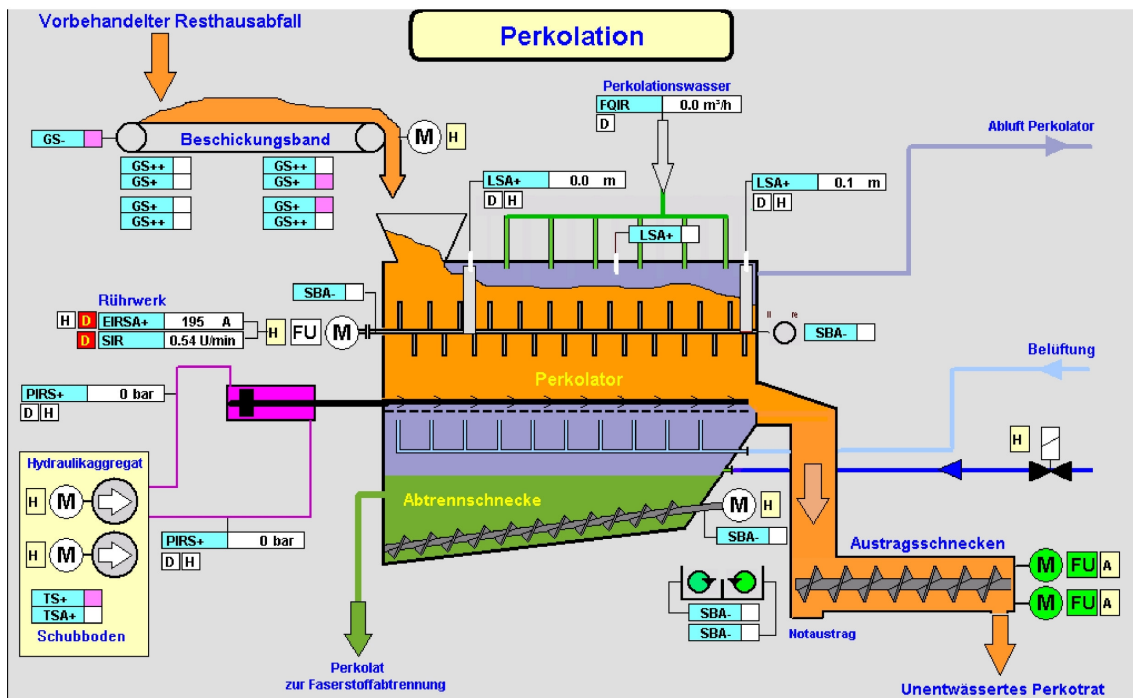
Anschließend wurde die Fraktion erneut abgesiebt, wobei ein Siebdurchgang < etwa 70 mm<sup>2</sup> (Feingut) und ein Siebüberlauf etwa 70 bis 150 mm (Mittelgut) entstand. Feingut und Mittelgut wurden dann wie folgt weiter behandelt:

- Das Feingut gelangte direkt zum Perkolator.
- Das Mittelgut wurde in einer Schrägsortiermaschine in ein Schwergut und ein Leichtgut aufgetrennt. Das Leichtgut wurde mit dem Feingut zusammengeführt und direkt in den Perkolator gefördert. Beim Schwergut erfolgt vor der Übergabe in den Perkolator eine händische Aussortierung von Störstoffen. Dies waren insbesondere grobe, mechanisch nicht oder nur mit größerer Kraft verformbare Bestandteile, die zu Störungen in nachfolgenden Aggregaten führen könnten.

Bei der **biologischen Umsetzung** wurden die Feststoffe in einem belüfteten Perkolator (siehe **Abbildung 1**) mit Prozesswasser berieselt, wodurch lösliche bzw. suspendierbare Stoffe ausgespült wurden. Die Verweilzeit der Feststoffe im Perkolator betrug gemäß Planung etwa 2 bis 3 Tage. Der nach der Perkolatation verbliebende Feststoff („Perkotrat®“) wurde in einer Presse entwässert. Das Presswasser und das bei der Perkolatation ablaufende Wasser (Perkolat) wurden mittels verschiedener Vorrichtungen und nach Durchströmung eines Sedimentationsbehälters von Feststoffen befreit und einem Gärreaktor zur Biogasproduktion zugeführt. Die Verweilzeit im Gärreaktor betrug etwa 4 bis 5 Tage. Nach der Vergärung wurde der größere Teil des Prozesswassers direkt in den Perkolator zur erneuten Verrieselung zurückgeführt. Ein kleinerer Teil wurde in die Prozesswasserbehandlungsanlage geleitet, die Bestandteil der „Biopercolat“-Technik ist.

---

<sup>2</sup>: Lochung = 35 mm x 70 mm



**Abbildung 1:** Fließbild der Perkolation

Die Abtrennung der mit dem Perkolat aus dem Perkolator ausgespülten Feststoffe erfolgte in zwei Stufen. Unter dem Perkolator war ein Absetztrog mit schrägstehendem Boden und einer Abtrennschnecke angeordnet. Mit der Abtrennschnecke wurden gut absetzbare Feststoffe sowie - durch zeitweise Senkung des Wasserstandes im Trog - die sich bildende Schwimmdecke aus dem Perkolat entfernt. Das auf diese Weise von gut abtrennbaren Feststoffen entfrachtete Perkolat wurde über einen als innenbeschickte Siebtrommel ausgebildeten Faserstoffabscheider und einen Sedimentationsbehälter von weiteren Feststoffen befreit.

Bei den mit der Abtrennschnecke unterhalb des Perkolators aus dem Perkolat ausgeschleusten Feststoffen, sowie beim Schlamm aus dem Sedimentationsbehälter wurde jeweils die Menge ermittelt. Der Schlamm aus dem Sedimentationsbehälter wurde in den Perkolator zurückgeführt und die mit der Abtrennschnecke ausgeschleusten Feststoffe nach einem Waschprozess als Sandaustrag erfasst und auf die Deponie verbracht. Mit unterschiedlichen Verfahren wurde versuchsweise getestet, ob sich aus den mit der Abtrennschnecke ausgeschleusten Feststoffen ein verwertbarer Sand abtrennen lässt bzw. welche Qualitäten sich hinsichtlich einer Ablagerung der Feststoffe erzielen lassen.

Die **Abwasserbehandlungsanlage** bestand aus einer Nitrifikationsstufe, einer Denitrifikationsstufe und einer Ultrafiltrationsstufe zur Abtrennung des Belebtschlammes. Gemäß der Planung wurde i. d. R. ein Teil des gereinigten Wassers in den Perkolator zur

Verrieselung zurückgeführt. Der Rest wurde in der am Standort vorhandenen Sickerwasserbehandlungsanlage der Deponie bis zur Einhaltung der Einleitgrenzwerte weiterbehandelt.

Die **Ablufferfassung und –behandlung** war wie folgt aufgebaut: Die Abluftableitung der ersten Ausbaustufe bestand aus der Erfassung der Quellenabluft der mechanischen Aufbereitung sowie der Erfassung der Abluft der Perkulationsstufe, getrennt nach Quellenabluft und Hallenabluft. Die Quellenabluft der Perkulationsstufe bestand aus der Abluft aus dem Perkolator, der Abluft aus dem Pumpensumpf beim Faserstoffabscheider und der Abluft aus dem Pumpensumpf der Entwässerungspresse. Zur Reduzierung der Menge der stark belasteten Quellenabluft wurde seit Sommer 2002 die Quellenabluft der Perkulationsstufe teilweise als (gekühlte und wieder erwärmte) Umluft wieder zur Belüftung des Perkolators eingesetzt. Die nicht als Umluft verwendete Quellenabluft wurde zur Reduzierung des Schwefelgehaltes über einen alkalisch-oxidativen Wäscher geleitet und dann zusammen mit den anderen anfallenden Abluftströmen über einen sauren Wäscher und einen gekapselten Biofilter weiter abgereinigt. Vor der Abgabe über einen Kamin wurde die Luft dann mit ionisierter Frischluft versetzt, um eine weitere Oxidation evtl. noch vorhandener Verunreinigungen zu erhalten. Bei dem eingesetzten Ionisationsverfahren werden mittels Ionisation aktive Sauerstoffatome hergestellt, die organische und anorganische Abluftinhalstoffe oxidieren und so zu einer Schadstoffabsenkung, Keimabtötung und Geruchsneutralisation führen. Der Einsatz des Ionisationsverfahrens wurde wissenschaftlich begleitet <sup>3</sup>.

Anfang Juni 2002 wurde die Stufe zur **biologischen Trocknung** installiert. Es handelte sich um einen Container mit Belüftungsboden und einem Nutzinhalt von knapp 40 Mg, bei dem das zu trocknende Material mehrfach umgesetzt werden konnte. Parallel zur Trocknung in einem fest installierten Trocknungsmodul wurden Versuche zur biologischen Trocknung in einer mobilen Box durchgeführt. Die ersten Versuche zur mechanischen Stofftrennung wurden zunächst mit Material durchgeführt, das in dem mobilen Trocknungsmodul getrocknet wurde.

Ende Mai 2002 wurde die mechanische Stofftrennung installiert. Die Stufe zur mechanischen Stofftrennung war auf die Verarbeitung von bis zu 10.000 Mg/a getrocknetem Perkotrat ausgelegt. Das getrocknete Perkotrat gelangte zunächst in eine Plansiebmaschine, mit der drei verschiedene Feinfraktionen hergestellt werden konnten, wobei verschiedene Siebdecks zur Verfügung standen (Lochung 1 mm, 2 mm, 4 mm, 8

---

<sup>3</sup>: Die Ergebnisse sind dargestellt in:  
Technische Universität Darmstadt – Fachbereich Abfalltechnik, März 2004:  
„Einsatz eines alternativen Abluftreinigungsverfahrens kombiniert mit dem bestehenden biologischen Abluftreinigungsverfahren in einer mechanisch-biologischen Restabfallbehandlungsanlage“ – BWPLUS Programm „Lebensgrundlage Umwelt und ihre Sicherung“, Förderkennzeichen BWD 21 013



mm, 15 mm, 25 mm). Die Feinfraktionen (0 – 1 mm, 1 – 2 mm, etc.) wurden dann jeweils auf einem Luftherd in eine Schwerfraktion und in eine Leichtfraktion getrennt. Ziel war es, die hergestellten Leichtfraktionen gemeinsam als heizwertreiche Fraktion zu verwerten und die Schwerfraktionen in einer Qualität herzustellen, die eine Deponierung erlaubt.

Die Demonstrationsanlage war so ausgelegt, dass in ihr ein Jahresdurchsatz von maximal etwa 15.000 Mg/a bei einer Betriebszeit von 6 Betriebstagen pro Woche mit einem mittleren Tagesdurchsatz von 50 Mg/d verarbeitet werden konnten. Beim Demonstrationsvorhaben wurde ein Regeldurchsatz von etwa 11.000 Mg/a bei einer Betriebszeit von 5,5 Betriebstagen pro Kalenderwoche in Wochen ohne Feiertage mit einem mittleren Tagesdurchsatz von 40 Mg/d angestrebt.

### **3 Anlagenoptimierungen im Demonstrationsbetrieb**

Ein wichtiges Ziel des Demonstrationsvorhabens war die Sammlung von Betriebserfahrungen. Großtechnische Betriebserfahrungen zu der beim ZAK-Verfahren eingesetzten Kombination verschiedener verfahrenstechnischer Anlagenteile lagen vor der Durchführung des Demonstrationsvorhabens nicht vor. Aus diesem Grund konnte nur schwer abgeschätzt werden, welche betriebliche Effizienz (u.a. auch Störungen) es in der Demonstrationsanlage geben würde. Erfahrungen mit dem Betrieb und Anlagenoptimierungen sind daher wichtige Erkenntnisse, die in die Planung der großtechnischen Anlage einfließen sollten, um einen ungestörten und optimalen Betrieb der großtechnischen Anlage zu erreichen.

Im folgenden werden die in den einzelnen Verfahrensschritten aufgetretenen Erfahrungen, Probleme und Optimierungsmaßnahmen dargestellt.

#### **3.1 Siebtrommel**

In die Siebtrommel waren zur Verweilzeitverlängerung Stauscheiben eingebaut, die allerdings als Nebeneffekt eine Zopfbildung begünstigten, da rollende Gegenstände von den Stauscheiben längere Zeit zurückgehalten wurden. Die Zopfbildung entstand durch das Aufwickeln von langen, flexiblen Abfallbestandteilen, z. B. Schnüre, Tonbänder, u. ä. an diesen rollenden Gegenständen und das anschließende Einflechten weiterer langer flexibler Abfallbestandteile. Um die Tendenz zu einer Zopfbildung zu reduzieren wurden Ende Juli 2001 einige Segmente der Stauscheiben innerhalb der Siebtrommel entfernt. Die durch das Entfernen der Segmente in den Stauscheiben entste-

henden Einschnitte führten dazu, dass die sich an rollenden Gegenständen bildenden Zöpfe schneller abrissen.

Größere Reparaturarbeiten gab es an der Siebtrommel im Jahr 2002 bei der es zweimal zu einem Schaden bei der Achse bzw. Welle der Antriebs- bzw. Laufräder kam, was jeweils zu länger andauernden Reparaturarbeiten führte. Die Schäden waren nicht durch den Demonstrationsbetrieb verursacht sondern unabhängig vom abgesiebten Material und auf die ungeeignete Konstruktion der Trommelantriebe zurückzuführen. Die Schäden und die dadurch erforderlichen Reparaturarbeiten traten in den folgenden Zeiträumen auf:

- 14. bis 17.06.2002
- 20./21.12.2002

### **3.2 Störstoffauslese**

Zu Beginn des Betriebes der Demonstrationsanlage erfolgte die Störstoffauslese nach der Aussiebung der Grobstoffe und der Abtrennung der Fe-Metalle aus dem gesamten Stoffstrom  $< 150$  mm. Aufgrund der großen Menge des Stoffstromes  $< 150$  mm führte dies dazu, dass die Störstoffauslese den limitierenden Schritt hinsichtlich der Durchsatzleistung darstellte. Des weiteren war eine zuverlässige Störstoffauslese aufgrund der großen Materialmengen auf dem Sortierband erschwert.

Da Störstoffe nur in der groben Schwerfraktion des Stoffstroms  $< 150$  mm auftraten; wurde bis Ende April 2001 die mechanische Aufbereitung vor der Störstoffauslese in der Form erweitert, dass die Störstoffauslese anschließend nur noch aus der groben Schwerfraktion erfolgen musste. Hierzu wurde vor der Störstoffauslese die erwähnte Absiebung der Fraktion  $< 150$  mm mittels Trommelsieb mit einer Lochung von 35 mm x 70 mm und eine Schwer-Leicht-Trennung bei der hierbei anfallenden Grobfraktion mittels Schrägsortierer durchgeführt. Auf der anschließenden Sortierbühne wurde nur noch die grobe Schwerfraktion der Schrägsortiermaschine sortiert, die Feinfraktion und die grobe Leichtfraktion wurden direkt dem Perkolator zugeleitet.

### **3.3 Perkolator**

Umbau- und Optimierungsarbeiten gab es in den Jahren 2001 und 2002. Im Jahr 2003 konnte ein weitestgehend störungsfreier Betrieb des Perkolators durchgeführt werden.

Die erforderlichen Umbau- und Optimierungsarbeiten betrafen insbesondere im Jahr 2001 häufig das Feststoff-Austragssystem mit seinen Bestandteilen:

- Leiterboden und Austragsschnecke (Doppelschnecke), die gemeinsam dazu dienen, den Perkolatorinhalt zur Entwässerungspresse zu transportieren,
- Entwässerungspresse,
- Austragsspirale, mit der das entwässerte Perkotrat von der Entwässerungspresse in eine Höhe gefördert wurde, aus der es in Transportfahrzeuge <sup>4</sup> abgeworfen werden konnte,
- Verteilerschnecke, die das entwässerte Perkotrat über dem Transportfahrzeug verteilt.

Im Einzelnen waren die folgenden Umbau- und Optimierungsarbeiten hinsichtlich des Feststoff-Austrages aus dem Perkolator erforderlich:

- Ab dem 21.12.2000 bis zum 16.01.2001 konnte der Austrag des nach der Perkolati-on verbleibenden Feststoffs (Perkotrat) nicht über das Austragssystem der Anlage in die vorhandene Verladehalle erfolgen. Es musste ein Behelfsaustragssystem installiert werden, über das das Perkotrat ohne Entwässerung direkt ins Freie ausge-tragen wurde (sogenannter Notaustrag).
- Zwischen dem 16.01.2001 und dem 26.02.2001 erfolgte der Austrag über ein be-helfsmäßiges Austragssystem, das bis zu diesem Zeitpunkt installiert war. Dieses ließ eine Entwässerung vor dem Austrag zu.
- In der zweiten Februarhälfte wurde die Anlage geregelt leergefahren, da ab dem 26.02.2001 bis Anfang März ein Umbau des Perkolatoraustragssystems stattfand. Es wurde die ursprünglich zum Weitertransport des Perkolatoraustrags eingesetzte Schnecke durch eine Spirale ersetzt. Ab dem 05.03.2001 bis zur Inbetriebnahme der neuen Austragsspirale am 11.03.2001 erfolgte der Austrag aus dem Perkolator über den Notaustrag.
- Nach der erneuten Inbetriebnahme kam es zu weiteren Schwierigkeiten beim Aus-tragssystem:
  - Die eingebaute neue Austragsspirale war wenig betriebsstabil, da das Gehäuse beim Zapfen, über den die Spirale gedreht wurde, nicht abgedichtet war und da-mit dort austretender Abfall zu Störungen führen konnte.
  - Die an die Austragsspirale anschließende Verteilerschnecke war störungsanfäl-lig.

---

<sup>4</sup>: Die Verladung auf Transportfahrzeuge war bei der Demonstrationsanlage erforderlich, da die weiteren Verfahrensschritte des ZAK-Verfahrens mit kleinerem Durchsatz geplant waren und zudem am Anfang des Betrachtungszeit-raums noch nicht installiert waren.

- Im April musste die Austragsspirale aufgrund eines Defektes gekürzt werden, so dass nach einer längeren Stillstandszeit in der Folgezeit eine Verladung mit der gekürzten Austragsspirale im Freien in einen abgesaugten Container erfolgen musste.
- 20.04.2001: Die Doppelschnecke, die den Abfall aus dem Perkolator in die Entwässerungspresse transportiert (im folgenden Perkolator-Austragsschnecke), förderte nicht mehr, da sich eine Materialbrücke über der Austragsschnecke gebildet hatte und diese als Folge davon den Abfall nicht mehr greifen konnte. Zur Beseitigung dieses Defektes wurden zusätzliche Metallstifte an der Austragsschnecke angebracht, die die Bildung einer Materialbrücke verhindern, indem diese bereits bei ihrer Bildung zerstört wird. Diese Maßnahme nahm relativ viel Zeit in Anspruch, da hierfür zunächst der Bereich der Austragsschnecke freigeräumt werden musste.
- Am 10. und 11.05.2001 wurde ein neues betriebsstabileres Verladesystem installiert.
- Ende Mai 2001 traten weiterhin Probleme mit der Perkolator-Austragsschnecke auf. Daher fanden zwischen dem 31.05.2001 und dem 16.06.2001 Umbauarbeiten beim Austrag des Perkolators statt. Hierzu wurde am 31.05.2001 der Bereich der Austragsschnecke leergefahren. Danach wurde die Perkolator-Austragsschnecke verstärkt und es wurde ein Schubboden eingebaut, um das Material in die Austragsschnecke zu pressen. In der Folgezeit funktionierte die Austragsschnecke problemlos. Nach der längeren Unterbrechung musste die Anlage langsam wieder hochgefahren werden.
- Am 23.07.2001 kam es zu einer Störung beim Austragssystem des Perkolators im Bereich des Leiterbodens. Die Störung wurde am 23.07.2001 so weit behoben, dass ein Weiterbetrieb möglich war, die eigentliche Ursache wurde aber noch nicht beseitigt. Daher wurde ab dem 28.07.2001 nur noch Material aus dem Perkolator ausgelesen, um den Leiterboden freizuräumen. Am 30.07.2001 musste hierbei der Austrag als Notaustrag ohne Entwässerung erfolgen.
- Am 01. und 02.08.2001 fanden die Umbauarbeiten am Leiterboden statt. Es wurden zwei Schutzbleche über der Austragsschnecke angebracht. Am 03.08.2001 wurde wieder mit dem Eintrag in den Perkolator begonnen.
- 21.03.2002: Behebung eines Getriebedefektes an der Austragsschnecke.
- 13.04.2002: Behebung eines Defektes beim Schubboden.
- 24.04.2002: Ersatz der Siebtrommel bei der Entwässerungspresse (Verschleißteil).
- 05.06.2002: Umbauarbeiten an der Presse zur Optimierung der Entwässerung (Einbau einer neuen Schnecke) sowie zur Verringerung des Wartungsaufwandes (Einbau eines Siebkorb mit größerer Wanddicke).
- 15.10. – 21.10.2002: Behebung eines Defektes am Leiterboden beim Perkoloraustrag .

Im Jahr 2002 wurden beim Perkolator zusätzlich für andere Anlagenbereiche diverse Umbauarbeiten durchgeführt:

- 24./25.04.2002: Einbau von Spüllanzen bei der Abtrennschnecke im Trog unterhalb des Perkolators zur Optimierung der Feststoffabtrennung aus dem Perkolat (Problem: Schwimmdecke).
- Anfang Juni 2002: Lieferung eines Sandwäschers, bestehend aus Rechengutpresse, Sandwäscher und Faserstoffabscheider.
- 26.07.2002: Umbauarbeiten an der Abtrennschnecke im Trog unter dem Perkolator zur Optimierung der Feststoffabtrennung aus dem Perkolat.
- 08.08. – 10.08.2002: Ersatz der ursprünglich vorhandenen Stufe zur Feststoffabscheidung aus dem Perkolat, die sich als wenig geeignet erwiesen hat, durch den Anfang Juni 2002 gelieferten Sandwäscher. Einbindung des Sandwäschers in den Prozess.
- 21.09. – 05.10.2002: Nachdem einer der Rührwerksarme abgebrochen war, wurde bei den anderen Rührwerksarmen und, nachdem dieser wieder angebracht war, auch bei dem zuvor abgebrochenen Rührwerksarm auf die Rührwerkswelle eine Verschleißschiene aufgeschweißt, die insbesondere die Schweißnähte abdeckte.

Im Laufe des Jahres 2002 wurde außerdem der Betrieb des Perkolators in der Weise geändert, dass in der zweiten Jahreshälfte in Richtung des Eintragsbereichs mehr bewässert wurde als in Richtung des Austragsbereichs. Bei dem vorangegangenen Betrieb war dies genau umgekehrt, da sich die Leitung für die Bewässerung in Richtung des Eintragsbereiches zugesetzt hatte und erst neu dimensioniert werden musste, und da der Sandfangrückstand und der Sandaustrag in der Nähe des Austragsbereiches tropfnass aufgegeben wurden.

Daneben mussten im Jahr 2002 verschiedenen Wartungsarbeiten, Instandhaltungsarbeiten und Instandsetzungsarbeiten durchgeführt werden. Neben den beim Feststoff-Austragssystem genannten Defekten (21.03.2002: Getriebedefekt an der Austragschnecke, 13.04.2002: Defekt beim Schubboden, 24.04.2002: Ersatz der Siebtrommel der Entwässerungspresse, 15.10. – 21.10.2002: Defekt am Leiterboden) sind dies:

- 08.01. und dem 12.01.2002: Revision der Anlage
- 07.05.2002: Entfernung einer Schwimmdecke im Sedimenter.
- 02.07.2002: Abdichtungsarbeiten beim Perkolator.
- 30.07. – 01.08.2002: Behebung eines Defektes an der Rutschkupplung des Rührwerkes.
- 13.08. – 16.08.2002: Ersatz einer undichten Labyrinthdichtung bei der Rührwerkswelle. Diese wurde aufgrund von Verschleißerscheinungen und aufgrund von festgesetzten Abfallbestandteilen zerstört.

Nach der Beendigung des Anlagenbetriebs im Dezember 2003 wurde der Perkolator vollständig entleert. Danach zeigte sich bereichsweise eine starke Betonkorrosion der Perkolatorwanne. Die Betonkorrosion unterschied sich relativ stark für die einzelnen Perkolatorbereiche. An der eintragsseitigen Stirnwand zeigte sich eine so starke Betonkorrosion, dass teilweise die Armierung zu sehen war. Dies kann auf die dortige Rührwerksausbildung zurückgeführt werden, die zu einer starken Reibung des Abfalls an der Betonwand führte. Im weiteren Verlauf zeigte sich eine im Vergleich zur eintragsseitigen Stirnwand des Perkolators geringere Korrosion. Hier hatte die Perkolatorwand im Materialbereich das Aussehen von Waschbeton. Oberhalb des Materialbereichs war der Beton nicht sichtbar angegriffen.

In dem unter dem Perkolator befindliche Absetztrog mit schräggehendem Boden und einer Abtrennschnecke zur Trennung der gut absetzbaren Feststoffe konnte folgendes beobachtet werden: In dem Trog bildeten sich Schwimmdecken, die durch zeitweises Senken des Wasserstandes im Trog entfernt werden mussten. Folgeanlagen sollten deshalb so dimensioniert werden, dass kontinuierlich auch die aufschwimmenden Stoffe entfernt werden können. Die Fest-Flüssig-Trennung muss ohnehin separat erfolgen.

### **3.4 Sandaustrag**

Der Sandaustrag wurde in der Form installiert, dass der Sand getrennt entsorgt bzw. verwertet werden konnte. Der Sand fiel in einem tropfnassen Zustand an, da eine Entwässerung nur durch Absetzen der festen Bestandteile erfolgte. Im Lauf des Jahres 2001 wurden mehrere Optimierungsmaßnahmen durchgeführt, die das Ziel hatten, den Wassergehalt des ausgetragenen Sandes zu verringern.

Im Zeitraum zwischen dem 09.07.2001 und dem 21.07.2001 erfolgte der Sandaustrag versuchsweise in die Austragsspirale des Perkolators.

Zwischen dem 19.11. und dem 01.12.2001 war ein Sandaustrag nicht möglich, da die Abtrennschnecke im Trog unter dem Perkolator festsaß.

In den Jahren 2002 und 2003 wurden verschiedene Systeme zum Sandaustrag getestet. Im Jahr 2002 wurde außerdem der Sandwäscher fest installiert.

### **3.5 Anaerobreaktor**

Keine erwähnenswerten Störungen oder Ausfälle.

(Anmerkung: Vom 18.12.2002 bis zum 05.09.2003 wies die pH-Messung einen Defekt auf, so dass ein falscher pH-Wert angezeigt wurde.)

### **3.6 Abluftbehandlung**

Die Abluftbehandlung erfolgte zunächst über einen sauren Wäscher und einen Biofilter, bestehend aus 3 Modulen sowie ab Juni 2001 zusätzlich über eine Ionisationsanlage, die eine merkliche Reduzierung der Geruchsstoffemission bewirkte. Zur Wirkung der Ionisationsanlage am Anlagenstandort wurde ein Forschungsvorhaben von der TU Darmstadt durchgeführt: s. Fußnot 3, Seite 5.

Bei der Abluftbehandlungsanlage traten Beeinträchtigungen der Biofilter dadurch auf, dass die Abluft aus dem Perkolator und seinen Nebenaggregaten einen hohen Schwefelwasserstoffgehalt aufwies. Letztendlich führte dies zu einer Versäuerung des Biofilters. Bis Ende des Jahres 2001 wies das Kondensat aus dem Biofilter eine Sulfatkonzentration von 8.000 mg/l und einen pH-Wert von etwa 2 auf. Diese Rahmenbedingungen führten zu einer deutlichen Leistungsabnahme der Biofilter.

Zur Beseitigung dieses Problems wurden folgende Maßnahmen ergriffen:

- Für die Abluft aus dem Perkolator und seinen Nebenaggregaten (Pumpensumpf beim Faserstoffabscheider und Pumpensumpf der Entwässerungspresse) wurde Ende November 2001 ein alkalisch-oxidativer Wäscher installiert, der Anfang Dezember 2001 in Betrieb genommen wurde. Die Abluft aus dem Perkolator und seinen Nebenaggregaten wurde anschließend erst nach Behandlung in diesem Wäscher zum sauren Wäscher und den Biofiltern weitergeleitet. Schwefelwasserstoff wurde dadurch quantitativ aus diesem Abluftstrom entfernt.
- Das Biofiltermaterial musste aufgrund der Versäuerung ausgetauscht werden.

Ende Mai / Anfang Juni 2002 wurden zur Erhöhung der Verweilzeit und damit zur Erhöhung der Reinigungsleistung insbesondere hinsichtlich der für den Standort besonders relevanten Geruchsstoffemissionen zwei weitere Biofiltermodule installiert.

Nach dem Wechsel des Biofiltermaterials am 30.01., 19.02. und 07.03.2002 und nach der Installation der zusätzlichen beiden Biofiltermodule waren sowohl bei den bestehenden Modulen als auch bei den neuen Biofiltermodulen Nacharbeiten erforderlich. Insbesondere mussten Randgängigkeiten abgedichtet werden. Hierzu wurden Schwemmsand und Kompost eingesetzt.

Nach der Installation des alkalisch-oxidativen Wäschers Ende November 2001 und dem Austausch des Biofiltermaterials stieg der pH-Wert im Kondensat aus dem Biofilter von zuvor etwa 1,9 auf etwa 7 an. Die Sulfatkonzentration im Kondensat aus dem Biofilter sank von zuvor etwa 8.000 mg/l auf etwa 800 mg/l.

Vor der Installation der zwei weiteren Biofiltermodule wurde mit der Biofilteranlage eine Reinigungsleistung hinsichtlich Geruch von etwa 91 % erreicht. Die Geruchsstoffkonzentration in der Reinabluft lag damit bei etwa 1.000 bis 2.000 GE/m<sup>3</sup>. Nach der Installation der beiden neuen Biofiltermodule wurden nach der Inbetriebnahme Geruchsstoffkonzentrationen von zunächst zwischen 500 und 1.000 GE/m<sup>3</sup> und nach der Adaption der Mikroorganismen des Biofilters an die zu behandelnde Abluft ab September 2002 von konstant unter 500 GE/m<sup>3</sup> gemessen. Die Geruchselimination des Abluftreinigungssystems lag damit bei über 98 %. Der vorgegebene Geruchsgrenzwert konnte unterschritten werden (500 GE/m<sup>3</sup> = Grenzwert in der Betriebsgenehmigung).

Zwischen dem 01.10.2002 und dem 19.12.2002 wurde für einen begrenzten Zeitraum eine TRO - Versuchsanlage betrieben, um die Reinigungsleistung einer TRO für die Abluft aus dem Perkolator und den Pumpensämpfen beim Perkolator untersuchen zu können.

Neben den technischen Änderungen mussten bei der Abluftbehandlungsanlage im Jahr 2002 noch die folgenden Wartungsarbeiten durchgeführt werden:

- 23.07.2002: Reinigung der Füllkörper des sauren Wäschers,
- 16.11.2002 Wartungsarbeiten bei den Biofiltern sowie Reinigung des alkalischen Wäschers inkl. Füllkörper,
- 20.12.2002 und 20.08.2003: Erneuter Wechsel des Biofiltermaterials bei Modul 1.

### **3.7 Versuchsweise Installation einer Schwefelsenke**

Im Biogas traten Schwefelwasserstoffvolumenkonzentrationen von 0,6 bis 0,9 Vol.-% (teilweise bis über 1 Vol.-%) auf. Eine Verwertung des Biogases mit diesen hohen Schwefelwasserstoffkonzentrationen war nur deshalb möglich, da das Biogas aus der Demonstrationsanlage gemeinsam mit dem Deponiegas der Deponie Kahlenberg verwertet wurde und nur einen Anteil von maximal 5 % am gesamten verwerteten Gas ausmachte.

Die Schwefelkonzentrationen nahmen zwar im Lauf des Jahres 2002 langsam ab (Abnahme der Schwefelwasserstoffvolumenkonzentration im Biogas von etwa 0,6 bis 0,9 % Anfang des Jahres 2002 auf etwa 0,5 bis 0,6 % Mitte des Jahres 2002), es wur-



de aber dennoch im August 2002 eine Eisen(III)-chlorid-Zudosierung in den Anaerobreaktor zur Bindung des im Prozess vorhandenen Schwefels installiert.

Der Betrieb der Eisen(III)-chlorid-Zudosierung fand von September bis Dezember 2002 und von März bis Mai 2003 statt. Sinn dieser Zudosierung war es, zu prüfen, ob damit eine Entschwefelung des Gases bis zur Schwefel-Grenzkonzentration für die Verwertung in Gasmotoren möglich ist.

Ergebnis war, dass die Schwefelkonzentration im Biogas abhängig von der Dosiermenge an Eisen(III)-chlorid relativ genau eingestellt und danach konstant gehalten werden kann. Verwendet wurden Dosiermengen, bei denen sich in einem Versuchszeitraum eine Schwefelkonzentration im Biogas von unter 0,1 % und in einer weiteren Versuchsphase eine Schwefelkonzentration im Biogas von unter 0,05 % eingestellt hat.

### **3.8 Abwasserbehandlungsanlage**

Bei der Abwasserbehandlungsanlage, die aus einer biologischen Behandlungsstufe mit Nitrifikation und Denitrifikation und anschließender Abtrennung des Belebtschlammes mittels Ultrafiltration besteht, waren verschiedene Umbaumaßnahmen und Betriebsoptimierungen erforderlich. Die wesentlichen Umbaumaßnahmen umfassten folgende Arbeiten:

- Die ursprünglich eingesetzten Tauchmembranen zur Abtrennung der Biomasse wurden durch eine konventionelle Ultrafiltrationsanlage ersetzt, da sich die Tauchmembranen als nicht geeignet erwiesen (zu geringe Filtrationsleistung).
- Es wurden Planungsschritte zur Erweiterung der Abwasserbehandlungsanlage um eine Stufe zur Adsorption an Aktivkohle durchgeführt.

Die Abwasserbehandlung lief im Jahr 2001 nicht zur Zufriedenheit. Das Hauptproblem war, dass die Abwasserbehandlungsanlage immer nur kurzzeitig, dann aber mit einer Stoßbelastung, beaufschlagt wurde. Der erste Optimierungsschritt bestand daher darin, eine konstante Beaufschlagung der Abwasserbehandlungsanlage durchzuführen.

Mit den Optimierungsarbeiten wurde Anfang des Jahres 2002 begonnen. Nachdem ein kontinuierlicherer Zulauf gegeben war, wurde die Abwasserbehandlungsanlage langsam hochgefahren. Hierzu wurde ab dem Frühjahr des Jahres 2002 vollständig auf eine Denitrifikation verzichtet, um die Nitrifikationsstufe zu optimieren.

Durch die Optimierung der Nitrifikation wurden bereits im März 2002 bei einem Teillastbetrieb hohe Ammoniumstickstoff-Abbauleistungen von etwa 97,5 % erreicht. Die

Ammoniumstickstoff-Konzentration lag damit nach Durchlaufen der Nitrifikationsstufe bei etwa 50 mg/l. Ende Mai wurde der Vollastbetrieb der Nitrifikation erreicht.

### **3.9 Biologische Trocknung**

Anfang Juni 2002 wurde die Stufe zur biologischen Trocknung fest installiert. Es handelte sich um einen Container mit Belüftungsboden und einem Nutzinhalt von etwa 40 Mg bei dem das zu trocknende Material täglich umgesetzt werden konnte. Der Sauerstoffbedarf der biologischen Trocknung wurde mit Anlagenabluft gedeckt, welche vor dem sauren Wäscher der Abluftbehandlungsanlage entnommen wurde. Zunächst wurde die biologische Trocknung ohne Umluftführung betrieben. Dabei war jedoch kein stabiler Rottebetrieb möglich, u.a. aufgrund hoher Wärmeverluste in der Anfangs- und der Endphase des Prozesses. Daher wurde eine Umluftführung bei der biologischen Trocknung eingeführt (Umluftanteil in der Zuluft bis 100%). Durch die Umluftführung konnten die Trocknungsergebnisse wesentlich verbessert werden.

Mit dem fest installierten Modul zur biologischen Trocknung wurden im Jahr 2002 nur Versuche und kein konstanter Anlagenbetrieb durchgeführt. Ein konstanter Anlagenbetrieb erfolgte im Jahr 2003.

Parallel zu dem fest installierten Trocknungsmodul wurden Versuche zur biologischen Trocknung in einer mobilen Box durchgeführt, in der kein System zum Umsetzen des Trocknungsgutes enthalten war und damit ein Umsetzen nur durch Austrag und erneuten Eintrag mittels Radlader möglich war.

### **3.10 Mechanische Stofftrennung**

Ende Mai 2002 wurde die mechanische Stofftrennung installiert. Die Stufe zur mechanischen Stofftrennung war für die Verarbeitung von bis zu 10.000 Mg/a getrockneten Perkotrats ausgelegt. Im ersten Schritt wurde eine Plansiebmaschine eingesetzt, mit der drei verschiedene Siebfraktionen gleichzeitig hergestellt werden konnten. Für die Trennversuche wurden insgesamt folgende Siebfraktionen erzeugt:

- 0 – 1 mm
- 1 – 2 mm
- 0 – 2 mm
- 0 – 3 mm
- 2 – 4 mm
- 3 – 7 mm

- 4 – 8 mm
- 8 – 15 mm
- 15 – 25 mm
- 25 – 50 mm
- 50 – 150 mm (Siebüberlauf)

Die Siebfraktionen wurden jeweils auf einem Luftherd in eine Schwerfraktion und in eine Leichtfraktion getrennt. Die Trennung erfolgte bis zu einer Körnung von ca. 25 mm. Für eine größere Körnung konnte diese Technik nicht angewandt werden. Ziel war die Herstellung einer Leichtfraktion, die als heizwertreiche Fraktion verwertet werden kann. Zudem sollte die Schwerfraktion eine Qualität aufweisen, die eine Deponierung gemäß Abfallablagerversordnung (AbfAbIV) erlaubt.

Der Siebüberlauf der Plansiebmaschine mit einer Körnung > 25 mm wurde versuchsweise mittels Zick-Zack-Sichter in eine Schwer- und Leichtfraktionen getrennt.

Mit der mechanischen Stofftrennung wurden bis zum Mai 2003 nur Versuche durchgeführt. Ab Mai 2003 wurde das gesamte Output-Material der biologischen Trocknung in der mechanischen Stofftrennung verarbeitet. Die dabei hergestellte feinkörnige SBS-Fraktion (0 – 15 mm) wurde für einen großtechnischen Verwertungsversuch in einem nahegelegenen Heizkraftwerk einer Papierfabrik gesammelt.

## **4 Auswertung der erfassten Betriebsparameter**

### **4.1 Anlagendurchsätze**

Im Folgenden sind die Betriebszustände und Anlagendurchsätze im zeitlichen Verlauf über die gesamte Betriebszeit dargestellt. Der erste Abfall wurde am 13.12.2000 und der letzte Abfall am 18.12.2003 in die Demonstrationsanlage eingetragen.

Die angestrebte Betriebszeit während des Demonstrationsvorhabens betrug unter Vollastbedingungen an Wochentagen 10 Stunden und an Samstagen 5 Stunden. Bei diesen Ausgangsdaten betrug die angestrebte Jahresbetriebszeit etwa 2.760 Stunden<sup>5</sup>.

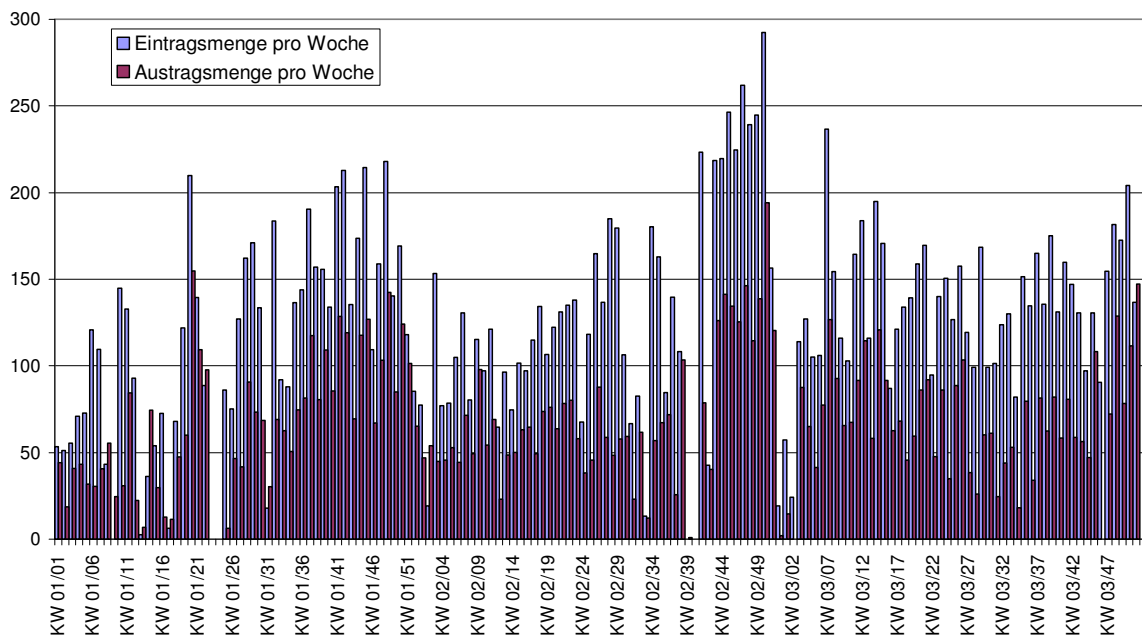
---

<sup>5</sup>: Ein Durchschnittsjahr hat 250 Werktage und 52 Samstage (sowie 52 Sonntage und 11 auf einen potentiellen Werktag fallende Feiertage), so dass die Jahresbetriebszeit  $250 \text{ d} \times 10 \text{ h/d} + 52 \text{ d} \times 5 \text{ h/d} = 2.760 \text{ h/a}$  beträgt.

In der **Abbildung 2** ist für jede Kalenderwoche der Anlagendurchsatz als Eintragsmenge der Gesamtanlage (Eintrag in die mechanische Aufbereitung) und als Austrag des entwässerten Perkotrates aus dem Perkolator grafisch dargestellt.

Die höchsten Ein- und Austragsmengen der Anlage wurden im Zuge des Leistungstests in der KW 43 bis 51 des Jahres 2002 erreicht. Hierbei wurden als Tagesmaxima der höchste Eintrag am 10.12.2002 mit 65,2 Mg und der höchste Austrag am 11.12.2002 mit 51,86 Mg erzielt.

Zum Ende des Anlagenbetriebes im Dezember 2003 wurde einmalig eine Tageseintragsmenge von 71,58 Mg am 17.12.2003 in die Anlage erreicht.



**Abbildung 2:** Wochenwerte der Eintragsmenge der Gesamtanlage und der Austragsmenge des Perkolators

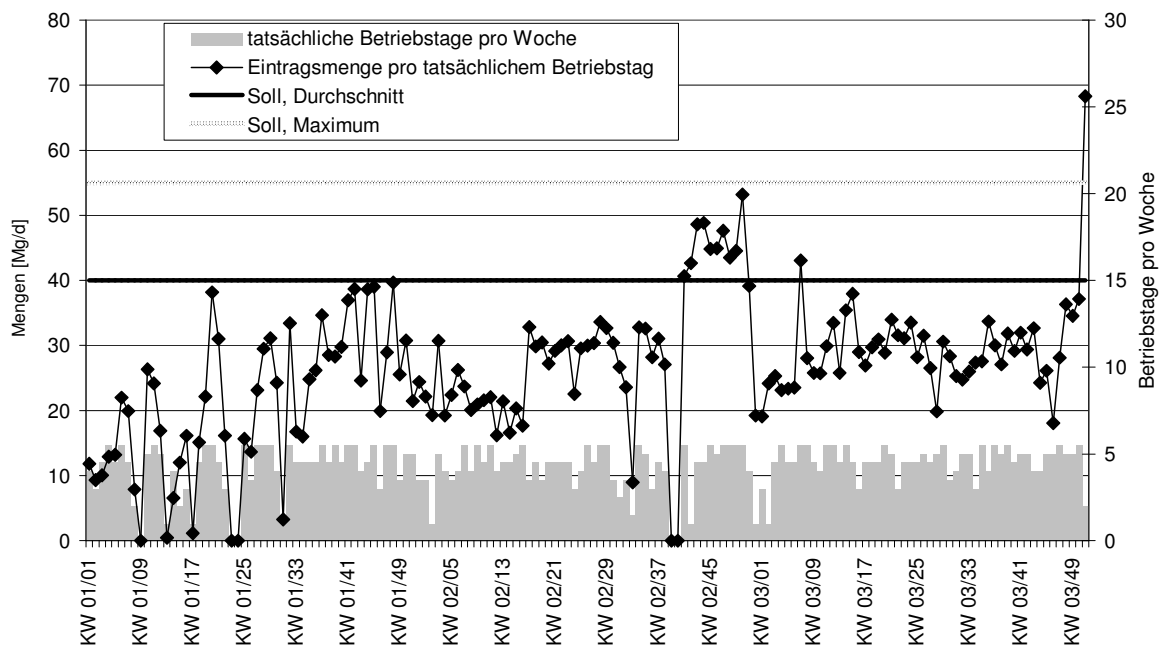
## 4.2 Betriebszustände

In **Abbildung 3** bis **Abbildung 6** wird der Anlagendurchsatz mit dem zur Erzielung des Regeldurchsatzes erforderlichen Anlagendurchsatz verglichen.

Die **Abbildung 3** enthält einen wochenweisen Vergleich der durchschnittlichen Tagesdurchsatzleistung mit der Tagesdurchsatzleistung des Regeldurchsatzes gemäß Auslegung (40 Mg/d) und der Tagesdurchsatzleistung des Maximaldurchsatzes gemäß Auslegung (55 Mg/d). Bei der Ermittlung der dargestellten Werte wurden nur Be-

triebstage berücksichtigt, an denen ein Eintrag in die Anlage und / oder ein Austrag aus dem Perkolator stattgefunden hatte (= tatsächliche Betriebstage). Bei der Mittelwertbildung nicht berücksichtigt wurden damit Tage, an denen aufgrund von Wartungsarbeiten oder Installationsarbeiten kein Eintrag in die Demonstrationsanlage und / oder kein Austrag aus dem Perkolator erfolgen konnte.

Zusätzlich ist dargestellt, wie viele tatsächliche Betriebstage die jeweilige Woche aufwies. In Wochen ohne Ausfalltage können im Regelfall 5,5 Betriebstage pro Kalenderwoche angesetzt werden<sup>6</sup>.



**Abbildung 3:** Wochenweiser Vergleich der Tagesdurchsatzleistung mit der erforderlichen Tagesdurchsatzleistung zur Erzielung des Regeldurchsatzes und mit der maximal möglichen Tagesdurchsatzleistung

Es zeigte sich eine Zunahme der Tagesdurchsatzleistung im Verlauf des Jahres 2001. Dennoch wurde am Ende des Jahres 2001 die für den angestrebten Regeldurchsatz erforderliche durchschnittliche Tagesdurchsatzleistung von 40 Mg/d an 5,5 Betriebstagen pro Woche nur in wenigen Kalenderwochen maximal zu 80 bis 99 % (in der 48. KW) erreicht. Mittlere Tagesdurchsatzleistungen einer Kalenderwoche über dem Regeldurchsatz wurden im Jahr 2001 nicht erreicht.

<sup>6</sup>: Die Anzahl der Betriebstage pro Woche errechnet sich für eine Woche ohne Feiertage aus 5 Wochentagen á 10 Stunden und einem Samstag á 5 Stunden => 5,5 Betriebstage.

Aufgrund von Überschreitungen der Geruchsemissionsgrenzwerte in der Biofilterabluft wurden in den Monaten Januar bis April 2002 die Durchsatzleistung der Anlage auf einen Maximalwert von etwa dem halben Durchsatz des Regelbetriebs beschränkt.

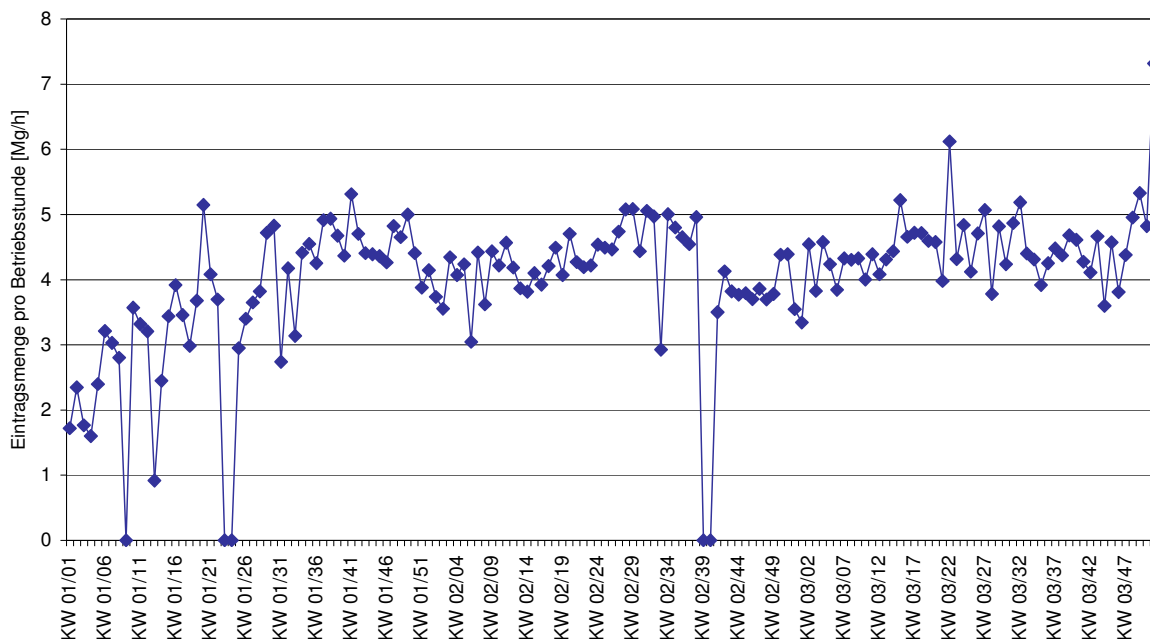
Von Mai bis September 2002 wurden die Optimierungen an der Abluftbehandlungsanlage durchgeführt. Danach wurde die Durchsatzleistung der Demonstrationsanlage auf eine durchschnittliche betriebstägliche Eintragsmenge von etwa 30 Mg/d erhöht.

Ab dem 07.10.2002 bis Dezember 2002 wurde ein Leistungstest durchgeführt. Die durchschnittliche betriebstägliche Eintragsmenge lag während des Leistungstestes bei etwa 45 Mg/d.

Nach Beendigung des Leistungstestes und bis zum Ende des Anlagenbetriebes lag die durchschnittliche betriebstägliche Eintragsmenge bei etwa 28 Mg/d. Lediglich in der 7. KW und in der 51. KW 2003 wurde der Regeldurchsatz von 40 Mg/d überschritten, wobei in der 51. KW nur an zwei Tagen bis zu 72 Mg eingetragen wurden, um das Verhalten des Perkolators bei erhöhten Eintragsmengen zu testen.

In der Summe wurden 19.280 Mg in 4.655 h in die Demonstrationsanlage eingetragen (=> 4,14 Mg/h).

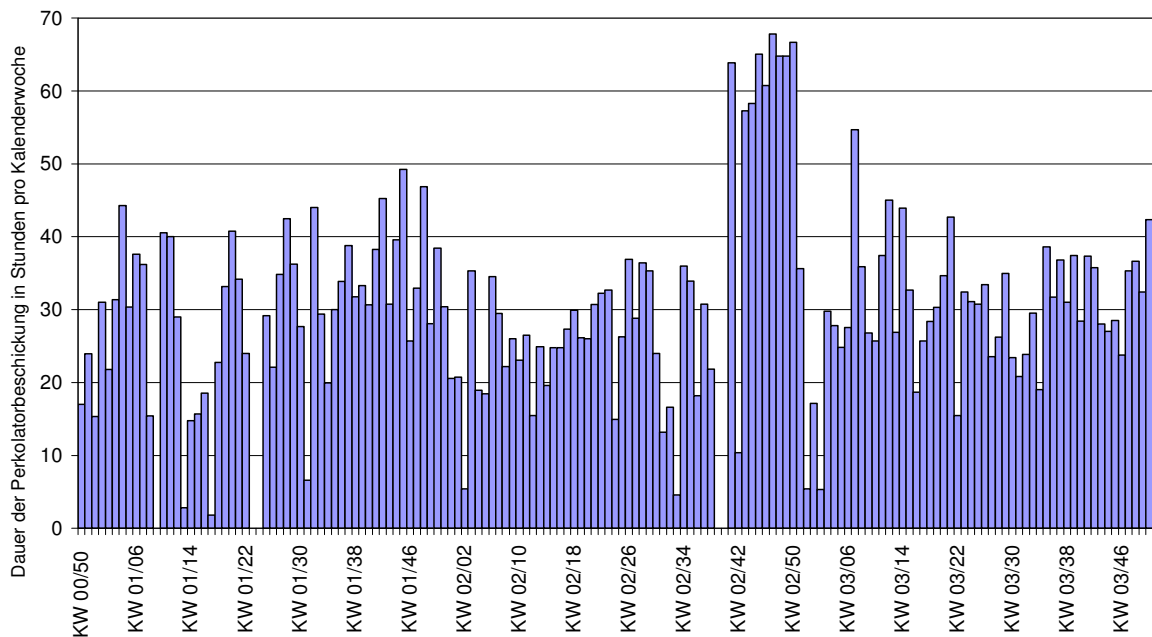
In der **Abbildung 4** ist wochenweise die Eintragsmenge pro tatsächlicher Betriebsstunde dargestellt.



**Abbildung 4:** Wöchentliche Eintragsmenge pro Betriebsstunde

Es zeigte sich, dass nach der Optimierung der Anlage im ersten Halbjahr 2001 ein relativ konstanter Anlagenbetrieb aufrecht erhalten wurde. Auch die höheren Anlagendurchsätze während des Leistungstests in der KW 41 bis 50 des Jahres 2002 wurden nicht durch eine höhere Eintragsmenge pro Betriebsstunde erreicht. Vielmehr wurde der Zeitraum vergrößert, in dem eingetragen wurde.

Die **Abbildung 5** enthält eine Aufstellung der Dauer der Perkolatorbeschickung pro Woche.



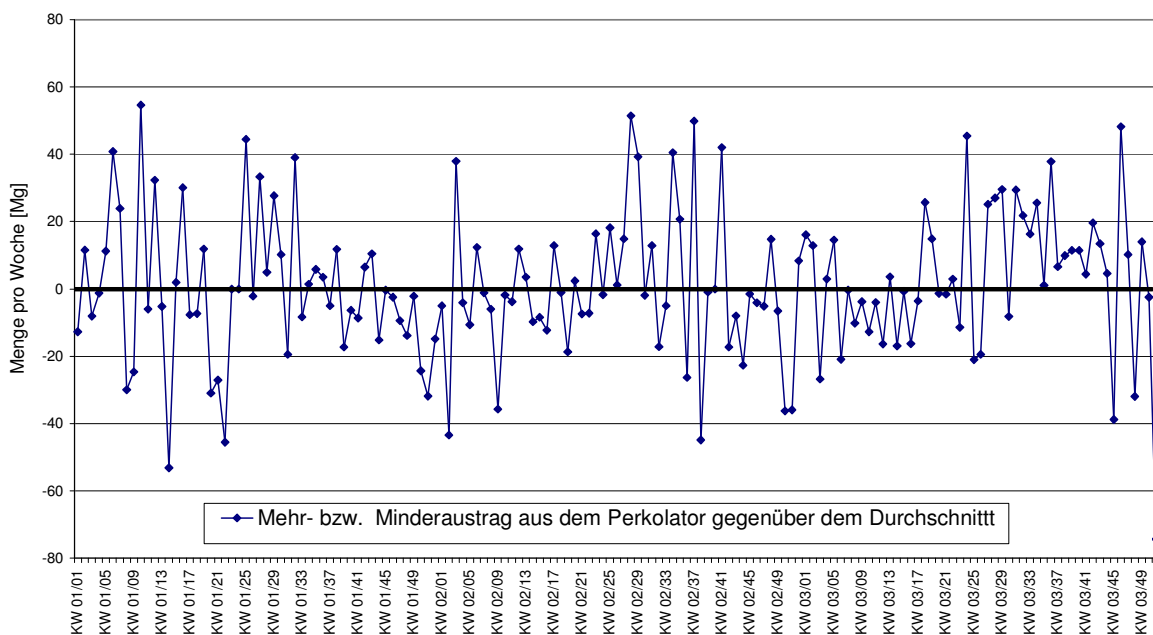
**Abbildung 5:** Dauer der Perkolatorbeschickung pro Woche

Aufgrund des Demonstrationscharakters kam es wegen der folgenden Bedingungen zu Zeiten ohne Eintrag, die bei einer Auslegung der Anlage als Entsorgungsanlage nicht anfallen würden:

- Während des Demonstrationsvorhabens traten Anlagenstillstände für die Optimierung der Demonstrationsanlage auf.
- Es traten Anlagenstillstände für Instandhaltung und Instandsetzung auf, die nach der Durchführung der Optimierungsmaßnahmen nicht mehr anfallen werden.
- Mit der mechanischen Aufbereitung der Demonstrationsanlage war ein höherer Durchsatz möglich als mit der anschließenden biologischen Umsetzung, was zeitweise dazu führte, dass der Eintrag über kürzere Zeit, dafür aber mit höheren Eintragsmengen pro Betriebsstunde durchgeführt wurde. Dies hatte zur Folge, dass kein ganztägiger Eintrag erforderlich war.

Insgesamt führte dies dazu, dass nur in 56 % der Gesamtbetriebsstunden ein Eintrag in die Anlage erfolgte (8.320 Soll-Stunden / 4.655 Ist-Stunden).

In der **Abbildung 6** ist der Wochenwert für die Differenz zwischen Eintragsmenge und Austragsmenge im Verhältnis zum Durchschnittswert dargestellt. Negative Werte bedeuten, dass in der entsprechenden Woche überdurchschnittlich viel ausgetragen wurde (Perkolatorfüllstand sank) und positive Werte bedeuten, dass in der entsprechenden Woche eine unterdurchschnittliche Materialmenge aus dem Perkolator ausgetragen wurde (Perkolatorfüllstand stieg).



**Abbildung 6:** Wochenweise Gegenüberstellung der Dauer der Perkolatorbeschickung und der Dauer der Entwässerung nach dem Perkolator

Ende November 2003 wurde ein Leistungstest zur Ermittlung der maximal möglichen Befüllung des Perkolators gestartet. Dies erklärt den Mehreintrag über einen längeren Zeitraum zum Ende des Anlagenbetriebs.

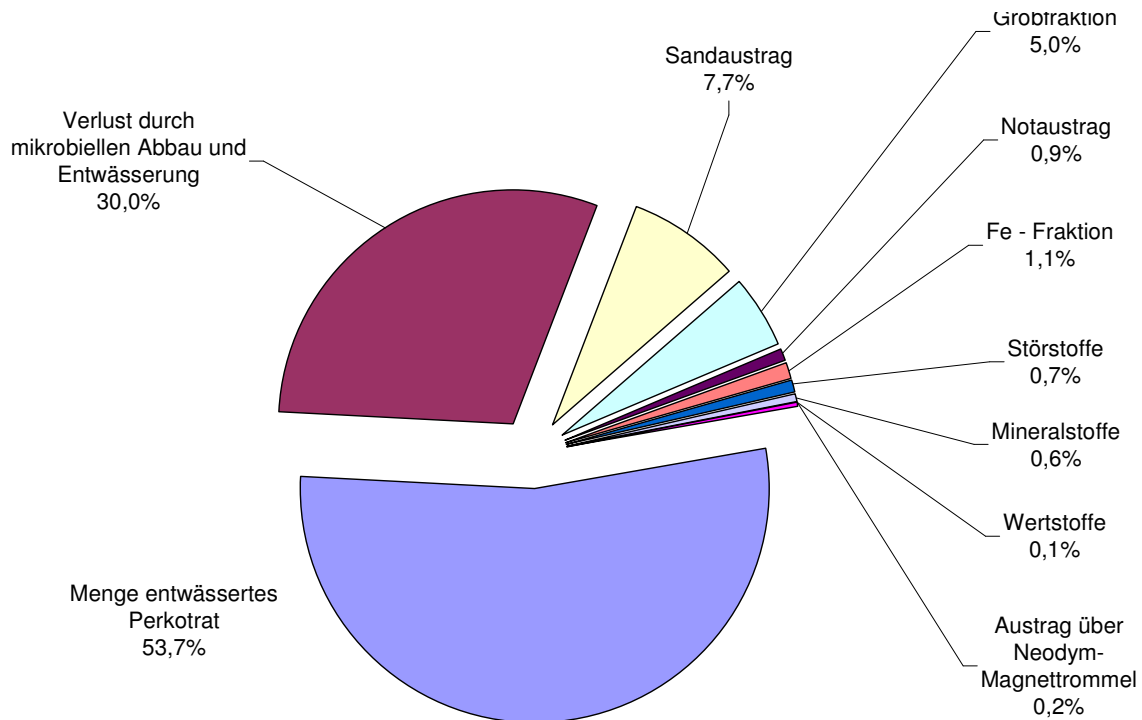
Die größeren Schwankungen waren zumeist Folgen von Wartungsarbeiten oder Feiertagen.



### 4.3 Feststoffe

#### 4.3.1 Prozentuale Verteilung der ausgetragenen Feststoffe

In der **Abbildung 7** ist die prozentuale Verteilung der aus den Bereichen Mechanische Aufbereitung und Biologische Umsetzung ausgetragenen Stoffe bezogen auf die Eintragsmenge dargestellt.



**Abbildung 7:** Prozentuale Verteilung der ausgetragenen Stoffe als Mittelwert der gesamten Betriebszeit (Jahre 2000 bis 2003; Notastrag und Austrag über den Neodymmagneten erfolgten nur zeitweise)

Dabei handelt es sich um folgende Stoffströme:

- In der mechanischen Aufbereitung wurde eine Grobfraktion > 150 mm durch Siebung sowie eine Fe-Fraktion durch Magnetabscheidung abgetrennt. Zudem wurde ab August 2003 der durch eine Neodymmagnettrommel abgeschiedene Stoffstrom verwogen und erfasst. Für die Grobfraktion ist eine Verwertung als Sekundärbrennstoff (SBS) vorgesehen. Für die Fe-Fraktion wurde einer Verwertung zugeführt. Die mit dem Neodymmagneten abgeschiedene Fraktion, deren Anteil an zusammen mit den Fe-Metallen abgeschiedenen nichtmetallischen Stoffen sehr hoch ist, muss als Reststoff entsorgt werden

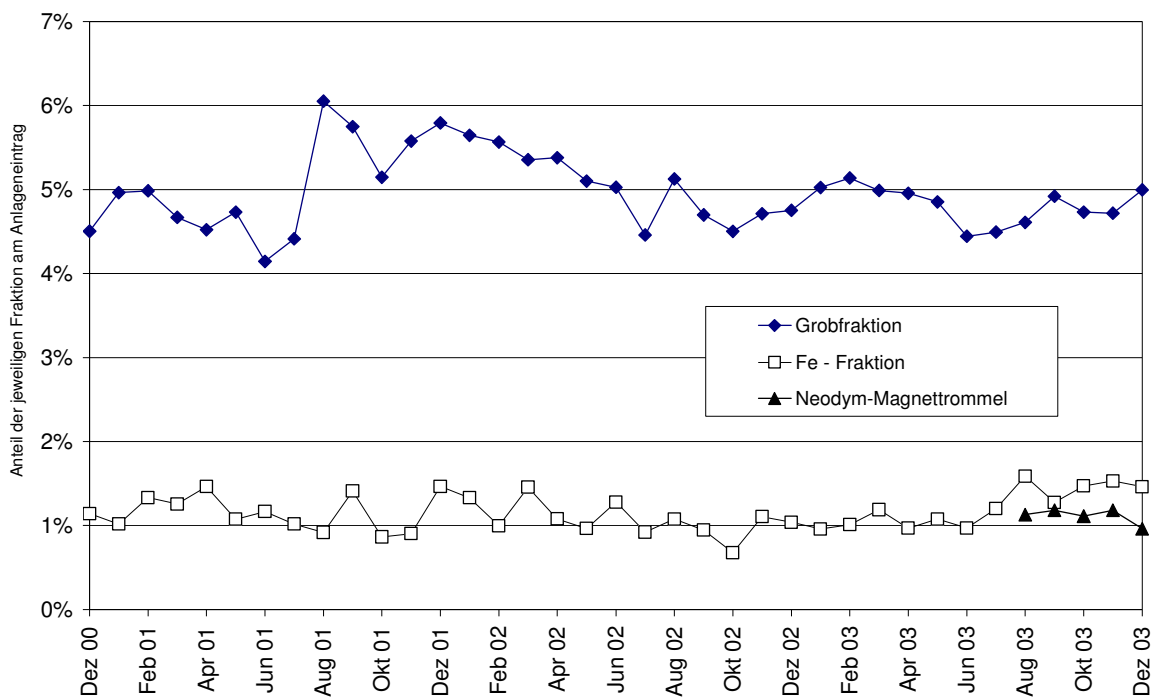
- In der mechanischen Aufbereitung ist ein Verlust durch Wasserverdunstung anzunehmen, deren Menge allerdings während der Demonstrationsvorhabens nicht ermittelt wurde.
- In der anschließenden Sortierkabine wurden Störstoffe (= Stoffe die zu Schäden in den nachgeschalteten Aggregaten führen könnten), Mineralstoffe (Steine u. ä.) und Wertstoffe (vorwiegend NE-Metalle) aussortiert.
- Im Perkolator kam es u.a. zu einer Ausspülung von löslichen und suspendierbaren organischen Substanzen, die dann im Anaerobreaktor zu Biogas abgebaut wurden. Außerdem kam es zu Verlusten durch aeroben Abbau im Perkolator. Das beim Abbau eines Teils der Feststoffe freigesetzte Wasser verließ den Prozess durch Entnahme eines Teils des Kreislaufwassers. Im Perkolator freigesetztes CO<sub>2</sub> (aerober Abbau) wurde über den Abluftpfad ausgetragen. => Verlust durch mikrobiellen Abbau und Entwässerung.
- Das entwässerte Perkotrat wurde im Betrachtungszeitraum zum größten Teil auf der Deponie entsorgt. Ein kleinerer Teil wurde für Versuche zur biologischen Trocknung und anschließenden mechanischen Stofftrennung eingesetzt.
- Aufgrund von Umbauarbeiten konnte phasenweise der Austrag aus dem Perkolator über das reguläre Austrags- und Verladesystem nicht stattfinden. In diesen Phasen musste das Perkotrat vor der Entwässerungspresse ausgetragen werden. In Fall dieses sogenannten Notaustrags wurde das Perkotrat somit nicht entwässert. Bei dem unter dem Begriff „Notaustrag“ erfassten Feststoff handelt es sich somit um Perkotrat, das einen höheren Wassergehalt besitzt, als das üblicherweise in entwässertem Zustand anfallende Perkotrat.
- Bei dem Ausspülungsprozess im Perkolator wurden auch feinkörnige Feststoffe und Faserstoffe ausgespült. Die maximale Korngröße dieser Feststoffe und Faserstoffe ist durch die Spaltbreite des Spaltenbodens des Perkolators vorgegeben. Die Ausspülung der feinkörnigen Feststoffe und Faserstoffe wurde durch „Siebprozesse“ am Spaltboden, die aufgrund der Umwälzung der Feststoffe im Perkolator ablaufen, unterstützt. Die ausgetragenen Feststoffe und Faserstoffe wurden mit der unterhalb des Perkolators angeordneten Austragsschnecke abtransportiert. Der im Jahr 2002 installierte Sandwäscher wurde nur versuchsweise kurzzeitig betrieben, daher bestanden die Feststoffe fast immer aus mit Faserstoffen und organischen Anhaftungen verunreinigtem Sand, der tropfnass ausgetragen wurde. Er wurde aber dennoch als Sandaustrag bezeichnet und während des Betrachtungszeitraumes auf der Deponie entsorgt.

Die prozentuale Verteilung der ausgetragenen Stoffe hat sich im Lauf des Demonstrationsvorhabens geändert. Dies zeigen die folgenden Abbildungen.

Die **Abbildung 8** zeigt für die Grobfraction, die Fe-Fraktion und die mit dem Neodymmagneten abgetrennte Fraktion den zeitlichen Verlauf des Anteils der jeweiligen Fraktion am Anlageneintrag.

Bei der Fe-Fraktion zeigten sich die üblichen Schwankungen.

Grund für die Installation des Neodymmagneten Ende Juli 2003 war die Entfrachtung an schadstoffbehafteten Abfallbestandteilen mit magnetisierbaren Komponenten, die aufgrund des geringen Fe-Anteils mit dem Überbandmagnet nicht erfasst werden können, u. a. Elektronikschrott, Sprühdosen und Batterien, um den Sortieraufwand in der Sortierkabine zu verringern. Mit dem Neodymmagneten wurde zwar fast genau soviel an Menge wie bei der Fe-Metall-Abscheidung abgeschieden, jedoch handelte es sich dabei um Fe-Metalle mit sehr viel mehr Anhaftungen, was eine Aufbereitung zur Verwertung unprofitabel macht.



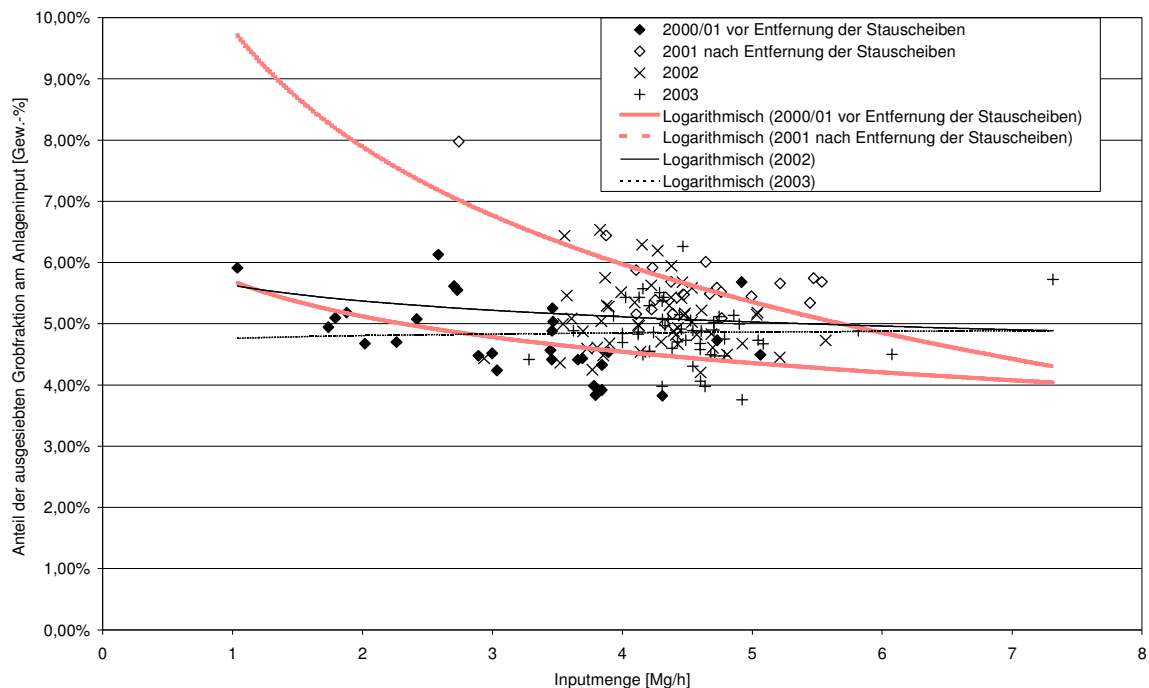
**Abbildung 8:** Zeitlicher Verlauf des Anteils der Grobfraction, der Fe-Fraktion und der mit dem Neodymmagneten abgetrennten Fraktion am Anlageneintrag

Bei der Grobfraction kam es zu einer deutlichen Zunahme im August 2001. Grund für diese Zunahme ist die Entfernung mehrere Stauscheiben aus dem eingesetzten Trommelsieb Ende Juli 2001 mit dem Ziel die Neigung zur Zopfbildung zu verringern. Durch die Entfernung der Stauscheiben verkürzte sich die Aufenthaltszeit im Trommel-

sieb. Dadurch verschlechterte sich die Siebleistung des Trommelsiebes, so dass der Anteil der Grobfraktion im August 2001 sprunghaft zunahm.

Zur genaueren Bewertung sind in der **Abbildung 9** die Wochenmittelwerte des Anteils der Grobstofffraktion am Anlageninput dem Anlagendurchsatz [Mg/h] für die folgenden Zeiträume gegenübergestellt:

- Jahre 2000/01 vor dem Entfernen der Stauscheiben
- Jahr 2001 nach dem Entfernen der Stauscheiben
- Jahr 2002
- Jahr 2003

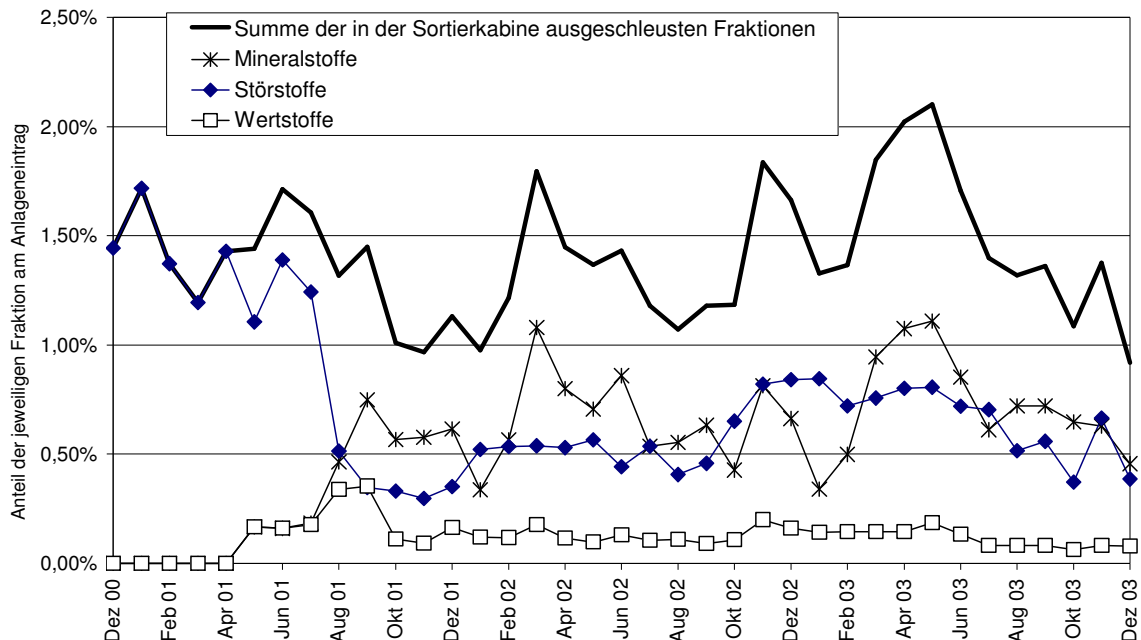


**Abbildung 9:** Gegenüberstellung der Wochenmittelwerte des Anteils der Grobstofffraktion am Anlageninput und des Anlagendurchsatzes für verschiedene Zeiträume

Es zeigt sich, dass der Anteil der ausgesiebten Grobfraktion im Jahr 2001 mit zunehmendem Anlagendurchsatz abnahm und zwar sowohl vor als auch nach dem Entfernen der Stauscheiben. Es ist offensichtlich eine Mindestbeladung erforderlich um eine höhere Abtrennung der Feinfraktion zu erzielen. In den Jahren 2002 und 2003 wurde immer mit ausreichender Beladung gearbeitet. Eine Tendenz war in dem Arbeitsbereich der Jahre 2002 und 2003 nicht mehr feststellbar. In dem Arbeitsbereich der Jahre 2002 und 2003 war der Anteil der ausgesiebten Grobfraktion unabhängig von der Durchsatzmenge.

Durch den Vergleich der Trendlinien des Jahres 2001 vor und nach dem Entfernen der Stauscheiben zeigt sich, dass der Sprung im August 2004, wie beschrieben, auf das Entfernen der Stauscheiben zurückzuführen ist, dass die Höhe des Sprunges im August 2004 aber auch darauf zurückzuführen ist, dass die Anlage anschließend mit relativ geringem Durchsatz betrieben wurde. Das Maximum des ausgesiebten Grobstoffanteils von knapp 8 % wurde in der Woche nach dem Entfernen der Stauscheiben bei einem Durchsatz von unter 3 Mg/h erreicht. Danach wurde der Durchsatz wieder erhöht, so dass nach dem Maximum im August 2001 die Grobstoffanteile wieder niedriger lagen.

Die **Abbildung 10** zeigt für die bei der Sortierkabine ausgeschleusten Fraktionen den zeitlichen Verlauf des Anteils der jeweiligen Fraktion am Anlageneintrag.



**Abbildung 10:** Zeitlicher Verlauf des Anteils der in der Sortierkabine ausgeschleusten Fraktionen am Anlageneintrag

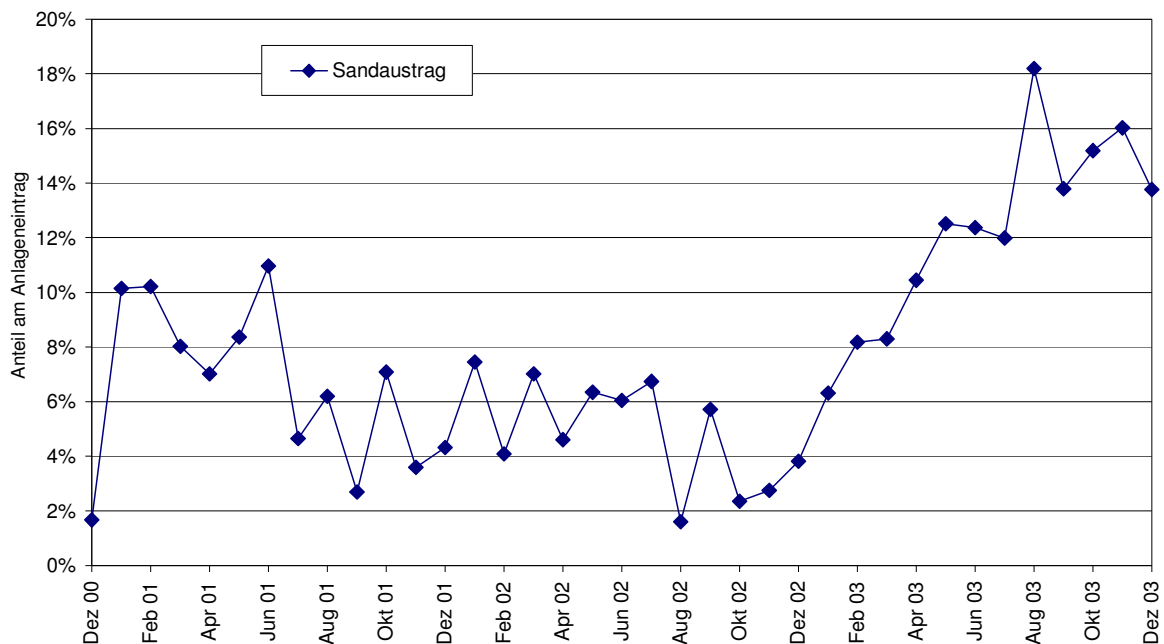
Zu Beginn des Betriebes der Demonstrationsanlage erfolgte die Störstoffauslese nach der Aussiebung der Grobstoffe und der Abtrennung der Fe-Metalle aus dem gesamten Stoffstrom < 150 mm. Aufgrund der großen Menge des Stoffstromes < 150 mm führte dies dazu, dass die Störstoffauslese den limitierenden Schritt hinsichtlich der Durchsatzleistung darstellte.

Da Störstoffe nur in der groben Schwerfraktion des Stoffstromes < 150 mm auftraten, wurde die mechanische Aufbereitung vor der Störstoffauslese im April 2001 in der

Form erweitert, dass sie anschließend nur noch aus der groben Schwerfraktion erfolgte. Vor der Störstoffauslese erfolgte dabei eine Auftrennung der Fraktion < 150 mm mittels Trommelsieb (Lochung von 35 mm x 70 mm), gefolgt von einer Schwer-Leicht-Trennung der hierbei anfallenden Grobfraktion mittels Schrägsortierer. Auf der anschließenden Sortierbühne wurde nur noch die grobe Schwerfraktion sortiert, die Feinfraktion und die grobe Leichtfraktion wurden direkt dem Perkolator zugeleitet.

Zusätzlich zu den Störstoffen wurden ab Mai 2001 verwertbare Metalle (Wertstoffe) und eine deponierbare Mineralfraktion ausgeschleust, weshalb sich der Anteil der aussortierten Störstoffe gesenkt und der Anteil der aussortierten Mineralstoffe und Wertstoffe erhöht hatte. Der Anteil der aussortierten Wertstoffe ist seither weitestgehend konstant. Der Anteil der aussortierten Mineralstoffe ist jahreszeitabhängig schwankend. Der höhere Anteil der aussortierten Mineralstoffe zwischen März und Juni ist möglicherweise durch die erhöhte Aktivität in Heim und Garten zu erklären.

Die **Abbildung 11** zeigt für den Sandaustrag den zeitlichen Verlauf des Anteils am Anlageneintrag.



**Abbildung 11:** Zeitlicher Verlauf des Anteils des Sandaustrags am Anlageneintrag

Zu Beginn des Anlagenbetriebes bestand der Sandaustrag aus einem Sand/Wasser-Gemisch mit sehr hohem Wasseranteil (Sand/Schlamm/Wasser-Gemisch). Daraufhin wurde bis zum April 2001 die Anlage soweit optimiert, dass eine deutliche Senkung des Wasseranteils eintrat und damit auch das Gewicht der ausgeschleusten Sandfraktion abnahm.

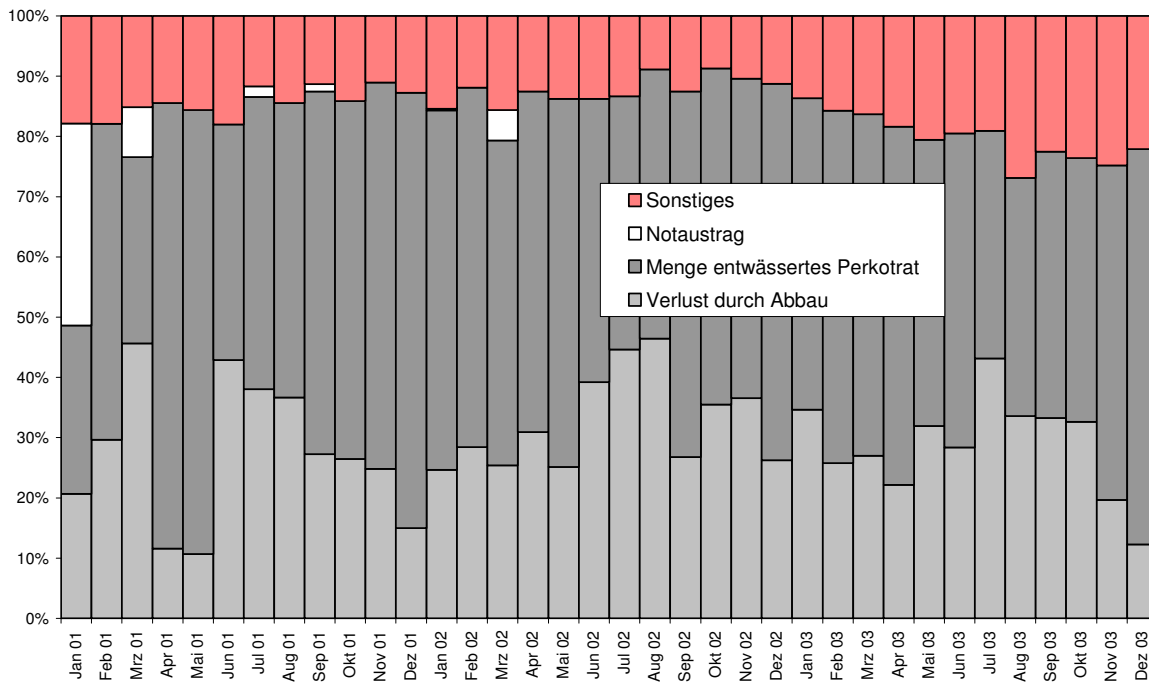
Die Abnahme von Juni zum Juli 2001 lag darin begründet, dass der Sandaustrag im Juli 2001 zeitweise in die Austragsspirale des Perkolators erfolgte und somit ein Teil des Sandaustrages gewichtsmäßig beim entwässerten Perkolat und nicht beim Sandaustrag erfasst wurde.

Die danach gleichbleibend niedrigere Menge an Sandaustrag gegenüber der Sandaustragsmenge zum Betriebsbeginn entstand dadurch, dass zwischenzeitlich ein Optimierungsschritt erfolgte, mit dem der Wassergehalt des Sandaustrages langfristig deutlich gesenkt werden konnte.

Im August 2002 wurde ein Sandwäscher installiert und versuchsweise betrieben. Dadurch sank der Anteil des Sandaustrages zeitweise auf 2 %.

In den Monaten Januar bis November 2003 stieg der Sandaustrag auf etwa 16 % an. Dies ist darauf zurückzuführen, dass zu Beginn des Jahres der Sandwäscher noch betrieben wurde und der Versuchsbetrieb des Sandwäschers im weiteren Verlauf des Jahres immer weiter reduziert wurde. Der Nachweis der Funktionstüchtigkeit des Sandwäschers war bis dahin erbracht. In der Folgezeit wurde aufgrund des Personalbedarfs für andere Untersuchungen auf einen weiteren, personalaufwändigen Versuchsbetrieb der Sandwäsche zunehmend verzichtet. Stattdessen wurde in zunehmendem Maß das mit der Abtrennschnecke unter dem Perkolator ausgeschleuste Feststoff-/Wasser-Gemisch direkt aus dem Prozess ausgetragen, verwogen und zur Deponie verbracht.

In der **Abbildung 12** sind der Mengenanteil des Verlustes durch den mikrobiellen Abbau und den Wasseraustrag, der Mengenanteil des entwässerten Perkolates und des Notaustrages sowie der Mengenanteil der sonstigen Fraktionen am Eintrag dargestellt.



**Abbildung 12:** Mengenanteil von Abbauverlust, Notaustrag, Perkotrat und Sonstigem am Anlageneintrag über die Zeit

### 4.3.2 Qualität der Feststoffe vor und nach dem Perkolator

#### 4.3.2.1 Wassergehalt

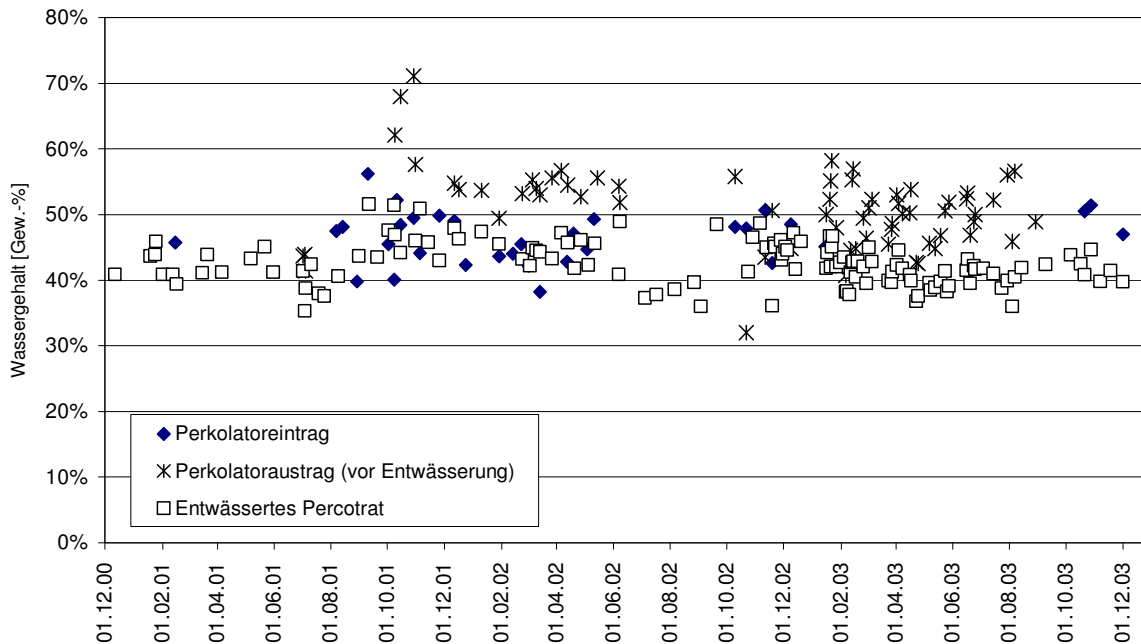
In der **Abbildung 13** ist der zeitliche Verlauf des Wassergehaltes des Perkolatoreintrags, des Perkolatoraustrags (= nicht entwässertes Perkotrat) und des entwässerten Perkotrats dargestellt.

Die mittleren Wassergehalte stellen sich wie folgt dar:

- Wassergehalt im Eintrag des Perkolators: 46,2 Gew.-%
- Wassergehalt des Perkotrats vor der Entwässerung: 50,8 Gew.-%
- Wassergehalt des Perkotrats nach der Entwässerung: 42,5 Gew.-%

Es konnte ein Unterschied von ca. 8 Gew.-% zwischen dem Wassergehalt im Perkotrat vor der Entwässerung und dem Wassergehalt im Perkotrat nach der Entwässerung erreicht werden. Das angestrebte Entwässerungsziel, nämlich ein Wassergehalt von < 40 Gew.-%, konnte nur in Einzelfällen erreicht werden.

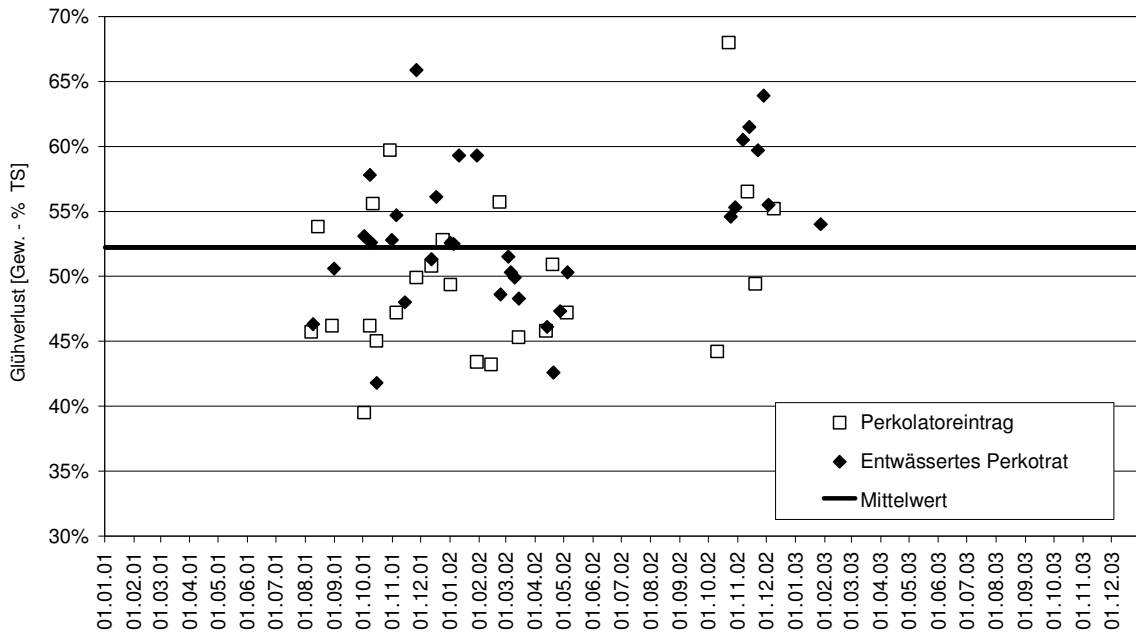




**Abbildung 13:** Wassergehalt des Perkolatoreintrags, des Perkolatoraustrags und des entwässerten Percotrats

#### 4.3.2.2 Glühverlust

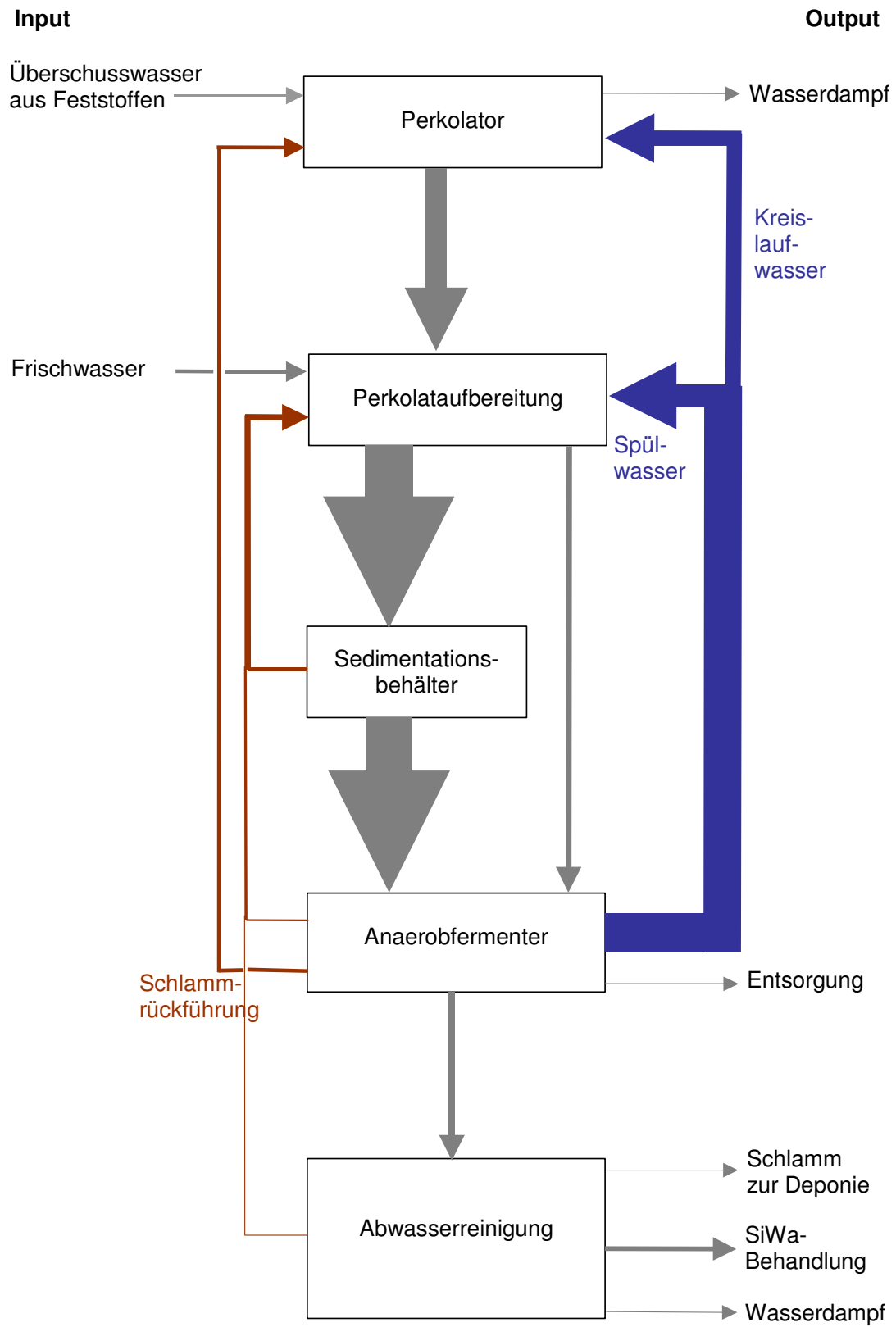
In der **Abbildung 14** sind die Ergebnisse von Glühverlustbestimmungen beim Perkolatoreintrag und beim entwässerten Percotrat dargestellt. Wie bei Glühverlustbestimmungen an Abfallproben üblich, zeigte sich ein großer Schwankungsbereich. Tendenzen können aufgrund der relativ geringen Anzahl an Daten nicht abgeleitet werden. Der Glühverlust nimmt scheinbar während des Perkolationsprozesses nicht ab, wobei allerdings zu beachten ist, dass mit dem entwässerten Percotrat nur ein Teil des Austrages aus dem Perkolator erfasst wird. Nicht erfasst wird der „Sandaustrag“. Außerdem ist zu beachten, dass Überschussschlamm insbesondere aus dem Anaerobreaktor in den Perkolator zurückgeführt wurde. Der Überschussschlamm besitzt einen sehr hohen Glühverlust.



**Abbildung 14:** Glühverlust des Perkolatoreintrags und des entwässerten Perkotrats

#### 4.4 Kreislaufwasser und Abwasser

In der **Abbildung 15** ist die Kreislaufwasserführung des Perkolationsprozesses für das letzte Jahr (2003) des Demonstrationsbetriebs dargestellt, da diese Wasserführung dem Stand nach allen Betriebsoptimierungen entspricht. Die Dicke der Pfeile spiegelt die jeweilige Wassermenge wieder. In der **Tabelle 1** sind die Zahlenwerte für die Wassermengen dargestellt.



**Abbildung 15:** Kreislaufwasserführung des Perkolationsprozesses

Wasserstrom für das Jahr 2003			Wassermenge [m <sup>3</sup> ]
Perkolator	Zustrom	Überschusswasser aus den zugeführten Feststoffen (Hydrolysewasser aus dem Organikabbau)	etwa 1.200
		Schlammrückführung aus dem Anaerobreaktor	etwa 2.000
		Kreislaufwasser aus dem Anaerobreaktor	etwa 8.000
	Abstrom	Wasserdampf in der Abluft	etwa 200
		Abstrom zur Perkolataufbereitung	etwa 11.000
Perkolataufbereitung	Zustrom	Zustrom vom Perkolator	etwa 11.000
		Spülwasser vom Anaerobreaktor	Etwa 11.800
		Frischwasser (zur Reinigung)	etwa 2.000
		Schlammrückführung – aus dem Sedimentationsbehälter etwa 1.900 m <sup>3</sup> – aus dem Anaerobfermenter etwa 1.000 m <sup>3</sup> – aus der Abwasserreinigung etwa 400 m <sup>3</sup>	etwa 3.300
	Abstrom	Abstrom zum Anaerobfermenter	etwa 2.900
Abstrom zum Sedimentationsbehälter		etwa 25.200	
Sedimentationsbehälter	Zustrom	Zustrom von der Perkolataufbereitung	etwa 25.200
	Abstrom	Schlammrückführung zur Perkolataufbereitung	etwa 1.900
		Abstrom zum Anaerobfermenter	etwa 23.300
Anaerobfermenter	Zustrom	Zustrom vom Sedimentationsbehälter	etwa 2.900
		Zustrom von der Perkolataufbereitung	etwa 2.900
	Abstrom	Spülwasser zur Perkolataufbereitung	etwa 11.800
		Kreislaufwasser zum Perkolator	etwa 8.000
		Schlammrückführung zum Perkolator	etwa 2.000
		Schlammrückführung zur Perkolataufbereitung	etwa 1.000
		Abstrom zur Entsorgung	etwa 300
Abstrom zur Abwasserreinigung	etwa 3.100		
Abwasserreinigung	Zustrom	Zustrom vom Anaerobfermenter	etwa 3.100
	Abstrom	Schlammrückführung zum Perkolator	etwa 400
		Schlamm zur Deponie	etwa 100
		Wasserdampf in der Abluft	etwa 100
		Abstrom in Richtung Sickerwasserbehandlungsanlage der Deponie Kahlenberg	etwa 2.500

**Tabelle 1:** Wassermengen des Perkolationsprozesses für das Jahr 2003

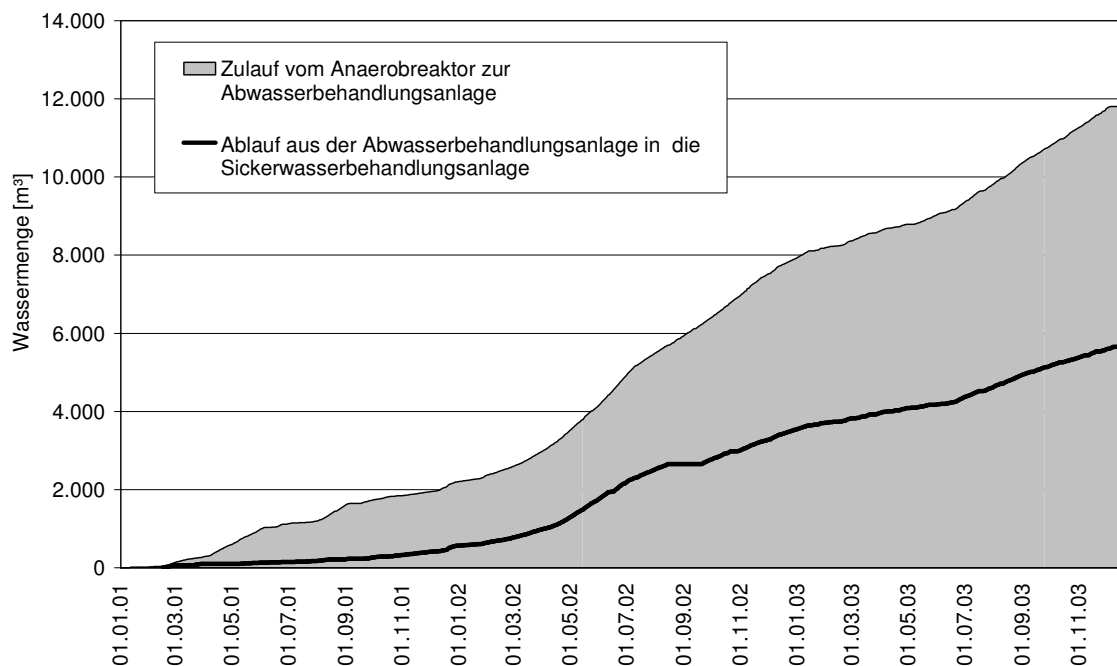
In den Perkolator wurde seit November 2002 kein Schlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage und seit Januar 2003 kein Schlamm aus dem Sedimentationsbehälter zurückgeführt. Ansonsten entspricht die angewendete Kreislaufwasserführung der Planung.

Für die Perkolation wurde im Jahr 2003 der größte Teil des Ablaufwassers aus dem Anaerobreaktor sowie Schlamm aus dem Anaerobreaktor eingesetzt. Das Perkolationswasser wurde gleichmäßig über die gesamte Perkolatorlänge in den Perkolator eingetragen. Die rückgeführten Schlammengen wurden im Jahr 2003 nur im ersten Drittel des Perkolators gleichmäßig verteilt.

#### 4.4.1 Abwassermenge

##### 4.4.1.1 Gesamtbetrachtung

In der **Abbildung 16** ist die Mengenentwicklung des Zulaufs der Abwasserbehandlungsanlage und des Ablaufs aus der Abwasserbehandlungsanlage in die Sickerwasserbehandlungsanlage in Form von Summenkurven dargestellt.



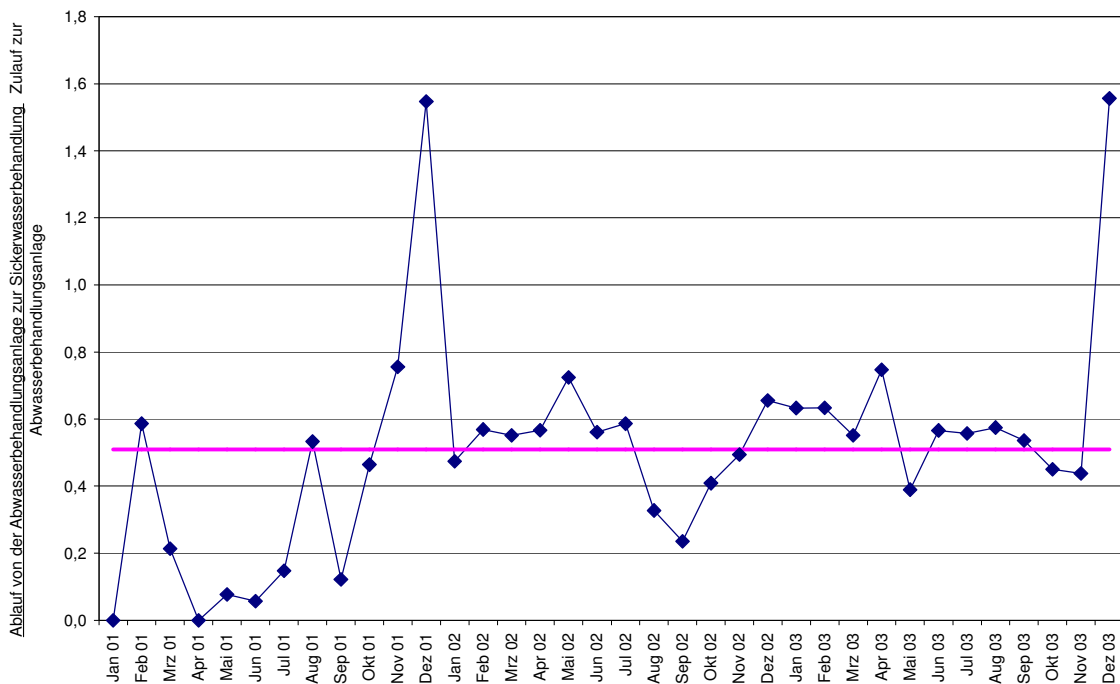
**Abbildung 16:** Mengenentwicklung des Zulaufs und des Ablaufs der Abwasserbehandlungsanlage in Form von Summenkurven

Die Differenz zwischen dem Zulauf und dem Ablauf ergibt die Wassermenge die zusammen mit dem überschüssigen Schlamm entweder in die Perkolataufbereitung zurückgeführt oder entsorgt wurde oder als Wasserdampf ausgetragen wurde.

Überschüssiger Schlamm entstand zum einen als Überschussschlamm der biologischen Abwasserbehandlung und zum anderen beim Kantenspaltfilter. Der Kantenspaltfilter befindet sich im Zulauf zur Abwasserreinigungsanlage und hat die Aufgabe, mitgeführte Partikel aus dem Anaerobbehälter vor der Abwasserreinigung zurück zu halten.

Es wurde von Dezember 2000 bis November 2002 ca. 0,4 m<sup>3</sup>/h Schlamm aus der Abwasserreinigungsanlage in den Perkolator zurückgeführt.

In der **Abbildung 17** ist der Faktor zwischen dem aus der Abwasserbehandlungsanlage in die Sickerwasserbehandlungsanlage abgeleiteten Wasser und dem der Abwasserbehandlung zugeführten Wasser dargestellt.



**Abbildung 17:** Faktor zwischen dem aus der Abwasserbehandlungsanlage in die Sickerwasserbehandlungsanlage abgeleiteten Wasser und dem der Abwasserbehandlung zugeführten Wasser

Der hohe Faktor im Dezember 2001 ist auf die Revision der Anlage im Januar 2002 und der hohe Faktor zum Betriebsende auf das Entleeren der Anlage zurück zu führen.

#### 4.4.1.2 Abwasser aus der Abluftbehandlungsanlage

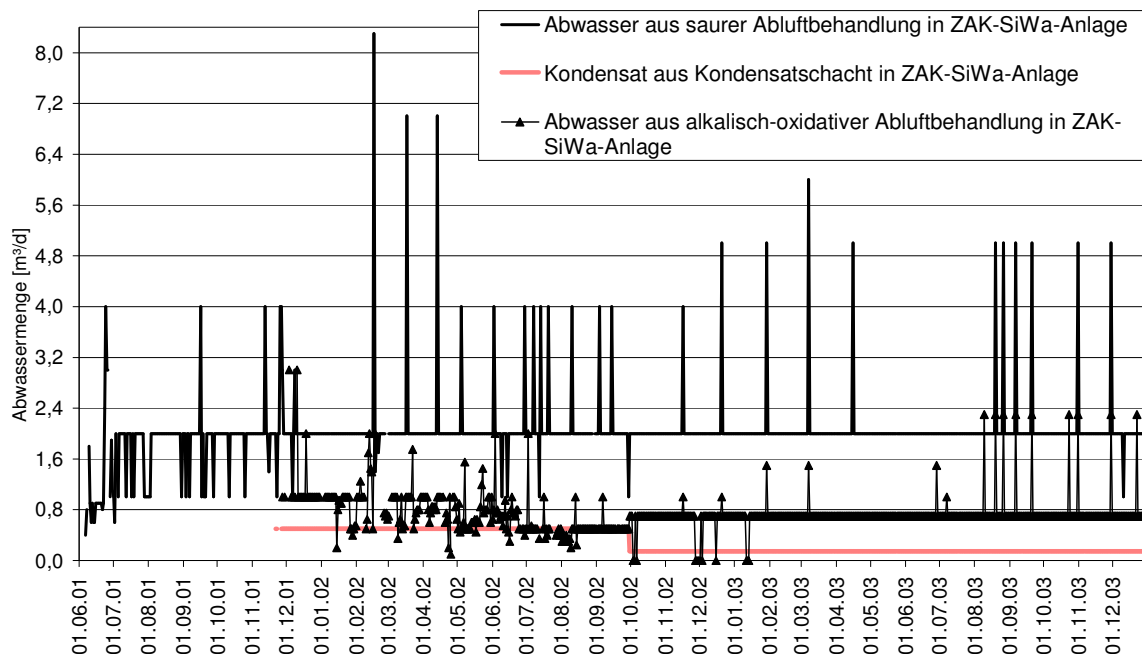
Bei der Abluftbehandlungsanlage traten die folgenden 3 Abwasserströme auf:

1. Abwasser aus dem sauren Wäscher:
2. Abwasser aus dem alkalischen Wäscher
3. Abwasser aus dem Kondensatschacht

Bei den beiden Wäschern musste Wasser abgeführt und durch Frischwasser ersetzt werden, um eine nachteilig wirkende Verschlammung zu verhindern. Im Fall des sauren Wäschers war wegen der Aufweitung der Abluft die zugeführte Frischwassermenge um durchschnittlich 1,5 bis 2 m<sup>3</sup>/d höher als die abgeleitete Abwassermenge.

Im Kondensatschacht wurde Überschusswasser aus dem Bereich des Biofilters und des Kamins erfasst. Hierbei handelte es sich um Kondensat und Überschusswasser aus der Biofilterbewässerung. Für die Biofilterbewässerung wurde gegenüber der ansonsten in der Abluftbehandlung eingesetzten Frischwassermenge allerdings relativ wenig Wasser eingesetzt.

In der **Abbildung 18** sind die genannten Abwasserströme aus der Abluftbehandlungsanlage dargestellt.



**Abbildung 18:** Abwasserströme aus der Abluftbehandlungsanlage

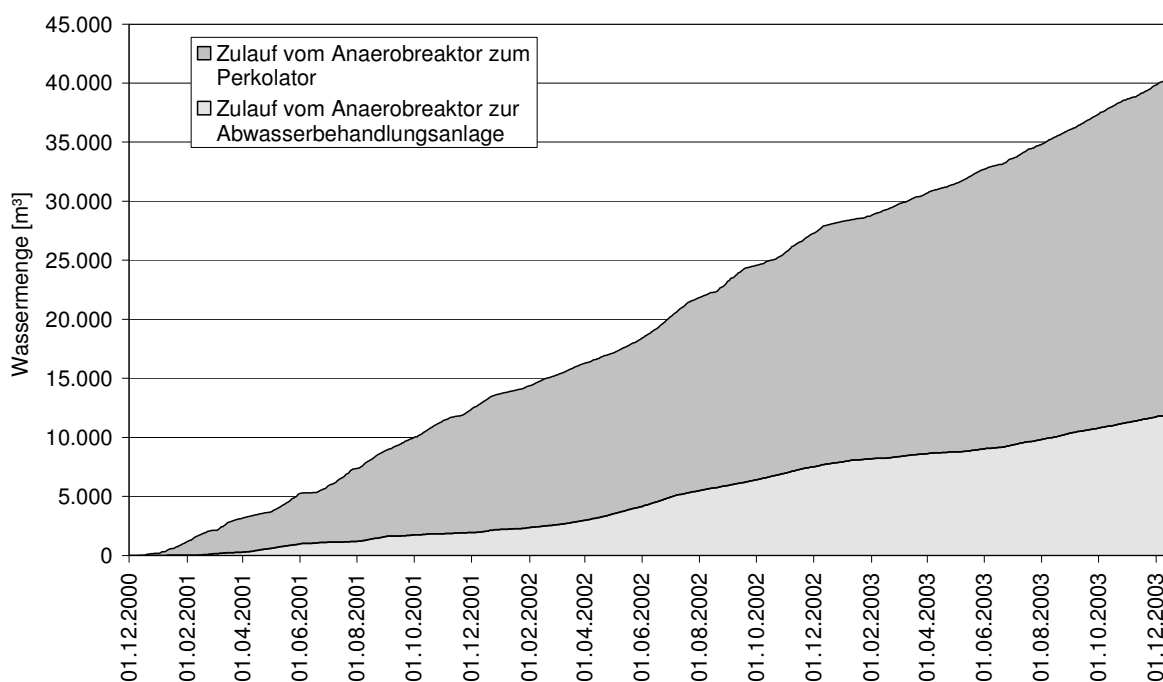
Die Peaks in den Abwasserströmen des sauren und des alkalisch-oxidativen Wäschers sind auf den erhöhten Frischwasserverbrauch bei der Reinigung der Wäschersümpfe zurückzuführen.

Insgesamt sind die folgenden Abwassermengen aus der Abluftbehandlungsanlage in die Sickerwasserbehandlungsanlage (ZAK-SiWa-Anlage) abgeleitet worden:

- Abwasser aus dem sauren Wäscher: 1.890 m<sup>3</sup>
- Abwasser aus dem alkalisch-oxidativen Wäscher: 540 m<sup>3</sup>
- Abwasser aus dem Kondensatschacht: 230 m<sup>3</sup>
- Summe: 2.660 m<sup>3</sup>

#### 4.4.2 Kreislaufwasser- und Schlammengen

In der **Abbildung 19** ist die Menge des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor, aufgeteilt nach der Menge des Ablaufs zum Perkolator und der Menge des Ablaufs zur Abwasserbehandlungsanlage, als Summenkurve dargestellt.

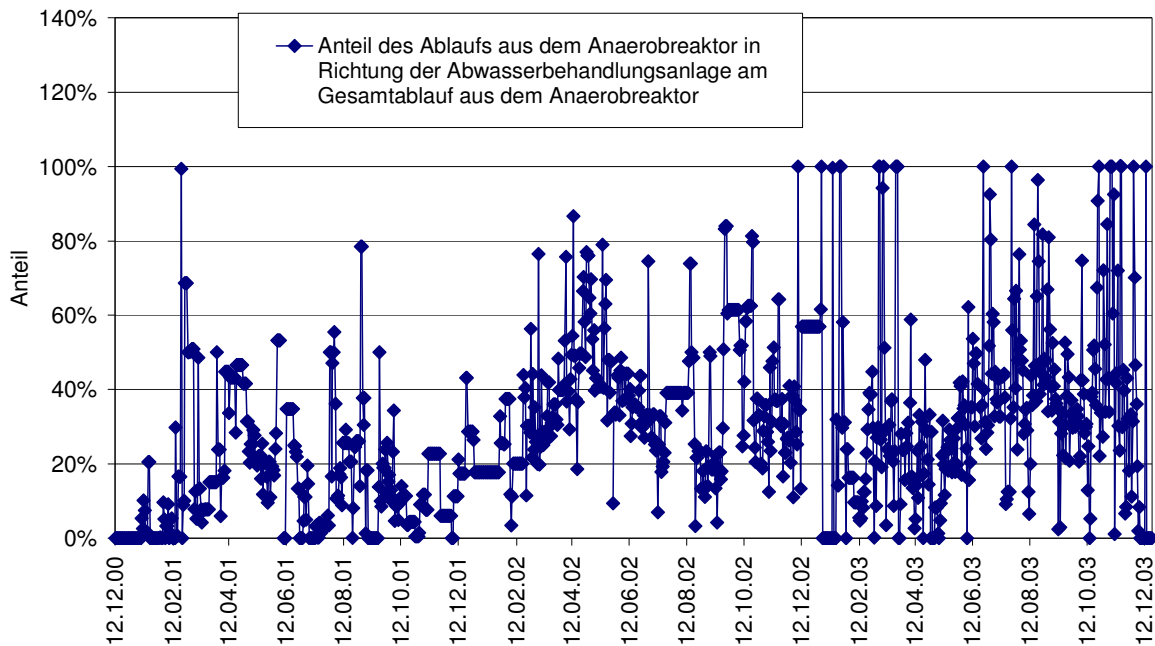


**Abbildung 19:** Summenkurven des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor zum Perkolator und zur Abwasserbehandlungsanlage

Der Anteil des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor in Richtung der Abwasserbehandlungsanlage lag bei ca. 27 % wobei der Anteil im ersten Betriebsjahr bei unter 15 % und in den Jahren 2002 und 2003 bei etwa 33 % lag.



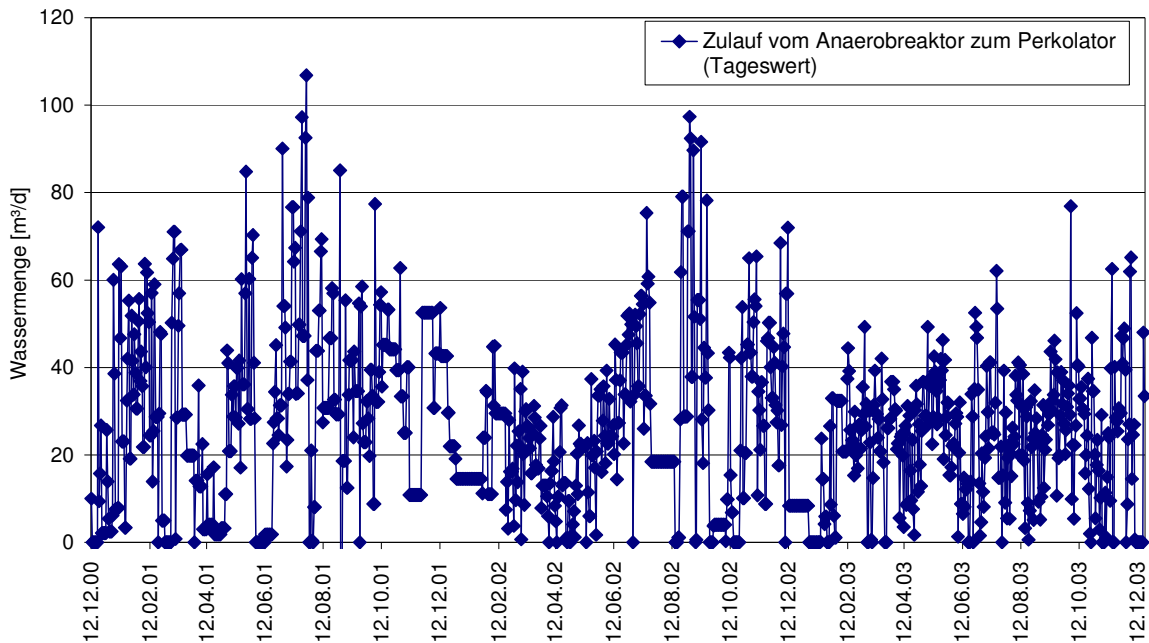
In der **Abbildung 20** ist die zeitliche Entwicklung des Anteils des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor in Richtung der Abwasserbehandlungsanlage am Gesamtablauf aus dem Anaerobreaktor dargestellt.



**Abbildung 20:** Zeitliche Entwicklung des Anteils des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor in Richtung der Abwasserbehandlungsanlage am Gesamtablauf aus dem Anaerobreaktor

Es zeigen sich starke Schwankungen im zeitlichen Verlauf.

Nicht nur der Anteil des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor in Richtung Abwasserbehandlungsanlage bzw. der Anteil des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor in Richtung Perkolator war im zeitlichen Verlauf stark schwankend, sondern auch die Menge des Ablaufs aus dem Anaerobreaktor zum Perkolator selbst. Dies ist in der **Abbildung 21** in Form von Tagesmengen dargestellt.



**Abbildung 21:** Tägliche Ablaufwassermenge vom Anaerobreaktor in den Perkolator

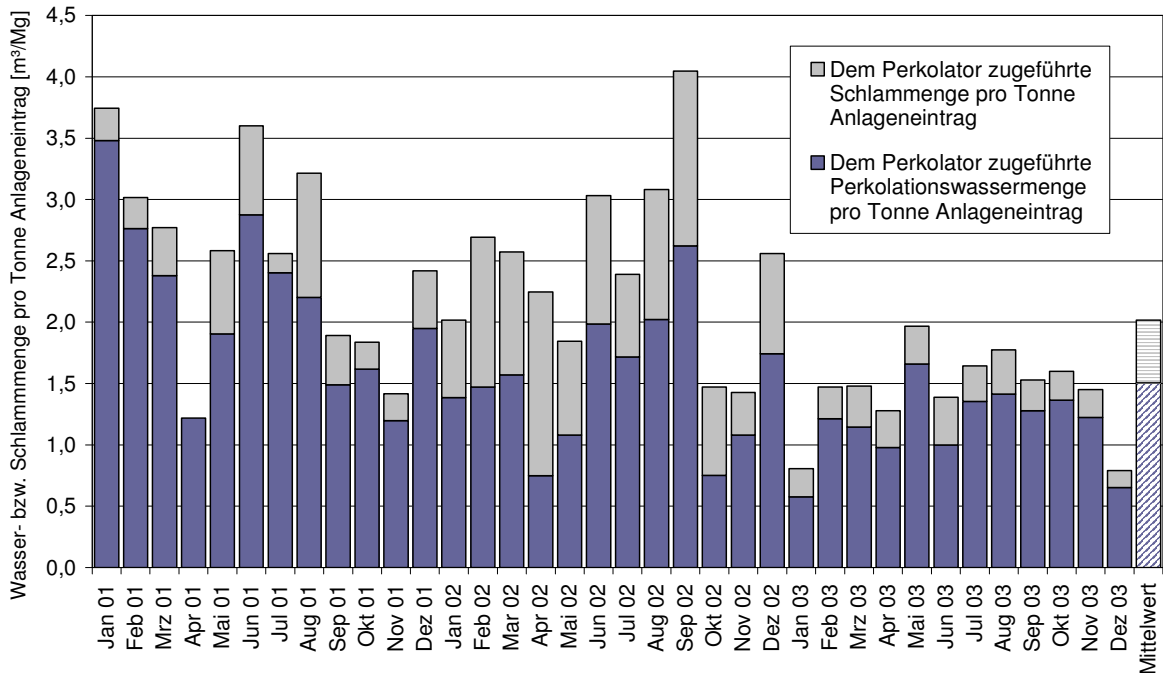
Die hauptsächlichsten Wasserströme in den Perkolator setzen sich wie folgt zusammen:

- Zu 68,5 % aus dem Kreislaufwasser, welches das eigentlichen Perkolationswasser darstellte und vollständig aus dem Ablauf des Anaerobreaktors stammte,
- zu etwa 23,5 % aus dem Wasser aus der Schlammrückführung
- und zu etwa 8 % aus dem Überschusswasser der in den Perkolator eingetragenen Feststoffe

Die Fracht des mit dem Perkolat ausgetragenen Anteils an löslichen bzw. suspendierbaren organischen Bestandteilen und damit letztendlich das Substrat für das im Anaerobreaktor erzeugte Biogas ist u. a. von der zur Perkolation eingesetzten spezifischen Wassermenge abhängig.

Zu Beginn des Betriebs der Demonstrationsanlage wurde als Zielwert angesetzt, dass zur optimalen Perkolation eine Perkolationswassermenge von 4 m<sup>3</sup> Perkolationswasser pro Tonne Anlageneintrag zugeführt werden sollte.

Von dieser sehr hohen spezifischen Menge an Perkolationswasser wurde dann im Anlagenbetrieb abgewichen. Dies zeigt die **Abbildung 22**, in der die Monatswerte der pro Tonne Anlageneintrag in den Perkolator eingesetzten Perkolationswasser- und Schlammmenge dargestellt sind.



**Abbildung 22:** Monatswerte der pro Tonne Anlageneintrag eingesetzten Perkolationswassermenge und Schlammmenge

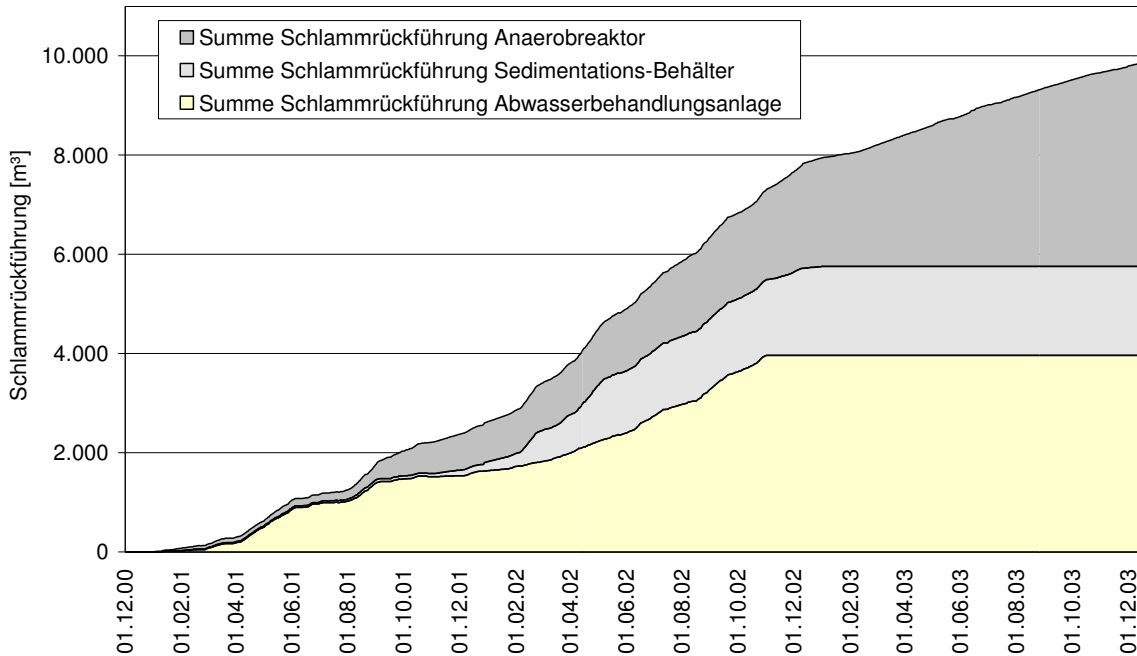
Es zeigt sich, dass anstatt der ursprünglich vorgesehenen 4 m<sup>3</sup>/Mg Perkolationswasser im Mittel etwa 1,5 m<sup>3</sup>/Mg an Perkolationswasser und zusätzlich etwa 0,5 m<sup>3</sup>/Mg an Schlämmen für die Perkolations eingesetzt wurden. Bei der Betrachtung nur der Monate ab Oktober 2002 wurden im Mittel 1,15 m<sup>3</sup>/Mg an Perkolationswasser und zusätzlich etwa 0,35 m<sup>3</sup>/Mg an Schlämmen für die Perkolations eingesetzt.

Ursache der besonders niedrigen Perkolationswassermengen im Januar und Dezember 2003 waren Reparaturen im Januar und ein Versuch im Dezember. Vom 09.12. bis 17.12.03 wurde nicht perkoliert, um Material für einen Trocknungsversuch mit nicht perkoliertem Material zu gewinnen (Ergebnis des Trocknungsversuchs: Das Material lässt sich problemlos trocknen).

Als Schlamm wurde dem Perkolator der Überschussschlamm aus dem Anaerobreaktor sowie bis zum November 2002 der Überschussschlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage und bis zum Januar 2003 der Schlamm aus dem Sedimentationsbehälter zugeführt<sup>7</sup>.

<sup>7</sup> Der Überschussschlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage wurde ab November 2002 und der Schlamm des Sedimentationsbehälters ab Januar 2003 in die Perkolataufbereitung eingeleitet.

In der **Abbildung 23** sind die Summenkurven für die in den Perkolator zurückgeführten Schlammengen, aufgeteilt in die Schlammengen aus dem Anaerobreaktor, aus dem Sedimentationsbehälter und aus der Abwasserbehandlungsanlage dargestellt.

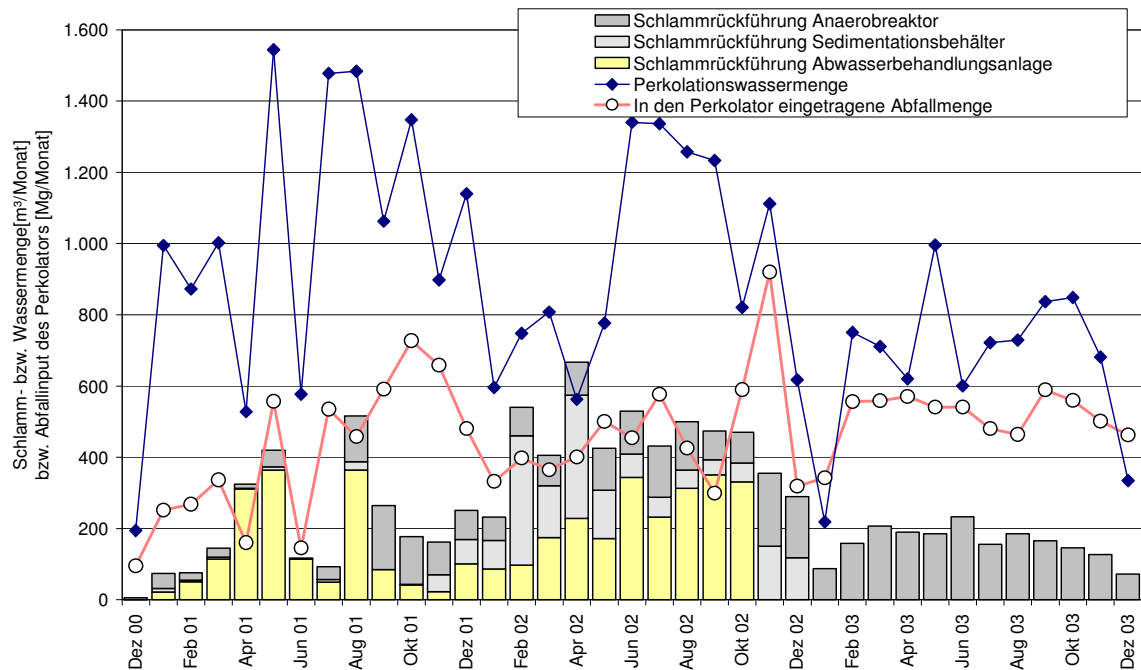


**Abbildung 23:** Summenkurven für die in den Perkolator zurückgeführte Schlammengen

Etwa 18 % des zurückgeführten Schlamms stammte aus dem Sedimentationsbehälter, ca. 38,5 % aus dem Anaerobreaktor und ca. 43,5 % aus der Abwasserbehandlungsanlage.

Es ist zu beachten, dass mit dem Schlamm nicht nur Wasser, sondern auch Feststoffe zurückgeführt wurden. Da der Schlamm jedoch zum größten Teil aus Wasser bestand, war der Anteil des Feststoffs am gesamten in den Perkolator eingetragenen Feststoff gering. Der Schlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage wies einen TS – Gehalt von ca. 5 bis 7 %, der aus dem Anaerobreaktor 8 bis 12 % auf. Der Feststoffanteil des Schlammes aus dem Sedimentationsbehälter wurde nicht gemessen, wird aber den vorgenannten TS – Gehalten entsprechen.

In der **Abbildung 24** sind die Monatswerte für die Schlammrückführung sowie zum Vergleich zusätzlich die Monatswerte der Perkolationswassermenge und der dem Perkolator zugeführten Abfallmenge in Mg (ca. 90 % des Anlageneintrags der Demonstrationsanlage) dargestellt.



**Abbildung 24:** Monatswerte für die in den Perkolator eingetragene Schlamm- und Abfallmenge sowie für die Perkulationswassermenge

In der **Tabelle 2** sind die spezifischen Monatsmittelwerte der Perkulationswassermenge und der Schlammengen für die einzelnen Jahre des Demonstrationsbetriebes dargestellt. Es zeigt sich, dass in der Summe in den Jahren 2001 und 2002 nahezu mit der gleichen Wassermenge perkoliert wurde. Im Jahr 2003 wurde nur noch mit etwa 60 % der Wassermenge der Vorjahre perkoliert.

m <sup>3</sup> /Mg	Perkulationswasser	Schlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage	Schlamm aus dem Sedimentationsbehälter	Schlamm aus dem Anaerobbehälter	Summe
Jahr					
2001	2,18	0,33	0,03	0,15	2,69
2002	1,59	0,42	0,29	0,25	2,55
2003	1,31	-	-	0,31	1,62

**Tabelle 2:** Perkulationswasser- und Schlammmenge pro Tonne Abfallinput Perkolator

### 4.4.3 Wasserqualitäten

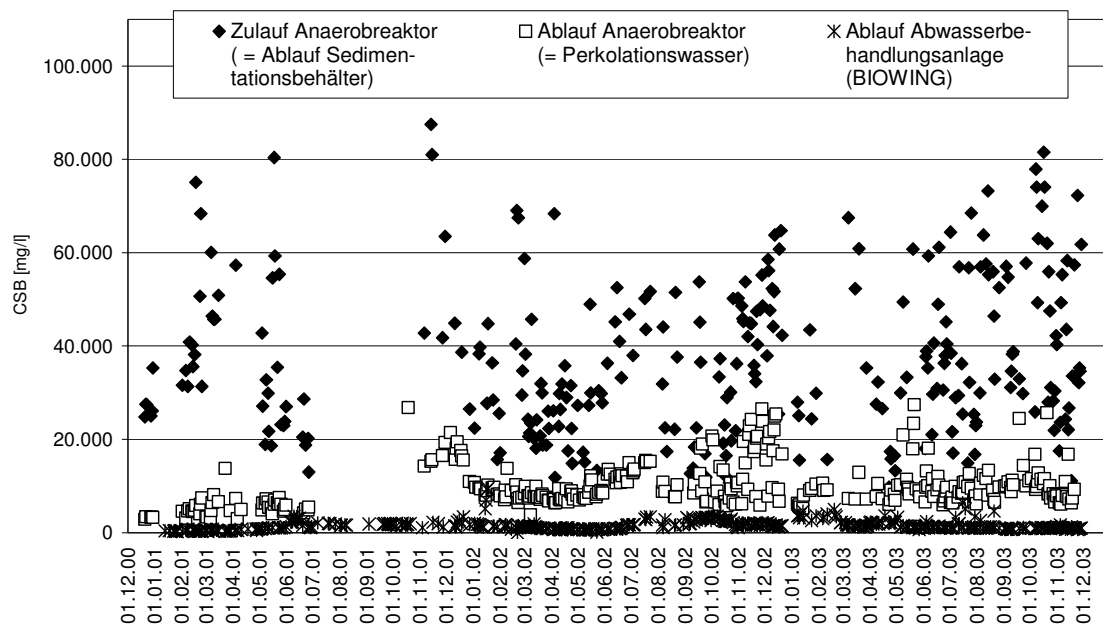
#### 4.4.3.1 Konzentrationen

##### 4.4.3.1.1 CSB

In der **Abbildung 25** ist die Konzentrationsentwicklung für den CSB-Wert über die Betriebszeit

- für den Ablauf des Sedimentationsbehälters (= Zulauf des Anaerobreaktors),
- für den Ablauf des Anaerobreaktors (= Zulauf der Abwasserbehandlungsanlage) und
- für den Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage (= Zulauf zur Sickerwasserbehandlungsanlage)

dargestellt.



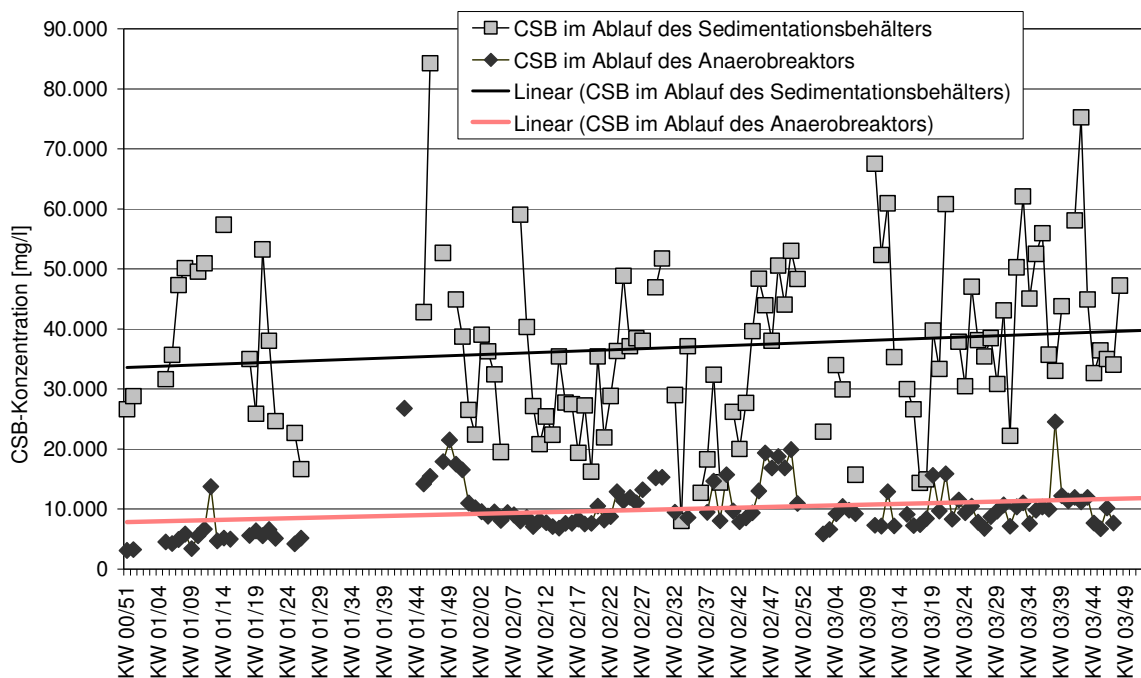
**Abbildung 25:** CSB-Werte im Ablauf des Sedimentationsbehälters, des Anaerobreaktors und der Abwasserbehandlungsanlage

Da der CSB-Wert nicht direkt im Ablauf des Perkolators, sondern im Ablauf des Sedimentationsbehälters gemessen wurde, ist der Messwert dadurch beeinflusst, dass in der Perkolataufbereitung nicht nur Wasser aus dem Perkolator verarbeitet wurde (s. **Abbildung 15** auf Seite 32). Die nicht aus dem Perkolator stammenden Wasserströme machten z. B. im Jahr 2003 etwa 61 % des in der Perkolataufbereitung verarbeiteten Wassers aus und setzen sich aus Spülwässern von der Entwässerungspresse und von der Sandwäsche, aus Pumpensumpfwasser z. B. von der Hallenreinigung und aus

Schlamm aus der Abwasserbehandlung, dem Anaerobfermenter und dem Sedimentationsbehälter zusammen.

Zu beachten ist, dass der CSB-Wert aus praktischen Gründen immer aus der unfiltrierten Probe bestimmt wurde, wodurch der Wert über den Schwankungsbereich filtrierter Proben hinaus zusätzlich schwanken kann.

In der **Abbildung 26** sind Wochenmittelwerte der CSB-Konzentrationen im Ablauf des Sedimentationsbehälters und im Ablauf des Anaerobreaktors sowie die jeweiligen Trendlinien dargestellt.



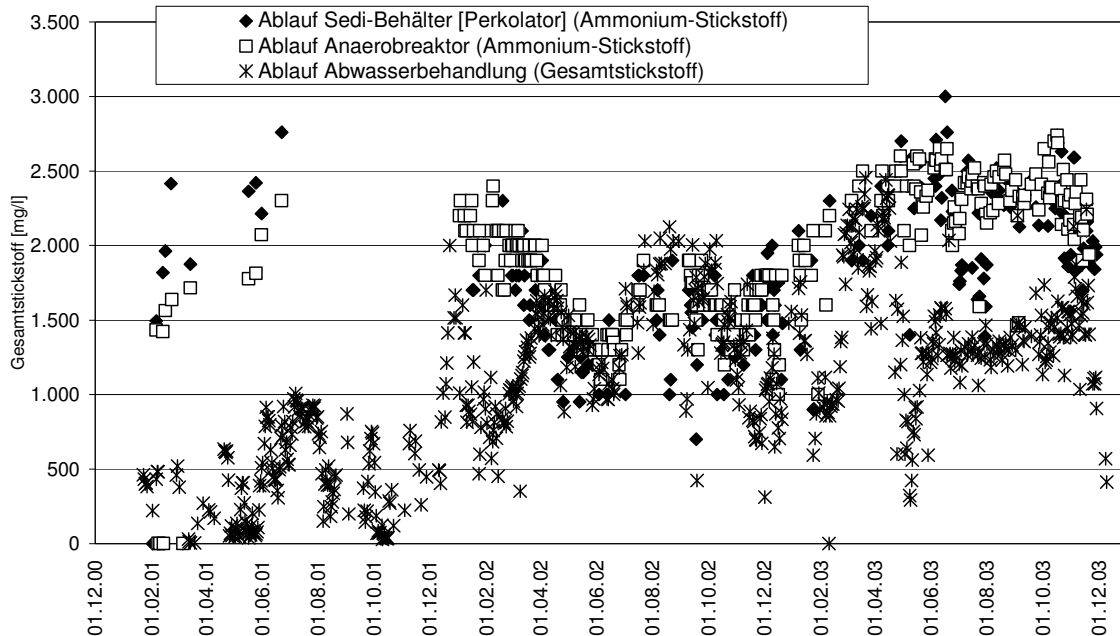
**Abbildung 26:** Wochenmittelwerte für die CSB-Konzentration im Ablauf des Sedimentationsbehälters und im Ablauf des Anaerobreaktors

Die CSB-Konzentrationen schwanken besonders im Zulauf stark, die Trendlinien lassen sowohl im Zulauf als auch im Ablauf über die dreijährige Betriebszeit einen schwachen, allerdings vermutlich nicht kontinuierlichen, Anstieg vermuten.

#### 4.4.3.1.2 Gesamtstickstoff

In der **Abbildung 27** ist die Konzentrationsentwicklung für den Gesamtstickstoff im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage und die Konzentrationsentwicklung für den Ammoniumstickstoff im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators) und im Ablauf des Anaerobreaktors dargestellt. Für den Ablauf des Sedimentationsbehälters

(Perkolators) und den Ablauf des Anaerobreaktors wurden keine Werte für die Gesamtstickstoffkonzentration ermittelt.



**Abbildung 27:** Ammoniumstickstoffkonzentrationen im Ablauf des Sedimentationsbehälters und des Anaerobreaktors sowie Gesamtstickstoffkonzentration im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage

Hinsichtlich der Gesamtstickstoffkonzentration ist von folgenden Rahmenbedingungen auszugehen:

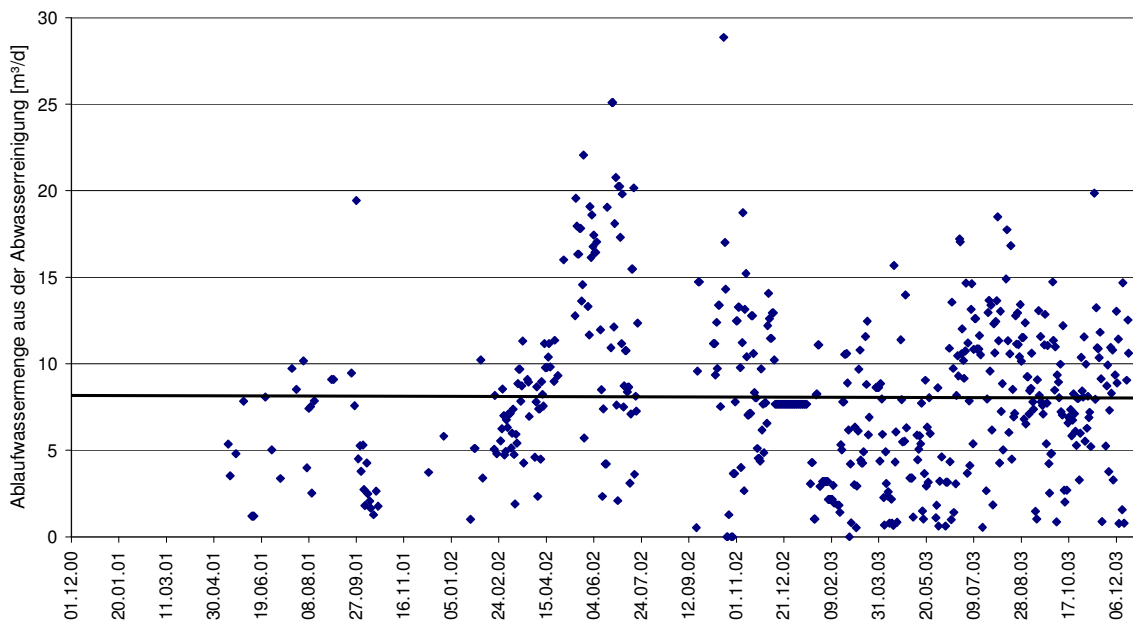
- Im Perkolator werden organische Stickstoffverbindungen zum Teil abgebaut, wobei Ammonium entsteht (Ammonifikation). Der Gesamtstickstoff im Ablaufwasser des Perkolators (=Perkolat) besteht aus Ammoniumstickstoff und in geringem Umfang aus organischen Stickstoffverbindungen.
- Im Anaerobreaktor findet eine Ammonifikation der organischen Stickstoffverbindungen des Perkolats statt. Der Gesamtstickstoff im Ablaufwasser des Anaerobreaktors besteht daher (fast) vollständig aus Ammoniumstickstoff.
- Ein großer Teil des Wassers aus dem Anaerobbehälter wurde im Kreislauf geführt, so dass in diesem Wasser kein signifikanter Austrag an Stickstoffverbindungen möglich war. Ein Stickstoffaustrag aus dem System war nur in dem Teilstrom möglich, der in der Abwasserbehandlungsanlage definiert nitrifiziert (Endprodukt: Nitrat) und anschließend denitrifiziert (Endprodukt: gasförmiges  $N_2$ ) wurde.
- Unabhängig von der Betriebsweise der Abwasserbehandlungsanlage erfolgte eine Stickstoffentnahme aus dem System durch Ausschleusung eines Teilstromes insbesondere in die Sickerwasserbehandlungsanlage. Das ausgeschleuste Wasser wur-



de durch das geringer konzentrierte, aus den Abfällen freigesetzte, Wasser und das Wasser von Reinigungsarbeiten ersetzt.

Die Annahme, dass beim Stickstoffgehalt im Perkolat Ammoniumstickstoff dominiert und nur in untergeordnetem Maß organische Stickstoffverbindungen enthalten sind, bestätigt sich dadurch, dass die Ammoniumstickstoffkonzentration im Ablaufwasser des Anaerobreaktors nur geringfügig höher ist als im Ablauf des Sedimentationsbehälters.

Die Gesamtstickstoffkonzentrationen im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage zeigten im Jahr 2001 deutlich geringere Werte als im Zulauf. In diesem Jahr wurde die Denitrifikation vollständig betrieben. Nach Problemen mit der Abwasserbehandlungsanlage im März 2002 wurde die Durchsatzleistung der Abwasserreinigungsanlage reduziert und diese langsam wieder hochgefahren, wobei zunächst das Hauptaugenmerk auf die Nitrifikationsstufe gelegt wurde und erst später die Denitrifikation in Form einer Teildenitrifikation wieder in Betrieb genommen wurde. Entsprechend fand ab März 2002 zunächst keine Stickstoffreduzierung statt. Die Stickstoffausschleusung nahm dann im 2. Halbjahr 2002 wieder zu bis dann ab Mai 2003 fast die Hälfte des Stickstoffs in der Abwasserbehandlungsanlage ausgeschleust wurde. Die in der Abwasserbehandlungsanlage behandelte Wassermenge schwankte stark und betrug durchschnittlich  $8 \text{ m}^3/\text{d}$  (s. **Abbildung 28**).

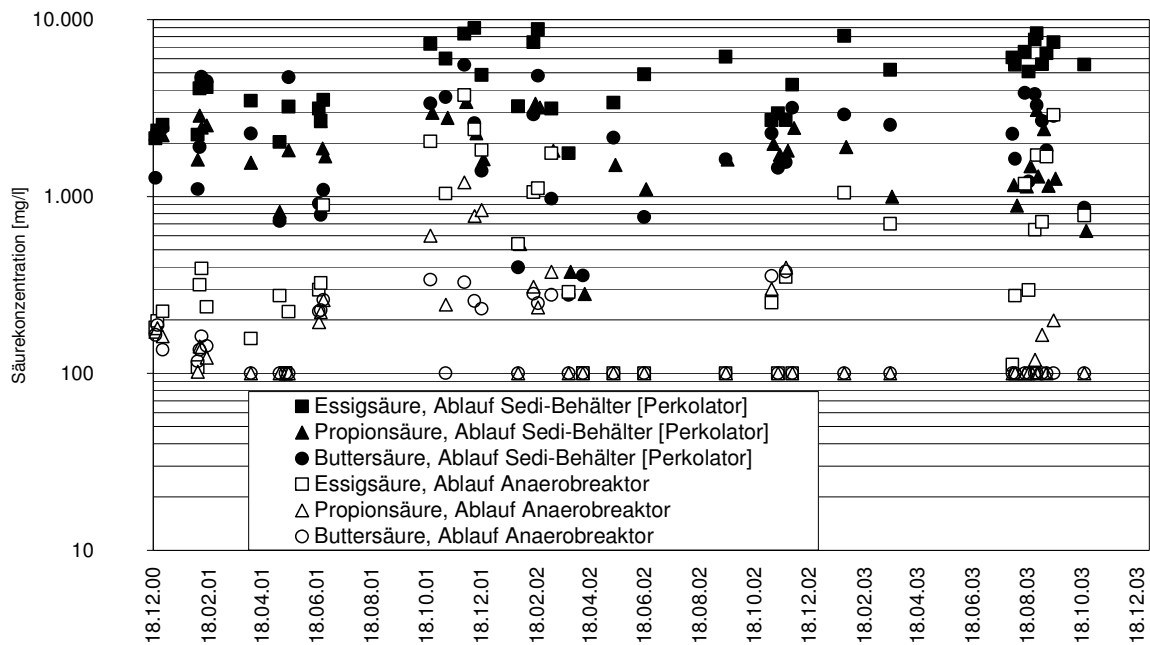


**Abbildung 28:** Ablaufwassermenge der Abwasserbehandlungsanlage

Auch bei dem vollständigen Einsatz der Denitrifikation im Jahr 2001 wurde der genehmigte Ablaufgrenzwert von 300 mg Gesamtstickstoff pro Liter nicht unterschritten, weswegen dieses Wasser in der nahe gelegenen Sickerwasseranlage der Deponie nachbehandelt wurde.

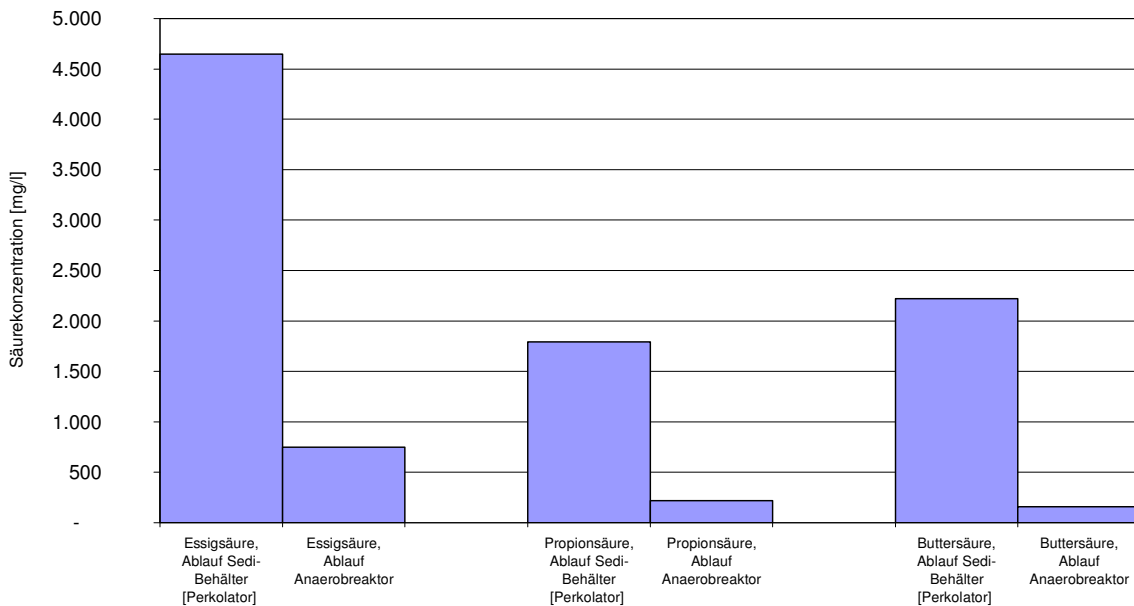
#### 4.4.3.1.3 Organische Säuren

In der **Abbildung 29** und der **Abbildung 30** sind die Säurekonzentrationen im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators) und im Ablauf des Anaerobreaktors dargestellt. Erwartungsgemäß nahm die Säurekonzentration im Ablauf des Anaerobreaktors gegenüber dem Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators) deutlich ab.



**Abbildung 29:** Säurekonzentrationen im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators) und des Anaerobreaktors (Nachweisgrenze: 100 mg/l)

Die Abbauleistung des Anaerobreaktors betrug 84 % für die Essigsäure, 88 % für die Propionsäure und 93 % für die Buttersäure.



**Abbildung 30:** Gegenüberstellung der Mittelwerte der Konzentrationen an organischen Säuren im Zulauf (Ablauf Sedimentationsbehälter) und im Ablauf des Anaerobreaktors

#### 4.4.3.1.4 pH-Wert

In der **Abbildung 31** ist die zeitliche Entwicklung des pH-Wertes im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators), im Ablauf des Anaerobreaktors und im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage dargestellt <sup>8</sup>.

Wie aus der **Abbildung 31** zu ersehen, traten im Ablauf des Sedimentationsbehälters und im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage stärkere pH-Wert-Schwankungen auf, während im Ablauf des Anaerobreaktors eher ein konstanter Verlauf beobachtet wurde:

- Im Anaerobreaktor herrschten relativ konstante Betriebsverhältnisse mit einer großen Pufferkapazität des dort verarbeiteten Perkolats.
- Dem gegenüber waren im Bereich der Abwasserbehandlungsanlage im Demonstrationbetrieb keine gleichbleibenden Bedingungen vorhanden. Zum einen konnte die Abwasserbehandlungsanlage aufgrund von Störungen nicht kontinuierlich betrieben werden und die Betriebsschwankungen führten entsprechend zu pH-Wert-Schwankungen und zum anderen wurden Versuche zur pH-Wert-Steuerung durchgeführt, so dass von einem Betrieb bei wechselnden pH-Werten auszugehen ist.

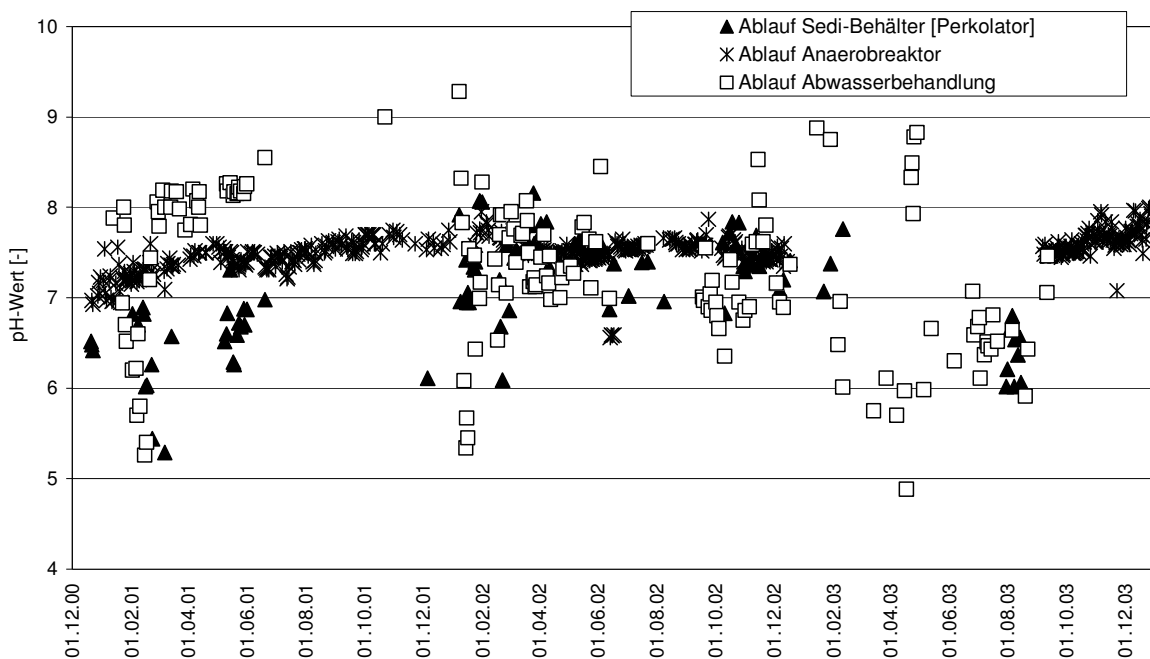
<sup>8</sup>: Hinweis: Zwischen dem 18.12.2002 und dem 05.09.2003 war die pH-Messung im Anaerobbehälter defekt

- Beim Ablauf des Sedimentationsbehälters zeigt sich bei genauerer Auswertung, insbesondere bei Ausschluss von Werten, die bei unkonstantem Betrieb gemessen wurden, dass - nach einer auch beim Ablauf des Anaerobreaktors festzustellenden Anfahrphase bis Mitte 2001 - bei konstantem Anlagenbetrieb i. d. R. pH-Werte zwischen 7 und 8 auftreten, wobei die pH-Werte i. d. R. etwas geringer waren als die pH-Werte des zugeführten Perkolationswassers.

Die Pufferkapazität des zugeführten Perkolationswassers reicht offensichtlich nicht aus, um die pH-Wert-Absenkung durch die vom Perkolationswasser aufgenommenen organischen Säuren vollständig abzufuffern.

Insbesondere unter wechselnden Betriebsbedingungen, z. B. bei einem Betrieb mit schwankender Zuführmenge an Perkolationswasser tritt durch die im Perkolator aufgenommenen organischen Säuren im Perkolat (Ablauf des Sedimentationsbehälters) teilweise ein deutlich geringerer pH-Wert auf als im Regelfall.

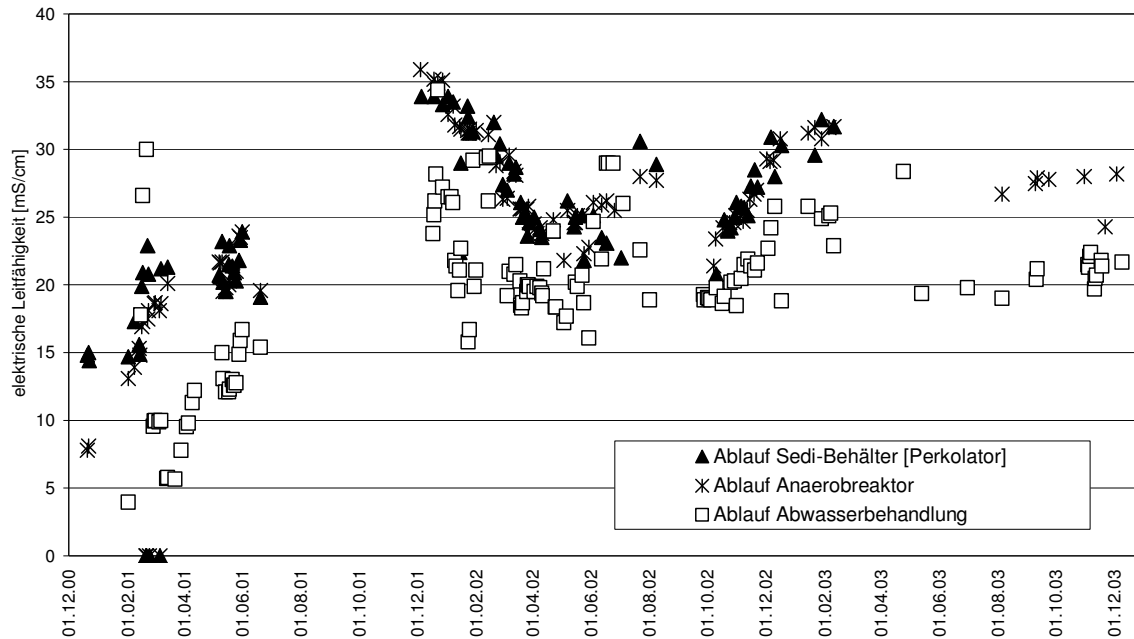
Einfache Korrelationen z. B. mit der spezifischen Perkolationswassermenge konnten nicht ermittelt werden. Bei der Bewertung der Messwerte ist zu beachten, dass der Ablauf des Sedimentationsbehälters nicht nur Perkolat, sondern auch Spülwasser vom Anaerobreaktor, zurückgeführten Schlamm aus dem Sedimentationsbehälter, dem Anaerobfermenter und der Abwasserreinigung sowie Reinigungswasser von der Perkolataufbereitung enthält (s. **Abbildung 15** und **Tabelle 1**).



**Abbildung 31:** pH-Wert im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators), des Anaerobreaktors und der Abwasserbehandlungsanlage

#### 4.4.3.1.5 Elektrische Leitfähigkeit

In der **Abbildung 32** ist die zeitliche Entwicklung der elektrischen Leitfähigkeit im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators), im Ablauf des Anaerobreaktors und im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage dargestellt.



**Abbildung 32:** elektrische Leitfähigkeit im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators), des Anaerobreaktors und der Abwasserbehandlungsanlage

Es zeigt sich, dass die Salzgehalte im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators) und im Ablauf des Anaerobreaktors nahezu identisch waren. Die Salzgehalte im Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage waren etwas niedriger.

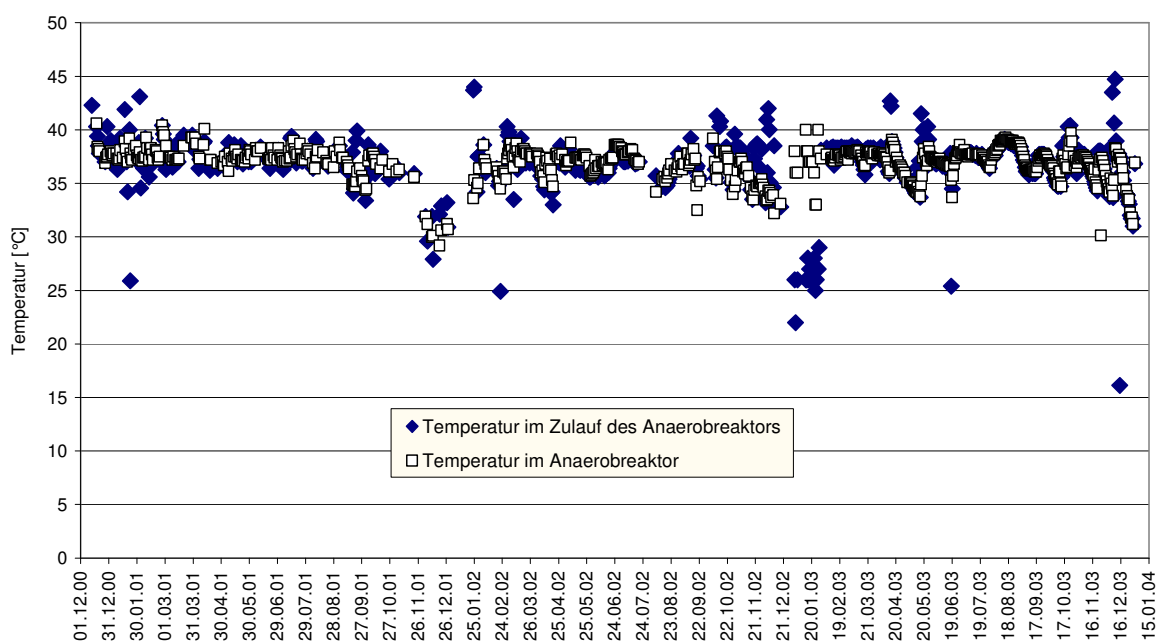
Für das Jahr 2001 ist ein deutlicher Anstieg zu erkennen. In den ersten Monaten des Anlagenbetriebs war dies auf die Aufkonzentrierung der Salze im Kreislaufwassers zurück zu führen, da bei Inbetriebnahme der Perkolations zunächst unbelastetes Wasser zum Auffüllen der Anlage verwendet wurde.

Nach der Aufkonzentrierungsphase wurde durch Ausschleusung eines Teils des Wassers und des Schlammes ein konstanter Konzentrationsbereich eingestellt. Teilweise erfolgte dies zum Ausgleich der dem Prozess mit dem Abfall und mit dem Wasser aus Reinigungsarbeiten zugeführten Wasser und zum Teil erfolgte dies bewusst zur Senkung der Salzfracht im Kreislaufwasser.

Im Jahr 2003 wurde die Leitfähigkeit im Ablauf des Sedimentationsbehälters (Perkolators) nicht gemessen, so dass kein Vergleich zum Jahr 2002 dahingehend gezogen werden konnte, ob durch die hohen zurückgeführten Schlammengen die Leitfähigkeit stieg oder fiel.

#### 4.4.3.1.6 Temperatur

In der **Abbildung 33** ist die Temperaturentwicklung über die Zeit im Zulauf des Anaerobreaktors und im Anaerobreaktor dargestellt.



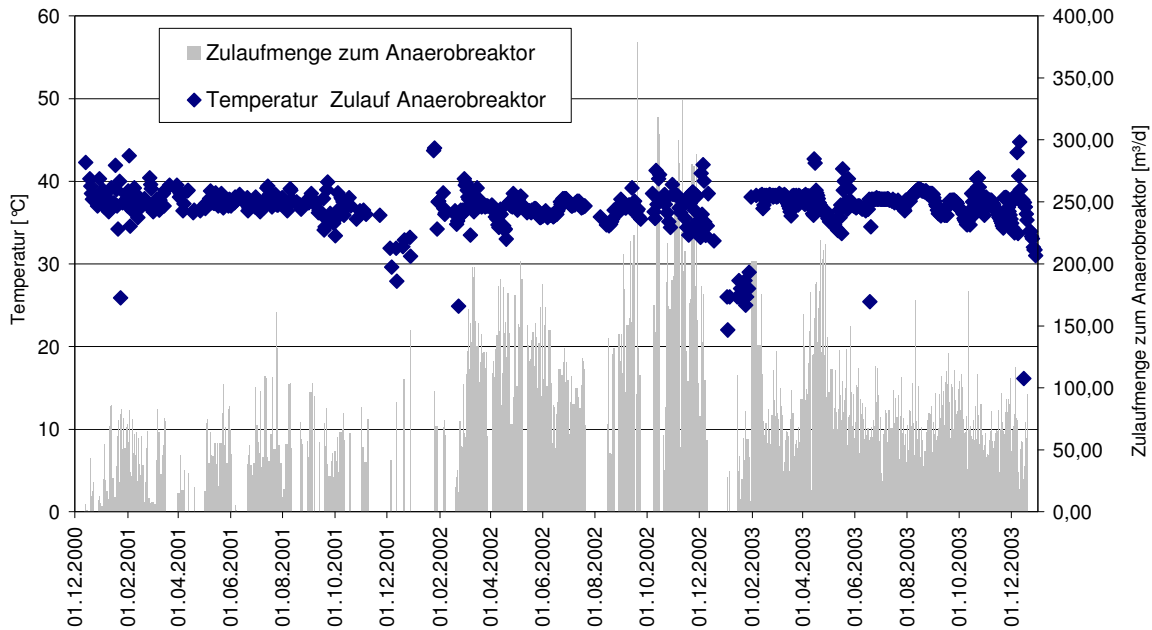
**Abbildung 33:** Temperaturentwicklung im Zulauf des Anaerobreaktors und im Anaerobreaktor

Der optimale Temperaturbereich für den Betrieb eines Anaerobreaktors liegt zwischen 35 und 37 °C. Der Temperaturverlauf zeigt, dass in dem Reaktor Durchschnittstemperaturen von knapp 37 °C erreicht wurden. Bis auf einige Abweichungen, die durch Anlagenstillstände bedingt waren, wurde ein konstantes Temperaturniveau gehalten. Besonders signifikant waren die Temperaturabnahmen um die Jahreswenden, da hier über die Feiertage die Anlage heruntergefahren wurde und zu Beginn des Jahres die meisten Wartungs- und Revisionsarbeiten durchgeführt wurden.

Die zeitliche Entwicklung der Temperatur im Anaerobreaktor verläuft in der Regel parallel zur zeitlichen Entwicklung der Temperatur im Zulauf des Anaerobreaktors. Ausnahmen mit betriebsbedingtem kurzzeitigem Temperaturabfall oder kurzzeitigem Tem-

peraturanstieg im Zulauf zum Anaerobreaktor wirkten sich i. d. R. nicht auf die Temperatur im Anaerobreaktor aus.

Von der optimalen Temperatur abweichende Temperaturen traten fast ausschließlich während Wartungs- und Revisionsarbeiten auf. Zur Verdeutlichung ist in der **Abbildung 34** die Temperatur im Zulauf des Anaerobreaktors der Zulaufmenge zum Anaerobreaktor gegenübergestellt <sup>9</sup>.



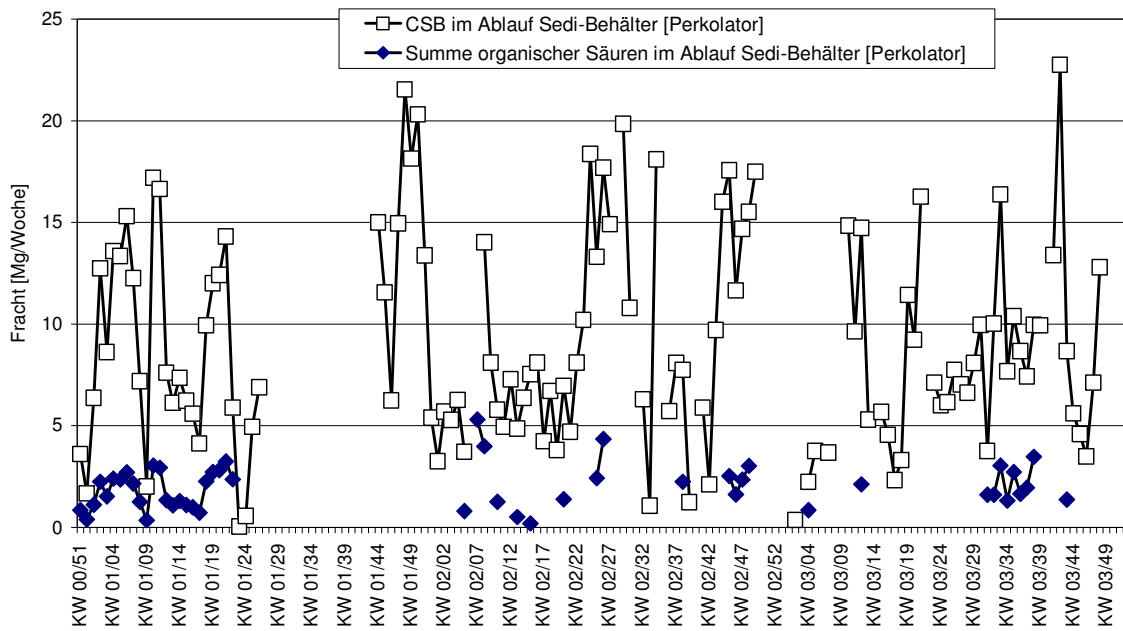
**Abbildung 34:** Temperaturentwicklung im Zulauf des Anaerobreaktors und Vergleich mit der Zulaufmengenentwicklung

#### 4.4.3.2 Frachten

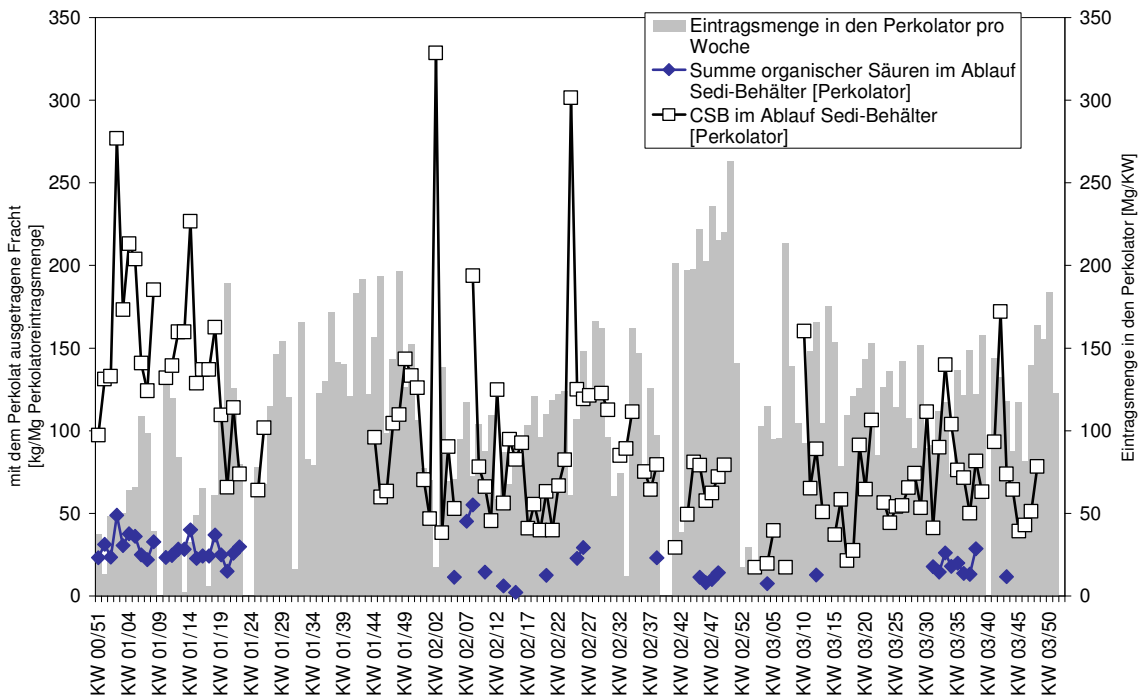
In der **Abbildung 35** ist die pro Kalenderwoche mit dem Perkolat ausgespülte Fracht an CSB und organischen Säuren dargestellt. Die Werte für die organischen Säuren wurden als Summe der Konzentrationen aus Essigsäure, Buttersäure und Propionsäure berechnet Fehler! Textmarke nicht definiert..

In der **Abbildung 36** ist die ausgetragene Fracht auf die Perkolatoreintragsmenge bezogen. Dargestellt ist die mit dem Perkolat ausgetragene Fracht an CSB und organischen Säuren pro Tonne Perkolatoreintrag. Im Hintergrund ist zusätzlich die Perkolatoreintragsmenge pro Woche dargestellt <sup>9</sup>.

<sup>9</sup>: Hinweis: In Zeiträumen, für die keine Werte dargestellt sind, liegen keine Messwerte vor.



**Abbildung 35:** Wochenmittelwerte der mit dem Perkolat ausgespülten Fracht an CSB und organischen Säuren



**Abbildung 36:** Mit dem Perkolat ausgetragene Fracht an CSB und organischen Säuren pro Tonne Perkolatoreintrag im Vergleich zur wöchentlichen Perkolatoreintragsmenge



Die hohen Werte für die ausgespülte spezifische CSB-Fracht, die bei geringer Anlageneintragsmenge erzielt wurden, sind nicht relevant, da die Ausspülung nicht nur aus den in der betrachteten Woche eingetragenen Abfällen, sondern auch aus den schon im Perkolator vorhandenen erfolgte. Wenn weniger Abfälle in der betrachteten Kalenderwoche eingetragene wurden, verblieben i. d. R. im Gegenzug mehr Abfälle aus der Vorwoche bzw. aus den Vorwochen im Perkolator.

Besonders aussagekräftig sind Mittelwerte über längere Zeiträume. Daher sind in der **Tabelle 3** für die mit dem Perkolat pro Tonne Perkolatoreintrag ausgespülten, mittleren Frachten an CSB und an organischen Säuren für die Jahre 2001, 2002 (ohne Leistungslauf), 2002 (Leistungslauf) und 2003 dargestellt. Die Mittelwertbildung erfolgte hierbei jeweils nur für die Phasen mit relativ konstantem Anlagenbetrieb.

Zeitraum	Mittelwert für die mit dem Perkolat pro Tonne Perkolatoreintrag ausgetragene CSB-Fracht [kg/Mg]	Mittelwert für die mit dem Perkolat pro Tonne Perkolatoreintrag ausgetragene Fracht an organischen Säuren [kg/Mg]	Perkolatoreintragsmenge der Wochen, für die die Mittelwerte für die Frachten ermittelt wurden [Mg]
2001	97,4	21,1	2.970
2002, bis zum Leistungstest	82,9	22,2	3.170
2002, Leistungstest	75,6	10,9	1.690
2003	70,7	16,7	3.910

**Tabelle 3:** Mittelwerte für die mit dem Perkolat pro Tonne Perkolatoreintrag ausgespülte Fracht für CSB und die organischen Säuren für verschiedene Betriebsphasen

Die pro Tonne Perkolatoreintrag ausgespülte Fracht war während des Leistungstests 2002 und im Jahr 2003 niedriger als bis zum Leistungslauf 2002. Folgende Ursachen sind hierfür zu nennen:

1. Beim Leistungslauf 2002 und im Jahr 2003 war der Anlagendurchsatz höher und damit die Verweilzeit des Abfalls im Perkolator niedriger. Mit folgenden mittleren Durchsätzen pro Kalendertag <sup>10</sup> wurde der Perkolator in den betrachteten Zeiträumen betrieben:

- 2001: etwa 14,1 Mg/d
- 2002 bis zum Leistungstest: etwa 13,8 Mg/d
- 2002, Leistungstest: etwa 29,3 Mg/d
- 2003 etwa 17,5 Mg/d

2. Beim Leistungslauf 2002 und im Jahr 2003 war die spezifische Perkolationswassermenge niedriger. Folgende Perkolationswassermengen wurden in den Wochen, für die der jeweilige Mittelwert für die CSB-Fracht ermittelt wurde, verwendet:

- 2001: etwa 2,2 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm von etwa 0,5 m<sup>3</sup>/Mg
- 2002 bis zum Leistungstest: etwa 1,4 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm von etwa 1,1 m<sup>3</sup>/Mg
- 2002, Leistungstest: etwa 1,1 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm von etwa 0,5 m<sup>3</sup>/Mg
- 2003 etwa 1,3 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm von etwa 0,3 m<sup>3</sup>/Mg

#### 4.4.3.3 Relative Zunahme/Abnahme der Stoffgehalte im Anaerobreaktor und in der Abwasserbehandlungsanlage

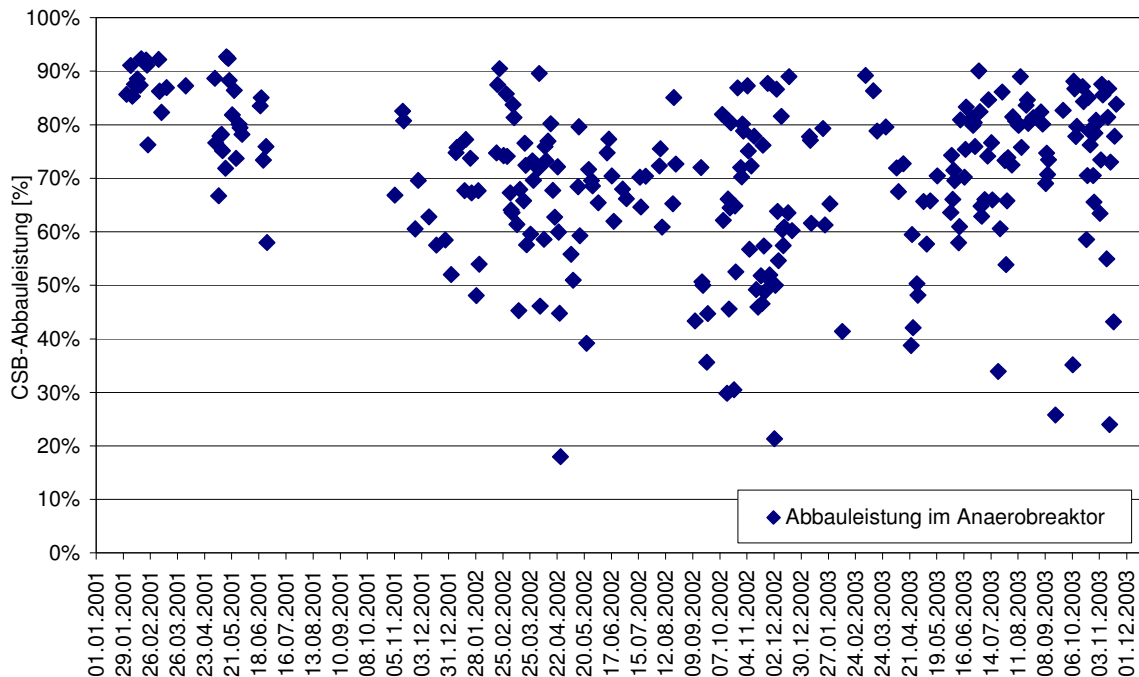
##### 4.4.3.3.1 CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor

In der **Abbildung 37** ist die CSB-Abbauleistung <sup>11</sup> im Anaerobreaktor im zeitlichen Verlauf dargestellt. Die durchschnittliche Abbauleistung für den CSB im Anaerobreaktor lag im Jahr 2003 bei etwa 71 %. Die Abbauleistung war damit unverändert gegenüber dem Jahr 2002 und den letzten Monaten des Jahres 2001, was für eine stabile Betriebsweise spricht.

---

<sup>10</sup> : Hinweis: Die Durchsätze sind nicht auf den Betriebstag, sondern auf den Kalendertag bezogen, da es eine Korrelation zwischen dem Durchsatz pro Kalendertag und der Verweilzeit gibt, was für den Durchsatz pro Betriebstag nicht der Fall ist.

<sup>11</sup>: Abbauleistung = 
$$\frac{\text{In der betrachteten Anlage erzielte Reduktion hinsichtlich der Konzentration}}{\text{Konzentration des Zulaufs}}$$

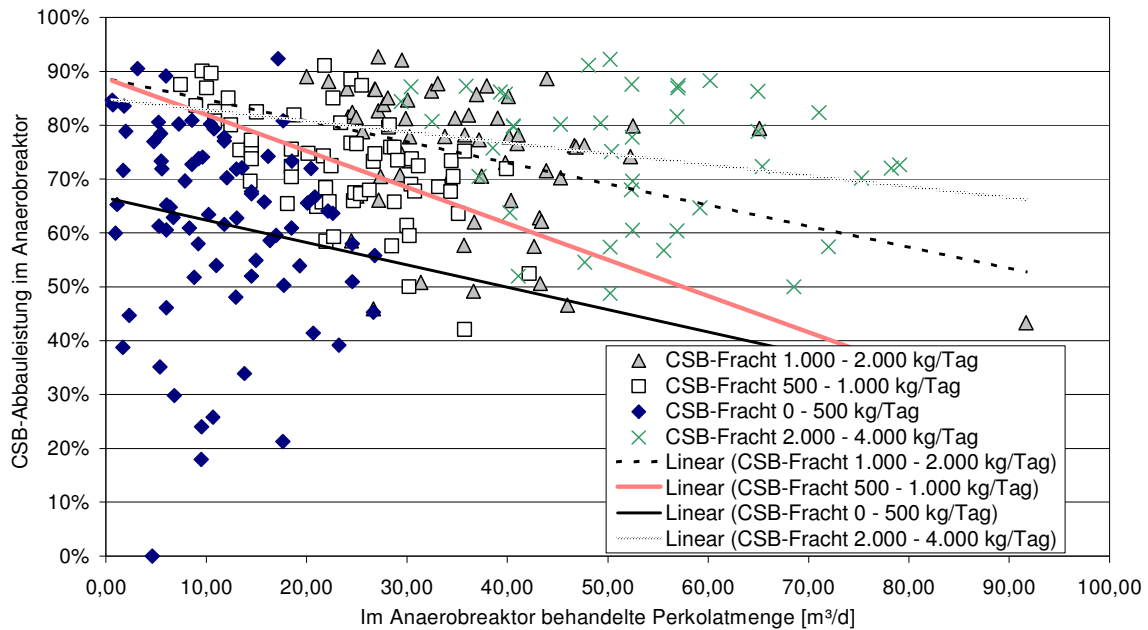


**Abbildung 37:** CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor

Die zu beobachtenden Schwankungen sind durch Schwankungen bei der dem Anaerobreaktor zugeführten Perkolatmenge zumindest mitverursacht, denn die Abbauleistung hängt insbesondere von der Verweilzeit im Anaerobreaktor und damit vom Durchsatz ab. Bei zunehmendem Durchsatz und damit bei abnehmender Verweilzeit im Anaerobreaktor nimmt auch die CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor ab.

Eine weitere Ursache dürfte die Bestimmung des CSB an unfiltrierten Proben sein, da damit der Messwert erheblich von der Konzentration an suspendierbaren Bestandteilen abhängt. Deren Homogenität ist nicht mit der von gelösten Stoffen vergleichbar.

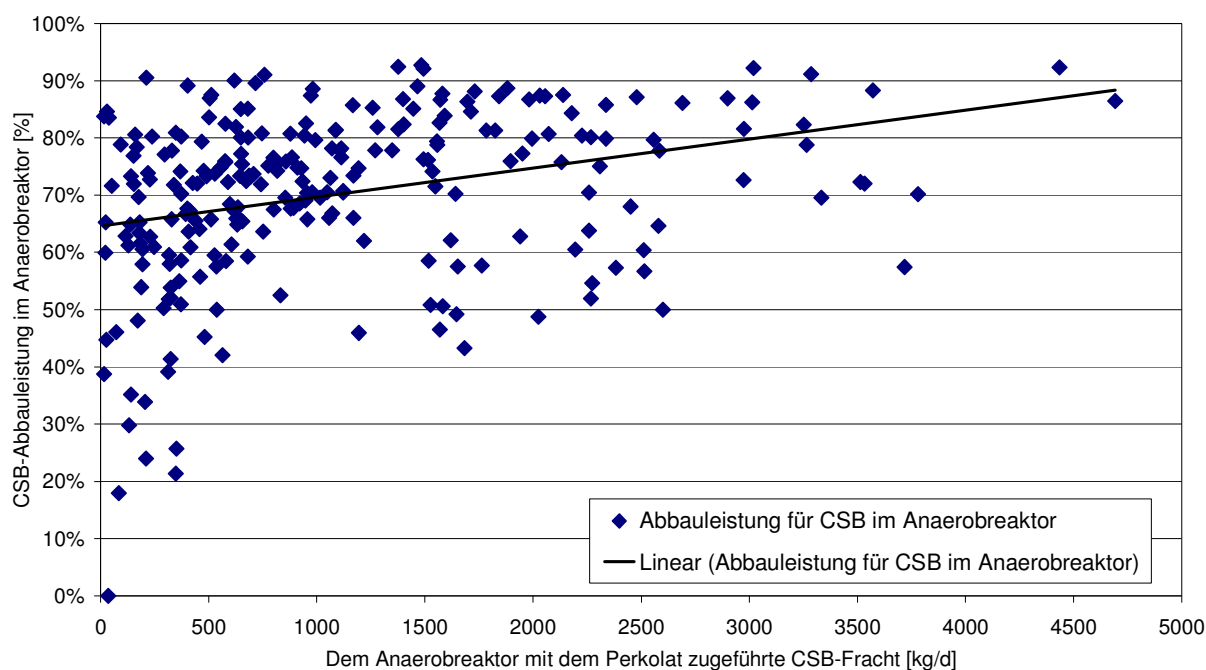
Zum Beleg der Abhängigkeit der Abbauleistung im Anaerobreaktor von der Verweilzeit und damit vom Durchsatz ist in der **Abbildung 38** die CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor in Abhängigkeit von der im Anaerobreaktor behandelten Perkolatmenge für verschiedene dem Anaerobreaktor zugeführte CSB-Fracht-Bereiche dargestellt.



**Abbildung 38:** CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor in Abhängigkeit von der im Anaerobreaktor behandelten Perkolatmenge für verschiedene CSB-Fracht-Bereiche

Die eingezeichneten Trendlinien zeigen sich die erwartete Tendenz. Die Abbauleistung sinkt bei steigender Perkolatmenge und damit abnehmender Verweilzeit im Anaerobehälter.

Dagegen steigt mit zunehmender zugeführter CSB-Fracht die Abbauleistung im Anaerobehälter an. In der **Abbildung 39** ist hierzu die CSB-Abbauleistung im Anaerobreaktor der dem Anaerobreaktor mit dem Perkolat zugeführten CSB-Fracht gegenübergestellt.



**Abbildung 39:** Korrelation zwischen der dem Anaerobreaktor zugeführten CSB-Fracht und der Abbauleistung des Anaerobreaktors für den CSB

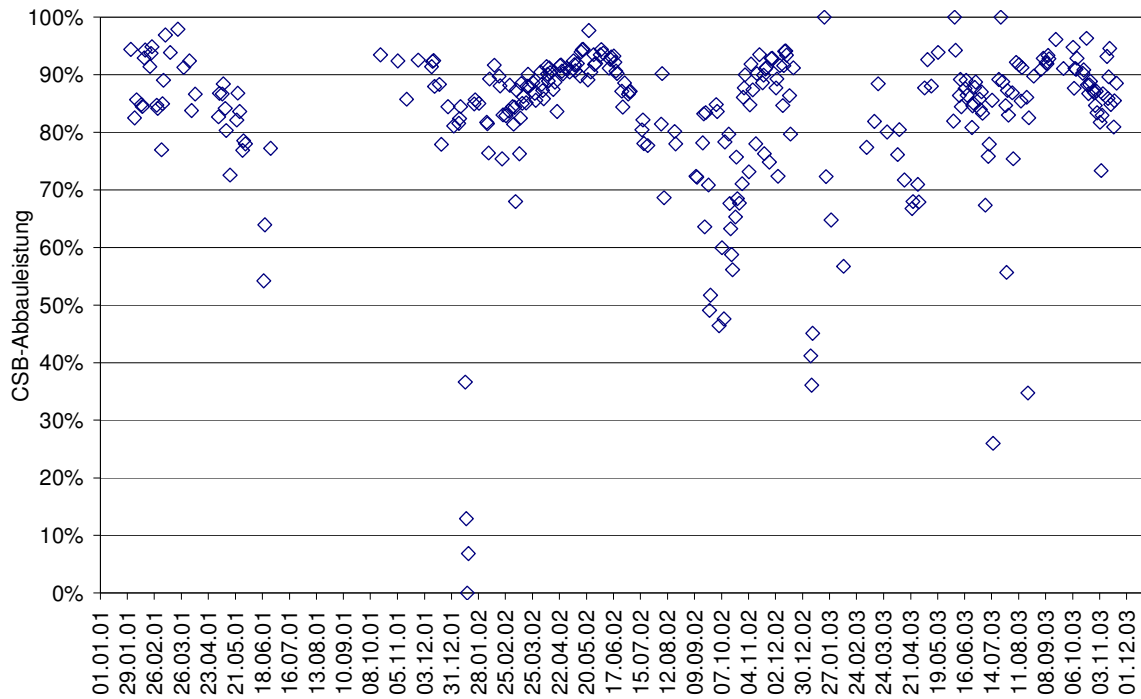
#### 4.4.3.3.2 CSB-Abbauleistung in der Abwasserbehandlungsanlage

In der **Abbildung 40** ist der zeitliche Verlauf der CSB-Abbauleistung in der Abwasserbehandlungsanlage dargestellt.

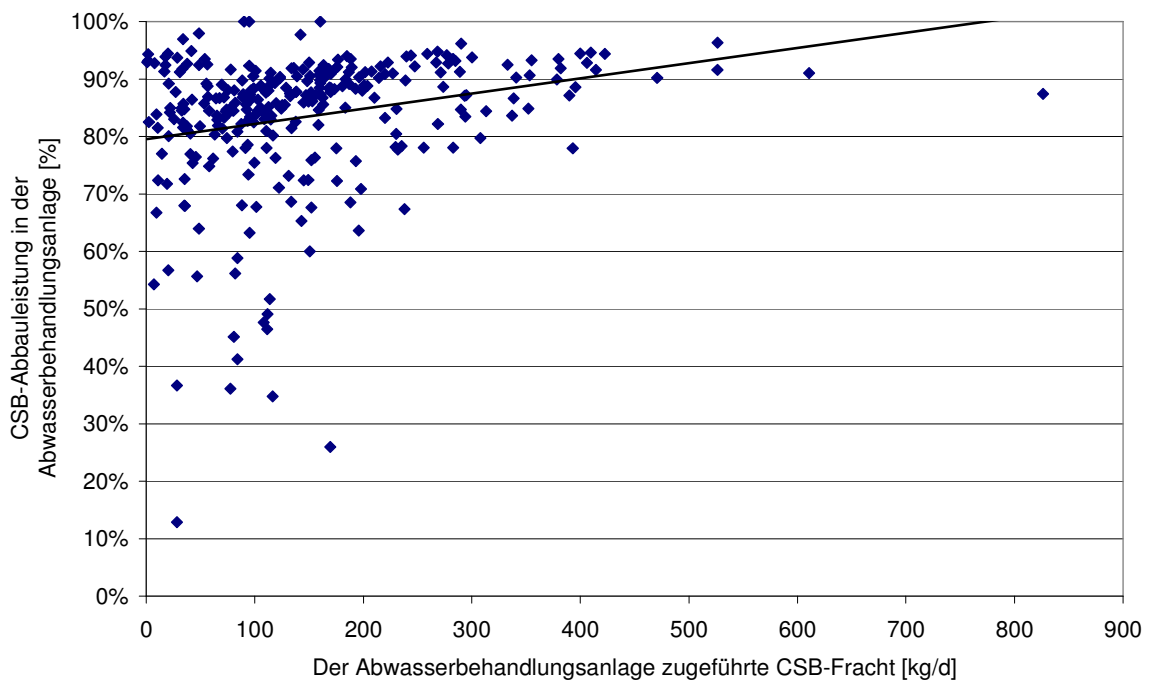
Die CSB-Abbauleistung lag i. M. bei etwa 83 %. Teilweise konnte die CSB-Abbauleistung in der Abwasserbehandlungsanlage auf deutlich über 90 % gesteigert werden.

Die Abnahme der Abbauleistung bis auf zeitweise 0 % ist auf das Abfahren der Anlage über den Jahreswechsel zurück zu führen.

In der **Abbildung 41** ist die CSB-Abbauleistung in der Abwasserbehandlungsanlage in Abhängigkeit zur zugeführten CSB-Fracht dargestellt. Es zeigt sich analog dem Anaerobreaktor eine zunehmende Abbauleistung mit zunehmender zugeführter CSB-Fracht.



**Abbildung 40:** Abbauleistung in der Abwasserbehandlungsanlage für den CSB



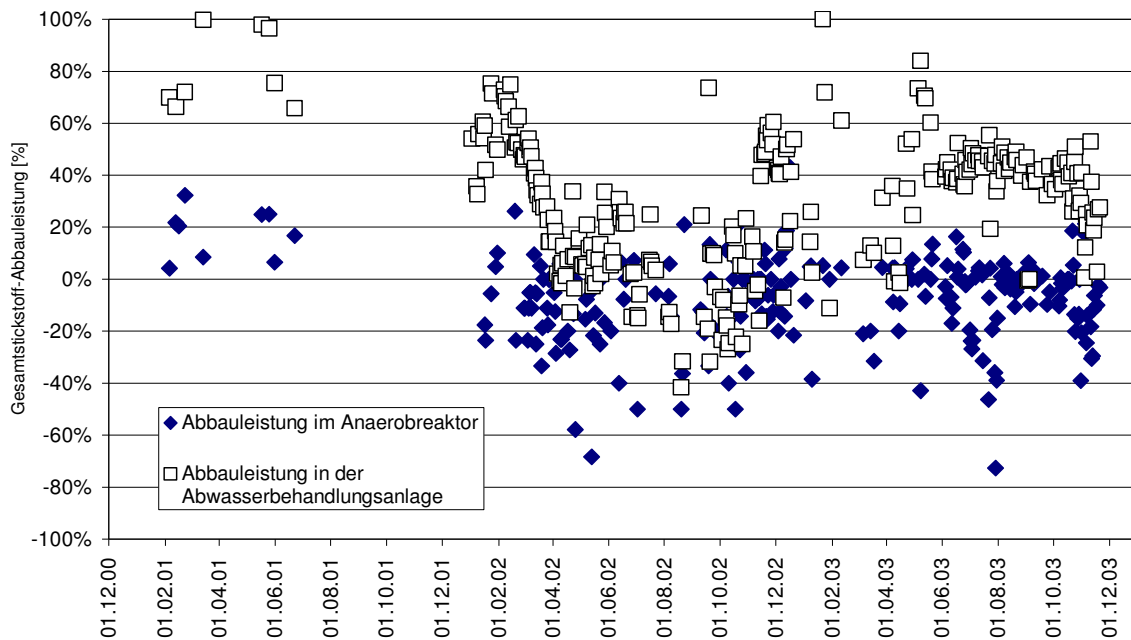
**Abbildung 41:** Korrelation zwischen der in die Abwasserbehandlungsanlage zugeführten CSB-Fracht und der Abbauleistung der Abwasserbehandlungsanlage für den CSB

#### 4.4.3.3.3 Entwicklung der Ammoniumstickstoffkonzentration im Anaerobreaktor und der Abwasserbehandlungsanlage

In der **Abbildung 42** ist die relative Abnahme der Ammoniumstickstoff-Konzentration im Anaerobreaktor und der Abwasserbehandlungsanlage dargestellt.

Der Durchschnittswert im Anaerobreaktor lag bei etwa  $-8\%$ . Der negative Wert entsteht durch eine Zunahme der Ammoniumstickstoffkonzentration im Anaerobreaktor, da der im Perkolat vorhandene organisch gebundene Stickstoff zu Ammoniumstickstoff umgewandelt wurde.

Die zeitliche Entwicklung in der Abwasserbehandlungsanlage ist auf die bereits beschriebene Betriebsführung des Abwasserbehandlungsanlage zurückzuführen.



**Abbildung 42:** Relative Zunahme/Abnahme der Ammoniumstickstoff-Konzentration im Anaerobreaktor (nur Ammoniumstickstoff) und der Abwasserbehandlungsanlage (Gesamtsstickstoff)

## 4.5 Biogas

### 4.5.1 Biogasvolumenstrom

Die Biogasmenge wurde mit einem Gaszähler, der nach dem TCL-Verfahren (thermisch-kalorimetrisches Verfahren) arbeitet, bestimmt.

Zu Beginn des Leistungstestes wurde festgestellt, dass dieser Gaszähler aus den folgenden Gründen zu hohe Werte anzeigte:

- Der Gaszähler war für Luft kalibriert und nicht für das Biogas, dessen Volumenstrom mit dem Zähler bestimmt werden soll. Daher wurden mittels Korrekturfaktoren der Zähler an das Biogas „angepasst“.
- Der Gaszähler war auf der Druckseite der Übergabe- und Gassicherheitsstation angebracht. Dadurch kam es zu Fehlern durch das dort auskondensierende Wasser.

Ende November 2002 wurde ein neuer Gaszähler, der nach dem gleichen Prinzip arbeitete, zusätzlich installiert. Dieser Gaszähler wurde auf der Saugseite der Übergabe- und Gassicherheitsstation installiert. Bei der dort installierten Messstrecke wurde außerdem ein Stutzen angebracht, bei dem zur regelmäßigen Kontrolle der ermittelten Messwerte, zusätzliche Messungen, z. B. mit einem mobilen Flügelradzähler, möglich waren. Der neue Gaszähler wurde Ende November / Anfang Dezember 2002 in Betrieb genommen.

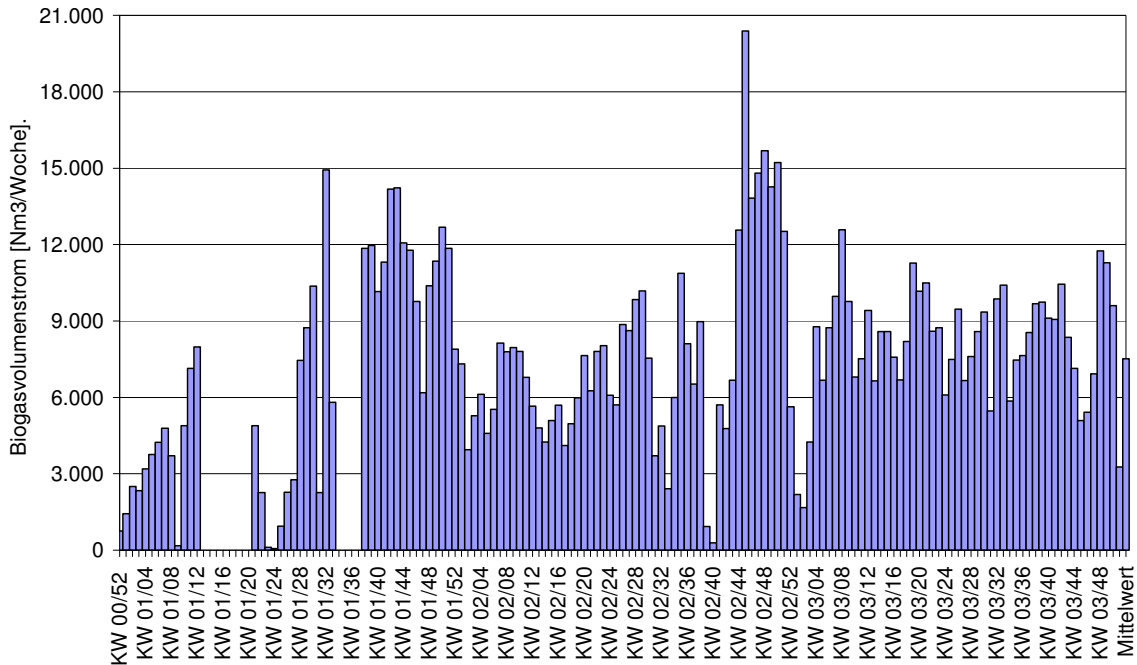
Nachdem der Fehler beim alten Gaszähler festgestellt wurde, wurden parallel Messungen mit einem mobilen Flügelradzähler durchgeführt. Seit Inbetriebnahme des neuen Gaszählers wurden außerdem parallel Werte mit dem alten und neuen Gaszähler ermittelt. Dadurch konnte über einen längeren Zeitraum die Abweichung der mit dem alten Gaszähler ermittelten Messwerte von der mit dem neuen Gaszähler und dem mobilen Flügelradzähler ermittelten tatsächlichen Biogasvolumenstrom ermittelt werden. Es zeigte sich eine weitgehend konstante Abweichung zwischen 20 und 30 %.

Eine Absenkung der mit dem alten Gaszähler ermittelte Biogasvolumenstrom um 25 % spiegelt den tatsächlichen Biogasvolumenstrom ausreichend genau wider. Diese Korrektur wurde bei den folgenden Auswertungen für den Zeitraum bis zur Installation des neuen Gaszählers angewendet.

Bei den Vergleichsmessungen mit dem neuen Gaszähler und dem mobilen Flügelradzähler wurde eine gute Übereinstimmung festgestellt, so dass davon auszugehen ist, dass mit beiden Messgeräten der tatsächliche Biogasvolumenstrom erfasst wurde.



In der **Abbildung 43** ist die Entwicklung des Biogasvolumenstroms dargestellt.



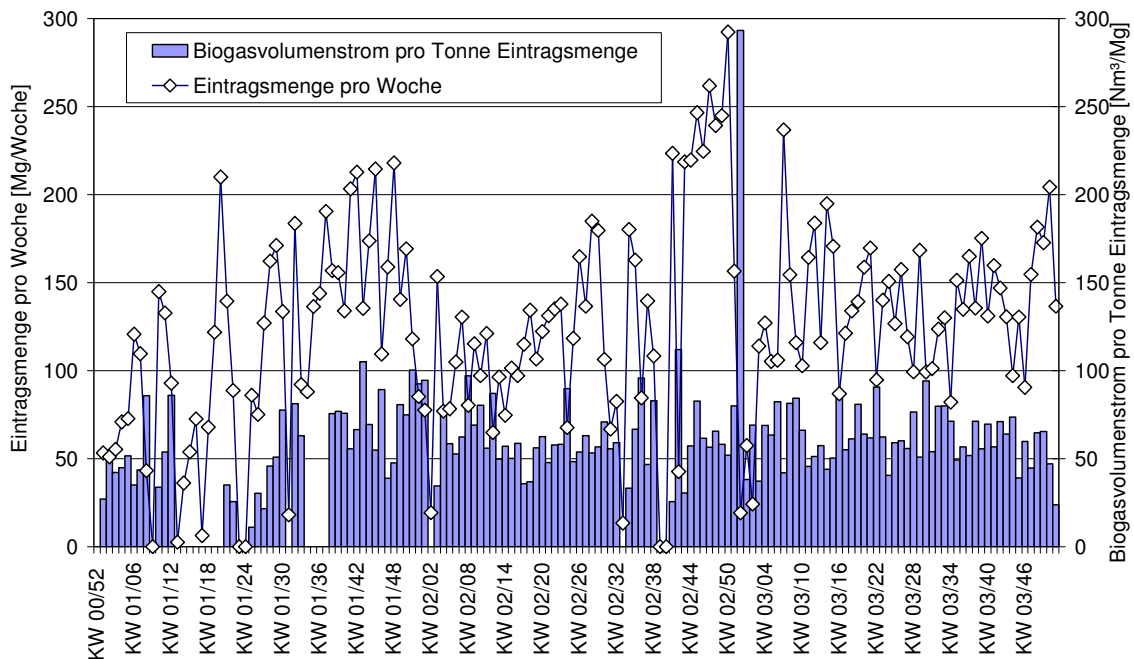
**Abbildung 43:** Entwicklung der erzeugten Biogasvolumenströme im Jahrgang

Das Biogasvolumen ist für den Normzustand (273 K, 1.013 hPa) und damit in der Einheit Nm<sup>3</sup> angegeben.

Fehlende und niedrige Biogasvolumenströme wurden durch die Betriebspause am Jahreswechsel und Revisionen an der Anlage verursacht.

Abgesehen vom ersten Betriebshalbjahr zeigt sich eine relativ stabile und konstante Biogasbildung. Besonders auffällig sind der Leistungstest und der konstante Anlagenbetrieb im Jahr 2003.

Die **Abbildung 44** enthält eine Gegenüberstellung der pro Tonne Eintrag erzeugten Biogasmenge und der Eintragsmenge in die Demonstrationsanlage.



**Abbildung 44:** Wochenweise Darstellung der erzeugten Biogasvolumenstrom pro Tonne Eintrag in die Demonstrationsanlage und der Eintragsmenge

Der hohe Biogasvolumenstrom pro Tonne Eintragsmenge in der 52. KW 2002 entstand durch den Leistungstest, der aber in der 52. KW komplett beendet war, so dass kaum noch Eintrag statt fand. Der Anaerobbehälter enthielt aber noch genügend CSB, um die hohe Biogasbildung über mehrere Tage aufrecht zu erhalten.

Bei der Bewertung der Abbildung ist zu beachten, dass das System zeitverzögert reagierte. Bei einer Änderung der Eintragsmenge dauerte es mindestens knapp eine Woche bis das Wasser im Anaerobreaktor vollständig durch das Perkolat ersetzt war, das bei der Perkolation der geänderten Abfallmenge entstand.

Durch die gewählte Form der Darstellung nimmt z. B. der Biogasvolumenstrom pro Tonne Anlageneintrag bei einer starken Zunahme der pro Kalenderwoche eingetragenen Abfallmenge gegenüber der Vorwoche scheinbar ab, denn das Biogas aus der durchsatzstarken Kalenderwoche entsteht nicht nur in der Kalenderwoche, in der der Abfall eingetragen wurde, sondern auch in der folgenden Kalenderwoche. Diese Zeitverzögerung entsteht durch die mehrtägige Verweilzeit des Abfalls im Perkolator und insbesondere durch die mehrtägige Verweilzeit des bei der Perkolation des Abfalls entstehenden Perkolats im Anaerobreaktor, sowie außerdem durch die erforderliche Zeit zur Adaption der Biomasse an die geänderten Konzentrationen.

Trotz der beschriebenen Unzulänglichkeiten können die wesentlichen Informationen aus der **Abbildung 44** abgelesen werden. Relevant sind vor allem jene Phasen, in

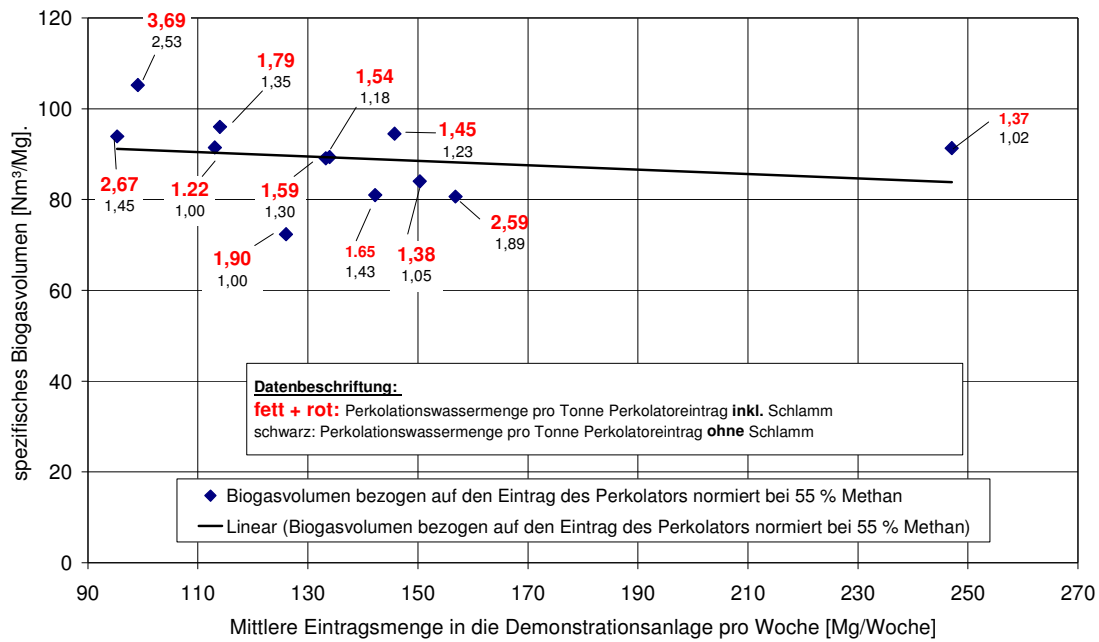
denen über mehrere Wochen relativ konstante Abfallmengen in den Perkolator eingetragen wurden. In diesen Phasen kam es zu keiner wesentlichen Änderung der Biogasmenge im Zeitverlauf. Die Mittelwerte einer solchen Phase spiegeln somit das tatsächliche Biogasbildungspotential wieder.

In der **Tabelle 4** ist für Phasen mit relativ konstantem Eintrag das pro Tonne Anlageneintrag entstandene spezifische Biogasvolumen für die gemessene Biogaszusammensetzung angegeben. Aus Gründen der Vergleichbarkeit sind die Biogasvolumina zusätzlich auf 55 % Methan normiert angegeben. Neben dem Biogasvolumen sind die Eintragsmengen pro Woche dargestellt.

Das auf 55 % normierte Biogasvolumen ist außerdem in der **Abbildung 45** als Funktion der mittleren Eintragsmenge grafisch dargestellt. Zusätzlich sind die mittleren verwendeten Perkolationswassermengen pro Tonne Eintrag des Perkolators sowohl bei Berücksichtigung des Schlammeintrags als auch ohne Berücksichtigung des Schlammeintrags angegeben.

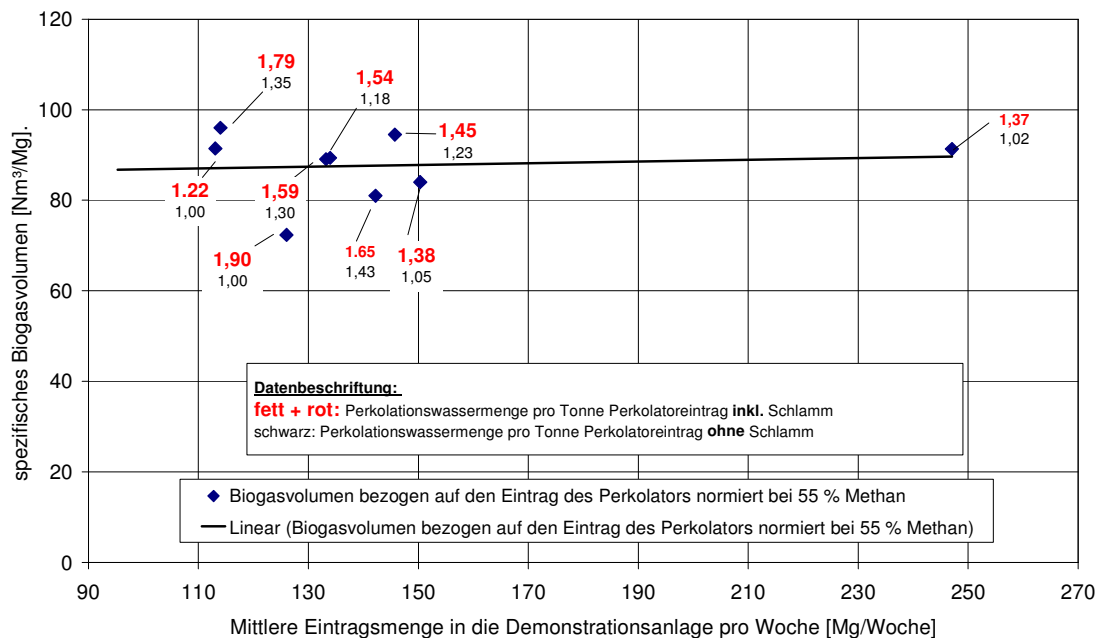
Phase	Biogasvolumen bezogen auf den Eintrag der Demonstrationsanlage		Biogasvolumen bezogen auf den Eintrag des Perkolators		mittlere Eintragsmenge pro Woche
	[Nm <sup>3</sup> /Mg]	normiert auf 55 % Methan [Nm <sup>3</sup> /Mg]	[Nm <sup>3</sup> /Mg]	normiert auf 55 % Methan [Nm <sup>3</sup> /Mg]	
<b>2002</b>					
KW 04 bis KW 16	64,7	84,5	71,9	93,9	95,3
KW 17 bis KW 23	50,8	65,1	56,4	72,4	126,0
KW 25 bis KW 29	55,1	72,6	61,2	80,7	156,8
KW 35 bis KW 39	71,5	94,7	79,4	105,2	99,1
KW 44 bis KW 50 (Leistungstest)	61,7	82,2	68,6	91,3	247,1
<b>2003</b>					
KW 03 bis KW 06	62,8	82,3	69,8	91,4	113,1
KW 08 bis KW 15	58,1	75,6	64,6	84,0	150,4
KW 16 bis KW 18	65,7	86,4	72,9	96,0	114,0
KW 25 bis KW 26	60,3	80,4	67,0	89,4	134,0
KW 31 bis KW 39	62,3	80,2	69,2	89,1	133,2
KW 41 bis KW 43	63,8	85,1	70,8	94,5	145,7
KW 46 bis KW 48	56,4	72,9	62,7	81,0	142,2

**Tabelle 4:** Entstandenes Biogasvolumen pro Tonne Anlageneintrag für Phasen mit relativ konstantem Anlageneintrag



**Abbildung 45:** Gegenüberstellung des auf 55 % Methan normierten Biogasvolumens pro Tonne Eintrag des Perkolators und der Eintragsmenge

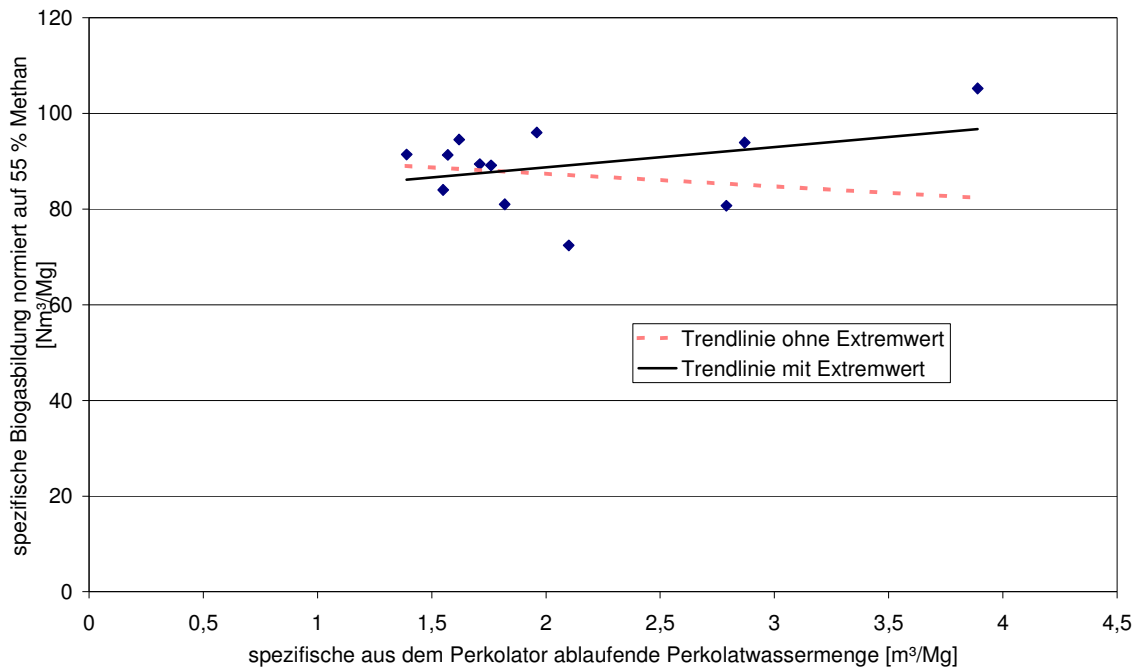
Im untersuchten Bereich zeigt sich eine von der Eintragsmenge unabhängige spezifische Biogasbildung. Dies wird noch deutlicher, wenn die Darstellung auf Perkolationswassermengen unter 2 m<sup>3</sup>/Mg beschränkt wird (s. **Abbildung 46**).



**Abbildung 46:** Gegenüberstellung des auf 55 % Methan normierten Biogasvolumens pro Tonne Eintrag des Perkolators und der Eintragsmenge bei Perkolationswassermengen unter 2 m<sup>3</sup>/Mg

Die bei einer Erhöhung der Eintragsmenge erwartete Tendenz, dass bei einer unveränderten Perkulationswassermenge pro Tonne Eintrag aufgrund der damit einhergehenden Zunahme der Perkulationswassermenge und Abnahme der Verweilzeit im Anaerobreaktor auch die spezifische Biogasmenge abnimmt, tritt im untersuchten Bereich offensichtlich nicht auf.

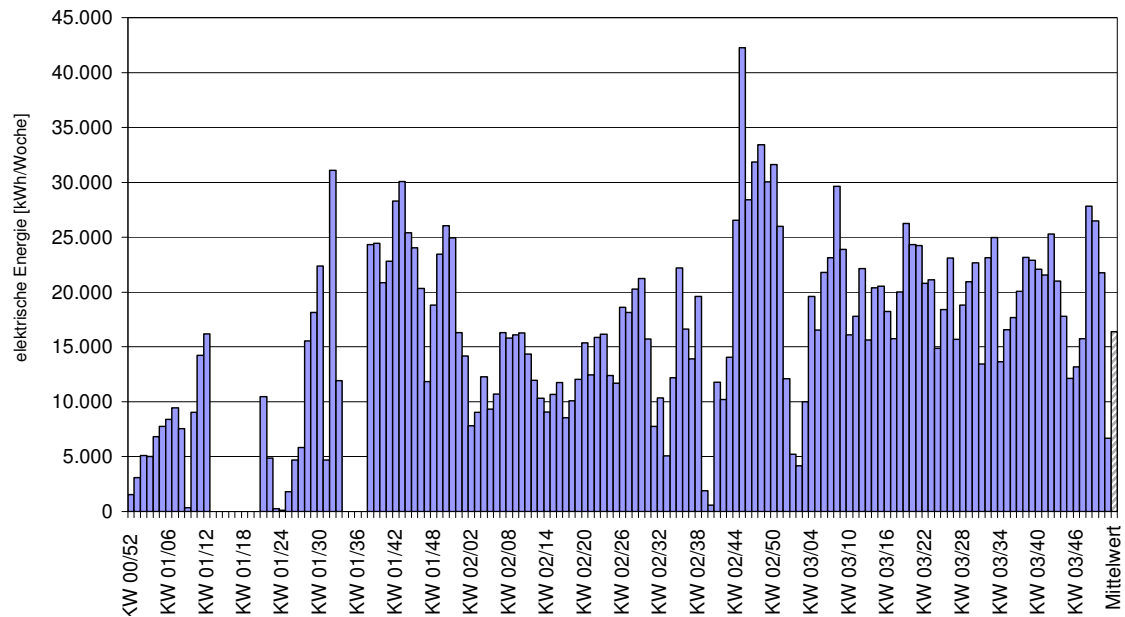
In der ist die spezifische Biogasbildung der spezifischen aus dem Perkolator ablaufenden Wassermenge gegenübergestellt. Die Trendlinien wurden im einen Fall inkl. des Wertes mit einer Perkulationswassermenge von 3,69 m<sup>3</sup>/Mg und einer damit erzielten Biogasmenge von 105,2 Nm<sup>3</sup>/Mg und einmal ohne diesen Extremwert bestimmt.



**Abbildung 47:** Gegenüberstellung des auf 55 % Methan normierten Biogasvolumens pro Tonne Eintrag des Perkolators und der aus dem Perkolator ablaufenden Wassermenge pro Tonne Eintrag des Perkolators

Bei einer Erhöhung der Perkulationswassermenge pro Tonne Eintrag nimmt zwar die Ausspülung im Perkolator zu, gleichzeitig aber die Verweilzeit im Anaerobreaktor ab. In der Abbildung ist keine Abhängigkeit der Biogasmenge pro Tonne Eintrag von der Perkulationswassermenge pro Tonne Eintrag abzulesen.

In der **Abbildung 48** ist dargestellt, wie viel elektrische Energie aus dem gebildeten Biogas bei Nutzung von Gasmotoren mit einem Wirkungsgrad von 37 % (elektrisch) und einer Anlagenverfügbarkeit von 90 % erzeugbar wäre.



**Abbildung 48:** Aus dem Biogas erzeugbare elektrische Energie bei Nutzung von Gasmotoren mit einem Wirkungsgrad von 37 % und einer Anlagenverfügbarkeit von 90 %

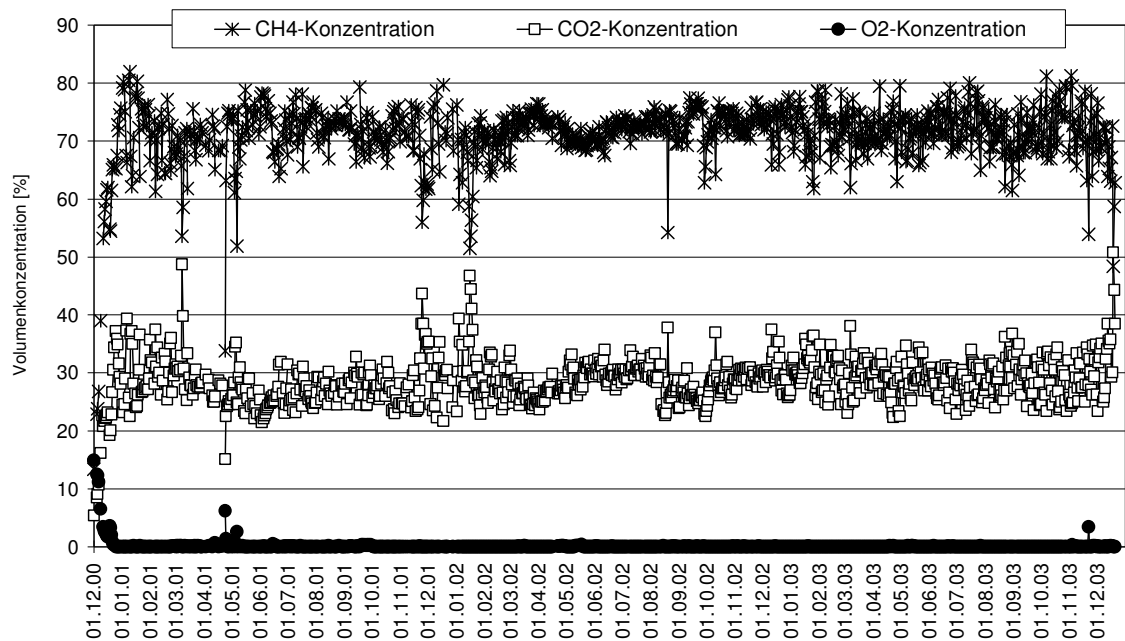
#### 4.5.2 Biogasqualität

In der **Abbildung 49** ist die Zusammensetzung des Biogases für seine Hauptkomponenten sowie für Sauerstoff über die Zeit dargestellt.

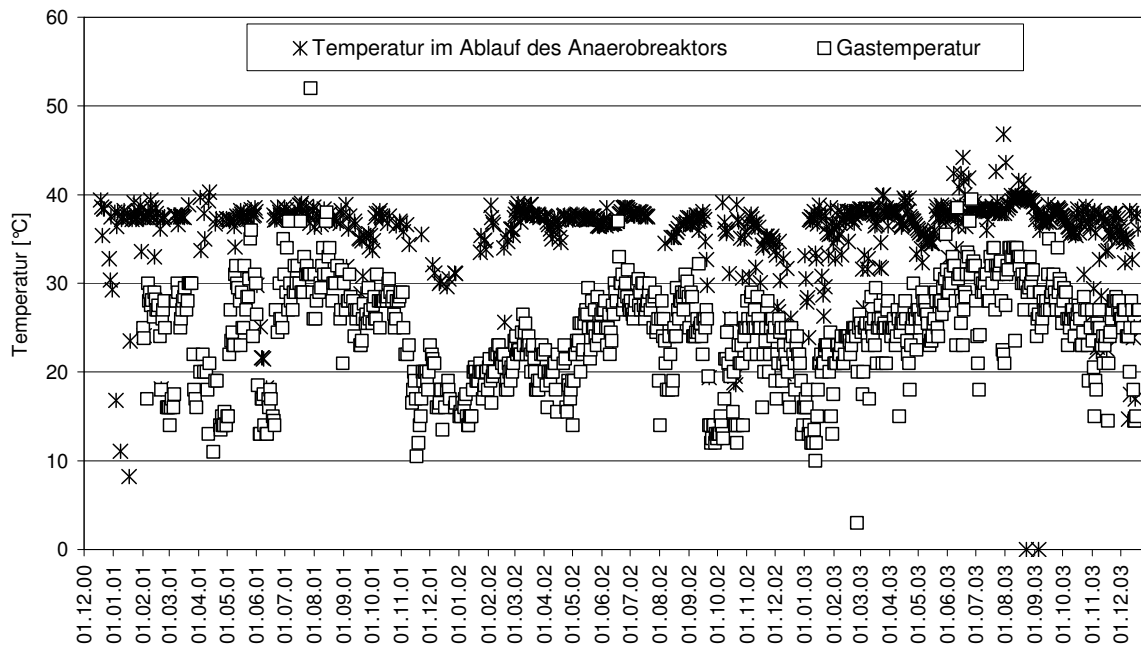
Es traten bei nur ausnahmsweise größeren Abweichungen folgende Werte auf:

- Mittlere Volumenkonzentration für Methan: etwa 72 %,
- mittlere Volumenkonzentration für Kohlenstoffdioxid: etwa 28 % und
- mittlere Volumenkonzentration für Sauerstoff: etwa 0 %.

In der **Abbildung 50** ist die Gastemperatur des im Anaerobreaktor erzeugten Biogases der Temperatur im Ablauf des Anaerobreaktors über die Zeit gegenübergestellt. Die Gastemperatur im erzeugten Biogas ist aufgrund der Wärmeverluste in der Leitung bis zur Temperaturmessstelle etwas niedriger als die Temperatur im Ablauf des Anaerobreaktors.



**Abbildung 49:** Zusammensetzung des Biogases für seine Hauptkomponenten sowie für Sauerstoff über die Zeit

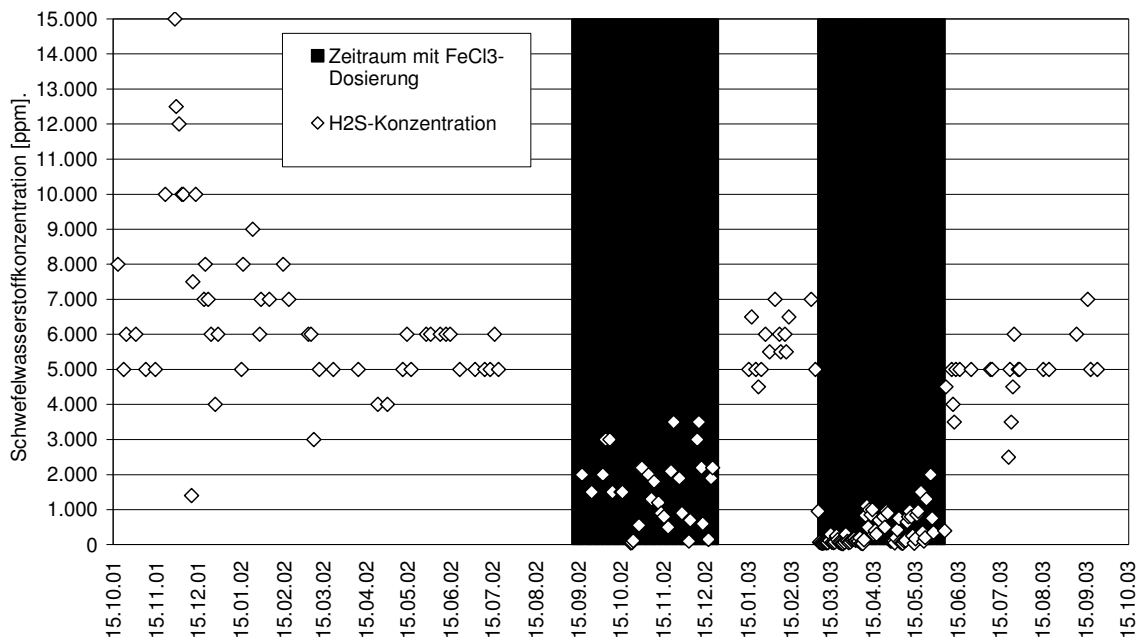


**Abbildung 50:** Gegenüberstellung der Gastemperatur des Biogases und der Temperatur im Ablauf des Anaerobreaktors über die Zeit

Die mengenmäßig bedeutendste Spurenkomponente des Biogases ist der Schwefelwasserstoff. Die Konzentrationen im Rohgas sind so hoch, dass für die motorische Nutzung des Biogases eine Entschwefelung erforderlich wird. Die Wirksamkeit einer

direkten Zudosierung von 40%iger Eisen(III)-chlorid-Lösung wurde in 2 Versuchskampagnen in den Zeiträumen September bis Dezember 2002 und März bis Mai 2003 untersucht. Hierbei wurde das Eisen(III)-chlorid direkt in den Anaerobbehälter dosiert. Das dabei entstandene Eisensulfid wurde mit dem Schlamm ausgetragen.

In der **Abbildung 51** ist die Schwefelwasserstoffkonzentration über die Zeit dargestellt. Außerdem sind dort die Phasen angegeben, in denen Eisen(III)-chlorid zudosiert wurde.



**Abbildung 51:** Gegenüberstellung der Schwefelwasserstoffkonzentration zum Eisen(III)-chloridverbrauch

Nach einer Abnahme im Jahr 2002 lag die Schwefelwasserstoffkonzentration ohne eine Eisen(III)-chlorid-Zugabe bei etwa 5.000 bis 6.000 ppm (0,5 bis 0,6 %). Während der Eisen(III)-chlorid-Zugabe sank die Schwefelwasserstoffkonzentration auf durchschnittlich etwa 1.500 ppm (0,15 %) in der ersten Dosierphase (September bis Dezember 2002) und auf durchschnittlich etwa 400 ppm (0,04 %) in der zweiten Dosierphase (März bis Mai 2003), wobei in der zweiten Dosierphase zwei Zeiträume zu unterscheiden sind. Zwischen März und April 2003 wurde eine Reduktion der Schwefelwasserstoffkonzentration auf unter 500 ppm und zwischen April und Mai 2003 eine Reduktion der Schwefelwasserstoffkonzentration unter 1000 ppm durch einfache Variation der Dosiermenge an Eisenchlorid-Lösung realisiert.

Der Versuch zeigte, dass eine gezielte Senkung des Schwefelwasserstoffs durch eine definierte Eisen(III)-chlorid-Zudosierung direkt in den Anaerobbehälter möglich war. Die



bei dieser Art der Verminderung auftretenden Nachteile sind einfach beherrschbar. Folgende Nachteile treten auf:

- Bei der Reaktion entsteht Salzsäure, die zu einer pH-Wert-Absenkung führen könnte. Eine pH-Wert-Absenkung konnte allerdings nicht beobachtet werden. Dies ist darauf zurückzuführen, dass im System eine ausreichend hohe Säurekapazität vorhanden ist (ausreichende Pufferkapazität).
- Durch die Salzsäure kommt es zu einer Aufsatzung des Perkolats. Eine Aufsatzung war während der Dosierphase nicht erkennbar. Falls eine Aufsatzung im Dauerbetrieb auftreten sollte, gibt es Möglichkeiten dieser entgegenzuwirken. Vermutlich wird die Aufsatzung bereits durch das Abschlagen des Überschusswassers verhindert.
- Es entsteht schwerlösliches Eisensulfid, das sich vermutlich vorwiegend im Überschussschlamm niederschlägt und mit ihm ausgetragen wird.

#### 4.5.3 Kohlenstoffbilanz

Mit dem Abfall wurde als Summe der gesamten Projektlaufzeit eine Menge von etwa 4.760 Mg an organischer Substanz in den Perkolator eingetragen:

- 19.280 Mg Eintrag in die mechanische Aufbereitung (davon 31,5 Mg für einen Versuch in der mechanischen Aufbereitung ausgeschleust und daher in der Bilanzierung nicht zu berücksichtigen = 19.248,5 Mg)
- Der Eintrag in den Perkolator macht etwa 90 % des Eintrags in die mechanische Aufbereitung aus => Gesamteintrag in den Perkolator = etwa 17.324 Mg.
- Der Eintrag in den Perkolator besitzt einen TS-Gehalt von durchschnittlich 53,8 % (s. **Abbildung 13**) => Feststoffeintrag = etwa 9.320 Mg.
- Die in den Perkolator eingetragenen Feststoffe besitzen einen durchschnittlichen Glühverlust von etwa 51 % bezogen auf die Trockensubstanz => Eintrag an organischer Substanz = etwa 4.753 Mg.

Der mit dem Abfall eingetragene Kohlenstoff wurde im Wesentlichen wie folgt wieder aus dem Prozess ausgetragen:

1. Biologische Umsetzung mit Perkolation, Anaerobreaktor und Abwasserbehandlung:
  - Im Biogas enthaltener Kohlenstoff = Kohlenstoff der aufgrund des mikrobiellen Abbaus der im Perkolator durch Hydrolyse herausgewaschenen löslichen oder suspendierbaren organischen Verbindungen im Anaerobreaktor ausgast.
  - Mit dem Abwasser ausgetragener Kohlenstoff = Kohlenstoff, der in dem der Abwasserbehandlungsanlage zugeführten Ablauf des Anaerobreaktor verbleibt und

dort in der flüssigen (gereinigtes Abwasser), gasförmigen (Abluft) und festen (Überschussschlamm) Phase ausgetragen wird.

- In der Abluft des Perkolators enthaltener Kohlenstoff = Kohlenstoff der beim mikrobiellen Abbau der aeroben Hydrolyse ausgast.

## 2. Biologische Trocknung

In der Abluft der biologischen Trocknung enthaltener Kohlenstoff = Kohlenstoff der beim mikrobiellen Abbau während der biologischen Trocknung ausgast.

## 3. Verbleibender fester Austrag

Im Sekundärbrennstoff gebundener Kohlenstoff = biologisch nicht oder nur sehr schwer abbaubarer Kohlenstoffanteil wie Kunststoff, Holz und Zellstoff, aber auch Anteile des zurückgeführten Schlammes aus dem Anaerobbehälter.

Hinsichtlich der biologischen Umsetzung sind neben dem Eintrag des Perkolators hauptsächlich die folgenden Bilanzglieder zu beachten (angegeben sind Mittelwerte bzw. Summen der gesamten Laufzeit des Demonstrationsvorhabens):

### 1. 30 % Massenverlust bezogen auf den Input der mechanischen Aufbereitung durch mikrobiellen Abbau und Entwässerung in der Perkolatation (s. **Abbildung 7**), davon:

- 15,7 % Wasserverlust, davon:
  - 2,3 % in der mechanischen Aufbereitung - MA (Schätzwert, Ansatz: 10 % Austrag in der MA gesamt, davon gem. **Abbildung 7** Grobfraktion: 5,0%, Fe-Fraktion: 1,1 %, Störstoffe: 0,7 %, Mineralfraktion: 0,6 %, Wertstoffe: 0,1 %, Neodym-Fraktion: 0,2 % => es verbleiben 2,3 %)
  - 13,4 % in der biologischen Umsetzung

Stoffstrom	Wassergehalt [Gew.-%] / Quelle	=> Wassermenge [Mg]	=> Feststoffmenge [Mg]
Perkolorinput (17.324 Mg)	46,2 / <b>Abbildung 13</b>	8.004	9.320
Abzgl. Sandaustrag (1.478 Mg)	65 / Schätzwert	961	517
Abzgl. Perkoloroutput (10.507 Mg)	42,5 / <b>Abbildung 13</b>	4.465	6.042
Verluste		2.578	2.761
Prozentualer Anteil der Verluste am Gesamtinput		13,4 %	14,3 %

- 14,3 % Verlust an organischer Substanz.
2. 38.270 m<sup>3</sup> dem Perkolator zugeführtes Perkolationswasser (etwa 28.408 m<sup>3</sup> Kreislaufwasser aus dem Anaerobreaktor gem. **Abbildung 19** + etwa 9.862 m<sup>3</sup> Schlammwässer gem. **Abbildung 23**).
  3. ca. 7.914.000 m<sup>3</sup> Abluft aus dem Perkolator mit ca. 1,8 % Kohlendioxid
  4. Ausschleusung von etwa 2.415 Mg CSB im Anaerobreaktor (als Biogas und als Überschussschlamm):
    - 38.100 mg/l CSB entsprechend 38,1 kg CSB pro m<sup>3</sup> Perkolat im Zulauf zum Anaerobreaktor,
    - 9.700 mg/l CSB entsprechend 9,7 kg CSB pro m<sup>3</sup> Perkolat im Ablauf vom Anaerobreaktor,
    - Zustrom von etwa 85.000 m<sup>3</sup> an Wasser zum Anaerobfermenter (Hochrechnung der Zahlen von 2003 gem. **Tabelle 1** bei Beachtung der in den Jahren 2001 und 2002 tendenziell höheren spezifischen Perkolationswassermengen).
  5. Etwa 917.800 m<sup>3</sup> Biogas mit 72 % CH<sub>4</sub> und 28 % CO<sub>2</sub>.
  6. Ausschleusung von etwa 115 Mg CSB in die Abwasserbehandlungsanlage (= 11.800 m<sup>3</sup> Ablauf vom Anaerobreaktor zur Abwasserbehandlungsanlage x 9,7 kg CSB pro m<sup>3</sup> Perkolat im Ablauf vom Anaerobreaktor)

#### 4.5.3.1 Bilanzierung des Perkolators:

Der Perkolator muss zusammen mit der Perkolataufbereitung inkl. Sedimentationsbehälter bilanziert werden, da der CSB des Perkolates erst im Ablauf des Sedimentationsbehälter bestimmt wurde.

Input:

1. Feststoff: 4.753 Mg organische Substanz entsprechend etwa 3.325 Mg organischer Kohlenstoff (TOC; Ansatz, dass die organische Substanz zu 70 % aus Kohlenstoff besteht, da es sich um eine Mischung aus mikrobiell abbaubaren und mikrobiell nicht abbaubaren organischen Kohlenstoffverbindungen handelt <sup>12)</sup>)

---

<sup>12)</sup> Organische Substanz besteht bei mikrobiell abbaubaren Substanzen i. d. R. zu etwa knapp 50 bis gut 70 Gew.-% aus Kohlenstoff, wobei der Kohlenstoffanteil bei leicht löslichen organischen Verbindungen tendenziell geringer und bei langkettigen Kohlenstoffverbindungen tendenziell höher ist. In Kunststoffen kann der Kohlenstoffanteil über 80 % liegen.

2. Zurückgeführter Schlamm: 9.862 m<sup>3</sup> mit einem TS-Gehalt von etwa 10 % und einem Organikgehalt bezogen auf die Trockensubstanz von über 90 %, wobei für den Belebtschlamm ein Kohlenstoffanteil von etwa 65 % angesetzt werden kann => 580 Mg TOC  
1.787,1 m<sup>3</sup> also etwa 18 % der Schlammrückführung stammt aus dem Sedimentationsbehälter, ist also ein interner Stoffstrom und muss als Eintragsmenge abgezogen werden => 475 Mg TOC
3. Kreislaufwasser: etwa 70.300 m<sup>3</sup> (28.408 m<sup>3</sup> Zuführung zum Perkolator + etwa 41.900 m<sup>3</sup> Zuführung als Spülwasser zur Perkolataufbereitung) mit einer mittleren CSB-Konzentration von 9.700 mg/l => etwa 680 Mg CSB entsprechend etwa 230 Mg TOC<sup>13</sup>

Summe: 4.030 Mg TOC

Output:

1. Perkolat: Insgesamt enthält das ausgetragene Perkolat etwa 3.240 Mg CSB (85.000 m<sup>3</sup> x 38,1 kg CSB pro m<sup>3</sup>) entsprechend (bei Ansatz eines CSB/TOC-Verhältnisses von 3) etwa 1.080 Mg TOC.
2. Abluft:
  - Abluft des Perkolators: Etwa 280 Mg CO<sub>2</sub> (7.914.000 m<sup>3</sup> x 0,018 x 1,977 kg/m<sup>3</sup>) entsprechend etwa 75 Mg TOC ausgetragen + etwa 6 Mg als TOC ausgetragener Kohlenstoff => Summe: Etwa 80 Mg
  - Abluft an anderen Stellen der mechanischen Aufbereitung und Biologischen Umsetzung: TOC-Austrag nicht ermittelt.  
Im Bereich der biologischen Umsetzung treten luftgetragene TOC-Emissionen außer für den Perkolator z. B. für die Perkolataufbereitung inkl. Sedimentationsbehälter auf. (Hinweis: Die CSB-Messung im Perkolat erfolgte erst im Ablauf des Sedimentationsbehälters).
  - Insgesamt beträgt der Verlust an organischer Substanz im Bereich der mechanischen Aufbereitung und der biologischen Umsetzung 14,3 % des Gesamteintrags in die Demonstrationsanlage (s. o.) entsprechend etwa 2.750 Mg (19.248,5 Mg x 0,143). Da es sich um den Verlust durch Ausspülung und Ausgasung handelt, werden diese 2.750 Mg vorwiegend aus niedermolekularen organischen Stoffen bestehen, die einen eher geringen Kohlenstoffanteil enthalten. Bei Ansatz eines Kohlenstoffanteils von 55 % kommt es damit zu einem Austrag von etwa 1.515 Mg TOC. Abzüglich der Ausspülung mit dem

---

<sup>13</sup>: Aus der Sickerwasserzusammensetzung von Deponien und der Zusammensetzung der Wässer, die bei einer Abfallbehandlung an anderen Anlagen anfallen, ist bekannt, dass das CSB/TOC-Verhältnis i. d. R. zwischen etwa 2 und gut 4, teilweise auch höher liegt. Angesetzt wurde ein Wert von 3.

Perkolat (1.080 Mg) verbleiben damit für den luftgetragenen TOC-Austrag 435 Mg. Dieser Wert ist als Summe des luftgetragenen TOC-Austrags plausibel).

3. Feststoff: Für den Feststoffaustrag verbleiben nach Abzug des Austrags mit dem Perkolat und der Abluft noch etwa  $4.030 \text{ Mg} - 1.080 \text{ Mg} - 435 \text{ Mg} = \underline{2.515 \text{ Mg}}$  TOC entsprechend etwa 75 % des mit dem Feststoff eingetragenen TOC ( $2.515 \text{ Mg} / 3.325 \text{ Mg}$ ).

Insgesamt wurde der in den Perkolator eingetragene TOC wie folgt ausgetragen:

- 62 % Austrag mit dem Feststoff (nicht löslicher oder suspendierbarer, aber dennoch mikrobiell abbaubarer TOC sowie nicht oder nur schwer mikrobiell abbaubarer TOC)
- 27 % Austrag mit dem Perkolat
- 11 % Austrag mit der Abluft

#### 4.5.3.2 Bilanzierung des Anaerobreaktors:

Input: Zuführung von 1.080 Mg TOC mit dem Perkolat.

Output:

1. Abströmendes Wasser (Kreislaufwasser zum Perkolator, Spülwasser zur Perkolataufbereitung, Abstrom zur Entsorgung und Abstrom zur Abwasserreinigung): Insgesamt enthält dieses Wasser etwa 825 Mg CSB ( $85.000 \text{ m}^3 \times 9,7 \text{ kg CSB pro m}^3$ ) entsprechend (bei Ansatz eines CSB/TOC-Verhältnisses von 3) etwa 275 Mg TOC.
2. Ausgetragener Schlamm: (etwa  $4.100 \text{ m}^3$  in Richtung Perkolator + etwa  $3.250 \text{ m}^3$  in Richtung Perkolataufbereitung) mit einem TS-Gehalt von etwa 10 % und einem Organikgehalt bezogen auf die Trockensubstanz von über 90 %, wobei für den Belebtschlamm ein Kohlenstoffanteil von etwa 65 % angesetzt werden kann => 430 Mg TOC
3. Biogas:  $917.800 \text{ m}^3$  Biogas mit 72 %  $\text{CH}_4$  und 28 %  $\text{CO}_2$  entsprechen etwa 475 Mg Methan und 510 Mg Kohlenstoffdioxid bzw. insgesamt etwa 495 Mg TOC.

Summe: 1.200 Mg TOC

Der Unterschied zwischen Input und Output ergibt sich zum einen aufgrund der fehlenden Kenntnisse zum Verhältnis zwischen CSB und TOC und zum Kohlenstoffanteil bei den verschiedenen Stoffströmen und damit aufgrund der erforderlichen Vereinfachun-

gen und zum anderen aufgrund der nicht genau bekannten Menge an zurückgeführtem Schlamm. Die verwendeten Daten sind allerdings für eine Bilanzierung ausreichend. Zur Erzielung einer höheren Genauigkeit wäre ein unverhältnismäßig höherer Untersuchungsaufwand erforderlich gewesen.

Es ist davon auszugehen, dass am ehesten die angesetzte TOC-Menge, die mit dem Schlamm ausgeschleust wurde, zu hoch angesetzt ist.

Hierzu ist eine Plausibilitätskontrolle dadurch möglich, dass bekannt ist, welche TOC-Menge als Summe aus Biogasentstehung und Schlammausschleusung ausgetragen wird. Dies sind 2.415 Mg CSB (Herleitung: s. o.) entsprechend (beim Ansatz eines CSB/TOC-Verhältnisses von 3) etwa 805 Mg TOC. Die Biogasmenge und –zusammensetzung wurde relativ genau untersucht, so dass die berechneten 495 Mg belegbar sind. Damit verbleiben für den ausgeschleusten Schlamm 310 Mg.

Insgesamt wurde der in den Anaerobreaktor eingetragene TOC damit wie folgt ausgetragen:

- 46 % Austrag mit dem Biogas
- 29 % Austrag mit dem Überschussschlamm
- 25 % Austrag mit dem abströmenden Wasser

## 4.6 Energieverbrauch

### 4.6.1 Elektrischer Strom

In der **Abbildung 52** bis **Abbildung 55** beschränkt sich die Darstellung des Stromverbrauchs auf die folgenden Anlagen für den Betrachtungszeitraum:

- Bioperkolatverfahren,
- Verladung des entwässerten Perkotrates und
- Lüftungstechnik ohne die Hallenentlüftung der Halle, in der die mechanische Aufbereitungsanlage installiert war.

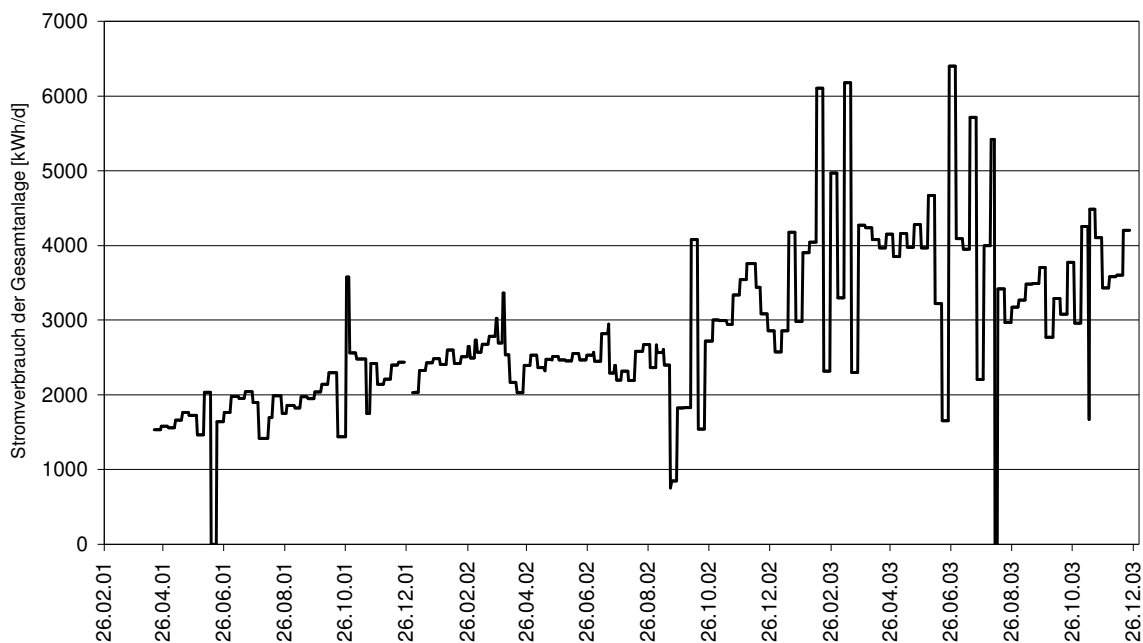
Für die anderen Stromverbraucher des ZAK-Verfahrens gab es aus den folgenden Gründen keine Angaben zum Stromverbrauch:

- Die mechanische Aufbereitung erfolgte bei der Demonstrationsanlage teilweise mit einer Anlagentechnik, die auf der Deponie Kahlenberg bereits vorhanden war und ursprünglich für eine Gewerbe- und Sperrabfallaufbereitung genutzt wurde. Die verwendeten Anlagen waren teilweise für das Demonstrationsverhalten deutlich

überdimensioniert. Dies betrifft aufgrund der großen Halle, in der die mechanische Aufbereitung steht insbesondere die Hallenentlüftung. Entsprechend wurde dort deutlich mehr Strom verbraucht, als dies bei einer großtechnischen Anlage mit dem gegebenen Durchsatz der Fall wäre. Der bei der Demonstrationsanlage für die mechanische Aufbereitung anfallende Stromverbrauch kann somit nicht für die Bilanzierung verwendet werden.

- Bei der mechanischen Stofftrennung wurde nur zeitweise ein Versuchsbetrieb durchgeführt. Belastbare Zahlen zum Stromverbrauch dieser Anlagen lagen daher nicht vor.

In der **Abbildung 52** ist der zeitliche Verlauf des täglichen Stromverbrauchs für die betrachteten Anlagen (Bioperkolatverfahren, Verladung und Lüftungstechnik) für den Betrachtungszeitraum dargestellt.



**Abbildung 52:** Zeitlicher Verlauf der Summe des Stromverbrauchs für das Bioperkolatverfahren, die Verladung und die Lüftungstechnik

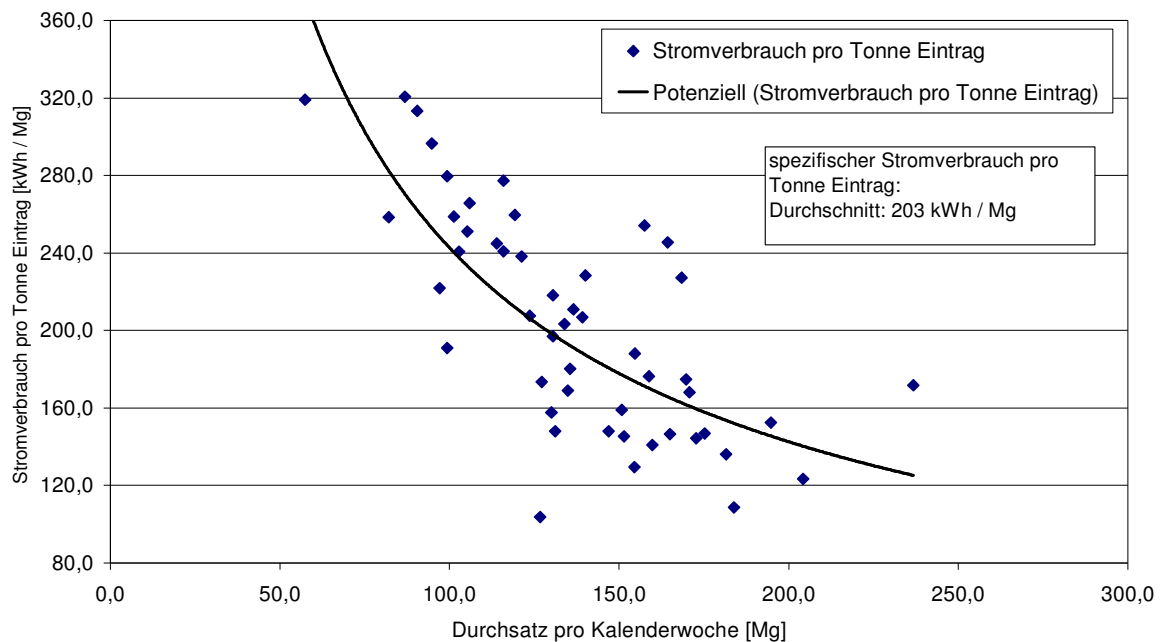
Der tägliche Stromverbrauch lag bis zur Mitte des Anlagenbetriebs bei ca. 2.500 kWh/d und erhöhte sich auf ca. 3.800 kWh/d zum Ende des Betriebs.

Der Anstieg des Verbrauchs ab Oktober 2002 entstand durch die seitdem betriebene Umluftkühlung im Luftpfad des Perkolators.

In der **Abbildung 53** ist der spezifische Stromverbrauch pro Tonne Eintrag in Abhängigkeit der Durchsatzmenge der Demonstrationsanlage dargestellt.

Erwartungsgemäß sank aus den folgenden Gründen der Stromverbrauch mit steigendem Durchsatz:

- Es gibt einzelne Verbraucher, deren Stromverbrauch unabhängig oder zumindest nahezu unabhängig vom Anlagendurchsatz war, so dass deren Stromverbrauch bei allen Durchsätzen in etwa in gleicher Höhe anfiel, z. B. die Lüftungstechnik.
- Geringere Anlagendurchsätze waren zumeist mit Reparaturarbeiten oder Umbaumaßnahmen verbunden. Ein Teil des Stromverbrauches resultierte aus den Reparatur- bzw. Umbaumaßnahmen.

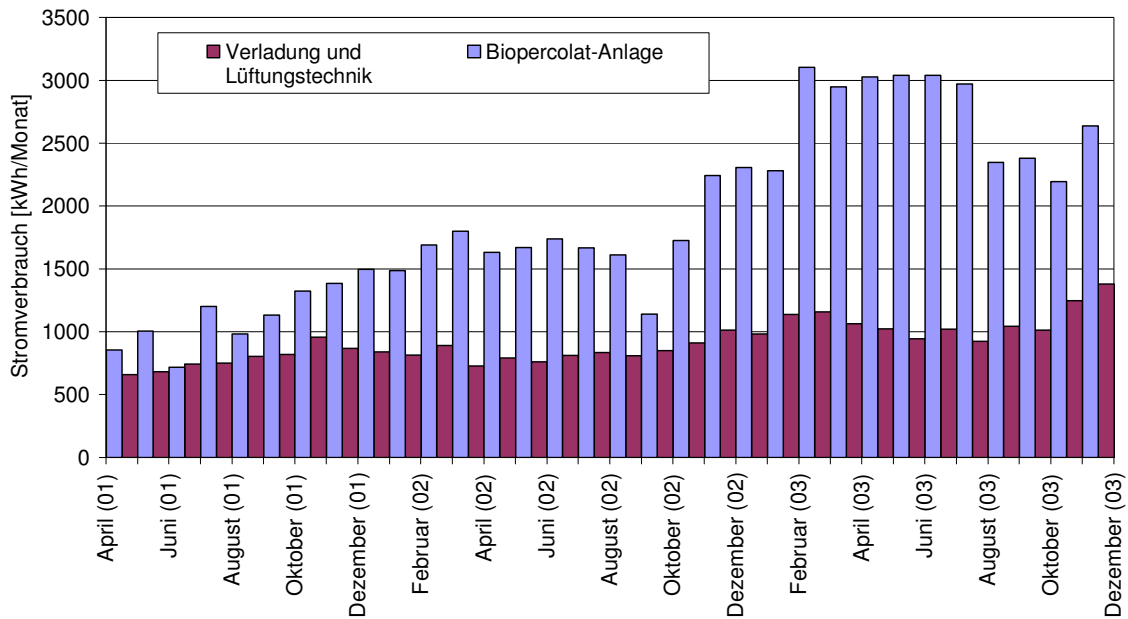


**Abbildung 53:** Spezifischer Stromverbrauch pro Tonne Eintrag in Abhängigkeit des Durchsatzes

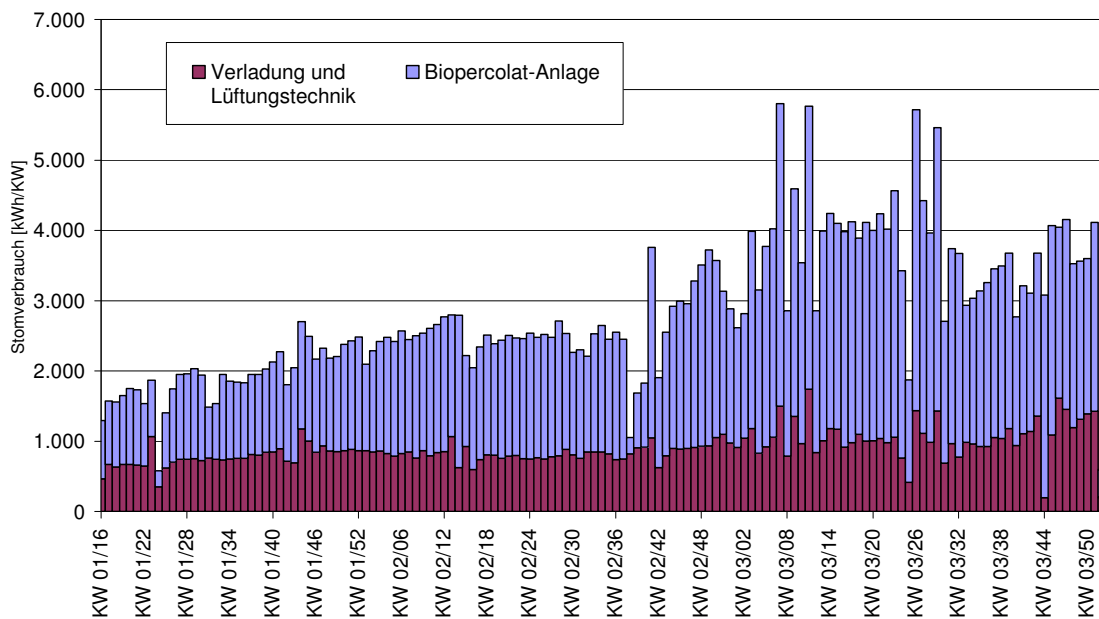
Der durchschnittliche Stromverbrauch pro Tonne Anlageneintrag lag im Betrachtungszeitraum bei 203 kWh/Mg und der minimale Stromverbrauch pro Tonne Anlageneintrag bei etwa 103,6 kWh/Mg.

In der **Abbildung 54** und der **Abbildung 55** ist der zeitliche Verlauf des Stromverbrauches für das Bioperkolatverfahren und für die Verladung und Lüftungstechnik getrennt dargestellt. In der **Abbildung 54** erfolgt die Darstellung monatsweise und in der **Abbildung 55** wochenweise.





**Abbildung 54:** Monatlicher Stromverbrauch des Bioperkolatverfahrens und der Verladung und Lüftungstechnik über die Zeit



**Abbildung 55:** Wöchentlicher Stromverbrauch des Bioperkolatverfahrens und der Verladung und Lüftungstechnik über die Zeit

Es zeigt sich für die Verladung und Lüftungstechnik ein nahezu konstanter Verbrauch an elektrischer Energie. Auffällig ist der Ende 2002 stark gestiegene Stromverbrauch für die Perkolatation. Diese Erhöhung beruht im Wesentlichen auf dem Strombedarf der seit Oktober 2002 im Abluftpfad des Perkolators betriebenen Umluftkühlung, deren

Hauptkomponenten ein elektrisch betriebener Kaltwassersatz und ein Schraubenkompressor waren. Daneben sind in geringerem Umfang vermutlich noch andere Faktoren für diesen Anstieg verantwortlich (z. B. der Betrieb der Versuchseinrichtungen zur Sandwäsche und Schlammverdickung sowie der Betrieb des Faserstoffabscheiders).

Eine zusätzliche Ursache für den Anstieg des Stromverbrauchs ab Ende 2002 könnte die Reduzierung der Kreislaufmenge und der zurückgeführten Schlammmenge sein. Die Zahlen der Wassermengen in den Perkolator verdeutlichen dies:

- 2001: etwa 2,2 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm etwa 0,5 m<sup>3</sup>/Mg
- 2002 bis zum Leistungstest: etwa 1,4 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm etwa 1,1 m<sup>3</sup>/Mg
- 2002, Leistungstest: etwa 1,1 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm etwa 0,5 m<sup>3</sup>/Mg
- 2003 etwa 1,3 m<sup>3</sup>/Mg + Schlamm etwa 0,3 m<sup>3</sup>/Mg

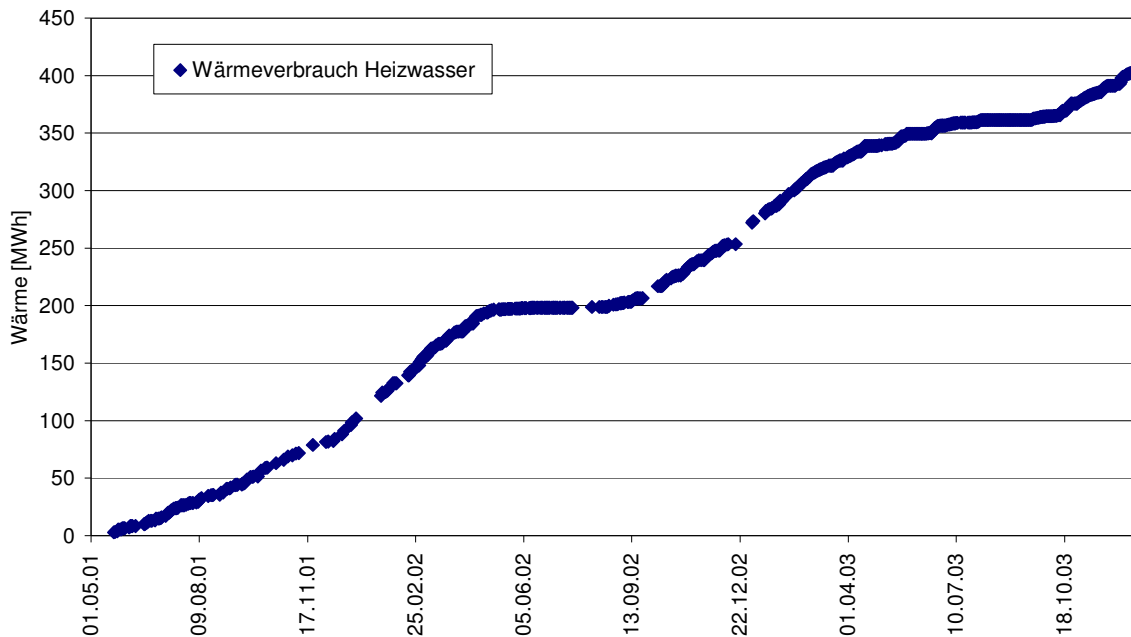
Durch die Zuführung des Wasser ist eine Reduzierung der Reibung innerhalb des Abfalls zu erwarten, so dass von einem Einfluss der Wassermenge auf den Stromverbrauch wahrscheinlich ist. Deutlich wurde dies am Ende des Betriebszeitraums. Vom 09.12. - 17.12.03 wurde nicht perkoliert, da ein Trocknungsversuch mit nicht-perkoliertem Material durchgeführt wurde. Gleichzeitig wurde am 16. und 17.12.03 der Perkolator jeweils mit 60 - 70 Mg/d (ca. 6 - 7 Mg/h) beschickt. Dabei wurde erkannt, dass bei fehlender Perkolation die Stromaufnahme des Rührwerks soweit anstieg, dass ein Rühren im nicht-perkolierten Müll bei maximalem Füllstand nicht mehr möglich war.

Zur Ermittlung der Stromaufnahme des Rührwerks in Abhängigkeit von der Wassermenge und der Eintragsmenge wäre eine detailliertere Untersuchung notwendig.

#### 4.6.2 Wärme

Wärmeverbraucher waren zum einen der Anaerobreaktor und zum anderen die Abwasserbehandlungsanlage. Ein Wärmezähler existierte nur beim Anaerobreaktor. Gemessen wurde dort der Wärmeverbrauch für das Heizwasser, das einem Wärmetauscher zur Beheizung des Zulaufs zugeführt wurde. In der **Abbildung 56** ist die Summenkurve für den Wärmeverbrauch des Anaerobreaktors dargestellt.

Der Wärmeverbrauch in den kälteren Jahreszeiten ist erwartungsgemäß höher als in den wärmeren Jahreszeiten. Der mittlere spezifische Wärmeverbrauch lag bei etwa 21 kWh/Mg Anlageneintrag.



**Abbildung 56:** Summenkurve für den Wärmeverbrauch des Anaerobreaktors

**Anmerkung:**

Hinsichtlich der Großanlage am Anlagenstandort mit einer Einsatzmenge von 90.000 Mg/a, würden aus der Verstromung des Biogases aus dem Anaerobreaktor ca. 19,7 Mio. kWh<sup>14</sup> an Wärme zur Verfügung stehen. Der Eigenbedarf an Wärme beträgt ca. 2,1 Mio. kWh. Somit stünden für das Fernwärmenetz noch ca. 17,6 Mio. kWh zur Verfügung.

#### 4.7 Abluft

##### 4.7.1 Abluftbehandlungsversuch mit einer Anlage zur thermisch-regenerativen Oxidation (TRO)

###### 4.7.1.1 Voraussetzungen

Die Emissionsquellen waren in der Demonstrationsanlage die Perkolatorabluft, die Abluft aus der Trocknung und die Quellenabluft aus dem Bereich der Fördertechnik und der mechanischen Aufbereitung, wie z. B. die innerhalb der Einkapselung des Siebtrommels abgesaugte Abluft, die Abluft aus dem Bunker und die Abluft von den gekapselten Förderbändern.

<sup>14</sup> : Mit: 55% Methangehalt; 37% Strom-, 50% Wärmeausbeute, 13% Verlust; 90% Anlagenverfügbarkeit; Gasbildung 80 m<sup>3</sup>/Mg; Eintragsmenge 100.000 Mg/a; Brennwert 9,971 kWh pro m<sup>3</sup> Methan.

Zur Emissionsreduzierung wurden in der Demonstrationsanlage ein saurer Wäscher zur Ammoniakentnahme und ein Biofilter in Kombination mit einer Ionisationsanlage zur Geruchsverminderung installiert. Im Anlagenbetrieb zeigte sich jedoch eine Versäuerung des Biofilters und bei hohen Geruchsbelastungen der Rohluft eine unzureichende Geruchsreduzierung. Zur Verminderung der Geruchsstoffemissionen wurde die Biofilteranlage erweitert und ein alkalisch-oxidativer Wäscher zur Schwefelwasserstoffentnahme aus der Perkolatorabluft installiert.

Um zu klären, ob insbesondere die geruchsintensive Perkolatorabluft zukünftig nach der Durchführung einer thermisch-regenerativen Oxidation (TRO) die Vorgaben der 30. BImSchV erfüllen kann, wurde die Ingenieurgesellschaft Witzenhausen Fricke & Turk GmbH (IGW) vom ZAK beauftragt, einen großtechnischen Versuch zur thermisch-regenerativen Abluftbehandlung zu organisieren, wissenschaftlich zu begleiten und auszuwerten. Im Folgenden ist eine Zusammenfassung des dazu von der IGW erstellten Berichtes <sup>15</sup> dargestellt. Die wesentlichen Untersuchungen wurden im Bereich der Perkolatorabluft durchgeführt.

#### 4.7.1.2 Versuchsanlage

Zur Abluftbehandlung wurde eine 1-Kammer TRO-Anlage (TRO-VocsiBox®), mit Pufferbehälter für die Umschaltvorgänge bei Richtungswechsel des Gasstromes verwendet. Der TRO-Anlage vorgeschaltet war eine Gaswäsche bestehend aus einem sauren und einem alkalischen Wäscher zur Elimination von Ammoniak und Schwefelwasserstoff aus dem Rohgas. Die Entfernung des Schwefelwasserstoffes vor der TRO war erforderlich, da der Schwefelwasserstoff ansonsten zu Schwefeldioxid oxidiert wird, welches zu Korrosion in der TRO und zu Geruchsbildung führt. Zudem wird der Ausstoß von Schwefeldioxid durch die TA Luft begrenzt. Ammoniak musste dem Rohgas entzogen werden, um die Lachgas- und Stickoxidfrachten im Reingas nach der TRO zu minimieren.

In der TRO erfolgt die Oxidation der Abluftschadstoffe durch eine nicht-katalytische Verbrennung in einem flammlosen Reaktorbett. Die Temperatur im Reaktorbett kann bis zu 1000°C betragen. Das Rohgas durchströmte den Reaktor wechselweise von oben nach unten und umgekehrt. Die im Reaktorbett gespeicherte Wärmemenge konnte so zur Vorwärmung des Rohgases genutzt und die heiße Reaktionszone in der Mitte des Bettes gehalten werden. Die Strömungsrichtung wurde alle 90 bis 150 Sekunden gewechselt.

---

<sup>15</sup>: IGW - Ingenieurgesellschaft Witzenhausen Fricke & Turk GmbH „Organisation, Begleitung und Auswertung des Versuchsbetriebes einer TRO-Versuchsanlage zur Reinigung der Prozessabluft in der ZAK – Demonstrationsanlage“ vom Januar 2003

Sowohl in der Anfahr- als auch in der Betriebsphase können Biogas, Erdgas, Propan oder Heizöl zur Stützfeuerung eingesetzt werden. Bei der Verwendung von Bio- oder Deponiegasen muss eine Staub-, Schwefel-, Silizium- und Ammoniakabscheidung erfolgen. Auf den Einsatz einer Stützfeuerung in der Betriebsphase kann verzichtet werden, wenn zur Erhaltung der Reaktorbetttemperatur das Rohabgas einen Heizwert von mindestens 0,03 kWh/m<sup>3</sup> hat (autothermer Betrieb). Kann der Heizwert nicht durch die TOC-Fracht des Rohabgases gedeckt werden, muss eine Stützgasbeimischung erfolgen.

Während des Abluftbehandlungsversuchs wurden folgende Parameter messtechnisch erfasst:

- Gesamtkohlenstoff (TOC) über Flammenionisationsdetektor
- Distickstoffmonoxid (N<sub>2</sub>O, [Lachgas]) über Infrarot
- Geruch (nach VDI 3881 Blatt)
- Stickstoffverbindungen (NH<sub>3</sub> und NO/NO<sub>2</sub>) über NH<sub>3</sub> - Drägerröhrchen und Infrarot
- Schwefelverbindungen (H<sub>2</sub>S und SO<sub>2</sub>) über Ultraviolett-Spektroskopie
- Kohlenmonoxid (CO) über elektrochemischen Messkopf
- Methan (CH<sub>4</sub>) über Flammenionisationsdetektor
- Sauerstoff (O<sub>2</sub>) über ein Verfahren nach dem Prinzip des Paramagnetismus
- Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) über Infrarot
- Dioxine/Furane (PCDD/F) – Bestimmung im Labor
- Strömungsgeschwindigkeit über Staurohr/Hitzkugel-/Flügelradanemometer
- Druck über Mikromanometer
- Ablufttemperatur und Abluftfeuchte über Hygrometer
- Normvolumenstrom – berechnet

Vom 21.10. bis 13.12.2002 wurde der Abluftbehandlungsversuch bei der Demonstrationsanlage auf der Deponie Kahlenberg durchgeführt. In den ersten 9 Versuchstagen traten einige technische Schwierigkeiten mit der Versuchsanlage auf, wodurch in dieser Phase keine stabilen Betriebsbedingungen erreicht werden konnten. Die Messtechnik zur Überwachung der auftretenden Emissionen war in dieser Phase bereits einsatzbereit. Am 11. Versuchstag ging die Abluftbehandlung zunächst in den Dauerbetrieb. Da der angestrebte Konzentrationswert für den Gesamtkohlenstoff (TOC) im Reingas nach der TRO von 5 mg/Nm<sup>3</sup> mit der Versuchsanlage nicht erreicht werden konnte, wurde der Versuchsbetrieb für 19 Tage unterbrochen, um technische Modifizierungen an der TRO vorzunehmen. Nach einer erneuten Einfahrphase konnte die TRO am 51. Versuchstag erneut in den Dauerbetrieb genommen werden. Nachdem der angestrebte TOC-Konzentrationsbereich im Reingas nach der TRO erreicht wurde, wurde der Versuchsbetrieb nach 54 Tagen eingestellt.

Von Bedeutung ist der Versuchsverlauf nach der Optimierungsphase zwischen dem 51. bis 54. Versuchstag, da an diesen Tagen die Anlage optimal eingestellt war und diese Einstellungen dem regulären Anlagenbetrieb entsprechen würden. Dieser Versuchszeitraum wurde im Folgenden primär betrachtet.

Im Versuchsverlauf lagen die Abluftströme relativ konstant im Bereich um 1.500 m<sup>3</sup>/h mit ca. 8 m/s auf der Rohgasseite und mit ca. 17 m/s auf der Reingasseite. Die Rohgastemperaturen lagen gleichmäßig bei ca. 30°C. Das Reaktorbett wurde bei einer Temperatur von ca. 850 bis 870°C betrieben, wodurch eine Ablufttemperatur von ca. 100 bis 120°C, bei einem Umschaltzyklus von 150 Sekunden, im Reingas entstand.

#### 4.7.1.3 Gerüche

Die Geruchsstoffkonzentrationen im unbehandelten Rohgas lagen zwischen 90.000 bis 130.000 GE/m<sup>3</sup>. Durch das Wäschersystem erfolgte eine Reduktion der Geruchswerte um durchschnittlich 35 % auf Werte zwischen 41.000 und 92.500 GE/m<sup>3</sup>. Zur Geruchsreduktion auf die geforderten 500 GE/m<sup>3</sup> gemäß der 30. BImSchV sollte die Geruchsstoffkonzentration im Rohgas gemäß Angabe des TRO-Herstellers nicht über 40.000 GE/m<sup>3</sup> liegen. Vor diesem Hintergrund wurde eine Geruchsentfrachtung der Perkolatorabluft durch den Betrieb einer Kondensationsanlage vor der eigentlichen Abluftbehandlung durchgeführt. Unter diesen Bedingungen lag der Rohgaswert vor dem Wäscher bei 67.500 GE/m<sup>3</sup> und nach dem Wäscher bei 48.000 GE/m<sup>3</sup>. Im Reingas nach der TRO konnten unter diesen Betriebsbedingungen Geruchsstoffkonzentrationen von 360 GE/m<sup>3</sup> bestimmt werden. Damit konnte eine Geruchsreduktion von bis über 99 % erreicht werden.

#### 4.7.1.4 Gesamtkohlenstoff (TOC)

Der TOC in der Perkolatorabluft (Rohgas) zeigte Schwankungen zwischen 600 und 900 mg/Nm<sup>3</sup>. Durch das Wäschersystem wurde im Mittel des gesamten Versuchs eine TOC – Verminderung von 12 % erreicht. Im Reingas konnte nach der Optimierungsphase der angestrebte Reingaswert von 5 mg/Nm<sup>3</sup> erreicht bzw. mit durchschnittlich 4,5 mg/Nm<sup>3</sup> unterschritten werden. Die Abnahme des TOC bezogen auf das Rohgas lag nach der Optimierungsphase bei 99,4 %.

#### 4.7.1.5 Methan (CH<sub>4</sub>)

Der mittlere Methankohlenstoffanteil am TOC lag im Rohgas bei etwa 71 % und im Reingas bei nur etwa 30 %. Demnach wurde Methan-C durch die thermische Behandlung effektiver reduziert als der Gesamtkohlenstoff.

#### 4.7.1.6 Lachgas (N<sub>2</sub>O)

Die Lachgaskonzentration im Rohgas schwankte nach der Optimierungsphase zwischen 11,5 bis 25 mg/m<sup>3</sup>. Durch das Wäschersystem fand keine Verminderung statt. Ebenfalls fand durch die thermische Behandlung bei Betttemperaturen um 850 °C keine nennenswerte Konzentrationsveränderung statt.

#### 4.7.1.7 Ammoniak (NH<sub>4</sub>)

Die Ammoniakkonzentrationen lagen im Rohgas zwischen 1 und 7 mg/m<sup>3</sup>. Durch das Wäschersystem konnte eine zusätzliche Abnahme auf Werte zwischen 1 und 2 mg/Nm<sup>3</sup> erreicht werden. In der TRO wurde der Restammoniak vollständig oxidiert und war im Reingas der TRO nicht mehr nachweisbar.

#### 4.7.1.8 Schwefelwasserstoff (H<sub>2</sub>S)

Bezüglich der Geruchsemissionen durch Schwefelwasserstoff war die Reinigung über das Wäschersystem in der alkalischen Wäscherstufe der wichtigste Schritt, da sowohl unverbrannter Schwefelwasserstoff als auch zu Schwefeldioxid oxidiertes Schwefelwasserstoff im Reingas geruchswirksam sind.

Die Schwefelwasserstoffkonzentrationen im Rohgas betragen zwischen 23 bis 55 mg/m<sup>3</sup>. Diese wurden durch den alkalischen Wäscher um ca. 80 % auf ca. 5 mg/m<sup>3</sup> reduziert. Die höchste Reinigungsleistung in der alkalischen Wäsche wurde bei einem pH-Wert von 9,5 und einer Zudosierung von Wasserstoffperoxid, H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>-Konzentration von > 100 mg/l) erreicht. Der Schwefelwasserstoff wurde durch die TRO nahezu unabhängig von der Eingangskonzentration weitestgehend zu Schwefeldioxid verbrannt. Es wurde eine Schwefelwasserstoffkonzentration im Reingas von durchschnittlich 0,02 mg/m<sup>3</sup> gemessen.

#### 4.7.1.9 Dioxine und Furane

Die Analysen der zeitgleich im Roh- und Reingas der Versuchsanlage durchgeführten Abluftproben vom 12.12.2002 ergaben PCDD/F Konzentrationen von 0,0007ng/Nm<sup>3</sup> im

Rohgas und 0,0014 ng/Nm<sup>3</sup> im Reingas (TE nach BGA), wodurch der Grenzwert der 30. BImSchV von 0,1 ng/Nm<sup>3</sup> deutlich unterschritten wurde.

#### 4.7.1.10 Kohlenstoffdioxid (CO<sub>2</sub>) und Sauerstoff (O<sub>2</sub>)

Die Kohlenstoffdioxidkonzentrationen im Rohgas der Perkolation lag im Untersuchungszeitraum relativ konstant bei 1,8 Vol.-%. Durch die Verbrennung des TOC im Rohgas und der diskontinuierlichen Stützfeuerung durch Propangas müsste die CO<sub>2</sub>-Konzentration im Reingas tendenziell höher sein als im Rohgas. Bei einer durchschnittlichen Kohlenstofffracht (Abluft – C und Propan – C) im Rohgas von bis zu 2 g/m<sup>3</sup> ergäbe sich auf Basis der stöchiometrischen Zusammenhänge eine maximale zusätzliche CO<sub>2</sub> Emission von ca. 4 l/m<sup>3</sup> bzw. 0,4 %.

Aufgrund der im Versuchsverlauf auftretenden Rohgasschwankungen und der relativ hohen analytischen Nachweisgrenze von 0,1 % des eingesetzten Messgerätes wurde dieser Effekt überlagert und ist schwer zu erkennen.

Entsprechend der gemessenen CO<sub>2</sub> Konzentrationen lagen die Sauerstoffvolumenkonzentrationen in Roh- und Reingas bei ca. 18 bis 19 %.

#### 4.7.1.11 Sonstige Parameter

Nach der Optimierungsphase lagen für die Parameter Schwefeldioxid (SO<sub>2</sub>), Stickoxide (NO und NO<sub>2</sub>) und Kohlenstoffmonoxid (CO) keine Messwerte vor, da weitere Messungen für diese Parameter nicht für sinnvoll gehalten wurden und weil die Grenzwerte der TA Luft bereits vor der Optimierungsphase deutlich unterschritten wurden.

Parameter	Einheit	Grenzwert der TA Luft	Messwerte im Reingas vor der Anlagenoptimierung
Schwefeldioxid (SO <sub>2</sub> )	mg/Nm <sup>3</sup>	350	43,8 (10 bis 100)
Stickstoffoxid (NO)	mg/Nm <sup>3</sup>		2,4 (1 bis 6)
Stickstoffdioxid (NO <sub>2</sub> )	mg/Nm <sup>3</sup>		0,4 (0 bis 2)

#### 4.7.1.12 Zusammenfassende Bewertung TRO

Zusammenfassend ist festzustellen, dass für die gemessenen Parameter in der Abluft der Perkolationsanlage alle bestehenden Grenzwerte durch die aus 2-stufiger Wäsche und thermisch regenerativer Oxidation (TRO) bestehenden Abluftbehandlungsanlage eingehalten werden konnten.



Zur Behandlung der Perkolatorabluft wäre auf Basis der Messungen keine saure Wäsche zur  $\text{NH}_3$  Abscheidung erforderlich gewesen. Dennoch sollte im Hinblick auf potentielle Geruchsbelastungen eine entsprechende Wäscherstufe vorgesehen werden.

Die alkalisch-oxidative Wäscherstufe zur Reduktion von  $\text{H}_2\text{S}$  ist im Hinblick auf das Einhalten des Geruchsgrenzwertes der 30. BImSchV erforderlich.

Zum sicheren Einhalten des Geruchsgrenzwertes der 30. BImSchV ( $500 \text{ GE/m}^3$ ) unter Nutzung der eingesetzten TRO-Technologie sollte gemäß dem Hersteller der im Versuch eingesetzten TRO-Technologie die Geruchsstoffkonzentration der Rohluft nicht über  $50.000 \text{ GE/m}^3$  liegen. Daher ist ggf. der beschriebenen Abluftbehandlungsanlage eine zusätzliche Reinigungsstufe zur Geruchsentfrachtung vorzuschalten.

Der Einsatz einer TRO sollte bei einer Großanlage nur zur Reinigung stark belasteter Luftströme erfolgen. Schwach belastete Luftströme können kostengünstiger mit anderen Technologien behandelt werden. Die Reinigung der Hallenabluft kann bei einer Großanlage weiterhin über Biofilter erfolgen, da dieser mengenmäßig große Abluftstrom nur gering belastet ist.

#### 4.7.2 Perkolation ohne Belüftung

Im Perkolator wird durch aerobe Hydrolyse eine Vielzahl von leicht flüchtigen Stoffen und Kohlendioxid aus dem Perkolator ausgetragen.

Zur Unterstützung der aeroben Hydrolyse wurde ein Belüftungssystem eingesetzt, das mittels Kompressor eine Mischung aus Frischluft und Umluft über 22 Belüftungsstellen am Perkolatorboden Druckluft in den Perkolator einpresste.

Von Anfang August bis Mitte Oktober 2003 wurde der Perkolator ohne Belüftung betrieben. Dabei sollte die Auswirkung der Belüftung auf die Perkolation untersucht werden. Durch die Umweltanalytik RUK GmbH wurden am 25., 27. und 29.09.2003 begleitende Emissionsmessungen an der Perkolatorabluft durchgeführt<sup>16</sup>.

Zum Vergleich stehen Messwerte der Perkolatorabluft im normalen Betrieb mit Belüftung aus zwei Messphasen zur Verfügung<sup>17</sup>.

<sup>16</sup>: Ergebnisbericht über die Durchführung der Abluftmessungen beim ZAK-Verfahren, Bericht vom 14.11.2003, Aktenzeichen P06303

<sup>17</sup>: Umweltanalytik RUK GmbH, Ergebnisbericht über die Durchführung der Abluftmessungen am 02., 04. und 08.04.2003 beim ZAK-Verfahren, Bericht vom 23.05.2003, Aktenzeichen ZAK02303 sowie Umweltanalytik RUK GmbH, Ergebnisbericht über die Durchführung der Abluftmessungen am 20., 22. und 24.11.2003 beim ZAK-Verfahren, Bericht vom 09.01.2004

Die Ergebnisse der Messungen sind in der **Tabelle 5** dargestellt.

Parameter	Einheit	durchschnittliche Abluftwerte ohne Belüftung (Messungen vom September 2003)	Zum Vergleich: Durchschnittliche Abluftwerte mit Belüftung	
			Messungen vom April 2003	Messungen vom November 2003
Gesamt Kohlenstoff	mg/m <sup>3</sup>	829	1.166	405
Methan	Vol.-%	0,22	0,26	0,1
Kohlenstoffdioxid	Vol.-%	1,7	5,0	1,5
Sauerstoff	Vol.-%	20,3	18,8	20,3
Stickstoff	Vol.-%	76,9	75,1	78,6
Ammoniak	mg/m <sup>3</sup>	19	28	12
Summe Aromaten	mg/m <sup>3</sup>	21	66	7,4
Summe n-Alkane	mg/m <sup>3</sup>	11	36	6,8
Summe LHKW	mg/m <sup>3</sup>	< 0,1	17	< 0,1
Summe Ketone	mg/m <sup>3</sup>	3,0	28	0,5
Summe Terpene	mg/m <sup>3</sup>	34	393	33
Gesamt Chlor	mg/m <sup>3</sup>	2,6	26	3,6
Gesamt Fluor	mg/m <sup>3</sup>	< NGW	9,9	1,5
Gesamt Schwefel	mg/m <sup>3</sup>	68	12	83
Summe Siloxane	mg/m <sup>3</sup>	4,5	2,7	1,4

**Tabelle 5:** Abluftwerte des Perkolators mit und ohne Belüftung

Für die gemessenen Konzentrationen mit Belüftung zeigen sich in den beiden Messzeiträumen sehr unterschiedliche Werte. In einem Fall sind die gemessenen Werte höher als ohne Belüftung und im anderen Fall sind die gemessenen Werte niedriger als ohne Belüftung. Dies ist ein Indiz dafür, dass die Konzentrationen in der Abluft viel mehr von anderen Faktoren (z. B. den Betriebsbedingungen) als von der Tatsache, ob belüftet wird oder nicht, abhängen.

Unterschiedliche Betriebsbedingungen können z. B. eine unterschiedliche Abfallmenge im Perkolator und/oder eine jahreszeitlich unterschiedliche Abfallzusammensetzung sein, eine wesentliche Betriebsbedingung ist aber die abgeführte Abluftmenge im Verhältnis zur Zuluft- bzw. Umluftmenge.

Unterschiedliche Abluftmengen wären bei einer Frachtenbetrachtung berücksichtigt. Eine detaillierte Frachtenbetrachtung kann von uns nicht durchgeführt werden, da uns hierzu die Werte der Abluftmenge fehlen.

Nach unserer Kenntnis ist von folgenden Luftmengen auszugehen:

- ohne Belüftung wurden etwa 1.100 m<sup>3</sup>/h an Abluft abgesaugt und abgeführt
- mit Belüftung wurden i. d. R. etwa 2.000-2.500 m<sup>3</sup>/h an Abluft abgesaugt, wovon etwa 500 m<sup>3</sup> abgeführt und der Rest als Umluft verwendet wurden.
- Während der Messungen im November 2003 wurde keine Umluftführung betrieben. Es war also kein Regelbetrieb gegeben. Es wurden die gesamten vermutlich etwa 2.000 m<sup>3</sup>/h abgeführt.

In der **Tabelle 6** ist dargestellt, welche Frachten sich bei Ansatz dieser Abluftmengen ergeben würden.

Parameter	Einheit	durchschnittliche Abluftwerte <b>ohne Belüftung</b> (Messungen vom September 2003)	Durchschnittliche Abluftwerte <b>mit Belüftung</b>	
			Messungen vom April 2003	Messungen vom November 2003
Gesamt Kohlenstoff	g/h	912	583	810
Methan	g/h	1.736	933	1.435
Kohlenstoffdioxid	g/h	36.970	49.425	59.310
Ammoniak	g/h	21	14	24
Summe Aromaten	g/h	23	33	15
Summe n-Alkane	g/h	12	18	14
Summe LHKW	g/h	< 0,1	9	< 0,1
Summe Ketone	g/h	3	14	1
Summe Terpene	g/h	37	197	66
Gesamt Chlor	g/h	2,9	13	7
Gesamt Fluor	g/h	< 0,2	5	3
Gesamt Schwefel	g/h	75	6	166
Summe Siloxane	g/h	5	1,4	3

**Tabelle 6:** Frachten in der Abluft des Perkolators mit und ohne Belüftung

Der Vergleich der Messungen von April und September 2003 lässt die folgenden Unterschiede beim Verzicht auf die Belüftung gegenüber dem Regelbetriebszustand mit Belüftung vermuten:

- Bei Parametern, die für eine anaerobe Atmosphäre typisch sind (TOC, CH<sub>4</sub> und NH<sub>3</sub>), sind die im Abluftstrom ausgetragenen Frachten etwas höher.
- Bei leichtflüchtigen und damit ausstrippbaren Substanzen, wie z. B. LHKW sind die im Abluftstrom ausgetragenen Frachten etwas niedriger.

Insgesamt scheint der Effekt der Belüftung auf die luftgetragenen Emissionen relativ gering zu sein: Der durch den Abfall und die mechanische Umwälzung des Abfalls im Perkolator zugeführte Sauerstoffmenge reicht offensichtlich aus.

Ein Effekt hinsichtlich der Abfalleigenschaften war ebenfalls nicht zu beobachten, alle gemessenen Parameter wiesen während der nahezu 2,5-monatigen Phase ohne Belüftung keine auffällige Abweichungen auf.

## **5 Trocknung und mechanische Stofftrennung**

Im Demonstrationsbetrieb bestand die Aufbereitung des entwässerten Perkotrats aus Trocknungs- und Trennstufen, die nur zu Versuchszwecken nicht aber kontinuierlich betrieben wurden und bei denen nur ein Teil des produzierten Perkotrats verwendet wurde.

### **5.1 Biologische Trocknung**

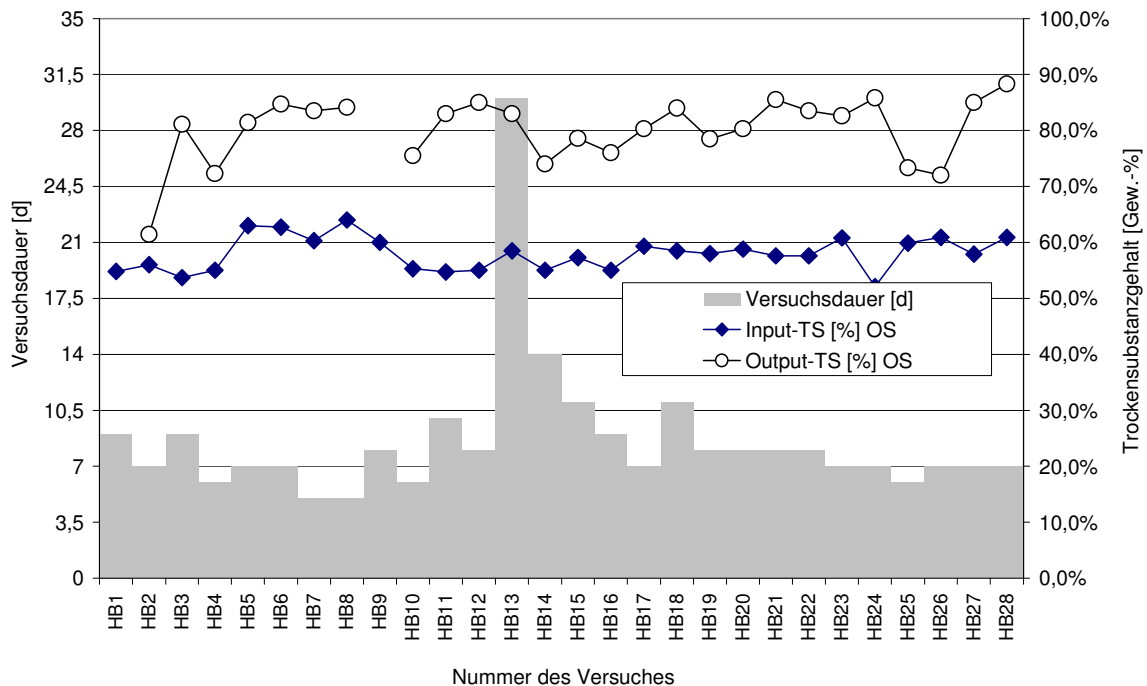
Das entwässerte Perkotrat wurde in einem mobilen und einem fest installierten Trocknungsmodul biologisch getrocknet. Bei einer biologischen Trocknung wird die Abwärme der mikrobiellen Abbauprozesse zur Trocknung genutzt. Ab einem Wassergehalt unter 25 %, also einem Trockensubstanzgehalt über 75 %, kommt es zu einer Verschlechterung der Lebensbedingungen der für den biologischen Abbau verantwortlichen Mikroorganismen und bei einem Wassergehalt unter 15 %, also einem Trockensubstanzgehalt über 85 % kommt die biologische Aktivität nahezu zum Erliegen<sup>18</sup>. Eine Trocknung auf deutlich geringere Wassergehalte bzw. deutlich höhere Trockensubstanzgehalte kann dann nur noch mit der vorhandenen Restwärme und durch „Trockenblasen“ erfolgen.

---

<sup>18</sup>: Relevant für die Bewertung ist hierbei der Feuchtegehalt in jenen Bereichen in dem ein mikrobieller Abbau stattfinden kann und kein Feuchtigkeitsmittelwert aus trockenen Bereichen ohne biologisch abbaubare Substanzen und für einen mikrobiellen Abbau ausreichend feuchten Bereichen mit biologisch abbaubarer Substanz.

Die ersten Trocknungsversuche wurden mit dem mobilen Trocknungsmodul durchgeführt. Das mobile Trocknungsmodul wurde mit durchschnittlich ca. 21 Mg befüllt. Die Trocknung dauerte im Mittel ca. 7 Tage und erfolgte mittels Belüftung über einen Belüftungsboden. Das mobile Trocknungsmodul besaß kein automatisches System zur Umsetzung des Rottegutes, weshalb teilweise mit Radlader umgesetzt (Versuche HB 5, HB 6 und HB 8 bis HB 18) und teilweise auch ohne Umsetzen getrocknet wurde.

In der **Abbildung 57** ist der Trockensubstanzgehalt des Perkotrats zu Beginn und nach Ende bei den in dem mobilen Trocknungsmodul durchgeführten Trocknungsversuchen dargestellt. Zwischen April 2002 und Juni 2003 wurden insgesamt 28 Trocknungsversuche mit dem mobilen Trocknungsmodul durchgeführt. Neben der Anfangstrockensubstanz (Input-TS) und der Endtrockensubstanz (Output-TS) ist in der **Abbildung 57** die Verweilzeit (Versuchsdauer) des Perkotrats in dem mobilen Trocknungsmodul angegeben <sup>19</sup>.



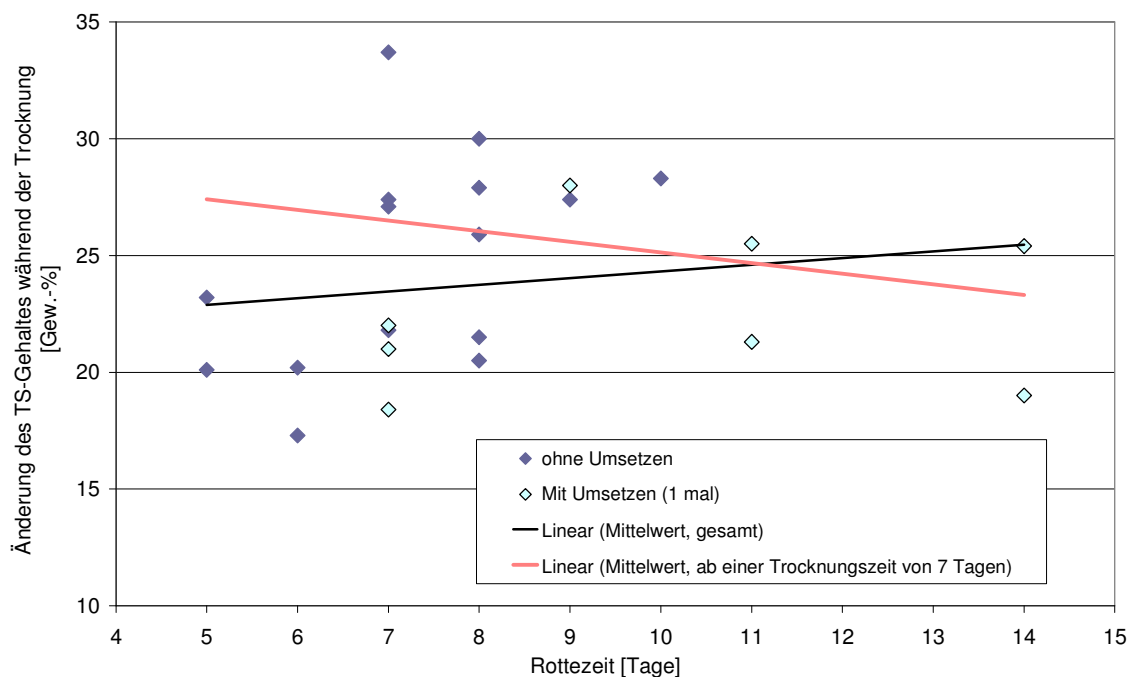
**Abbildung 57:** Trocknungsablauf in Input und Output, sowie Versuchsdauer bei den Untersuchungen in dem mobilen Trocknungsmodul

Im Durchschnitt wurde das Perkotrat ca. 7 Tage in dem mobilen Trocknungsmodul getrocknet. Diese Zeitspanne war zur Trocknung ausreichend. Eine längere Trocknungsdauer bewirkte kein wesentlich weiteres Absinken der Restfeuchte mehr.

<sup>19</sup>: Die sehr lange Trocknungsdauer von 30 Tagen bei dem Trocknungsversuch HB13 kam dadurch zustande, dass das Material über Weihnachten und Neujahr 2002/2003 in dem Trocknungsmodul gelassen wurde. Auch hier ist das Material nicht trockener als bei kurzen Verweilzeiten (vgl. HB 12).

Hierzu ist in der **Abbildung 58** die Trockensubstanzgehaltänderung während der Trocknung der Trocknungszeit gegenübergestellt. Trocknungsversuche mit Umsetzen sind mit anderen Symbolen gekennzeichnet, als Versuch ohne Umsetzen.

In der Abbildung sind außerdem zwei Trendlinien dargestellt, zum einen jene, die alle Mittelwerte berücksichtigt und zum anderen jene, die nur die Mittelwerte ab einer Trocknungszeit von 7 Tagen berücksichtigt. Da keine eindeutigen Unterschiede zwischen den Versuchen mit und ohne Umsetzen auszumachen waren, erfolgte die Mittelwertbildung von allen Trocknungsversuchen.



**Abbildung 58:** Gegenüberstellung der Trockensubstanzgehaltänderung während der Trocknung und der Trocknungszeit bei den Untersuchungen in dem mobilen Trocknungsmodul

Die beiden Trendlinien sind gegenläufig, zeigen aber insgesamt, dass keine eindeutige Abhängigkeit der erzielten Trocknungsleistung von der Zeitdauer der Trocknung im untersuchten Bereich nachgewiesen werden konnte.

Bei den Trocknungsversuchen waren zu viele unkonstante Parameter gegeben, um mit der im Verhältnis dazu relativ geringen Anzahl an Untersuchungen belegbare Aussagen treffen zu können, insbesondere sind mögliche Tendenzen durch stark unterschiedliche Trockensubstanzgehalte des für die Trocknungsversuche eingesetzten Materials zwischen etwa 52 und 64 Gew.-% überlagert.

Anfang Juni 2002 wurde zusätzlich ein fest installiertes Modul zur biologischen Trocknung in Betrieb genommen. Dabei handelte es sich um einen Container mit Belüftungsboden und einem Nutzinhalt von etwa 80 m<sup>3</sup> (ca. 40 Mg), bei dem das zu trocknende Perkotrat über Schnecken automatisch umgesetzt werden konnte.

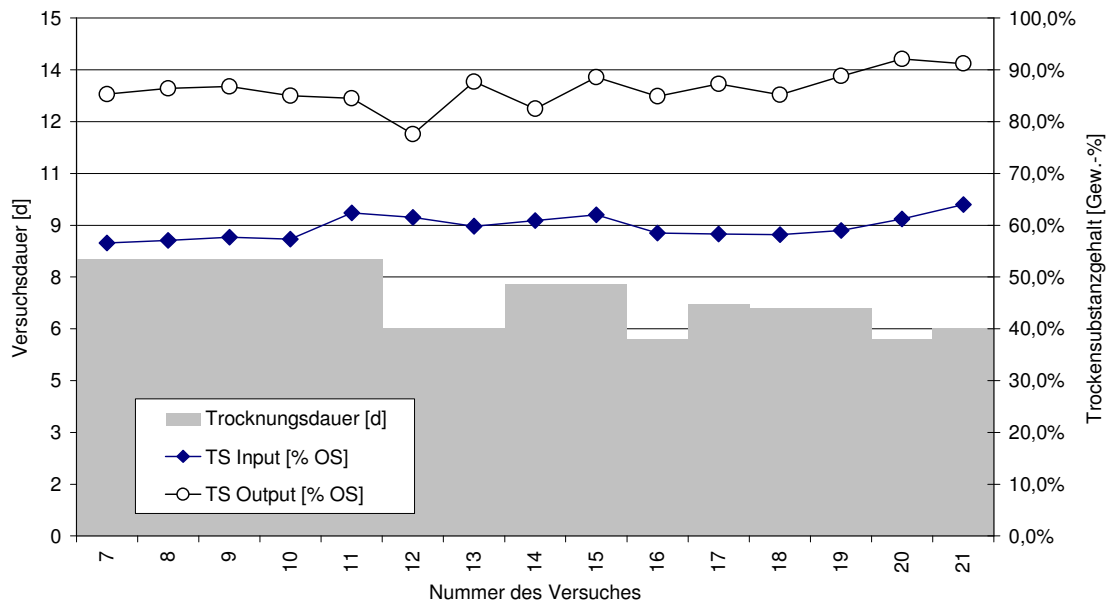
Für die biologische Trocknung wurde ein Teil des Abluftstroms eingesetzt, welcher der Abluftbehandlungsanlage zugeführt wurde. Die biologische Trocknung konnte in beiden Systemen, abhängig von der mikrobiellen Sauerstoffzehrung und der Prozesstemperatur ganz oder teilweise im Umluftbetrieb gehalten werden. Die eingesetzte Zuluft bestand zu 100 % aus Umluft, wenn die Solltemperatur unterschritten wurde, bzw. der Sauerstoffgehalt über dem Sollwert lag.

Wesentliche Vorteile des fest installierten Moduls zum mobilen Trocknungsmodul waren die geringeren Wärmeverluste aufgrund der folgenden Gegebenheiten:

- Durch das automatische Umsetzsystem musste das Material zum Umsetzen nicht den geschlossenen Bereich verlassen,
- das fest installierte Modul hatte eine bessere Isolierung
- die Umluftmenge wurde maximiert und
- es war ein größeres Trocknungsvolumen (40 Mg gegenüber 21 Mg Trockengutmenge) vorhanden.

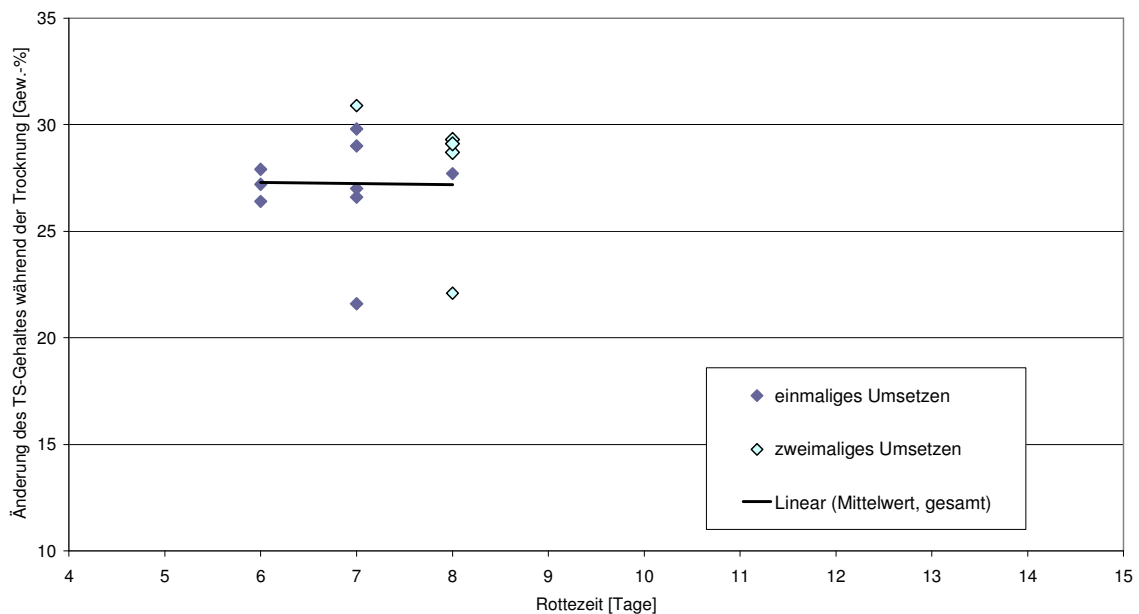
Die Dauer der Trocknung in dem fest installierten Trocknungsmodul betrug 5 bis 8 Tage, wobei das Material bis zu zweimal pro Trocknungsversuch im Container umgesetzt wurde (2 mal bei den Versuchen 7 bis 9, 11 und 20, ansonsten 1 mal und beim Versuch 12 wurde gar nicht umgesetzt). Durch das Umsetzen wurde das Material homogenisiert und bildete keine Klumpen, was die Belüftbarkeit, die Effizienz der anschließenden mechanischen Siebung und Sichtung und die Qualität der Produkte deutlich verbessert.

In der **Abbildung 59** sind die Trockensubstanzgehalte des Perkotrats vor und nach der Trocknung bei den Versuchen im fest installierten Trocknungsmodul dargestellt.



**Abbildung 59:** Trocknungsablauf in Input und Output, sowie Versuchsdauer bei den Untersuchungen in dem fest installierten Trocknungsmodul

Im Durchschnitt wurde das Perkotrat auch in dem fest installierten Trocknungsmodul ca. 7 Tage getrocknet. Diese Zeitspanne war auch hier zur Trocknung ausreichend. In der **Abbildung 60** ist die Trockensubstanzgehaltänderung während der Trocknung der Trocknungszeit gegenübergestellt.

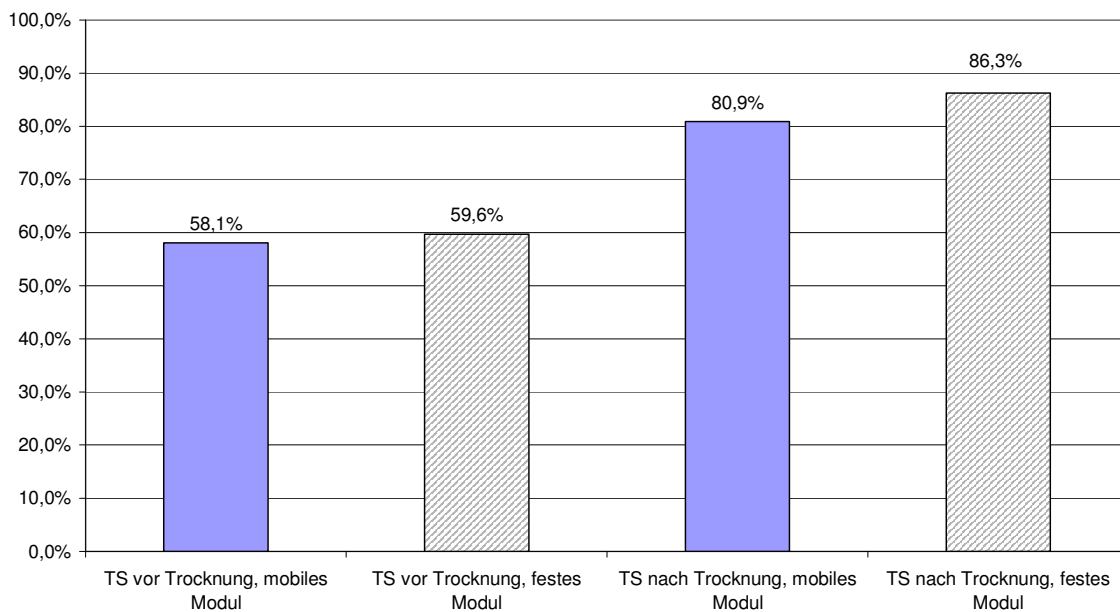


**Abbildung 60:** Gegenüberstellung der Trockensubstanzgehaltänderung während der Trocknung und der Trocknungszeit bei den Untersuchungen in dem fest installierten Trocknungsmodul



Eine Gegenüberstellung der erzielten Ergebnisse der Trocknungsversuche mit dem mobilen Trocknungsmodul und dem fest installierten Trocknungsmodul zeigt **Abbildung 61**.

Es zeigt sich für das fest installierte Trocknungsmodul eine bessere Trocknungsleistung. Der Unterschied wird im Wesentlichen auf die geringeren Wärmeverluste des fest installierten Trocknungsmoduls zurückzuführen sein. Außerdem begünstigen die höheren Chargenmassen im fest installierten Trocknungsmodul einen stabileren Rotteprozess.



**Abbildung 61:** Vergleich der TS-Gehalte vor und nach der Trocknung bei den Versuchen mit dem mobilen und dem fest installierten Trocknungsmodul

## 5.2 Mechanische Stofftrennung

### 5.2.1 Erzeugte Stoffströme

Bei der Anlage zur mechanischen Stofftrennung wurde zur Ermittlung der Mengenverteilung beginnend mit dem 18.03.2003 ein Versuch mit insgesamt etwa 4 Mg Perkotrat aus der biologischen Trocknung durchgeführt. Die mechanische Stofftrennung besteht aus einer Schwingsiebmaschine zur Herstellung von Siebfraktionen unterschiedlicher Körnung sowie aus Luftherden zur Schwer- / Leichttrennung der Siebfraktionen bis zu einer Körnung von 25 mm.

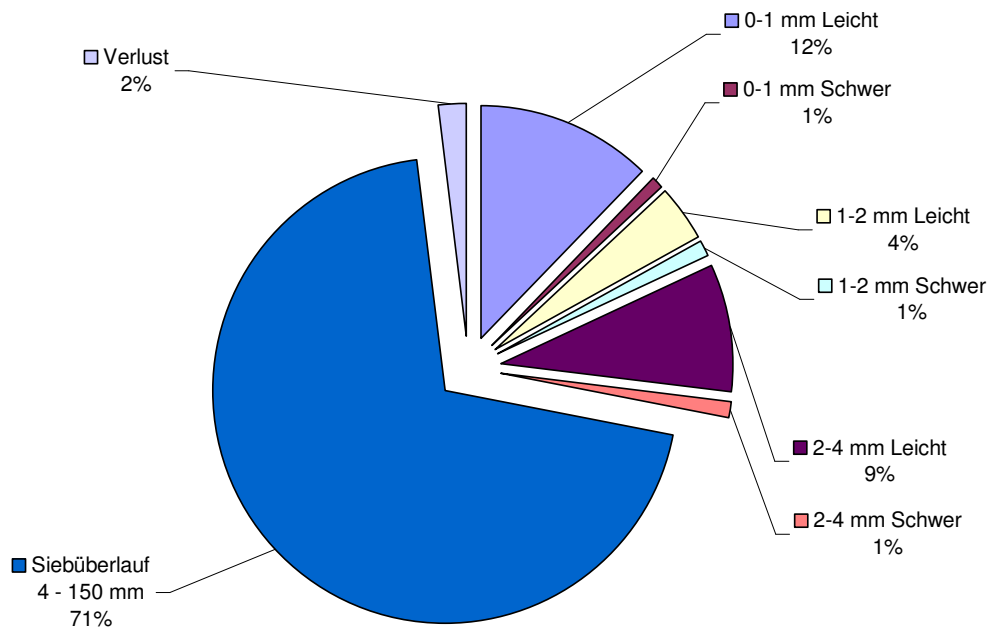
Für Körnungen > 25 mm wurden extern Versuche mit einem Zick-Zack-Sichter durchgeführt.

Mit der Schwingsiebmaschine können drei Fraktionen gleichzeitig abgesiebt werden.

In einem ersten Versuch wurden die folgenden Fraktionen erzeugt:

- 0 – 1 mm
- 1 – 2 mm
- 2 – 4 mm
- Siebüberlauf 4 – 150 mm

Die Siebdurchgänge wurden einzeln mittels der Luftherde in schwere (Inertstoffe) und leichte (Sekundärbrennstoffe [SBS]) Fraktionen weiter getrennt. Die Verteilung der einzelnen Fraktionen ist der **Abbildung 62** zu entnehmen.

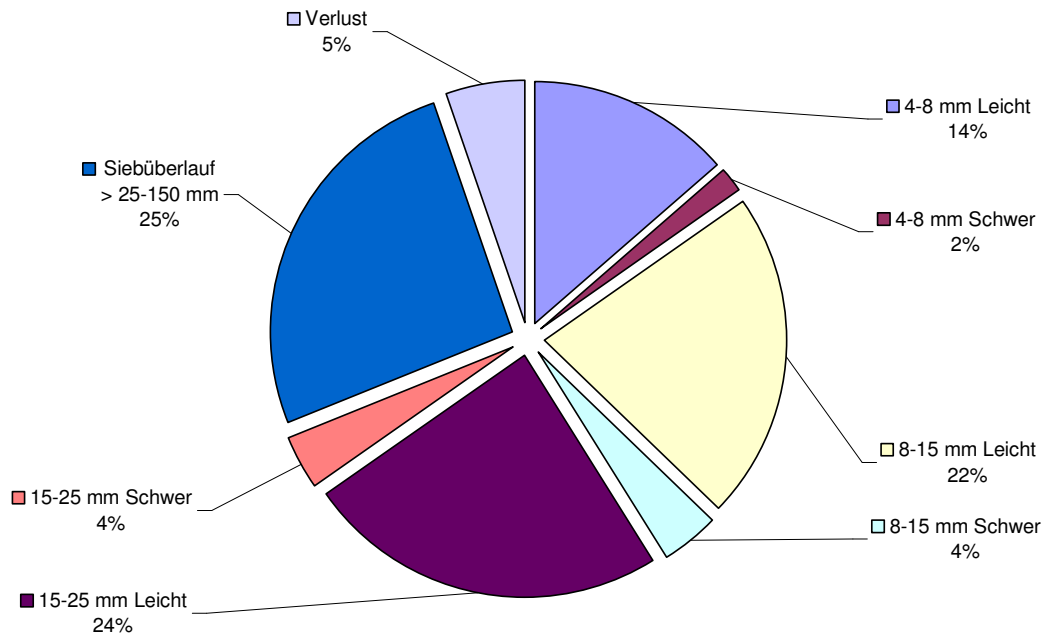


**Abbildung 62:** Klassierung des Perkotrats von 0 – 4 mm

Durch Wechseln der Siebe wurde über die Schwingsiebmaschine der Siebüberlauf der ersten Siebung nochmals gesiebt, so dass folgende Fraktionen erzeugt wurden:

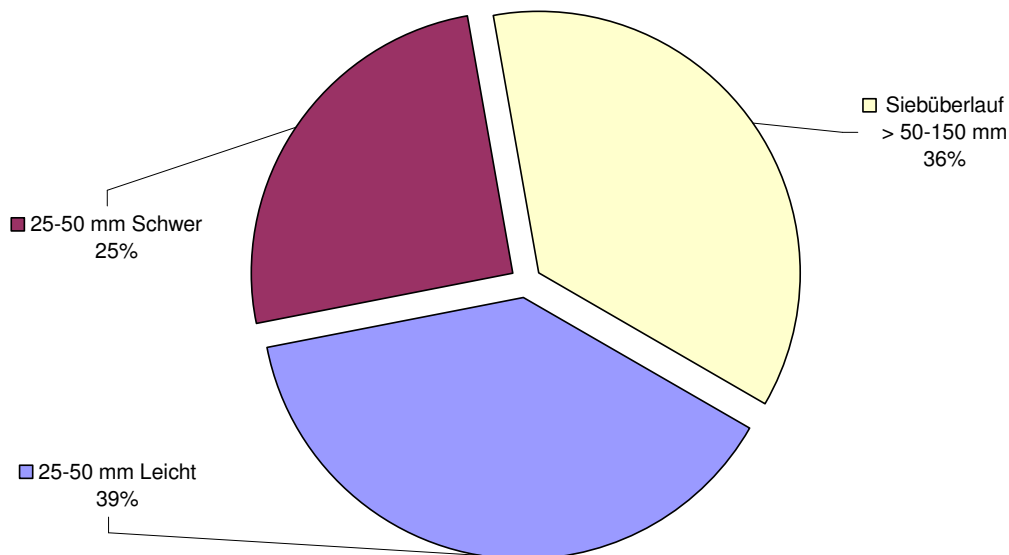
- 4 – 8 mm
- 8 – 15 mm
- 15 – 25 mm
- Siebüberlauf 25 – 150 mm

Die anschließende Stofftrennung erfolgte analog wie oben beschrieben. Die Verteilung der einzelnen Fraktionen ist der **Abbildung 63** zu entnehmen.



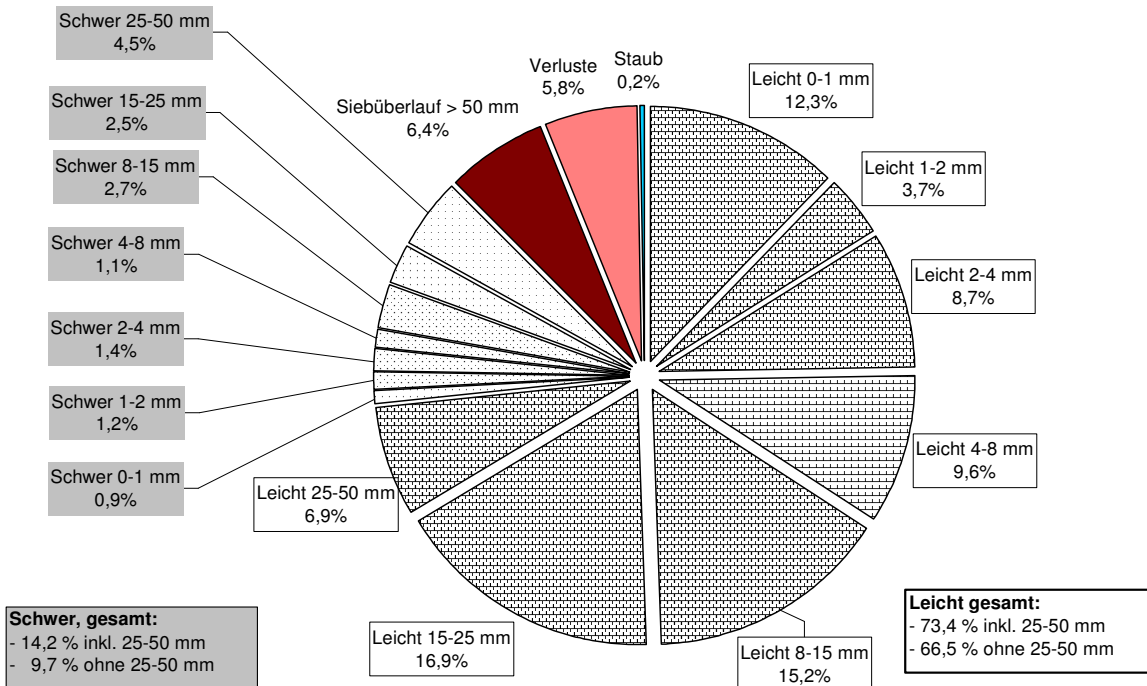
**Abbildung 63:** Klassierung des Perkotrats von 4 – 25 mm

Aus dem Siebüberlauf 25 – 150 mm wurde die Fraktion 25 – 50 mm abgesiebt und über eine Zick-Zack-Sichtung in eine schwere und leichte Fraktion aufgetrennt. Die Verteilung der einzelnen Fraktionen ist in der **Abbildung 64** dargestellt.

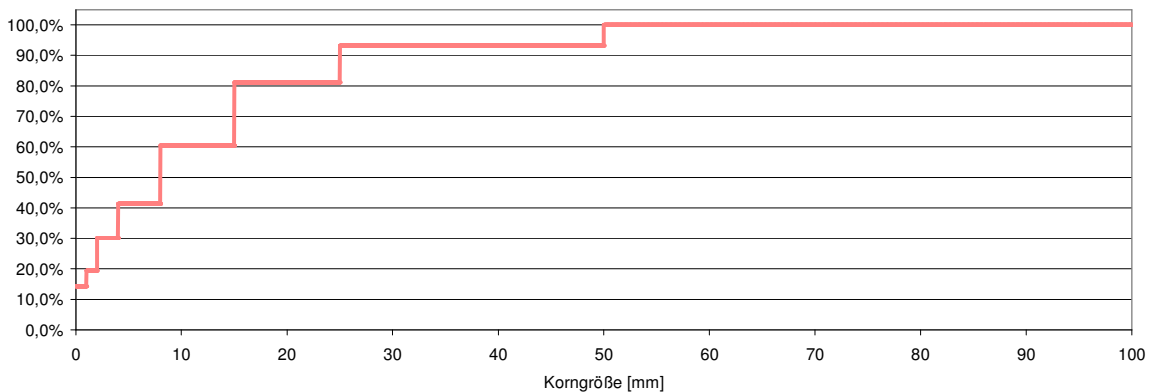


**Abbildung 64:** Klassierung des Perkotrats von 25 – 50 mm

Mit den in den vorangegangenen Abbildungen dargestellten Ergebnissen und unter zusätzlicher Berücksichtigung einer abgeschätzten Staubmenge kann die zu erwartende Mengenverteilung der bei der mechanischen Stofftrennung aus dem getrockneten Perkotrat erzeugten Stoffströme abgeschätzt werden. Die Ergebnisse dieser Abschätzung sind in der **Abbildung 65** dargestellt. In der **Abbildung 66** ist außerdem die Korngrößenverteilung der erzeugten Stoffströme als Summenkurve dargestellt.



**Abbildung 65:** Zu erwartende Mengenverteilung der bei der mechanischen Stofftrennung aus dem getrockneten Perkotrat erzeugten Stoffströme



**Abbildung 66:** Zu erwartende Korngrößenverteilung der bei der mechanischen Stofftrennung aus dem getrockneten Perkotrat erzeugten Stoffströme

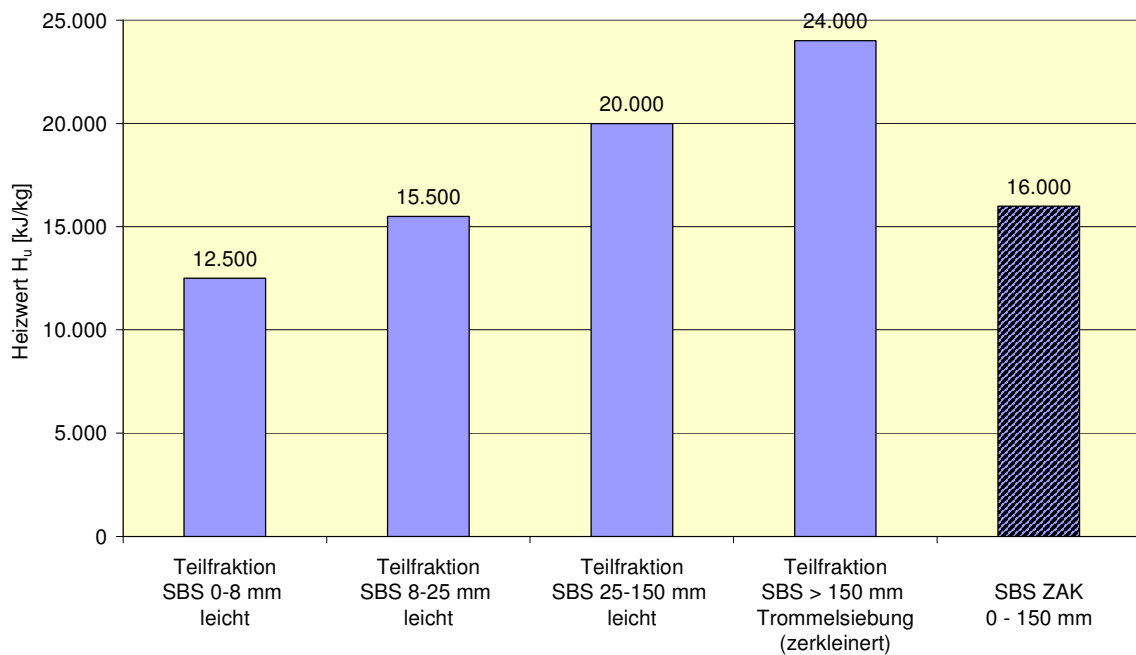
### 5.2.2 Stoffeigenschaften der erzeugten Stoffströme

Bei der Stofftrennung entstehen zwei Fraktionen. Die leichte Fraktion wurde als Sekundärbrennstoff (SBS) und die schwere Fraktion wurde als Inertstoff zusammengefasst. Folgende Eigenschaften sind für diese beiden Stoffklassen relevant:

- Für die Verwertung der SBS sind im Wesentlichen der Heizwert und die bei der Verbrennung entstehenden Emissionen entscheidend.
- Für die Inertstoffe kommt es im Wesentlichen auf die Eluatkriterien an, um diese entweder deponieren (=> Einhaltung der Zuordnungswerte der AbfAbIV - Abfallablagerungsverordnung) oder verwerten zu können.

In der **Abbildung 67** sind die unteren Heizwerte ( $H_u$ ) der leichten Teilfraktionen und mit dem letzten Balken für eine Mischung aller leichten Teilfraktionen und damit für den gesamten bei der ZAK-Anlage erzeugten SBS dargestellt. Die Anteile der leichten Teilfraktionen an der Mischung sind wie folgt:

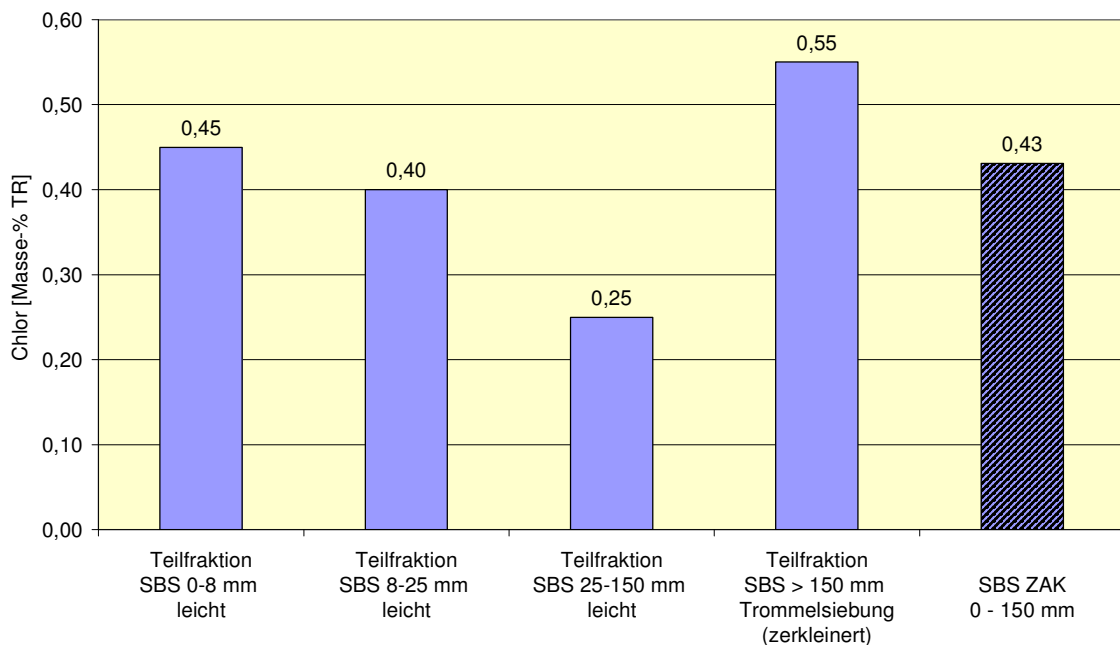
- 39,5 % Teilfraktion SBS 0-8 mm
- 37,0 % Teilfraktion SBS 8-25 mm
- 8,0 % Teilfraktion SBS 25-150 mm
- 15,5% Teilfraktion SBS > 150 mm



**Abbildung 67:** Untere Heizwerte der leichten Teilfraktionen

Die Heizwerte steigen mit zunehmender Korngröße an. Der durchschnittliche untere Heizwert des SBS betrug 16 MJ/kg.

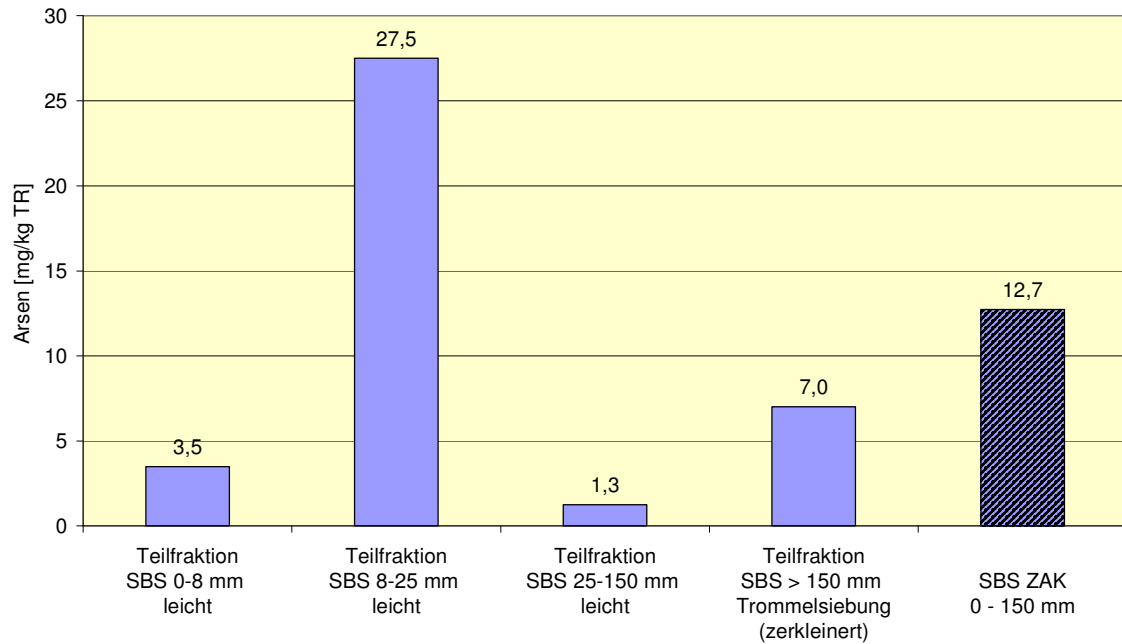
Ein wichtiger Parameter für die energetische Verwertung von SBS ist dessen Chlorgehalt. Chlor spielt bei der Korrosionswirkung im Verbrennungsprozess eine wesentliche Rolle. Bei der Verbrennung chlorhaltiger Materialien kann es außerdem zur Bildung von Dioxinen und Furanen kommen. Neben dem Chlorgehalt sind jedoch insbesondere die Feuerungsbedingungen (z.B. Verweilzeiten, Temperaturniveau) bei der Verbrennung für die Entstehung von Dioxinen und Furanen maßgebend. In der **Abbildung 68** sind die Chlorgehalte der leichten Teilfraktionen dargestellt.



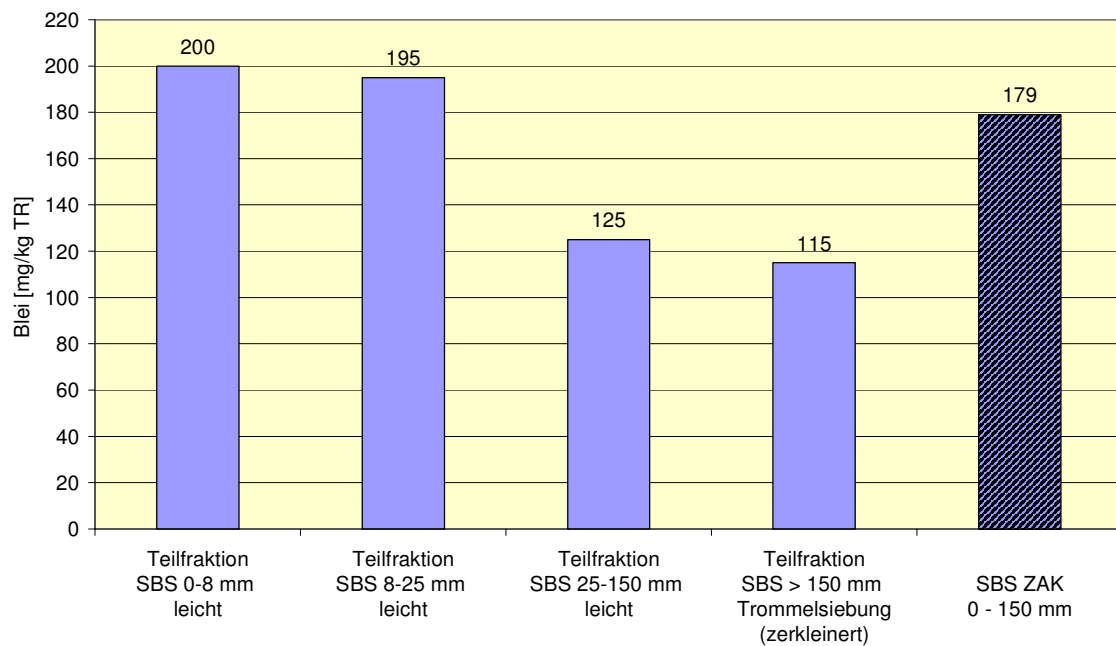
**Abbildung 68:** Chlorgehalt der Teilfraktionen des SBS

Die Chlorgehalte nehmen bis 150 mm mit steigender Körnung ab. Die Fraktion > 150 mm besitzt den größte Chlorgehalt, u. a. vermutlich aufgrund der PVC-Anteile in dieser Fraktion. Die Werte insgesamt liegen mit durchschnittlich 4.300 mg/kg TR im untersten Bereich der bei SBS üblicherweise festzustellenden Chlorgehalte (3.600 bis 18.300 mg/kg).

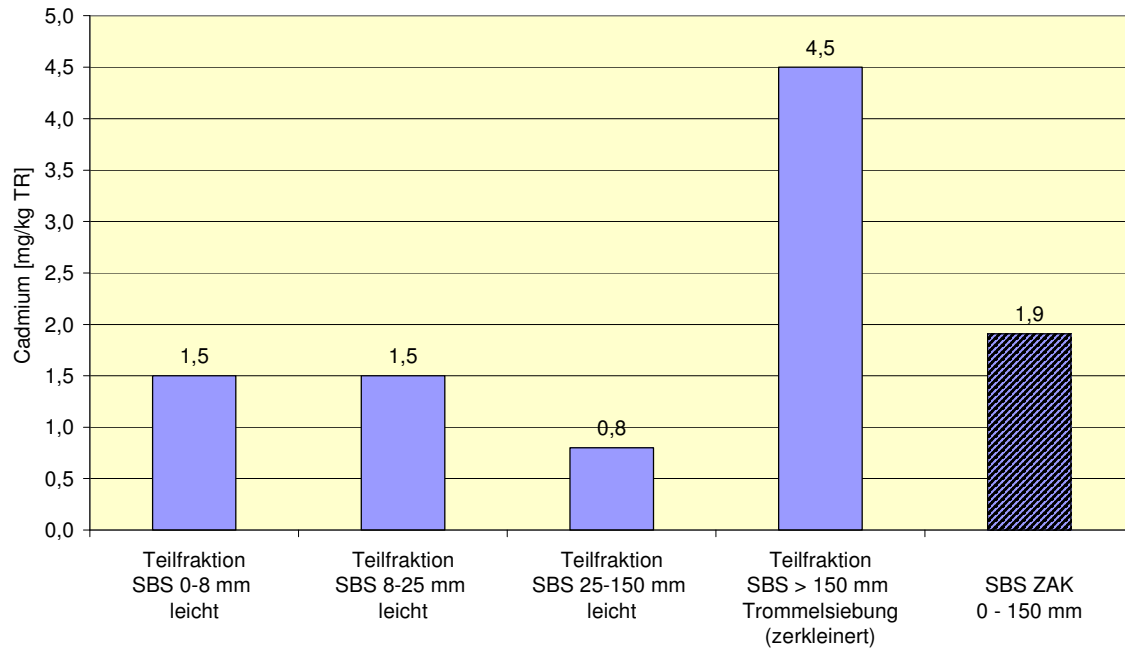
In der **Abbildung 69** bis **Abbildung 76** sind die Gehalte der wichtigsten Schwermetalle bei der leichten Teilfraktionen dargestellt. Es lässt sich zumeist eine fallende Tendenz der Konzentrationen mit steigender Korngröße erkennen. Die höchsten Belastungen finden sich i. d. R. in der Fraktion 0 – 8 mm und die niedrigsten Belastungen finden sich i. d. R. in der Fraktion > 150 mm.



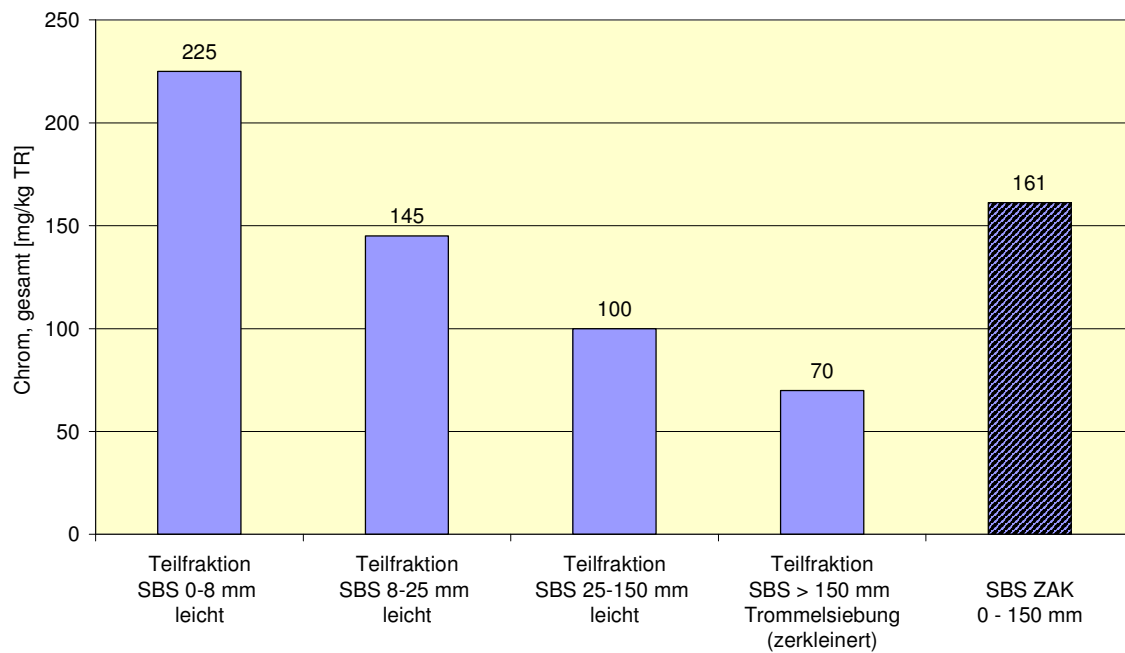
**Abbildung 69:** Arsengehalte der Teilfraktionen des SBS



**Abbildung 70:** Blei-gehalte der Teilfraktionen des SBS

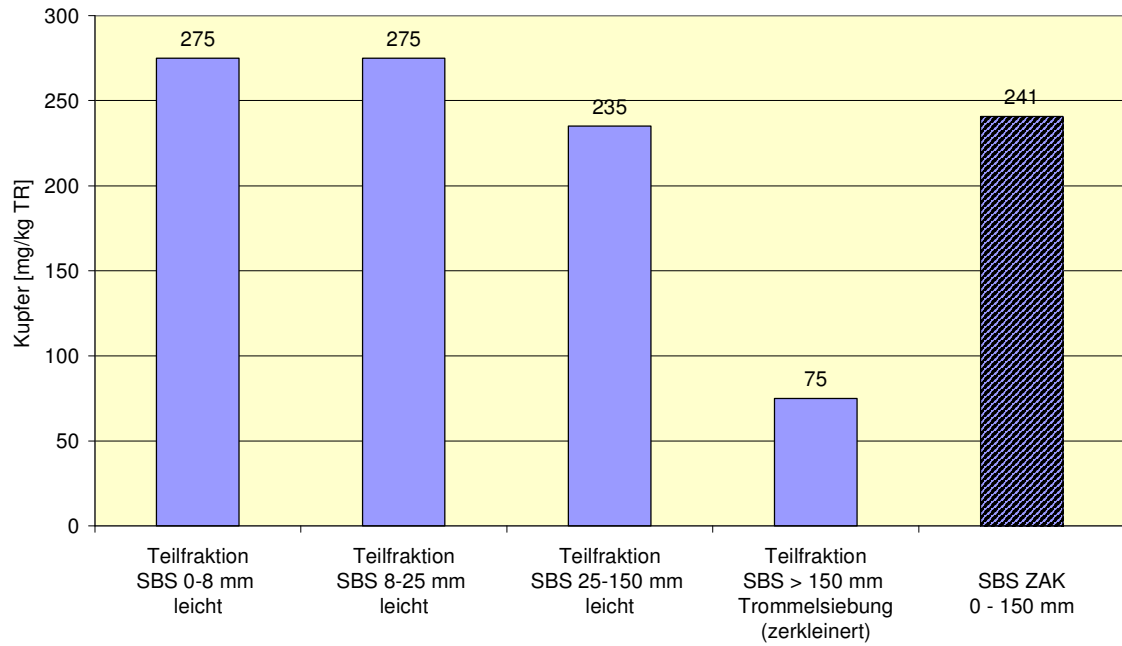


**Abbildung 71:** Cadmiumgehalte der Teilfraktionen des SBS

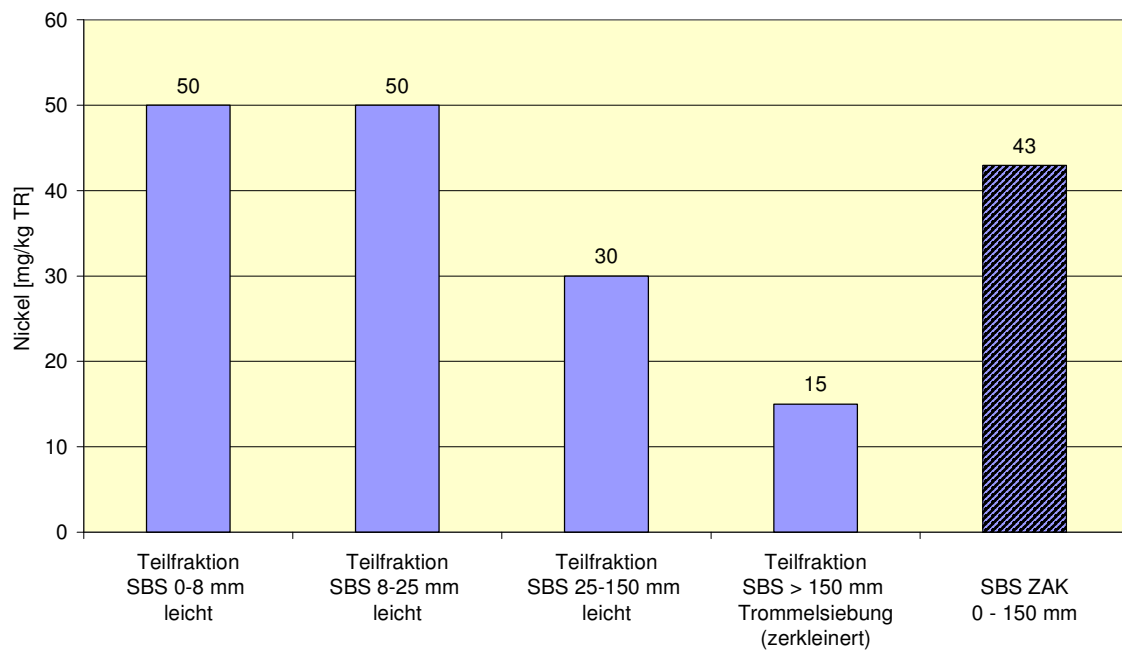


**Abbildung 72:** Chromgehalte der Teilfraktionen des SBS

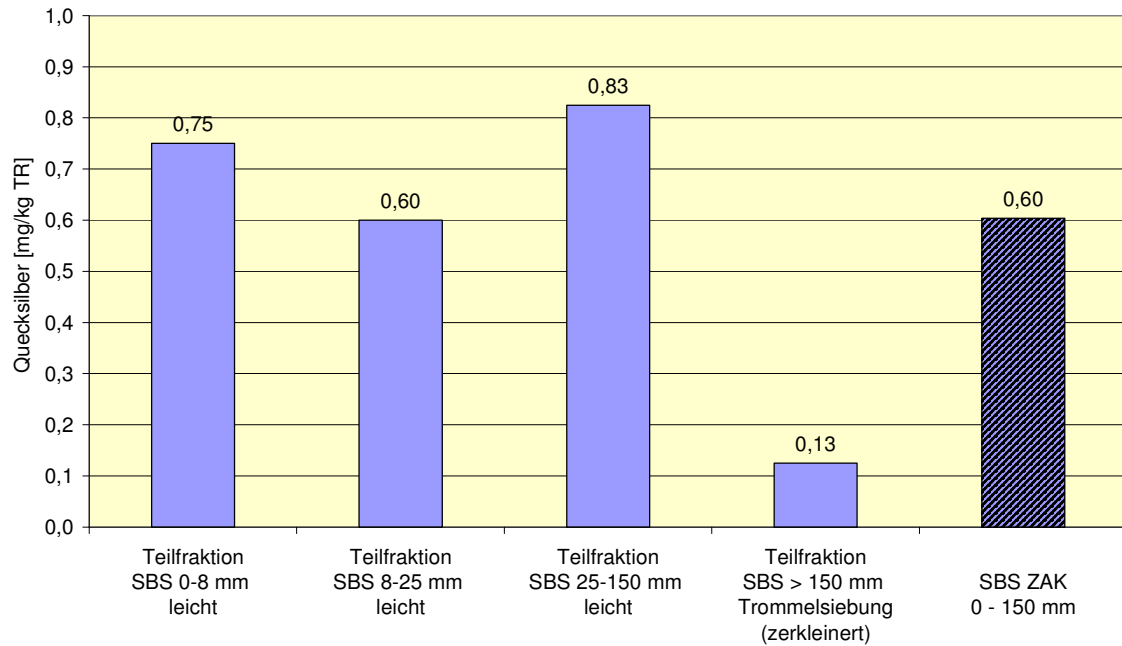




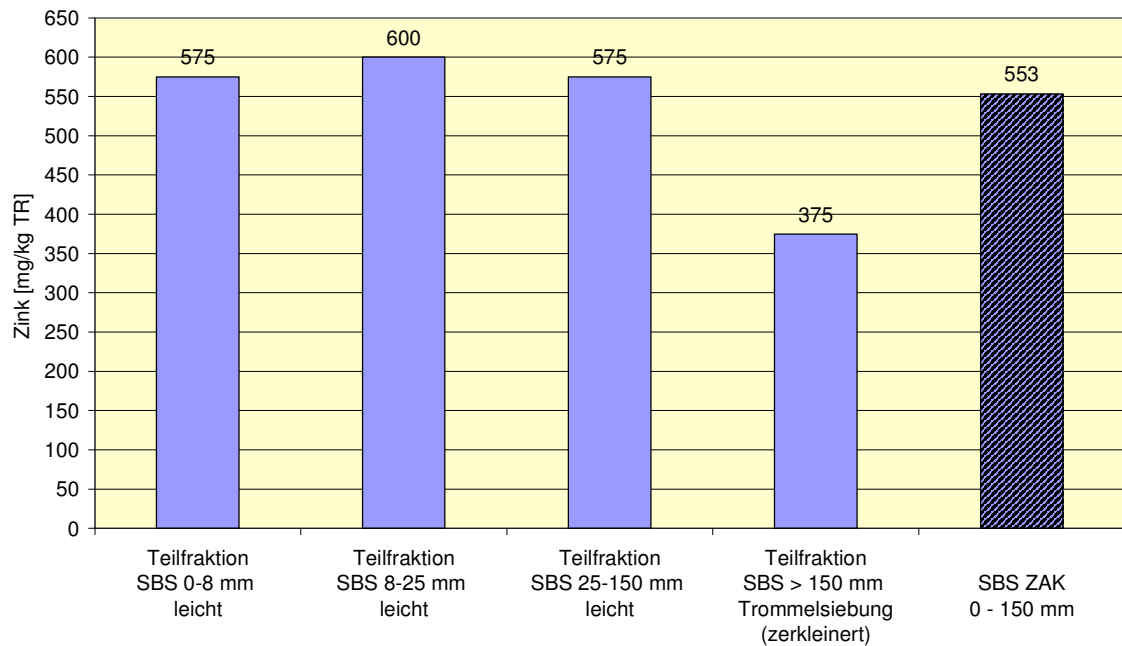
**Abbildung 73:** Kupfergehalte der Teilfraktionen des SBS



**Abbildung 74:** Nickelgehalte der Teilfraktionen des SBS



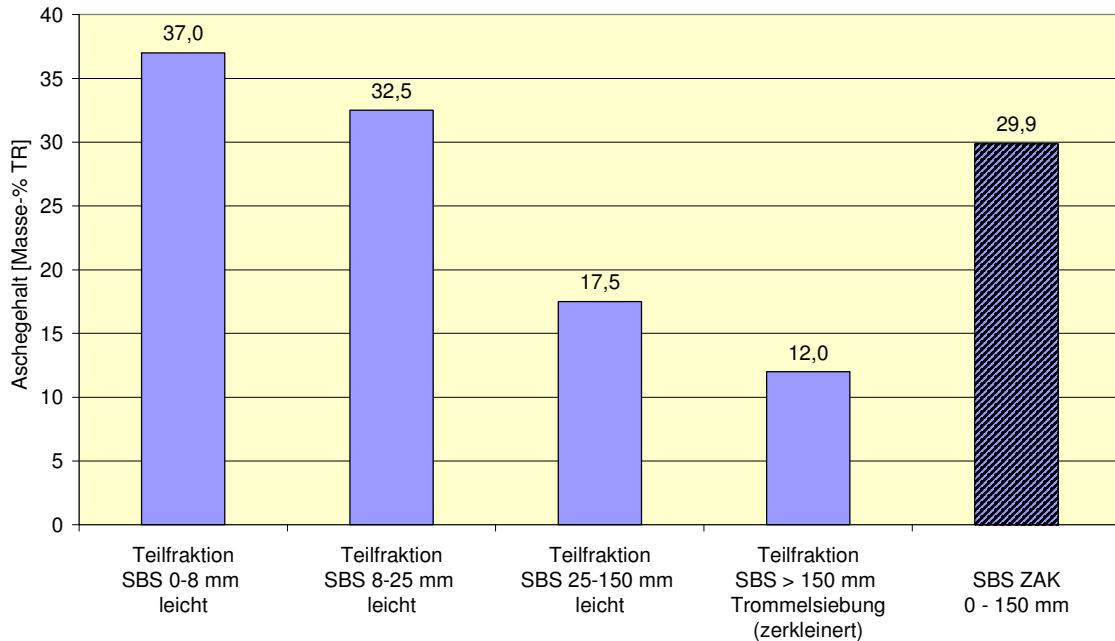
**Abbildung 75:** Quecksilbergehalte der Teilfraktionen des SBS



**Abbildung 76:** Zinkgehalte der Teilfraktionen des SBS

In der **Abbildung 77** sind die Aschegehalte der leichten Teilfraktionen dargestellt. Es lässt sich analog der meisten Schwermetalle eine fallende Tendenz der Konzentrationen mit steigender Korngröße erkennen. Im Hausmüll hat Holz und Kunststoff den

niedrigsten und die Vegetabilien den höchsten Aschegehalt. Insofern war diese Tendenz zu erwarten.



**Abbildung 77:** Aschegehalt der Teilfraktion des SBS

Aus der **Abbildung 67** bis **Abbildung 77** ist zu erkennen, dass die Teilfraktion > 150 mm im Gegensatz zu den feinen Teilfraktionen einen hohen Heizwert, eine hohe Chlorkonzentration, niedrige Schwermetallkonzentrationen und einen niedrigen Aschegehalt aufweist. Diese Werte lassen sich auf den hohen Kunststoffanteil in der Fraktion zurückführen, da Kunststoffe sehr heizwertreich sind, wenig Asche bei der Verbrennung bilden und wegen des PVC - Anteils Chlor enthalten.

Die für die Mischung aller Teilfraktionen ermittelten Werte liegen im Bereich der aus der Literatur für SBS-Fractionen bekannten Werte.

Bei den Inertstoffen ist die Eluierbarkeit entscheidend. Durch den Perkolationsprozess und eine hochwertige Abtrennung der Leichtstoffe wurden die eluierbaren Stoffe reduziert, so dass die Inertstoffe niedrige Eluatwerte aufweisen. In der **Tabelle 7** sind die Analyseergebnisse der Untersuchungen im Eluat dargestellt. Es zeigt sich, dass die Ablagerungskriterien nach Anhang 2 der AbfAbIV deutlich und die Zuordnungswerte Z2 der LAGA in ausreichender Höhe unterschritten wurden.

Parameter	Einheit	Mittelwert 0 - 8 mm	Mittelwert 8 - 25 mm	Anhang 2 der AbfAbIV			LAGA Z 2		
				Grenzwert	Grenzwertausschöpfung [%]		Grenzwert	Grenzwertausschöpfung [%]	
					0 - 8 mm	8 - 25 mm		0 - 8 mm	8 - 25 mm
pH-Wert	-	7,3	7,49	5,5 - 13			5,5 - 12		
Leitfähigkeit	µS/cm	716	347,33	50.000	1,4	0,7	1.500	48	23
TOC	mg/l	116	44	250	46	18	-		
Phenole	mg/l	0,015	0,015	50	0,0	0,0	0,1	15	15
Arsen	mg/l	0,001	0,001	0,5	0,2	0,2	0,06	1,7	1,7
Blei	mg/l	0,017	0,031	1	1,7	3,1	0,2	8,5	16
Cadmium	mg/l	0,0055	0,005	0,1	5,5	5,0	0,01	55	50
Chrom-VI	mg/l	0,010	0,01	0,1	10	10	0,15	6,7	6,7
Kupfer	mg/l	0,28	0,29	5	5,7	5,8	0,3	93	97
Nickel	mg/l	0,077	0,031	1	7,7	3,1	0,2	39	16
Quecksilber	mg/l	0,0005	0,0013	0,02	2,5	6,7	0,002	25	65
Zink	mg/l	0,44	0,16	5	8,7	3,3	0,6	73	27
Fluorid	mg/l	0,17	0,15	25	0,7	0,6	-		
Ammonium-N	mg/l	11,6	3,4	200	5,8	1,7	-		
Cyanide, leicht freisetzbar	mg/l	0,005	0,007	0,5	1,0	1,5	0,1	5,0	7,0
AOX	mg/l	0,08	0,027	1,5	5,4	1,8	-		
Wasserlöslicher Anteil (Abdampfrückstand)	Masse %	0,065	0,1	6	1,1	1,7	-		

**Tabelle 7:** Eluatwerte und Grenzwerte zum Anhang 2 der AbfAbIV

## **6 Bewertung**

### **6.1 Wesentliche Befunde und Bewertung**

#### **6.1.1 Mechanische Aufbereitung**

Die mechanische Aufbereitung ist grundsätzlich eine Kombination aus Aggregaten, die in vielen MBA-Anlagen erfolgreich eingesetzt wurde und dem Stand der Technik entsprechen, wurde aber um innovative Anlagenteile ergänzt. Für das Demonstrationsvorhaben wurde eine bestehende Anlage angepasst (z. B. Einbauten in den Trommelsieb zur Sacköffnung und zur Verbesserung der Siebleistung) und entsprechend der Anforderungen des ZAK-Verfahrens ergänzt (z. B. um die Aufbereitungsstufe der Fraktion < 150 mm und den Neodymmagneten).

Zur besseren Störstoffauslese aus der Fraktion < 150 mm wurde kurz nach der Inbetriebnahme der Demonstrationsanlage eine zusätzliche Siebtrommel und ein Schrägsortierer für den Siebüberlauf dieser Siebtrommel zur Minimierung des Stoffstromes, aus dem die Störstoffe händisch zu entnehmen waren, installiert. Die Störstoffauslese erfolgte nur noch bei der Schwerfraktion und damit bei einem deutlich geringeren Volumenstrom, wodurch eine bessere Auslese der Störstoffe mit geringerem Aufwand erfolgen konnte.

Versuchsweise wurde ein Neodymmagnet zur Abscheidung von magnetischen Abfallbestandteilen bei der Fraktion < 150 mm eingesetzt. Die Abscheidung erfolgte nach der eigentlichen Eisenentfrachtung durch einen Überbandmagneten, so dass durch den Neodymmagneten nur schwerer zu magnetisierende Bestandteile ausgeschleust wurden. Es zeigte sich, dass diese Fraktion viele Problemstoffe, wie elektronische Geräte oder Batterien enthielt und daher für eine Schadstoffauslese gut geeignet ist, dies zumal aufgrund der Verarbeitung eines nicht zerkleinerten Abfalls die schadstoffbehafteten Abfallbestandteile, wie Elektronikschrott, gefüllte Dosen und Batterien unversehrt im Abfallstrom vorliegen und vollständig entnommen werden können. Außerdem werden durch die Entnahme von Störstoffen (z. B. Kernschrott) Schäden an nachfolgenden Maschinen vermieden.

Die mit dem Neodymmagneten entnommene Fraktion enthielt außerdem einen großen Anteil an Fremdstoffen, weshalb eine sinnvolle Verwertung ohne weitere Aufbereitung nicht möglich sein wird.

### 6.1.2 Perkolation

Die Perkolation stellt die innovativste Stufe des ZAK-Verfahrens dar. Bei der Perkolation wurden im Schnitt etwa 2,1 m<sup>3</sup> Wasser und Schlamm pro Tonne Abfalleintrag verwendet. Im ersten Betriebsjahr der Demonstrationsanlage wurden ca. 2,7 m<sup>3</sup>/Mg eingesetzt. Bis zum Ende des Anlagenbetriebes wurde die eingesetzte Perkulationswassermenge inkl. Schlamm bis auf durchschnittlich 1,6 m<sup>3</sup>/Mg gedrosselt. Die Verringerung der Perkulationswassermenge hatte im untersuchten Bereich keinen Einfluss auf die spezifische Biogasproduktion pro Tonne Perkolatoreintrag.

Beim Leistungslauf Ende Dezember 2003 wurde der Abfall nicht perkoliert und die maximale stündliche Eintragsleistung in den Perkolator getestet. Hierbei stieg die Stromaufnahme des Rührwerkes so stark an, dass ein Rühren nicht mehr möglich war. Es ist anzunehmen, dass die erhöhte Stromaufnahme durch die fehlende Perkulationswassermenge und den dadurch verringerten Wassergehalt im Perkolator entstanden war (fehlende „Schmierwirkung“).

Das Perkolat wurde unterhalb des Perkolators in einem Schrägtrog gesammelt. Über eine Austragsschnecke wurde der Feststoff ausgetragen und über eine Rechengutpresse entwässert. Die sich bildenden Schwimmdecken konnten im laufenden Betrieb nicht entfernt werden und führten so zu ungewollten Anlagenstillständen. In Folgeanlagen sollte das Austragssystem so gestaltet werden, dass die Schwimmdecke mit der Austragsschnecke kontinuierlich ausgetragen werden kann.

Das Rechengut wurde anschließend einem Sandwäscher zugeführt, um verwertbaren Sand auszuwaschen. Der Sandwäscher wurde nur versuchsweise betrieben, da der Betrieb zuviel Personal band, was in der Demonstrationsanlage für andere Untersuchungen benötigt wurde.

Zur Unterstützung der Hydrolyse der organischen Abfallbestandteile wurde der Abfall im Perkolator zwangsbelüftet. Bei einem Testlauf über fast zweieinhalb Monate wurde der Perkolator nicht belüftet. Hierbei konnten keine auffälligen Änderungen in den Ablaufwerten des Perkolats und den auftretenden luftgetragenen Emissionen festgestellt werden. Da die Betriebsweise vor, während und nach dem Testlauf ohne Belüftung nicht geändert wurde, ist davon auszugehen, dass die Belüftung keinen wesentlichen Einfluss auf die Vorgänge im Perkolator hat. Die Belüftung des Perkolators führt gemäß der Untersuchungen zu keinen nennenswerten Vorteilen, dafür aber zu einem Energieverbrauch für die Belüftungsaggregate.

Ihre Eignung zur Behandlung der Abluft aus der Perkolation konnte die thermisch regenerative Oxidation (TRO) in einem Abluftbehandlungsversuch unter Beweis stellen.

Die Entwässerung des Perkoltrats erfolgte über eine Schneckenpresse, wobei der angestrebte Wassergehalt von < 40 % nicht dauerhaft erreicht wurde. Auch zeigte sich die Presse als Anlagenteil mit hohem Verschleiß. In Folgeanlagen sollten geeignetere bzw. optimierte Aggregate gewählt werden.

Der Perkolator wurde nach Ende der dreijährigen Betriebszeit auf mögliche Schäden durch Korrosion und Abrasion untersucht. Im Wirkungsbereich des Rührwerks konnte an den Betonwandungen mechanischer Abrieb festgestellt werden. Die Betondeckung im Gasraum des Perkolators war durch Korrosion geschädigt. Daher sollte in einer zukünftigen Anlage der Beton durch geeignete Maßnahmen verbessert und eventuell geschützt werden, um eine ausreichende Lebensdauer des Perkolators zu erhalten.

### **6.1.3 Anaerobreaktor**

Die anaerobe Vergärung ist eine gängige Technologie. Die bei dem Demonstrationsvorhaben eingesetzte Anaerobtechnologie stellte den Stand der Technik dar.

In dem Anaerobreaktor wurde der durch die Perkolation gelöste Kohlenstoff durch mikrobiellen, anaeroben Abbau zu Biogas mit durchschnittlichen Methankonzentrationen von 72 % umgesetzt. Die Abbauleistung im Anaerobreaktor ist stark abhängig von der Raumbelastung mit organischem Kohlenstoff, der als CSB bestimmt wurde. Je höher die CSB – Fracht war, desto höher war auch die Abbauleistung. sie erreichte Abbaugrade von bis zu 90 %. Durch die Demonstrationsanlage konnte die erforderliche Perkulationswassermenge und die Kohlenstofffrachten bestimmt werden.

Das gebildete Biogas hatte einen Schwefelwasserstoffgehalt von durchschnittlich 6.000 ppm und erreichte Werte bis zu 15.000 ppm. Um die Schwefelwasserstoffkonzentrationen zu reduzieren, wurde in zwei Versuchsreihen jeweils über mehrere Wochen zu Testzwecken eine Eisen(III)-chlorid Lösung direkt in den Anaerobbehälter gegeben. Das dabei entstandene Eisensulfid wurde mit dem Schlamm ausgetragen. Der Versuch zeigte, dass eine gezielte Senkung des Schwefelwasserstoffs durch eine definierte Eisen(III)-chlorid-Zudosierung direkt in den Anaerobbehälter möglich war ohne dass dadurch relevante Nachteile entstanden. Eine weitere Methode zur Entfernung des Schwefelwasserstoffes wäre die Nutzung von Eisenhydroxid-Festbettreaktoren im Wechselbetrieb, was allerdings zu einem höheren Aufwand führen würde.

#### **6.1.4 Abwasserreinigung**

Die Abwasserreinigung ist eine ausgereifte Technologie. Sie stellt mit einem aeroben CSB – Abbau und mit einer Nitrifikation und anschließenden Denitrifikation zum Stickstoffabbau den Stand der Technik dar. In der Abwasserreinigung der Demonstrationsanlage konnten durchschnittliche CSB - Abbaugrade von 83 % erreicht werden, wohingegen beim Gesamtstickstoffabbau der Grenzwert von 300 mg/l auch bei Betrieb der Denitrifikation nicht erreicht wurde. Dies wurde durch Nachbehandlung in der Sickerwasserreinigungsanlage der Deponie Kahlenberg ausgeglichen. Die zur Dimensionierung von Folgeanlagen notwendigen Frachten und Mengen konnten im Demonstrationsbetrieb ermittelt werden.

#### **6.1.5 Abluftreinigung**

Die Abluftreinigung erfolgte im Wesentlichen über Biofilter. Die Abluftreinigung durch Biofilter ist eine Technologie, die zur Abluftbehandlung in verschiedenen Anwendungsbereichen, u. a. zur Abluftbehandlung von schwach belasteter Abluft aus MBA-Anlagen eingesetzt wird und dort dem Stand der Technik entspricht.

Die Vorreinigung der Abluft über einen sauren Wäscher mit Schwefelsäure zur Abscheidung von Ammoniak sowie der Perkolatorabluft zusätzlich über einen alkalisch-oxidativen Wäscher mit Natronlauge und Wasserstoffperoxid zur Abscheidung von Schwefelwasserstoff hat sich im Anlagenbetrieb bewährt. Durch die Schwefelwasserstoffabscheidung konnte die Versäuerung des Biofiltermaterials verhindert werden.

Insbesondere für die geruchsintensive und TOC-haltige Perkolator- und Trocknungsabluft reicht ein Biofilter nicht aus um alle luftgetragenen Emissionen bis unter die relevanten Grenzwerte zu reduzieren. Daher wurde in einem großtechnischen Versuch untersucht, ob durch Behandlung der stark belasteten Luft mit einer thermisch-regenerativen Oxidation (TRO) die Vorgaben der 30. BImSchV im Reingas erfüllt werden können. Im Versuchsbetrieb wurde eine TRO mit vorgeschaltetem 2-stufigen Wäschersystem mit der stark belasteten Perkolatorabluft beaufschlagt. Dabei zeigte sich, dass für die gemessenen Parameter alle Grenzwerte im Reingas durch die eingesetzte Abluftbehandlungstechnik eingehalten werden konnten.

#### **6.1.6 Biologische Trocknung und Mechanische Stofftrennung**

Es gibt keine weitere Anlage, in der perkolierter Abfall (Perkotrat) biologisch getrocknet wird, die Verfahrensstufen Biologische Trocknung und Mechanische Stofftrennung sind aber Technologien, die grundsätzlich auch in andern MBA-Anlagen zum Einsatz kommen und dem Stand der Technik entsprechen.



Das Perkotrat wurde nach der Perkolation in Trocknungsmodulen innerhalb von durchschnittlich ca. 7 Tagen auf einen Restfeuchtegehalt von ca. 15 % getrocknet. Wesentlich geringere Restfeuchten sind auf biologischem Wege nicht erreichbar, aber auch nicht erforderlich, da der nach ca. 7 Tagen erzielte Feuchtegehalt ausreicht, das Material in der Folgestufe weiter mechanisch zu bearbeiten (Stofftrennung).

Das bei der Trocknung angewandte Umsetzen des Perkotrates verbessert die Rieselfähigkeit und die Homogenität des Materials.

Das getrocknete Perkotrat wurde in der Mechanischen Stofftrennung weiter aufbereitet. Als Endprodukte fallen heizwertreiche Leichtstoffe (Sekundärbrennstoffe) und Inertstoffe an. In der mechanischen Stofftrennung wurden Trennversuche durchgeführt, um die Mengenverteilung von ausgewählten Kornklassen zu untersuchen. Das getrocknete Perkotrat zeigte gute Trenneigenschaften. In den Trennversuchen ergab sich ein Inertstoffanteil von ca. 14 % und ein Sekundärbrennstoffanteil von ca. 73 %. Zur Stofftrennung können auch Kornklassen bis zu bestimmten Grenzen zusammengefasst werden. Die daraus resultierende Flexibilität erlaubt in gewissem Umfang eine Anpassung z. B. an die Gegebenheiten und erforderlichen Produkteigenschaften potentieller Brennstoffabnehmer.

Die Heizwerte der leichten Fraktionen stiegen mit deren Korngröße. Der durchschnittliche Heizwert des Sekundärbrennstoffes betrug 16 MJ/kg. Die Schwermetallgehalte der Fraktionen nahm mit zunehmender Korngröße ab. Die für die Mischung aller Teilfraktionen ermittelten Werte liegen bei allen Parametern im Bereich der aus der Literatur für SBS-Fraktionen bekannten Werte.

Die Inertstoffe zeigten niedrige Eluatwerte, so dass für die untersuchten Parameter die Grenzwerte der Abfallablagerversordnung weit und die Grenzwerte der LAGA Z2 in ausreichendem Maß unterschritten wurden. Die abgetrennten Inertstoffe können somit abgelagert oder verwertet werden.

### **6.1.7 Energiebilanz**

Der Stromverbrauch wurde bei der Demonstrationsanlage nur für das Bioperkolatverfahren inkl. Verladung des entwässerten Perkotrates sowie für die Lüftungstechnik ohne Absaugung der Halle, in der die Mechanische Aufbereitung installiert war, bestimmt. Ein Vergleich ist damit nur zwischen dem prognostizierten Stromverbrauch dieser Anlagenteile für den Regelbetrieb (etwa 120 kWh/Mg bezogen auf den Input der De-

monstrationsanlage) und der prognostizierten Stromproduktion aus dem Biogas für den Regelbetrieb für die Demonstrationsanlage möglich.

Für den Regelbetrieb kann eine Biogasmenge von etwa  $80 \text{ Nm}^3/\text{Mg}$  bezogen auf den Input der Demonstrationsanlage mit einer Volumenkonzentration für Methan von 55 Vol.-% angesetzt werden. Daraus kann in einem Gasmotor mit einem Wirkungsgrad von 37 % und einer Anlagenverfügbarkeit von 90 % eine spezifische Strommenge von etwa  $145 \text{ kWh/Mg}$  hergestellt werden.

Von der biologischen Umsetzung inkl. Verladung und der Lüftungstechnik wird also bei einem Regelbetrieb der Demonstrationsanlage annähernd die gesamte aus dem Biogas erzeugbare Strommenge verbraucht.

Es ist zwar davon auszugehen, dass die während des Demonstrationsverfahrens erfassten Verbraucher in einer Großanlage nach dem ZAK-Verfahren mehr als 65 % der Verbraucher der Gesamtanlage ausmachen werden, um eine Energieautarkie zu erreichen sind dennoch Optimierungen bei der großtechnischen Umsetzung erforderlich.

Wärmeverbraucher waren zum einen der Anaerobreaktor und zum anderen die Abwasserbehandlungsanlage. Ein Wärmezähler existierte nur beim Anaerobreaktor. Der mittlere spezifische Wärmeverbrauch lag bei etwa  $21 \text{ kWh/Mg}$  Anlageneintrag, die Wärmeproduktion aus dem Biogas beträgt für den Regelbetrieb dem gegenüber etwa  $197 \text{ kWh/Mg}$ .

## **6.2 Empfehlungen für eine großtechnische Anlage**

Die Ziele des ZAK-Verfahrens sind im Forschungsantrag zur Investitionsförderung durch das Ministerium für Umwelt und Verkehr Baden-Württemberg formuliert. Hauptziele des ZAK-Verfahrens sind:

- Optimale Verminderung der zu entsorgenden Mengen,
- Gewinnung einer Mineralstofffraktion, die gem. AbfAbIV abgelagert oder verwertet werden kann,
- Gewinnung einer qualitätsoptimierten, lagerfähigen hochkalorischen Fraktion, die als Sekundärbrennstoff eingesetzt werden kann,
- Gewinnung von Biogas, das mit hohem Wirkungsgrad verwertet wird, durch die weitestgehende anaerobe Behandlung des gesamten Restabfalls,
- Gewinnung der Metalle als stofflich verwertbare Fraktion
- energieautarker Anlagenbetrieb,
- Umweltverträglichkeit am Standort

Durch das Demonstrationsvorhaben konnte gezeigt werden, dass die gewählte Anlagentechnik zu den angestrebten Zielen führt. Die eingesetzte Anlagenkombination und Betriebsweise hat sich somit bewährt.

Für eine künftige Großanlage können, resultierend aus den Betriebserfahrungen mit der Demonstrationsanlage, folgende Vorgehensweisen und Modifikationen empfohlen werden:

- Einsatz einer Maschine zur Schwer-Leicht-Trennung (z. B. Schrägsortiermaschine) in der mechanischen Aufbereitung, um den Stoffstrom zur Störstoffauslese bzw. -ausschleusung zu reduzieren.
- Verzicht auf eine Belüftung des Perkolators, da ein wesentlicher direkter Einfluss auf die Hydrolyse und Biogasausbeute nicht nachgewiesen werden konnte.
- Möglichst hoher organischer Abfallanteil im Abfalleintrag der Anlage, um eine hohe Biogasbildung im Anaerobreaktor zu erhalten. Durch Einführung einer getrennten Bioabfallsammlung würde der organische Abfallanteil soweit reduziert werden, dass die angestrebten Funktionen des ZAK-Verfahrens nicht mehr gegeben wären. Der Bioabfall ist ein substantieller Bestandteil des ZAK-Verfahrens (s. a. weitere Erläuterungen in Anlage 1).
- Es sind Optimierungen hinsichtlich des Energieverbrauchs erforderlich, damit durch das gebildete Biogas vor allem der elektrische Eigenverbrauch der Anlage gedeckt und zudem ggf. überschüssige elektrische Energie erzeugt werden kann. Die auch ohne Optimierung vorhandene überschüssige thermische Energie kann über ein bestehendes und evtl. ausbaubares Fernwärmenetz in der nahe gelegenen Ortschaft sinnvoll genutzt werden.
- Einsatz eines sauren und alkalisch-oxidativen Wäschers in der Abluftreinigung.
- Einsatz einer TRO-Anlage zur Abluftreinigung der stark belasteten Abluft (insbesondere der Perkolatorabluft), um die Grenzwerte der 30. BImSchV sicher einzuhalten.

## **7 Zusammenfassung**

Das Ziel der wissenschaftlichen Begleitung war es, Erfahrungen und Daten beim Betrieb der Anlage systematisch zu erfassen, darzustellen und auszuwerten, Schlussfolgerungen für eine großtechnische Anlage zu ziehen, das ZAK-Verfahren zu bewerten, sowie frühzeitig in das Demonstrationsvorhaben Vorschläge zur Technikverbesserung, Verfahrensverbesserung, Änderung der Betriebsführung und Datenerfassung einzu-

bringen. Um dieses Ziel zu erreichen wurden mehrere Zwischenberichte im Laufe des Demonstrationsvorhabens angefertigt und dem ZAK übergeben.

Im vorliegenden Abschlussbericht wurde eine zusammenfassende Darstellung des Demonstrationsvorhabens mit einer Technologiebewertung, einer Energiebilanz und einer Massenbilanz mit Vorschlägen und Empfehlungen für die weitere Entwicklung des Vorhabens vorgelegt, soweit diese Arbeiten auf der Basis der gewonnenen Datenbasis möglich waren.

Das Demonstrationsvorhaben zur Abfallbehandlung nach dem ZAK – Verfahren wurde am 13.12.2000 gestartet und endete am 20.12.2003. Hierbei wurden verschiedene verfahrenstechnische Anlagen kombiniert, die zum größten Teil den Stand der Technik repräsentieren.

Das erste Betriebsjahr der Demonstrationsanlage war durch einen unregelmäßigen Betrieb gekennzeichnet, in dem es zu diversen Anlagenstillständen kam, bei denen die Anlage modifiziert oder technische Defekte behoben wurden.

Im zweiten Betriebsjahr war die Anlage soweit modifiziert, dass diese kontinuierlich betrieben werden konnte. Die Geruchsgrenzwerte konnten im ersten Betriebsjahr nicht eingehalten werden, so dass während der Erweiterungsmaßnahmen in der Abluftreinigung von Januar bis April 2002 die Anlage nur mit halber Last betrieben wurde. Nach der Erweiterung der Abluftreinigungsanlage konnte die Eintragsmenge von ca. 20 Mg/d auf ca. 30 Mg/d gesteigert werden. Von Oktober bis Dezember 2002 wurde ein Leistungstest mit etwa 45 Mg/d mit Erfolg durchgeführt.

Parallel zum Leistungstest fand vom 21.10. bis 13.12.2002 ein Abluftreinigungsversuch über eine thermisch regenerative Oxidation statt. Hierbei wurde die qualitative und quantitative Abluftreinigung speziell für die Perkolatorabluft untersucht. Durch den Versuch konnte gezeigt werden, dass die Stoffkonzentrationen in der Abluft durch die eingesetzte Technik bis unter die Grenzwerte der 30. BImSchV reduziert werden können.

Die Betriebsweise wurde im November 2002 dahingehend geändert, dass kein Ablaufwasser und kein Schlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage in den Perkolator zurückgeführt wurde.

Im Jahr 2003 wurde ein nahezu konstanter Anlagenbetrieb mit einer Eintragsmenge von ca. 30 Mg/d durchgeführt. Es konnte gezeigt werden, dass die Anlage über einen längeren Zeitraum ohne größere Stillstände betrieben werden konnte. Bei dieser Durchsatzmenge wurde kein Anlagenteil an der Leistungsgrenze betrieben.

Ab Januar 2003 wurde kein Schlamm mehr aus dem Sedimentationsbehälter in den Perkolator zurückgeführt. Vom Anfang August bis Mitte Oktober 2003 wurde der Perkolator ohne negative Folgen nicht belüftet und vom 9.12. bis 17.12.2003 wurde im Perkolator nicht perkoliert. Am Ende der Betriebszeit wurde ein Leistungstest über 2 Tage durchgeführt, wobei der Perkolator mit 60 bis 70 Mg/d beschickt wurde.

In den Verfahrensstufen Mechanische Aufbereitung und Biologische Umsetzung wurde eine Abfalleintragsmenge von insgesamt ca. 19.280 Mg in etwa 4.650 Betriebsstunden verarbeitet.

Parallel zum Betrieb der Verfahrensstufen Mechanische Aufbereitung und Biologische Umsetzung wurden versuchsweise Anlagen zur Biologischen Trocknung des Perkotrates und zur Mechanischen Stofftrennung des getrockneten Perkotrates betrieben. Durch die Trocknungsversuche konnte gezeigt werden, dass die Feuchte des Perkotrates ohne Zuführung externer Trocknungsenergie, nur durch Nutzung der bei der Rotte freiwerdenden Wärmeenergie, auf 15 % reduziert werden konnte. Das getrocknete Perkotrat konnte anschließend hervorragend getrennt werden. Aus der leichten Stofffraktion kann ein Sekundärbrennstoff mit durchschnittlich 16 MJ/kg unterem Heizwert erzeugt werden. Die Inertstofffraktion zeigte niedrige Eluatwerte, die eine künftige Ablagerung gem. AbfAbIV erlauben oder ggf. eine Verwertung zulassen.

Durch das Demonstrationsvorhaben konnte gezeigt werden, dass die Kombination der Anlagentechnik für das ZAK-Verfahren funktioniert und die gewünschten Resultate erreicht wurden.

Bei der Perkolation konnten etwa 58 %<sup>20</sup> der mit dem Feststoff eingetragenen organischen Substanzen aus dem Abfall entfernt werden, was aufgrund der unterschiedlichen C-Gehalte der einzelnen Abfallbestandteile etwa 38 % des eingetragenen TOC entspricht.

Die im Perkolator entnommenen organischen Substanzen wurden zu knapp 30 % mit der Perkolatorabluf (zumeist als CO<sub>2</sub>) und zu gut 70 % mit dem Perkolat ausgetragen.

Aus dem im Perkolat gelösten Kohlenstoff konnte anschließend ein Biogas von hoher Qualität erzeugt werden, das im BHKW der Deponie Kahlenberg über Gasotomotoren verstromt wurde.

---

<sup>20</sup>: 2.761 Mg Feststoffverlust bei 4.753 Mg in den Perkolator eingetragener organischer Substanz

Zusammenfassend ist folgendes festzustellen:

- Die in der Demonstrationsanlage getestete Anlagentechnik ist unter den Voraussetzungen am Standort (u. a. keine getrennte Bioabfallsammlung) grundsätzlich als geeignet zu bewerten.
- Während des Demonstrationsvorhabens wurde die eingesetzte Anlagentechnik weiter optimiert.
- Während des Demonstrationsvorhabens wurden die Leistungsgrenzen des Systems erfasst.
- Während des Demonstrationsvorhabens wurden alle für die Bemessung einer Großanlage nach dem ZAK-Verfahren erforderlichen Parameter ermittelt.

Insgesamt wurden damit die zu Beginn des Demonstrationsvorhabens formulierten Ziele vollständig erreicht.

Stuttgart, im Juni 2005

Der Sachverständige

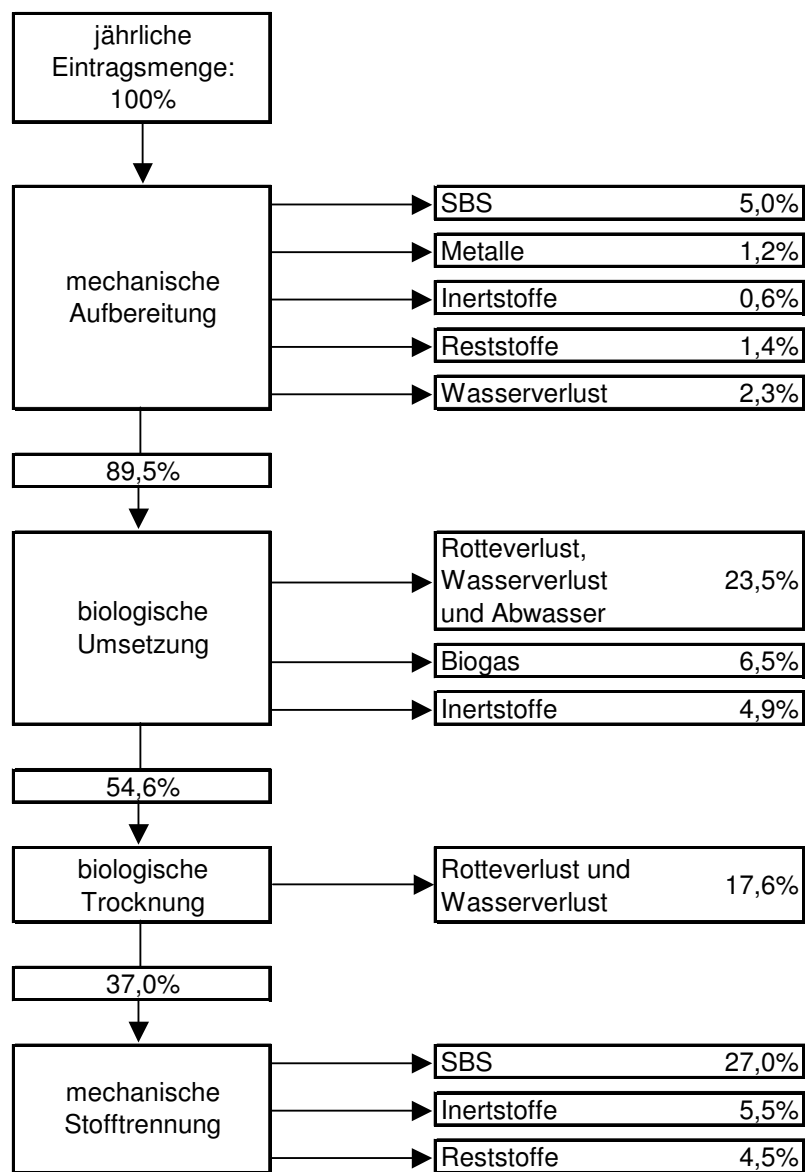
Prof. Dr.-Ing. G. Rettenberger

**Anlage 1:** Vergleich der gemeinsamen Behandlung von Bio- + Restabfall mit dem ZAK-Verfahren vs. der getrennten Behandlung mit geeignetem Behandlungsverfahren für Bioabfall + MHKW Freiburg für Restabfall

**Vergleich der gemeinsamen Behandlung von Bio- + Restabfall mit dem ZAK-Verfahren vs. der getrennten Behandlung mit geeignetem Behandlungsverfahren für Bioabfall + MHKW Freiburg („TREA Breisgau“) für Restabfall**

**1 Bilanz des ZAK-Verfahrens im Vergleich zu anderen MBA-Konzepten**

In der **Abbildung 78** sind die auf den Erfahrungen aus dem Demonstrationsvorhaben basierenden Materialflüsse der geplanten Großanlage nach dem ZAK-Verfahren dargestellt.



**Abbildung 78:** Materialfluss der geplanten Großanlage nach dem ZAK-Verfahren



Die Fraktionen fallen an folgenden Stellen der Anlage an:

- Als Sekundärbrennstoffe (SBS) werden
  - in der mechanischen Aufbereitung die Fraktion > 150 mm und
  - in der mechanischen Stofftrennung die Leichtstoffe abgetrennt.
- Metalle werden in der mechanischen Aufbereitung zum einen mittels Überbandmagnet abgeschieden und zum anderen händisch aussortiert.
- Bei den Inertstoffen handelt es sich
  - um die in der mechanischen Aufbereitung händisch aussortierten Mineralstoffe,
  - um die im Perkolator ausgeschleuste Sandfraktion <sup>21</sup> und
  - um die in der mechanischen Stofftrennung anfallenden Schwerstoffe.
- Bei den Reststoffen handelt es sich
  - um die in der mechanischen Aufbereitung aussortierten Störstoffe,
  - um die in der mechanischen Aufbereitung mittels Neodymmagneten abgeschiedenen sehr stark verunreinigten Fe-Metalle (= Fe-haltige Reststofffraktion) und
  - um die in der mechanischen Stofftrennung nach der Aussortierung der Sekundärbrennstoffe und der Inertstoffe verbleibende Reststofffraktion.
- Wasserverluste entstehen bei der mechanischen Aufbereitung, der biologischen Umsetzung und der biologischen Trocknung. Die Wasserverluste der biologischen Stufen sind aus der Demonstrationsanlage bekannt. Für den Wasserverlust der mechanischen Aufbereitung wurde ein plausibler Ansatz gewählt.
- Rotteverluste treten in den beiden biologischen Stufen auf.

Vom Input der Großanlage nach dem ZAK-Verfahren werden 43,4 % als Wasser oder Rotteverlust ausgetragen. Die verbleibenden Feststoffe (56,6 % des Inputs) können wie folgt verwertet bzw. müssen wie folgt entsorgt werden:

- 68,0 % können energetisch verwertet werden (SBS + Biogas),
- 2,1 % können stofflich verwertet werden (Metalle),
- 19,5 % können durch Deponierung entsorgt oder als Inertstoffe verwertet werden (Inertstoffe),
- 10,4 % müssen durch Verbrennung in einer MVA entsorgt werden (Reststoffe).

---

<sup>21</sup>: Beim Sandaustrag handelt es sich um die mit dem Perkolat durch den Lochboden des Perkolators ausgetragenen Feststoffe, die mit einer Austragsschnecke unter dem Perkolator ausgeschleust werden. Dieser meist tropfnass ausgetragene Stoffstrom ist mit Faserstoffen und organischen Anhaftungen verunreinigt. Bei der großtechnischen Umsetzung ist planerisch vorgesehen, die Sandfraktion soweit aufzuarbeiten, dass eine deponiefähige Sandfraktion entsteht. Wasser und organische Bestandteile werden ins System zurückgeführt.

Gemäß einer Literaturrecherche entspricht ein verwertbarer Anteil von etwa 70 % der verbleibenden Feststoffe dem verwertbaren Anteil von anderen am Markt vorhandenen MBA-Verfahren, die eine SBS-Gewinnung als Ziel haben <sup>22</sup>. Bei Endrotteverfahren, deren Ziel die Deponierung der Hauptfraktion ist, beträgt der verwertbare Anteil dem gegenüber nur etwa 20 % <sup>23</sup>.

Der Vorteil des ZAK – Verfahrens gegenüber den anderen am Markt vorhandenen MBA-Verfahren, die eine SBS-Gewinnung als Ziel haben, liegt zum einen in der hohen Flexibilität bei der Qualität der erzeugten Sekundärbrennstoffe, wodurch eine marktgerechte Produktion von qualitativ hochwertigen Sekundärbrennstoffen und eine entsprechend höherwertige energetische Verwertung ermöglicht wird, und zum anderen in der zusätzlichen Herstellung von Biogas, wodurch eine einfachere Stromerzeugung für den Eigenenergieverbrauch am Standort gegenüber der z. B. beim Herhof-Trockenstabilatverfahren erforderlichen energetischen Verwertung des SBS ermöglicht wird.

## **2 Verhältnisse mit und ohne Einführung der Biotonne im ZAK-Einzugsgebiet**

### **2.1 Vergleich der beim ZAK-Verfahren erzeugten Biogasmenge mit der aus getrennt gesammeltem Bioabfall erzeugbaren Biogasmenge**

Würde in den Landkreisen Offenburg und Emmendingen eine Biotonne eingeführt werden, so könnten die getrennt gesammelten Bioabfälle in einem Anaerobreaktor vergoren und das dabei entstehende Biogas verstromt werden.

Für die Menge an getrennt gesammeltem Bioabfall ist folgendes anzusetzen:

- Das Einzugsgebiet des ZAK hatte im Jahre 2002 eine Gesamteinwohnerzahl von 566.000.

---

<sup>22</sup>: Quellen sind beispielsweise:  
Heering et al, 1997: „Modell Aßlar: Vor Inbetriebnahme einer Anlage für 120.00 Jahrestonnen“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Bio- und Restabfallbehandlung“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen  
und  
Nordhausen, 1998: „Das Herhof-Trockenstabilatverfahren – ein unverzichtbarer Baustein für eine energieorientierte Abfallverwertung“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Bio- und Restabfallbehandlung II“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen

<sup>23</sup>: Quellen sind beispielsweise:  
Tegtmeyer, 1997: „Modell Lüneburg: Erfahrungen aus einem Jahr Betrieb der MBV-Anlage“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Bio- und Restabfallbehandlung“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen  
und  
Kühle-Weidemeier et al, 2001: „Die mechanisch-biologische Restabfallbehandlung und die Ablagerung der biologisch behandelten Fraktion“, Abfallwirtschaft in Forschung und Praxis Band 119, Erich Schmidt Verlag Berlin

- Gemäß Literaturlauswertung beträgt die zu erwartende Biomüllmenge etwa 80 kg pro Einwohner und Jahr<sup>24</sup>.

=> Bioabfallmenge = 566.000 Einwohner x 0,08 Mg/(Einwohner x Jahr) = 45.280 Mg/a

Für die aus dem Bioabfall erzeugbare Biogasmenge kann gemäß Literaturrecherche folgendes angesetzt werden:

- Die auf die organische Trockensubstanz (oTS) bezogene und auf 55 Vol.-% Methan normierte spezifische Biogasproduktion liegt bei Bioabfällen zwischen etwa 400 und 560 m<sup>3</sup>/Mg oTS<sup>25</sup>.
- Der Trockensubstanzanteil von Bioabfall beträgt je nach Voraussetzungen bei der Sammlung zwischen etwa 30 und 40 Gew.-%, angesetzt werden 35 Gew.-%<sup>24</sup>.
- Der biologisch verfügbare Organikanteil an der Trockensubstanz beträgt bei Bioabfall zwischen 30 und 70 %, angesetzt werden 50 %<sup>24</sup>.
- Der Bioabfall enthält einen Störstoffanteil von mindestens 5 %. Der Bioabfallanteil macht also höchstens 95 % des gesammelten Bioabfalls aus<sup>24</sup>.

=> Die Biogasmenge beträgt bei der Annahme des Einsatzes einer optimalen Verfahrenstechnik und bei Ansatz eines geringen Störstoffanteils maximal:

$560 \text{ m}^3/\text{Mg oTS} \times (45.280 \times 0,35 \times 0,5 \times 0,95) \text{ Mg oTS/a} = \text{etwa } 4.200.000 \text{ m}^3/\text{a}$  mit einer Methankonzentration von 55 %.

Diese Biogasmenge hat einen Energieinhalt von ca. 23 GWh/a.

Bei der großtechnischen Anwendung des ZAK-Verfahrens für den Restabfall des ZAK-Einzugsgebietes können nach vorsichtiger Bewertung der Erfahrungen aus dem De-

---

<sup>24</sup>: Quellen sind beispielsweise:  
Scheffold, 1998: „Bioabfall eine relevante GebührengroÙe“; Kennzahl 1565, Lieferung 3/98, Müll-Handbuch, Band 2, Erich Schmidt Verlag, Berlin  
Ruthe, 1998: „Aufkommen und Zusammensetzung biogener Siedlungsabfälle“; Kennzahl 1780, Lieferung 3/98, Müll-Handbuch, Band 3, Erich Schmidt Verlag, Berlin  
Schade, Kaïmer, 2001: „Belastung der Haushalte durch Abfalltrennung und Abfallsammlung“, Kennzahl 2826, Lieferung 4/01, Müll-Handbuch, Band 3, Erich Schmidt Verlag, Berlin  
Doedens, 1996: „Einfluss der Sammellogistik und des Gebührensyste.ms auf die Bioabfallmenge“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Biologische Abfallbehandlung III“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen  
und  
Wiemer, Sprick, 1996: „Die Bedeutung der Eigenkompostierung im Gesamtkonzept der biologischen Abfallbehandlung“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Biologische Abfallbehandlung III“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen

<sup>25</sup>: Quellen sind beispielsweise:  
Loock, et al, 1999: „Trockenfermentation von Restmüll“, Müll und Abfall, Ausgabe 2/99  
Korz, Frick, 1994: „Verfahrenskonzepte zur Bioabfall-Behandlung“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Grundlagen der Verfahren der Anaerobtechnik“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen  
Wat – Wasser- und Abfalltechnik Ingenieurgesellschaft mbh & Co. KG, 1998: Zweckverband Abfallwirtschaft Kahlenberg (ZAK) – Restabfallbehandlung auf der Deponie Kahlenberg – Studie“  
Scherer, Vollmer, 1999: „Entwicklung eines einfachen Hochleistungsvergärungsverfahrens zur Behandlung von Restmüll“, Müll und Abfall, Ausgabe 3/99  
Kern, Wiemer, 1997: „Grundlagen und Verfahren der Vergärung von Bioabfällen - Leitfaden Bioabfallvergärung Baden-Württemberg“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Bio- und Restabfallbehandlung“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen  
Faulstich, Christ, 1998: „Vergärung von Bioabfällen - Grundlagen und Optimierungspotentiale“ in Wiemer, Kerm (Hrsg.): „Bio- und Restabfallbehandlung II“, M. I. C. Baeze-Verlag Witzenhausen

monstrationsprojekt etwa 80 m<sup>3</sup> Biogas mit einer auf 55 % normierten Methankonzentration pro Tonne Input des Gesamtanlage<sup>26</sup> und damit 100.000 Mg/a x 80 m<sup>3</sup>/Mg = etwa 8.000.000 m<sup>3</sup>/a an Biogas<sup>27</sup> erzeugt werden. Diese Biogasmenge hat einen Energieinhalt von etwa 44 GWh/a.

Bei der Behandlung des gesamten Abfalls mit dem ZAK-Verfahren kann also fast doppelt so viel Energie in Form von Biogas gewonnen werden, wie bei der anaeroben Behandlung eines zuvor getrennt gesammelten Bioabfalls.

Ursache für die größere mit dem ZAK-Verfahren erzeugbare Biogasmenge ist, dass bei einer getrennten Bioabfallsammlung nicht der gesamte Bioabfall in der Bioabfalltonne landet. In der Regel werden in Gebieten mit getrennter Bioabfallsammlung etwa 80 kg/(Einwohner x Jahr) an Bioabfall mit der Bioabfalltonne und 40 bis 80 kg/Einwohner x Jahr an Bioabfall in der Restmülltonne entsorgt. Außerdem sind in der Restmülltonne weitere mikrobiell abbaubare organische Bestandteile vorhanden, die nicht zum Bioabfall zu zählen sind (z. B. Restinhaltsstoffe von Verpackungen). Mit dem ZAK-Verfahren wird dagegen nahezu der gesamte im Hausabfall enthaltene Bioabfall-Anteil zur Biogasgewinnung eingesetzt.

## 2.2 ZAK-Verfahren ohne Biotonne vs. getrennte Bioabfallbehandlung und Verbrennung des Restabfalls im MHKW Freiburg („TREA Breisgau“)

Bezogen auf den Bioabfall ergeben sich die folgenden Unterschiede:

- Im Fall der getrennten Sammlung wird der Bioabfall nach einer Störstoffentnahme entweder vollständig aerob oder anaerob und anschließend aerob (Nachrotte) behandelt. Bei beiden Arten der Behandlung entsteht ein Bioabfallkompost der entsprechend den Anforderungen des Marktes stofflich verwertet werden kann, sowie Störstoffe, die z. B. im MHKW Freiburg („TREA Breisgau“) entsorgt werden müssen. Im Fall der anaeroben Behandlung entsteht zusätzlich energetisch verwertbares Biogas.
- Im Fall der gemeinsamen Behandlung von Bio- und Restabfall mit dem ZAK-Verfahren werden zuerst leicht abbaubare organische Bestandteile anaerob zu Biogas

---

<sup>26</sup>: **Hinweis:** Die durchschnittliche gebildete Biogasmenge bezogen auf die in den Perkolator eingetragene Abfallmenge lag während des Demonstrationsvorhabens bei gut 80 Nm<sup>3</sup>/Mg (Methankonzentration auf 55 Vol.-% normiert. Der gemessene Methananteil betrug etwa 72 Vol.-%). Die Biogasmenge war allerdings im Projektverlauf schwankend zwischen etwa 65 und 95 Nm<sup>3</sup>/Mg.

<sup>27</sup>: **Hinweis:** 8.000.000 m<sup>3</sup> auf 55 Vol.-% Methan normiertes Biogas entsprechen etwa 6.100.000 m<sup>3</sup> Biogas mit einer beim Demonstrationsvorhaben ermittelten durchschnittlichen Zusammensetzung von 72 Vol.-% Methan und 28 Vol.-% Kohlendioxid. Die Dichte dieses Gasgemischs beträgt  $0,72 \times 0,72 \text{ kg/m}^3 + 0,28 \times 1,98 \text{ kg/m}^3 = 1,073 \text{ kg/m}^3$ . Es entsteht also eine Biogasmasse von  $6.100.000 \text{ m}^3 \times 1,073 \text{ kg/m}^3 = \text{etwa } 6.500 \text{ Mg/a}$ . Dieser Wert entspricht dem in der Abbildung 78 dargestellten Wert.

abgebaut. Im Perkolator nicht aufgeschlossene, schwer abbaubare organische Inhaltsstoffe werden – analog der Nachrotte bei der getrennten Bioabfallbehandlung – bei der nachfolgenden biologischen Trocknung teilweise abgebaut. Die verbleibenden organischen Inhaltsstoffe werden mit der SBS-Fraktion ausgetragen und entsprechend den Anforderungen des Marktes einer energetisch Verwertung zugeführt. Ein Teil der Inhaltsstoffe des Bioabfalls wird in der mechanischen Stofftrennung auch als Mineralstoff oder als Reststoff anfallen.

Letztendlich wird der Bioabfall unabhängig von der gewählten Verfahrensweise größtenteils verwertet (als Bioabfallkompost und ggf. zusätzlich als Biogas im Fall der getrennten Bioabfallbehandlung bzw. als SBS und Biogas im Fall der gemeinsamen Behandlung mit dem ZAK-Verfahren). Allerdings sind die verwerteten Biomüllmengen unterschiedlich, da im Falle der getrennten Bioabfallsammlung der im Restmüll verbleibende Bioabfall in die TREA Breisgau gelangt. Unabhängig von der gewählten Verfahrensweise muss ein kleinerer Teil des Bioabfalls entsorgt werden (Störstoffe und Reststoffe nach der Verbrennung des im Restmüll verbleibenden Biomülls bzw. Reststoffe und Mineralstoffe).

Bei einem Vergleich des ZAK-Verfahrens ohne Biotonne mit der getrennten Bioabfallbehandlung und Verbrennung des Restabfalls im MHKW Freiburg („TREA Breisgau“) ist zunächst zu beachten, dass bei der Einführung der Biotonne eine Zunahme der Gesamtmüllmenge um mindestens 10 % zu erwarten ist (Quelle: s. Fußnote <sup>24</sup> auf der Seite 113). Im Verbandsgebiet des ZAK sind damit mindestens 64.700 Mg/a an Restmüll zu verbrennen und 45.300 Mg/a an Bioabfall zu behandeln.

Bei einer anaeroben Bioabfallbehandlung entstehen bei Ansatz eines optimalen Verfahrens und eines geringen Störstoffanteils im Bioabfall bei der Vergärung mit anschließender Nachrotte in etwa die folgenden Stoffströme:

- 21.100 Mg/a Bioabfallkompost
- 18.500 Mg/a Rotte- und Wasserverlust
- 3.400 Mg/a Biogas
- 2.300 Mg/a Störstoffe, die in der Müllverbrennungsanlage entsorgt werden müssen.

Bei der Entsorgung von zusammen 67.000 Mg/a Reststoffen in der Müllverbrennungsanlage entstehen etwa 20.100 Mg/a (etwa 30 %) Schlacke von der 10.050 Mg/a (etwa 50 % der Schlacke) verwertet werden können und 10.050 Mg/a deponiert werden müssen, sowie etwa 1.200 Mg/a Metalle aus der Schlackeaufbereitung.

Bei der Anwendung des ZAK-Verfahrens für den Restabfall inkl. Bioabfall entstehen die folgenden Stoffströme (s. **Abbildung 78**):

- 43.400 Mg/a Rotte- und Wasserverluste
- 32.000 Mg/a Sekundärbrennstoffe
- 11.000 Mg/a Inertstoffe, die deponiert werden müssen
- 6.500 Mg/a Biogas
- 5.900 Mg/a Reststoffe die in der Müllverbrennungsanlage entsorgt werden müssen.
- 1.200 Mg/a Metalle

Bei der Verbrennung der 5.900 Mg/a Reststoffe in der Müllverbrennungsanlage entstehen etwa 1.800 Mg/a (etwa 30 %) Schlacke, die zu 50 % (=> 900 Mg/a) verwertet werden können und zu 50 % (=> 900 Mg/a) auf einer Deponie entsorgt werden müssen.

Insgesamt entstehen im Vergleich der beiden Varianten die in der **Tabelle 8** dargestellten Stoffströme.

Stoffstrom	Menge [Mg/a] (Anteil [%])	
	Variante mit Behandlung von Bio- und Restabfall mit dem ZAK-Verfahren	Variante mit getrennter Bioabfallbehandlung und Verbrennung der Reststoffe
<b>Verwertbare Stoffströme</b>		
Sekundärbrennstoffe	32.000	-
Bioabfallkompost	-	21.100
Biogas	6.500	3.400
Schlacke	900	10.050
Metalle	1.200	1.200
<b>Zwischensumme</b>	<b>40.600 (77%)</b>	<b>35.750 (78%)</b>
<b>Zu deponierende Stoffströme</b>		
Schlacke	900	10,050
Inertstoffe	11.000	-
<b>Zwischensumme</b>	<b>11.900 (23%)</b>	<b>10.050 (22%)</b>
<b>Summe</b>	<b>52.500 (100%)</b>	<b>45.800 (100%)</b>

**Tabelle 8:** Vergleich der bei den Varianten mit und ohne getrennte Bioabfallsammlung entstehenden Mengen

Unter Berücksichtigung der Tatsache, dass für die getrennte Bioabfallbehandlung optimistische Ansätze gewählt wurden, zeigt sich, dass bei Einsatz des ZAK-Verfahrens zur Behandlung von Bio- und Restabfall im Vergleich zur getrennten Erfassung und

Behandlung des Bioabfalls ein vergleichbares Potential an verwertbaren Stoffen bei geringerem Aufwand an Logistik, Invest und Sortierhilfe in den Haushaltungen auftritt.

Bei der getrennten Bioabfallbehandlung wird zwar gegenüber der gemeinsamen Behandlung von Bioabfall und Restabfall Bioabfallkompost erzeugt, der vermarktet werden kann, dennoch ist die gemeinsame Behandlung von Bio- und Restabfall mit dem ZAK-Verfahren gegenüber der getrennten Bioabfallsammlung und –behandlung aus den folgenden Gründen ökonomisch und ökologisch sinnvoller:

- Bei der gemeinsamen Behandlung von Bio- und Restabfall mit dem ZAK-Verfahren kann ausreichend Energie für den Eigenenergiebedarf und zusätzlich ausreichend Wärmeenergie für den Weiterbetrieb des vorhandenen Fernwärmenetzes bei zukünftig zurückgehenden Deponiegasmengen erzeugt werden. Ggf. ist sogar ein Ausbau des Fernwärmenetzes möglich. Der in den Feststoffen verbleibende Energieinhalt wird anschließend zur Erzeugung lagerfähiger Sekundärbrennstoffe genutzt, die vermarktet werden und beim Erwerber Primärbrennstoffe ersetzen<sup>28</sup>. Die im Abfall vorhandene Energie wird also optimal ausgenutzt.

Im Fall einer Behandlung von getrennt gesammeltem Bioabfall auf dem Gelände der Deponie Kahlenberg kann der Eigenstromverbrauch nur im Fall der anaeroben Behandlung erzeugt werden. Die Wärme würde auch bei einer anaeroben Behandlung wegen zurückgehender Deponiegasmengen nicht für den Weiterbetrieb des Fernwärmenetzes ausreichen. Der Restabfall wird bei getrennter Bioabfallbehandlung im MHKW Freiburg („TREA Breisgau“) verbrannt. Hierdurch findet zwar ebenfalls eine energetische Verwertung statt, jedoch wird der Restabfall entsprechend der Anfallmenge und nicht entsprechend dem Energiebedarf verbrannt, da Restabfall im Gegensatz zu SBS nur zeitlich begrenzt und bei erhöhten Anforderungen an den Emissionsschutz im Anlieferungsbunker des MHKW lagerfähig ist. Eine gezielte Ersetzung von Primärbrennstoffen ist damit durch ein MHKW nur bedingt bzw. teilweise möglich.

- Durch den gezielten Einsatz der Sekundärbrennstoffe können im Gegensatz zur Verbrennung im MHKW durch die Abwärmenutzung hohe Feuerungswirkungsgrade erreicht werden. Durch die hohe Sekundärbrennstoffausbeute des ZAK-Verfahrens und durch den Ersatz von Primärbrennstoffen durch diese Sekundärbrennstoffe werden damit große Mengen an Treibhausgasemissionen eingespart.
- Die zusätzliche Bioabfallsammlung würde zu zusätzlichen Kosten führen.

---

<sup>28</sup>: Interessenten für den Sekundärbrennstoff sind z. B. Zementwerke, Papierfabriken oder Braunkohlekraftwerke. Bei den Anlagen, an denen der Erwerber die Sekundärbrennstoffe einsetzt, werden Primärbrennstoffe wie Kohle oder Heizöl ersetzt.

- Sofern bei zusätzlicher Bioabfallsammlung die Bioabfalltonne und die Restabfalltonne bei gleichbleibendem Sammelrhythmus im Wechsel geleert werden sollen, würden durch dann längere Standzeiten der Abfalltonnen bis zum Entleeren, beim Abfallerzeuger erhöhte luftgetragenen Emissionen (Keime, Gerüche) auftreten. Bei verkürztem Sammelrhythmus kommt es zu mehr Transporten und damit zu größeren Emissionen der Sammelfahrzeuge.
- Bei einer getrennten Bioabfallbehandlung müssen zwei getrennte Behandlungsanlagen betrieben werden, was zu hohen Kosten führen würde.
- Hinsichtlich der luftgetragenen Emissionen sind bei der Bioabfallbehandlung geringere Anforderungen einzuhalten als bei der gemeinsamen Behandlung von Bioabfall und Restabfall. Bioabfallbehandlungsanlagen nach dem Stand der Technik führen entsprechend zu höheren luftgetragenen Emissionen als MBA-Anlagen nach dem Stand der Technik. Besonders hohe Emissionen sind beim Einsatz von Anaerobverfahren für die Bioabfallbehandlung zu erwarten, da der nach der anaeroben Behandlung verbleibende Hydrolysereststoff schlecht entwässerbar ist und im verbleibenden Porenwasser und Gasporenvolumen nicht unerhebliche Mengen an Ammoniak, aber auch an Methan gelöst sind, die bei der anschließenden Nachrotte ausgasen. Bis eine ausreichende Sauerstoffversorgung in einer zwangsbelüfteten Nachrotte erreicht ist kommt es außerdem durch weiteren anaeroben mikrobiellen Abbau bei diesem schon anaeroben Material zu deutlich erhöhten Methanemissionen.

### **3 Bewertung der rechtlichen Bestimmungen**

Gemäß Nr. 5 der TA Siedlungsabfall (TASi) ist Bioabfall getrennt zu erfassen und einer Nutzung zuzuführen (Trennungsgebot). Das Trennungsgebot wurde in das Landesabfallgesetz übernommen. Das Ziel des Trennungsgebotes in der TASi und im Landesabfallgesetz ist es, Bioabfall von der Deponierung fernzuhalten und zu verwerten.

Dieses Ziel wird bei Anwendung des ZAK-Verfahrens auch ohne getrennte Sammlung des Bioabfalls erreicht, denn bei der gemeinsamen Behandlung von Bioabfall und Restabfall mit dem ZAK-Verfahren wird ein vergleichbarer Anteil der nach der Behandlung verbleibenden Stoffströme verwertet.

Die gemeinsame Behandlung des Bioabfalls und des Restabfalls mit dem ZAK-Verfahren ist zumindest als gleichwertig mit der getrennten Bioabfallsammlung und -behandlung bei Entsorgung des verbleibenden Restabfalls in einem MHKW einzustufen. Abgesehen von den zusätzlichen Emissionen bei der getrennten Sammlung und der getrennten Behandlung ist die gemeinsame Behandlung von Bio- und Restabfall



mit dem ZAK-Verfahren allein deshalb ökologisch nicht nur gleichwertig sondern besser als die getrennte Bioabfallsammlung und –behandlung, da bei der gemeinsamen Behandlung eine Wertstoffentnahme in Form von Biogas und Sekundärbrennstoffen aus dem gesamten Bioabfall stattfindet, während bei der getrennten Sammlung nur bei dem in der Biotonne gesammelten Bioabfall eine Wertstoffentnahme in Form von Biogas und Bioabfallkompost stattfindet.

#### **4 Erfordernis der gemeinsamen Behandlung von Bioabfall und Restabfall als Voraussetzung für die Anwendung des ZAK-Verfahrens**

Die positiven Effekte des ZAK-Verfahrens sind nur dann im erforderlichen Umfang erzielbar, wenn die spezifischen Merkmale des ZAK-Verfahrens erhalten bleiben. Hierzu gehören die Perkolation, die Biogasgewinnung sowie die Trocknung mit nachfolgender Trennung des getrockneten Perkotrates in Inertstoffe und Sekundärbrennstoffe. Damit diese Behandlungsstufen optimal betrieben werden können, ist ein Mindestanteil biologisch gut abbaubarer Abfallfraktionen erforderlich. Diese sind durch den vorab nicht separierten Bioabfallanteil im zu behandelnden Restabfall vorhanden. Der Bioabfall ist ein substantieller Bestandteil für eine optimale Funktionsfähigkeit des ZAK-Verfahrens. Durch ihn ist ausreichend mikrobiell abbaubare organische Substanz vorhanden, dass sowohl innerhalb der vorgesehenen kurzen Verweilzeiten bei der Biologischen Umsetzung ausreichende Mengen an Biogas für einen energieautarken Betrieb entstehen können, als auch anschließend die biologische Trocknung auf einen Mindest-Trockensubstanzgehalt, gewährleistet wird. Aus folgenden Gründen sollte ein Trockensubstanzgehalt von 80 Gew.-% überschritten werden (Zielgröße 85 Gew.-%):

- Nur bei Überschreitung des Mindestwertes kann ein qualitativ hochwertiger Sekundärbrennstoff ausgeschleust werden (bei niedrigeren Trockensubstanzgehalten: Qualitätseinbußen durch zunehmende Verklumpung und damit schlechtere Trennbarkeit).
- Nur bei Überschreitung des Mindestwertes wird die Lagerfähigkeit des erzeugten Sekundärbrennstoffes erreicht (bei niedrigerem Trockensubstanzgehalt: Mikrobielle Abbauprozesse und damit Geruchsentwicklung bei der Lagerung).