



**Institut für Abfall, Abwasser,  
Site und Facility Management e. V.**



**Leibniz  
Universität Hannover** 

**INSTITUT FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT UND ABFALLTECHNIK  
LEIBNIZ UNIVERSITÄT HANNOVER**



**Prozesswassermanagement  
auf MBA-Anlagen  
am Beispiel der MBA-Gescher**

**Abschlussbericht**

**Ahlen, Hannover im Mai 2007**

**Projekt:** **Prozesswassermanagement auf MBA-Anlagen am Beispiel der MBA-Gescher**

**gefördert durch:** **Ministerium für Umwelt und Naturschutz,  
Landwirtschaft und Verbraucherschutz des  
Landes NRW**

**Antragsteller:** **Entsorgungsgesellschaft Westmünsterland  
mbH**

**Ausführung durch:** **Institut für Abfall, Abwasser, Site und  
Facility Management e. V.,  
Ahlen**

Prof. Dr.-Ing. B. Gallenkemper  
Prof. Dr.-Ing. M. Lohse  
Dr.-Ing. Th. Böning

**Leibniz Universität Hannover,  
Institut für Siedlungswasserwirtschaft und  
Abfalltechnik**

Prof. Dr.-Ing. K. H. Rosenwinkel  
Dr.-Ing. D. Weichgrebe  
Dipl.-Biol. S. Märker

## Inhaltsverzeichnis

=====

<b>1</b>	<b>Einleitung und Zielsetzung</b>	<b>1-1</b>
<b>2</b>	<b>Bilanzierung der Wassermengen in der biologischen Stufe der MBA Gescher (INFA)</b>	<b>2-1</b>
2.1	Anlagenkonzeption	2-1
2.2	Bisheriges Wassermanagement	2-3
2.3	Prozesswassermengen	2-5
<b>3</b>	<b>Untersuchungen zur Zusammensetzung der Prozesswässer (INFA)</b>	<b>3-1</b>
3.1	Probenahme- und Analysenverfahren	3-1
3.2	Ergebnisse der chemischen Analysen	3-2
3.3	Untersuchung der Prozesswässer bzgl. Anhang X der EU-WRRL	3-7
3.4	Untersuchungen zur Partikelgrößenverteilung	3-9
<b>4</b>	<b>Untersuchung des Einflusses der Prozesswasserrückführung auf den Rotteprozess und die Ablagerungskriterien (INFA)</b>	<b>4-1</b>
4.1	Versuche zu Prozessbeeinflussungen bei Intensivrottebewässerung	4-1
4.1.1	Vorgehensweise	4-1
4.1.2	Ergebnisse	4-2
4.2	Untersuchungen zu möglichen Verstopfungen bei der Intensivrottebewässerung	4-6
4.2.1	Vorgehensweise	4-6
4.2.2	Ergebnisse	4-8
4.3	Nachrottebewässerung	4-11
4.3.1	Versuchsdurchführung	4-11
4.3.2	Ergebnisse	4-13
4.3.3	Fazit	4-22
<b>5</b>	<b>Durchführung von Labor- und halbtechnischen Versuchen zur Aufbereitung der Sickerwässer (INFA)</b>	<b>5-1</b>
5.1	Vorgehensweise	5-1
5.2	Ergebnisse	5-3
5.2.1	Sedimentation	5-3
5.2.2	Flotation	5-5
<b>6</b>	<b>Überlegungen zur Verwertung des Waschwassers aus der Abgaswäsche (ISAH)</b>	<b>6-1</b>
6.1	Verwertungsmöglichkeiten bei weiterem Betrieb der Wäscher mit Salpetersäure	6-2

6.2	Verwertungsmöglichkeiten beim Betrieb der Wäscher mit Schwefelsäure	6-2
6.3	Verwertungsmöglichkeiten beim Betrieb der Wäscher mit Presswasser als Wasservorlage	6-3
6.4	Betrieb einer Abluftwäscher Versuchsanlage	6-3
6.4.1	Beschreibung der Pilotanlage	6-4
6.4.1.1	Generelle Verfahrensbeschreibung der sauren Wäsche	6-4
6.4.1.2	Auslegungsdaten der Pilotanlage	6-5
6.4.1.3	Detaillierte Verfahrensbeschreibung der Versuchsanlage	6-6
6.4.1.4	Berechnung der Kolonne und theoretische Bilanzierung der Stoffströme	6-7
6.4.2	Betriebseinstellungen der Pilotanlage	6-8
6.4.2.1	Konzeption der Betriebsphasen	6-8
6.4.2.2	Erste Betriebsphase: Möglichkeiten der Aufkonzentrierung von Ammoniumsulfat im Wäschersumpf	6-8
6.4.2.3	Zweite Betriebsphase: Einsatzmöglichkeiten von Presswasser zum Betrieb des sauren Abluftwäschers	6-9
6.4.2.4	Betriebsphase: Einsatzmöglichkeiten von Sekundärsäuren zum Betrieb des sauren Abluftwäschers	6-9
6.4.3	Erfasste Betriebsparameter während des Pilotbetriebs	6-10
6.4.3.1	Bestimmung der erzielten Ammoniumkonzentration im Wäschersumpf	6-10
6.4.3.2	Bestimmung des $\text{NH}_3$ Gehaltes in der MBA Abluft und Überwachung der Reinigungsleistung des sauren Wäschers	6-10
6.4.3.3	Erfassung des Kondensatwasseranfalls im sauren Wäscher	6-12
6.4.3.4	Säureverbrauch der Pilotanlage in den einzelnen Versuchsphasen	6-13
6.4.4	Ergebnisse und Diskussion des Pilotbetriebes	6-13
6.4.4.1	$\text{NH}_3$ -Gehalt der MBA-Abluft und Reinigungsleistung des Abluftwäschers	6-13
6.4.4.2	Erreichte Ammoniumsulfatkonzentration im sauren Wäscher	6-17
6.4.4.3	Säureverbrauch der Pilotanlage	6-19
6.4.4.4	Kondensatwasserniederschlag	6-20
6.4.5	Fazit des Versuchsanlagenbetriebes	6-21
<b>7</b>	<b>Untersuchungen zur Aufbereitung von Presswasser aus der Vergärungsstufe und zum Einsatz im Abluftwäscher oder der Rotte (ISAH)</b>	<b>7-1</b>
7.1	Laborversuch zum Einsatz von Presswasser im Abluftwäscher	7-1

7.1.1	Analyse des Presswassers aus der Vergärung	7-1
7.1.2	Versuchsdurchführung	7-2
7.1.3	Versuchsergebnisse	7-2
7.2	Belastung des Presswassers mit Schwefelwasserstoff	7-4
7.3	Belastung des Presswassers mit Schadstoffen, die eine weitere Verwertung der Waschwässer verhindern bzw. einschränken können.	7-5
7.4	Versuche zur Feststoffabtrennung	7-7
<b>8</b>	<b>Überlegungen zur Mitbehandlung von MBA-Abwässern in Deponiesickerwasser-behandlungsanlagen (ISAH)</b>	<b>8-1</b>
8.1	Versuchsergebnisse zur biologischen Behandlung von MBA-Abwässern	8-1
8.2	Behandlung von MBA-Abwasser in der betriebseigenen Deponiesickerwasserbehandlungsanlage der Deponie Borken/Hoxfeld	8-2
8.3	Hydraulische Kapazität	8-3
8.4	Behandlungskapazität biologische Stufe	8-4
8.5	Fazit	8-9
<b>9</b>	<b>Erstellung eines Konzeptes und Wirtschaftlichkeitsbetrachtung</b>	<b>9-1</b>
<b>10</b>	<b>Zusammenfassende Beantwortung der anfänglichen Fragestellungen an das Forschungsvorhaben</b>	<b>10-1</b>
10.1	Welche Prozesswassermengen fallen bei der MBA Gescher an? Wie sieht die derzeitige Prozesswasserbilanz aus?	10-1
10.2	Wie setzen sich die Prozesswässer der MBA zusammen? Inwieweit ist ein Eintrag von gefährlichen Stoffen gemäß Anhang X der EU-WRRL in Gewässer bzw. Grundwasser über MBA-Prozesswässer möglich?	10-1
10.3	Welchen Einfluss hat eine Rückführung von Sicker- und Presswässern in die Rotteprozesse auf Prozessverlauf und die Outputströme?	10-2
10.4	Wie können die Sickerwässer aus der Intensivrotte vor einer Rückführung in den Prozess aufbereitet werden?	10-2
10.5	In welchem Umfang ist eine Aufbereitung von Presswässern möglich und unter ökonomischen Gesichtspunkten sinnvoll?	10-3
10.6	Unter welchen Voraussetzungen ist eine Verwertung der stickstoffhaltigen Waschwässer möglich, oder müssen diese als Abwässer beseitigt werden?	10-4
10.7	Welche Auswirkungen sind bei einer Einleitung der nach einer Optimierung verbleibenden Abwassermengen in eine Deponiesickerwasserbehandlungsanlage zu erwarten? Welche Anforderungen sind abzuleiten?	10-4
10.8	Wie kann ein zukünftiges Konzept für ein Prozesswassermanagement der MBA Gescher aussehen?	10-5
<b>11</b>	<b>Ausblick</b>	<b>11-1</b>
<b>12</b>	<b>Literatur</b>	<b>12-1</b>

**Abbildungsverzeichnis**

Abb. 2-1:	MBA Gescher	2-2
Abb. 2-2:	Vergärungsanlage	2-3
Abb. 2-3:	Derzeitiges Prozesswassermanagement der MBA Gescher	2-4
Abb. 2-4:	Prozentuale Verteilung der Wasserströme	2-7
Abb. 3-1:	Prozentualer Anteil des $CSB_{gelöst}$ am $CSB_{gesamt}$	3-4
Abb. 3-2:	Prozentualer Anteil des $N_{gelöst}$ am $N_{gesamt}$	3-5
Abb. 3-3:	Prozentualer Anteil des $P_{gelöst}$ am $P_{gesamt}$	3-5
Abb. 3-4:	Prozentualer Anteil des $Cu_{gelöst}$ am $Cu_{gesamt}$ und des $Zn_{gelöst}$ am $Zn_{gesamt}$	3-6
Abb. 3-5:	Partikelgrößenverteilung	3-9
Abb. 4-1:	Mittlere Zugabemengen und Sickerwasser/Kondensatmengen der Versuchsrotten	4-2
Abb. 4-2:	Mittlere Temperaturverläufe der Versuchs-Intensivrotten	4-3
Abb. 4-3:	Mittlere TR-Gehalte im Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten	4-3
Abb. 4-4:	Mittlere oTR-Gehalte im Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten	4-4
Abb. 4-5:	DOC-Werte im Eluat des Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten	4-5
Abb. 4-6:	TOC-Werte im Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten	4-5
Abb. 4-7:	Aufbau des Versuchs zur Intensivrottebewässerung	4-7
Abb. 4-8:	Überwachungsparameter des Spülversuchs	4-8
Abb. 4-9:	Ermittelte Durchflüsse der Tellerdüse	4-9
Abb. 4-10:	Feststoff aus Versuchsleitung	4-10
Abb. 4-11:	Tellerdüse nach 79 Tagen	4-10
Abb. 4-12:	Rohranschluss	4-10
Abb. 4-13:	Probenahme bei den Nachrotteversuchen	4-12
Abb. 4-14:	Aufgebrachte Wassermengen je Rotte	4-14
Abb. 4-15:	Trockenrückstand der Proben	4-15
Abb. 4-16:	Temperaturverlauf während der Rotte	4-17
Abb. 4-17:	DOC	4-19
Abb. 4-18:	TOC	4-20
Abb. 4-19:	Ammoniumstickstoff ( $NH_4-N$ )	4-21
Abb. 4-20:	Atmungsaktivität $AT_4$	4-22
Abb. 4-21:	Verhältnis der DOC-Werte der Nachrottemieten	4-23
Abb. 4-22:	Verhältnis der TOC-Werte der Nachrottemieten	4-23
Abb. 5-1:	Aufbau der Sedimentation-Flotation-Versuchsanlage	5-1
Abb. 5-2:	Schema der Versuchs-Sedimentationsanlage	5-2
Abb. 5-3:	Schema der Versuchs- Flotationsanlage	5-2
Abb. 5-4:	Feststoffverminderung durch Sedimentation bei unterschiedlicher FHM-Dosierung	5-4
Abb. 5-5:	Feststoffverminderung durch Sedimentation in Abhängigkeit der hydraulischen Verweilzeit bzw. Oberflächenbeschickung	5-4
Abb. 5-6:	Feststoffverminderung durch Flotation bei unterschiedlicher Verweilzeit	5-5
Abb. 5-7:	Feststoffverminderung durch Flotation bei unterschiedlichen Druckwasserverhältnissen	5-6
Abb. 6-1:	RI Fließbild der Versuchsanlage (Quelle: Otto GmbH)	6-6

Abb. 6-2:	Löslichkeit von Ammoniumsulfat in Abhängigkeit der Temperatur	6-8
Abb. 6-3:	Aufbau der installierten online NH <sub>3</sub> -Messung und des Gasverteilungssystems	6-12
Abb. 6-4:	Ammoniakmessung vom 23.01.07 – 26.01.07	6-14
Abb. 6-5:	Reinigungsleistung des sauren Wäschers	6-15
Abb. 6-6:	NH <sub>3</sub> Konzentration in der MBA-Abluft	6-15
Abb. 6-7:	Reinigungsleistung der Abluftwäscher-Versuchsanlage in der zweiten und dritten Betriebsphase	6-16
Abb. 6-8:	Umrechnung der Ammonium-N-Konzentration [g/l] in Konzentration der Ammoniumsulfatlösung [Vol.-%]	6-17
Abb. 6-9:	Ammoniumkonzentration im Wäschersumpf [mg/l]	6-18
Abb. 6-10:	Durchschnittlicher Säureverbrauch in Liter/Tag und NH <sub>4</sub> -N-Konzentration [mg/l] im Wäschersumpf	6-19
Abb. 6-11:	Durchschnittlicher Kondensatwasserniederschlag in der Versuchsanlage	6-20
Abb. 7-1:	Schematischer Aufbau des Versuchsstandes	7-2
Abb. 7-2:	Erzielte NH <sub>3</sub> -Konzentrationen im Laborversuch bei Verwendung einer 10 %igen Ammoniaklösung in der Erzeugerkolonie	7-3
Abb. 7-3:	Erzielte NH <sub>3</sub> -Konzentrationen im Absorber bei Verwendung einer 25 %igen Ammoniaklösung in der Erzeugerkolonie	7-4
Abb. 7-4:	Umsetzung des vom ISAH vorgeschlagenen Verfahrens zur Feststoffentfrachtung in den Prozesswassertanks der Vergärungsstufe	7-8
Abb. 7-5:	Reduzierung der Feststoffe im Presswasser durch Umsetzung der vorgeschlagenen Umbaumaßnahmen/Beschickung der Prozesswassertanks	7-9
Abb. 8-1:	Belastungssituation der SWB Borken/Hoxfeld und mögliche freie Kapazitäten hinsichtlich des CSB zur Behandlung von MBA-Abwässern im Jahr 2006	8-10
Abb. 9-1:	Zukünftiges Prozesswassermanagement	9-2

**Tabellenverzeichnis**

Tab. 2-1:	Erfassung der Prozesswasserströme	2-5
Tab. 2-2:	Wasserströme MBA Gescher (Jahr 2006)	2-6
Tab. 3-1:	Analysenverfahren	3-1
Tab. 3-2:	Zusammensetzung der Sickerwässer aus Intensiv- und Nachrotte	3-2
Tab. 3-3:	Zusammensetzung der Waschwässer aus RTO- und Abluftwäscher	3-3
Tab. 3-4:	Zusammensetzung der Presswässer aus der Vergärung	3-3
Tab. 3-5:	Ermittelte Konzentrationen in MBA-Prozesswässern	3-8
Tab. 4-1:	TR- und oTR-Gehalte der in den Intensivrotteversuchen eingesetzten Abfälle	4-1
Tab. 4-2:	Einstellungen der Versuche zur Intensivrottebewässerung	4-1
Tab. 4-3:	Charakterisierung des Inputmaterials der Nachrotten	4-13
Tab. 4-4:	Zusammensetzung des aufgebracht Presswassers	4-13
Tab. 6-1:	Tägliches Messprogramm des Versuchsanlagenbetriebes	6-10
Tab. 7-1:	Inhaltsstoffe des in den Versuchen eingesetzten Presswassers	7-1
Tab. 7-2:	Analyseergebnisse des Press- und Wäscherwassers	7-6
Tab. 7-3:	Gegenüberstellung der Schwermetallkonzentrationen im Wäscherwasser und der jeweiligen Grenzwerte der Düngemittelverordnung (Tabelle 1 Anlage 2, Grenzwerte für bestimmte Elemente in Düngemitteln, Bundesgesetzblatt Jahrgang 2003 Teil I Nr. 57, Bonn, 04.12.2003)	7-7
Tab. 8-1:	Sickerwasserqualität der Deponie Hoxfeld und Auslegungsdaten (Quelle: Genehmigungsantrag, Haase Energietechnik GmbH)	8-2
Tab. 8-2:	Hydraulische Auslastung der SWB Borken/Hoxfeld	8-3
Tab. 8-3:	Zusammensetzung MBA-Abwässer (INFA)	8-4
Tab. 8-4:	Berechnung der Belastung und der noch freien Verarbeitungskapazitäten der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld zur Behandlung von MBA-Abwasser bezogen auf die CSB-Belastung sowie die hydraulische Belastung der Anlage.	8-5
Tab. 8-5:	Berechnung der Belastung und der noch freien Verarbeitungskapazitäten der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld zur Behandlung von MBA-Abwasser bezogen auf die NH <sub>4</sub> -N-Belastung sowie die hydraulische Belastung der Anlage.	8-8
Tab. 8-6:	Gegenüberstellung der errechneten, theoretisch möglichen Kapazitäten zur Verarbeitung von MBA-Abwasser	8-9
Tab. 9-1:	Vergleich der derzeitigen und der zukünftigen Prozesswassermengen	9-1



## 1 Einleitung und Zielsetzung

Ziel dieses Projektes war die Entwicklung eines Wassermanagement-Konzeptes für MBA-Anlagen beispielhaft an der speziellen Situation der MBA-Gescher. Neben einer Bilanzierung der Wassermengen sowie Untersuchungen zur Zusammensetzung der einzelnen Prozesswasserströme sollten verschiedene Möglichkeiten zur Wiederverwertung der Prozesswässer innerhalb der MBA aufgezeigt werden. Ziel war eine Verminderung der zu entsorgenden Wassermengen und Schmutzfrachten.

Besonderes Augenmerk galt den in großen Mengen anfallenden Abwässern aus der Vergärungsstufe (Presswässer) sowie den stickstoffreichen Abwässern aus der sauren Abluftwäsche. Aufgrund der hohen Stickstoffbelastung der Wäscherwässer ist eine Kreislaufführung beispielsweise zur Rottebefeuchtung nur begrenzt möglich, weshalb zumindest ein Teil diese Abwässer derzeit kostenpflichtig entsorgt werden muss. Die überschüssigen Presswässer aus der Vergärungsstufe werden gegenwärtig komplett einer Entsorgung zugeführt.

Eine grundsätzliche Einsatzmöglichkeit überschüssiger Prozesswässer ist die Bewässerung von Intensiv- und Nachrotte. Inwieweit hierdurch Prozessstörungen auftreten können, sollte im Rahmen des Projektes näher untersucht werden.

Da aufgrund von Literaturdaten hohe Feststoffbelastungen der Prozesswässer zu erwarten waren, sollten einfache mechanische Verfahren (Sedimentation, Flotation) zur Aufbereitung der Prozesswässer mit einer gezielten Feststoffausschleusung untersucht werden.

Alternativ ist eine Nutzung von Presswasser aus der Vergärung zum Betrieb der sauren Abluftwäscher denkbar, um dort den Bedarf an Frisch- bzw. Brauchwasser zu substituieren. Auch diese Möglichkeit wurde im Projekt betrachtet.

Zusätzlich zur Substitution des Wasserbedarfes der Abluftwäscher wurde die Möglichkeit der Erzeugung hoch stickstoffhaltiger Waschwässer in den sauren Wäschern untersucht. Diese könnten dann als N-haltiges Produkt einer weiteren Verwertung zugeführt werden, anstatt wie bisher kostenpflichtig entsorgt zu werden. Vor dem Hintergrund einer späteren großtechnischen Umsetzung wurden weitere Fragestellungen in einem größeren Maßstab durch den Betrieb einer Pilotanlage untersucht.

Aufgrund der räumlichen Nähe und des ähnlichen Herkunftsbereichs bietet sich auch eine Mitbehandlung von MBA-Abwässern in Deponiesickerwasserbehandlungsanlagen an. Im Rahmen des Projektes sollte auf Grundlage der ermittelten Zusammensetzungen und Mengen die Möglichkeiten und Randbedingungen einer Mitbehandlung aufgezeigt werden.

Abschließend wurde auf Grundlage der Untersuchungsergebnisse ein Konzept für ein Wassermanagement der MBA Gescher mit dem Ziel einer möglichst weitgehenden Rückführung von Prozesswässern in den Prozess und damit einer Minimierung der Abwassermengen und der eingeleiteten Schmutzfrachten entwickelt.

## **2 Bilanzierung der Wassermengen in der biologischen Stufe der MBA Gescher (INFA)**

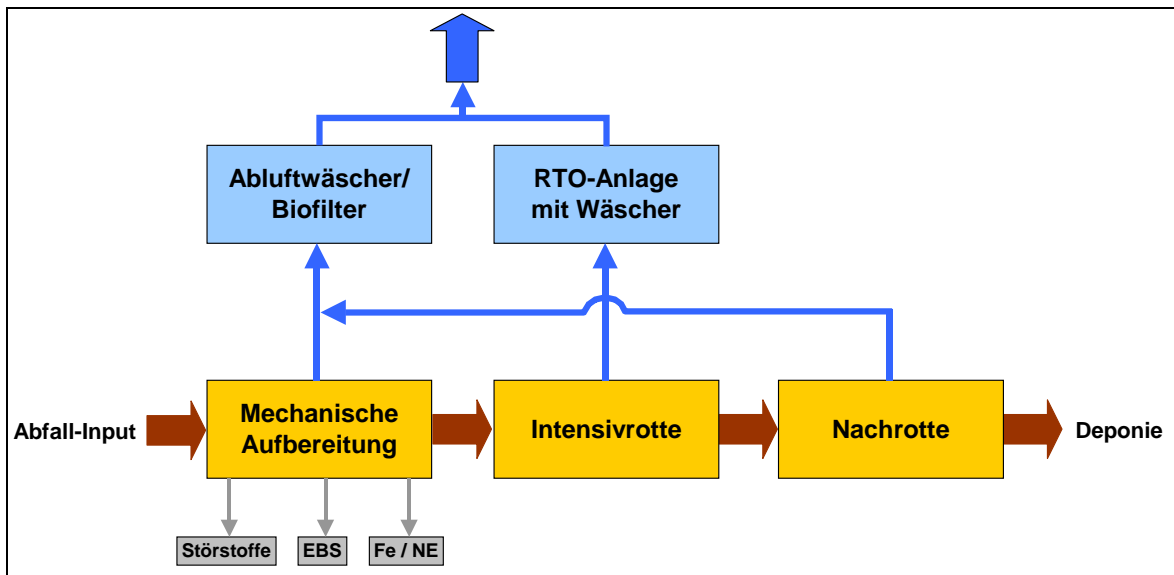
### **2.1 Anlagenkonzeption**

In der MBA Gescher werden im Jahr 43.000 Mg Hausmüll und 64.000 Mg hausmüllähnlicher Gewerbeabfall aus dem Kreis Borken behandelt. Die Abfälle werden nach einer mechanischen Vorbehandlung in einer zweistufigen aeroben Behandlungsstufe, bestehend aus Intensiv- und Nachrotte, soweit stabilisiert, dass sie die Ablagerungskriterien einhalten.

Die Intensivrotte ist als Tunnelrotte, bestehend aus 2 Reihen mit jeweils 13 Tunneln, ausgeführt. Die Rottezeit beträgt 3 bis 4 Wochen, wobei etwa nach der Hälfte der Rottezeit ein Umsetzen des Materials erfolgt. Die Tunnel werden von unten belüftet und die Abluft an der Tunneldecke abgesaugt. Ein Teilstrom wird der Rotte wieder zugeführt, der Rest gelangt zur Abluftbehandlung. Die Bewässerung der Intensivrotte erfolgt über eine an der Tunneldecke angebrachte Bewässerungsleitung mit jeweils 8 Düsen.

Nach der Intensivrotte gelangt das Rottematerial über ein Förderband in den Eintragsbunker der Nachrottehalle. Dort wird das Material mit einem Radlader zu Mieten aufgesetzt. Die Halle ist in 4 Quadranten mit jeweils 8 Felder aufgeteilt. Eine Miete bedeckt 6 der 8 Felder. Die zwei freien Felder werden für den wöchentlichen Umsetzprozess benötigt. Die Nachrottemieten werden über eine Unterdruckbelüftung mit Sauerstoff versorgt. Die Abluft wird der Abluftbehandlung zugeführt. Die Bewässerung der Nachrottemieten erfolgt über einen an ein 6 m<sup>3</sup>-Fass angeschlossenen Wassersprenger.

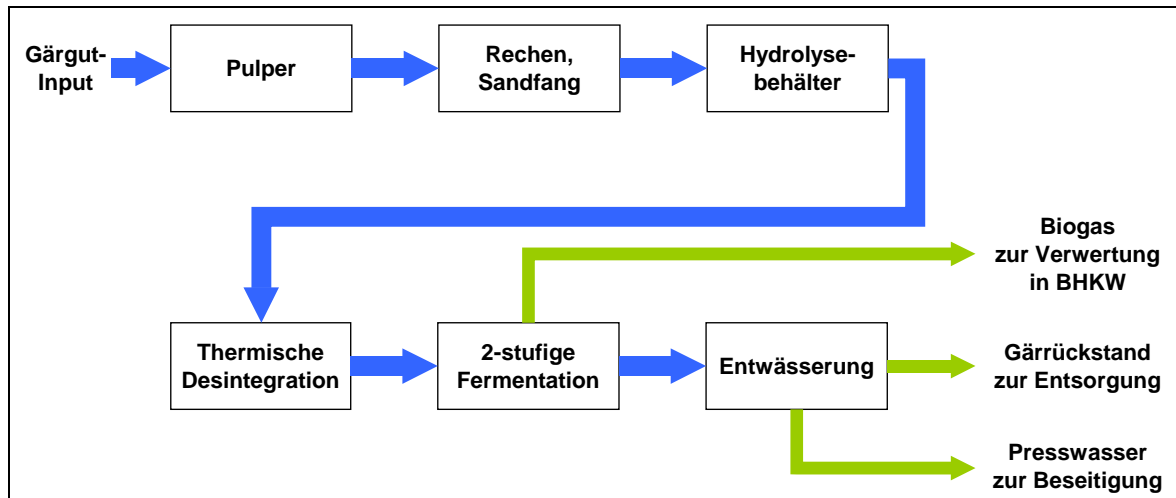
Die Abluftbehandlung der MBA Gescher besteht im Wesentlichen aus einer RTO-Anlage (3 parallele Linien) mit einem jeweils vorgeschalteten Abluftwäscher zum Rückhalt von Stickstoffverbindungen. Der RTO-Anlage mit den vorgeschalteten Wäschern wird die Abluft aus den Intensivrotten sowie während des Umsetzens auch die Abluft aus der Nachrotte zugeführt. Neben der RTO-Anlage verfügt die MBA über eine 2-straßige Wäscher-Biofilteranlage für die Behandlung der Hallenabluft aus der mechanischen Aufbereitung sowie der Abluft aus der Nachrottehalle bei Normalbetrieb.



**Abb. 2-1:** MBA Gescher

Der Standort des Abfallwirtschaftszentrums Gescher verfügt neben der MBA zusätzlich über eine Vergärungsstufe zur Behandlung von Klärschlamm, Speiseresten und Bioabfällen. Die Anlage ist als mehrstufige semikontinuierliche Nass-Fermentation ausgeführt (vgl. Abb. 2-2) und arbeitet im thermophilen Temperaturbereich (55 °C). In zwei Pulpern erfolgt die Anmischung der zerkleinerten Bioabfälle (38 % TS), des Klärschlammes (5,5 % TS) sowie der Speisereste (22 % TS) zu einer Gärsuspension mit bis zu 10 % TS. Die Suspension gelangt über einen Rechen zur Abtrennung grober Störstoffe in einen belüfteten Sandfang, dem ein Sandklassierer nachgeschaltet ist. Nach dem Abtrennen von Sand und Störstoffen hat die Maische einen TS-Gehalt von rund 8 %. Aus einem Vorlagebehälter wird die Maische mit einer Kreiselpumpe in den Hydrolysebehälter gepumpt. Hier werden hochmolekulare Verbindungen wie Kohlenstoff, Fett und Eiweiß weitestgehend in niedermolekulare Verbindungen wie Zucker, Fettsäuren und Aminosäuren aufgespalten. Nach eintägiger Aufenthaltsdauer wird das Material in einen der beiden thermischen Desintegrationsbehälter gepumpt, in dem es mindestens eine Stunde auf 70 °C erhitzt wird, um die Zellwände der Substrate aufzubrechen. Aus der thermischen Desintegration gelangt das Gemisch zum weiteren Abbau in einen der beiden großen Fermenter 1 (ca. 1000 m<sup>3</sup>), aus dem es über den Überlauf in den nachgeschalteten kleineren Fermenter 2 (ca. 400 m<sup>3</sup>) gelangt. Die theoretische Aufenthaltszeit in beiden Fermentern beträgt ca. 35 Tage. Nach der anaeroben Behandlung wird der Gärrest in einem statischen Mischer zur besseren Entwässerung mit Polymeren versetzt. Nach der Entwässerung mit einer Siebbandpresse wird der Gärrest entsorgt. Das Presswasser wird durch eine Siebfilteranlage grob von Feststoffen befreit und anteilig als Spülwasser für die Siebbandpresse genutzt (ca. 100 m<sup>3</sup>/d). Das überschüssige Presswasser wird derzeit in kommunalen Abwasserreinigungsanlagen bzw. in einer Deponiesickerwasser-Aufbereitungsanlage gereinigt. Das bei der Vergärung gewonnene Biogas wird in einem Gasspeicher gesammelt und in einem Blockheizkraftwerk (BHKW) mit einer elektrischen Leistung von 500 KW verwertet.

Anfallende Wärme wird für die Beheizung der Fermenter und die thermische Desintegration genutzt.



**Abb. 2-2:** Vergärungsanlage

## 2.2 Bisheriges Wassermanagement

Für die Einstellung der für die aeroben biologischen Abbauprozesse optimalen Feuchte wird i. d. R. Wasser benötigt. Die Bewässerung der Intensivrotten erfolgt im Wesentlichen mit Prozesswasser, welches dem Prozesswassertank entnommen wird. Das Prozesswasser besteht weitgehend aus Sickerwasser sowohl aus der Intensiv- als auch der Nachrotte. Außer dem Prozesswasser wird sogenanntes Brauchwasser für die Intensivrottebewässerung genutzt, wobei es sich um zurückgehaltenes Niederschlagswasser vorhandener Verkehrs- und Dachflächen handelt. Das Niederschlagswasser wird in einem Teich gesammelt und anschließend in den Brauchwassertank gegeben. Wenn keine ausreichenden Niederschlagswassermengen zur Verfügung stehen, wird dem Brauchwassertank zusätzlich Stadtwasser (Trinkwasser) zugeführt. Für die Bewässerung der Nachrotte wird ausschließlich Brauchwasser aus dem Regenwasserteich eingesetzt.

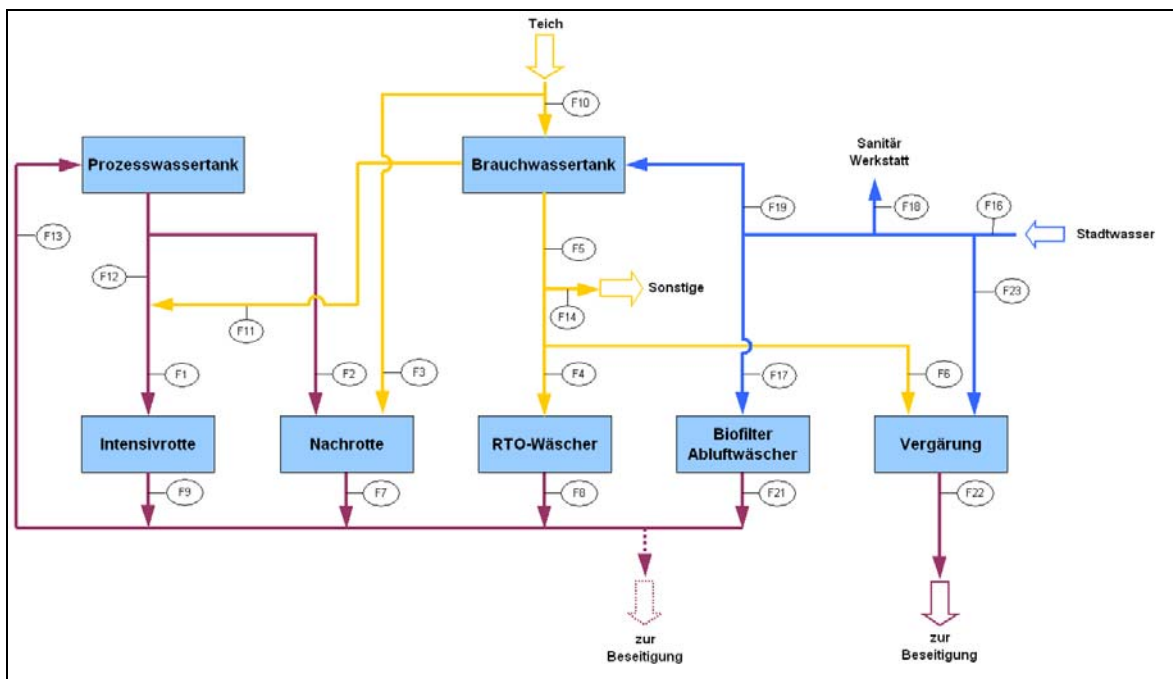
Der überwiegende Anteil dieses Wassers wird den Rotten über die erwärmte Abluft entzogen. Zusätzlich entsteht Sickerwasser, welches über Rinnen gefasst wird. Das Sickerwasser der Intensivrotte wird in einem Schlammfang von groben Feststoffen befreit und anschließend in den Prozesswassertank geleitet. In diesen wird auch das Sickerwasser aus der Nachrotte sowie überschüssiges Waschwasser aus den RTO- und Abluftwäschern (falls dieses nicht separat entsorgt wird) gepumpt. Mit dem Wasser aus dem Prozesswassertank erfolgt dann, wie bereits beschrieben, die Bewässerung der beiden Tunnelreihen der Intensivrotte.

Das Brauchwasser dient ebenfalls zur Wasserversorgung der drei Abluftwäscher vor den RTO-Stufen. Dagegen werden die beiden Abluftwäscher vor den Biofiltern mit

Stadtwasser versorgt. Die in der Abluftbehandlung anfallenden Waschwässer und Kondensate wurden in der Vergangenheit ebenfalls komplett in den Prozesswassertank gegeben und zur Bewässerung der Intensivrotte genutzt. Insbesondere bei hohen Stickstoffkonzentrationen wird das Wasser aus den Wäschern nun teilweise separat gesammelt und beseitigt.

Zusätzlich fällt in der Vergärungsanlage Überschusswasser durch die Entwässerung der Gärrückstände an. Dieses wird als Presswasser bezeichnet. Es wird vornehmlich für das Spülen der Siebbandpresse und teilweise zum Einstellen des erforderlichen Wassergehaltes in den Pulpn verwendet. Bedingt durch den hohen Eintrag von Wasser über den Klärschlamm kommt es jedoch zur Bildung von teilweise erheblichen Überschusswassermengen, die derzeit abgefahren und beseitigt werden müssen.

Das derzeitige Prozesswassermanagement ist zusammenfassend in Abbildung 2-3 dargestellt.



**Abb. 2-3:** Derzeitiges Prozesswassermanagement der MBA Gescher

### 2.3 Prozesswassermengen

Die auf der MBA Gescher anfallenden Prozesswassermengen wurden über ein Jahr (Januar bis Dezember 2006) erfasst. Dazu wurden zum Einen Wasseruhren auf Veranlassung von INFA eingebaut und regelmäßig vom Betriebspersonal abgelesen, zum Anderen wurden einzelne Wasserströme über Teilbilanzierungen ermittelt.

**Tab. 2-1:** Erfassung der Prozesswasserströme

Messung	Wasserstrom	Art der Erfassung
F1	Prozesswasser	Online-Messung mit Integration
F2	Prozesswasser	Erfassung über Anzahl der Fässer (6 m <sup>3</sup> je Fass)
F3	Brauchwasser	Erfassung über Anzahl der Fässer (6 m <sup>3</sup> je Fass)
F4	Brauchwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F5	Brauchwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F6	Brauchwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F7	Prozesswasser	Betriebsstunden der Pumpe x 6 m <sup>3</sup> /h
F8	Prozesswasser	Betriebsstunden der Pumpe x 5,1 m <sup>3</sup> /h
F9	Prozesswasser	Teilbilanzierung (F13-F7-F8-F21)
F10	Brauchwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F11	Brauchwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F12	Prozesswasser	Teilbilanzierung (F1-F11)
F13	Prozesswasser	Teilbilanzierung (F12+F2)
F14	Brauchwasser	Teilbilanzierung (F5-F4-F6)
F16	Stadtwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F17	Stadtwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F18	Stadtwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F19	Stadtwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)
F21	Prozesswasser	Betriebsstunden der Pumpe x 10 m <sup>3</sup> /h
F22	Presswasser	Erfassung über abgefahrene Menge
F23	Stadtwasser	Wasseruhr (wöchentliche Ablesung)

Eine Auswertung der erfassten Wasserströme für das Jahr 2006 ergab die folgende Wasserbilanz für die MBA Gescher:

**Tab. 2-2:** Wasserströme MBA Gescher (Jahr 2006)

	Wasserbedarf				Sickerwasser der Rotte bzw. Waschwasser bzw. Presswasser aus Vergärung	
	Brauchwasser	Stadtwasser	Prozesswasser	Summe	Menge	Entsorgungsweg
	m <sup>3</sup> /d					
Intensivrotte	20 (F11)	0	156 (F12)	176 (F1)	131 (F9)	Prozesswasserbehälter
Nachrotte	27 (F3)	0	0 (F2)	27	11 (F7)	Prozesswasserbehälter
RTO-Wäscher	5 (F4)	0	0	5	10 (F8)	Prozesswasserbehälter oder Beseitigung
Biofilter/ Abluft-Wäscher	0	11 (F17)	0	11	6 (F21)	Prozesswasserbehälter oder Beseitigung
Vergärung	12 (F6)	9 (F23)	0	21	47 (F22)	Beseitigung
Hydranten, Sonstiges	2 (F14)	0	0	2		
Sanitär	0	1 (F18)	0	1	-	-
Brauchwasserbehälter	-	27 (F19)	-	-	-	-
<b>Summe</b>	<b>66</b> <small>davon 27 m<sup>3</sup> Stadtwasser</small>	<b>48</b>	<b>156</b>	<b>243</b>	<b>205</b>	-

Für die Bewässerung der Intensivrotten wurden im Jahr 2006 durchschnittlich 156 m<sup>3</sup> Prozesswasser und 20 m<sup>3</sup> Brauchwasser pro Tag benötigt. Die Sickerwassermenge aus der Intensivrotte, welche in den Prozesswassertank abgeleitet wurde, lag bei durchschnittlich 131 m<sup>3</sup>/d. Die Nachrotte benötigte während dieses Zeitraums im Durchschnitt 27 m<sup>3</sup>/d an Brauchwasser. Die Sickerwassermenge der Nachrotte betrug 11 m<sup>3</sup>/d.

Für die RTO-Wäscher wurden 5 m<sup>3</sup>/d an Brauchwasser benötigt. Durch die Kondensate aus der Abluft ergab sich eine zu entsorgende Waschwassermenge von 10 m<sup>3</sup>/d. Für die Abluftwäscher vor den Biofiltern wurden durchschnittlich 11 m<sup>3</sup>/d an Stadtwasser zugegeben.

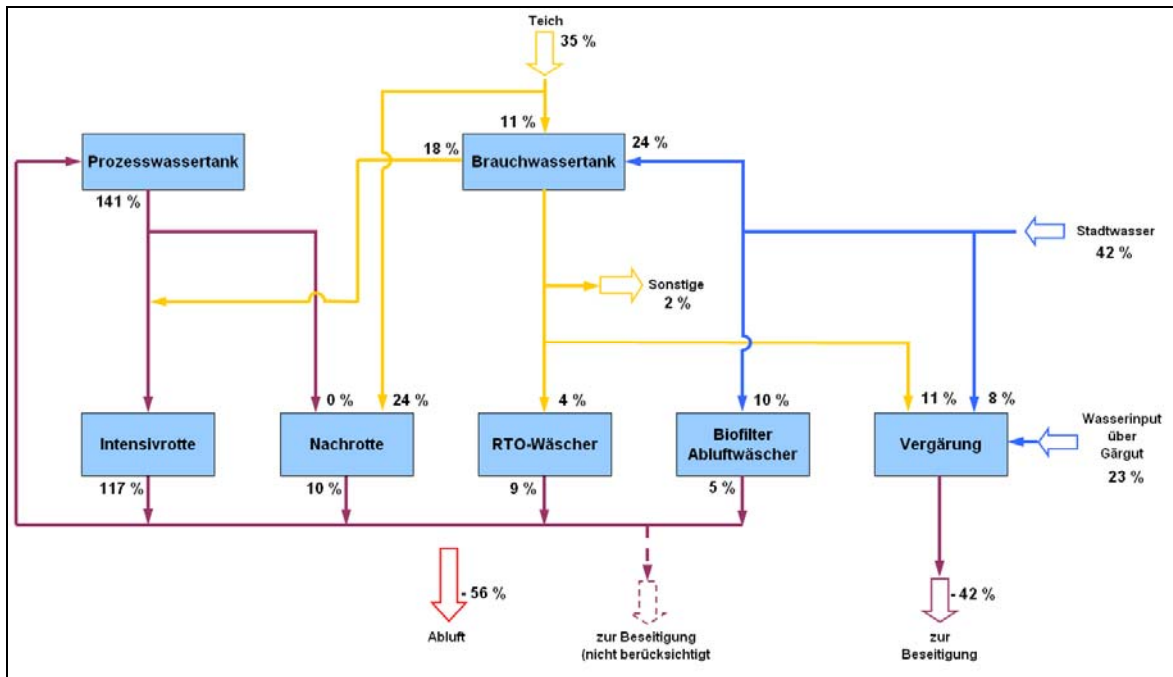
Stadtwasser wurde insbesondere während der niederschlagsarmen Sommermonate zum Befüllen des Brauchwassertanks genutzt. Die durchschnittliche Zugabemenge lag bei 27 m<sup>3</sup>/d.

Die größte Abwassermenge fiel im Bereich der Vergärung an. Im Wesentlichen verursacht durch den hohen Wassergehalt des Inputmaterials mussten durchschnittlich 47 m<sup>3</sup>/d einer Entsorgung zugeführt werden.

In der folgenden Abbildung ist die prozentuale Verteilung der Prozesswasserinput- und -outputströme dargestellt, wobei neben den in Tab. 2-2 angegebenen Wasserströmen zusätzlich die über das Gärgut eingetragene Wassermenge von ca. 26 m<sup>3</sup>/d berücksichtigt



wurde. Auf eine Darstellung der über das Rottegut ein- und ausgetragenen Wassermengen wurde verzichtet, da diese mit Ausnahme der Abluft keinen direkten Einfluss auf die Prozesswasserströme haben. Die mittlerweile bei hohen Stickstoffkonzentrationen teilweise praktizierte separate Entsorgung des Waschwassers (siehe Abb. 2-3) wurde bei der Wasserbilanzerstellung aufgrund der geringen Datenbasis ebenfalls nicht berücksichtigt. Damit ergibt sich eine Gesamtinputmenge von 113 m<sup>3</sup>/d (entspricht 100 %).



**Abb. 2-4:** Prozentuale Verteilung der Wasserströme

Die Inputwassermenge besteht zu ca. 35 % aus Niederschlagswasser und zu ca. 42 % aus Stadtwasser. Über das Gärgut gelangen ca. 23 % des Prozesswassers in die Anlage. Die eingetragenen Wassermengen verlassen zu 42 % als Presswasser aus der Gärrückstandsentswässerung den Bilanzraum. Ca. 56 % werden über die Abluft ausgetragen. Ca. 2 % werden anderweitig, z. B. für Reinigungszwecke, genutzt.

Ziel eines optimierten Prozesswassermanagements muss es nun sein, das Presswasser weitgehend in den Prozess zurückzuführen um vergleichsweise teures Stadtwasser zu substituieren. Dadurch wird zum einen Abwasser vermieden und damit ein Beitrag zur Verbesserung der Gewässergüte geleistet und zum anderen können Kosten für die Entsorgung gespart sowie Wasserbezugskosten reduziert werden.

### 3 Untersuchungen zur Zusammensetzung der Prozesswässer (INFA)

Im Folgenden werden die Ergebnisse der Untersuchungen zur Prozesswasserzusammensetzung dargestellt, wobei die verschiedenen anfallenden Wässer jeweils separat beprobt wurden.

#### 3.1 Probenahme- und Analysenverfahren

Die Probenahmen erfolgten als qualifizierte Stichproben von November 2005 bis März 2007, wobei die Prozesswässer aus Intensiv- und Nachrotte, RTO-Wäscher, das Waschwasser des Abluftwäschers sowie das Presswasser aus der Vergärung beprobt wurden.

Es wurden folgende Analysenverfahren durchgeführt:

**Tab. 3-1:** Analysenverfahren

Parameter	Einheit	Analysenverfahren
Temperatur	[°C]	in situ DIN 38404 C 4
pH-Wert	[-]	in situ DIN 38404 C 5
Leitfähigkeit	[mS/cm]	in situ DIN EN 27888
abfiltr. Stoffe <sup>1)</sup>	[mg/l]	DIN EN 872
CSB	[mg/l]	photometrisch u. nach DIN 38409 H 41
BSB <sub>5</sub>	[mg/l]	DIN EN 1899-1
N <sub>gesamt</sub>	[mg/l]	photometrisch u. nach DIN 38409 H 28
NH <sub>4</sub> -N	[mg/l]	photometrisch u. nach DIN EN ISO 11732
P	[mg/l]	photometrisch u. nach DIN EN 1189
Pb	[mg/l]	DIN EN ISO 11885
Cr	[mg/l]	DIN EN ISO 11885
Cu	[mg/l]	DIN EN ISO 11885
Ni	[mg/l]	DIN EN ISO 11885
Zn	[mg/l]	DIN EN ISO 11885
AOX	[mg/l]	DIN EN 1485
S <sup>2-</sup>	[mg/l]	DIN 38405 D27
Chlorid	[mg/l]	DIN EN ISO 10304-1/2
Sulfat	[mg/l]	DIN EN ISO 10304-1/2

<sup>1)</sup> Die Bestimmung der abfiltrierbaren Stoffe erfolgte über Membranfiltration (0,45 µm)

### 3.2 Ergebnisse der chemischen Analysen

Die ermittelten Zusammensetzungen der verschiedenen Prozesswässer sind in den folgenden Tabellen dargestellt:

**Tab. 3-2:** Zusammensetzung der Sickerwässer aus Intensiv- und Nachrotte

	Intensivrotte				Nachrotte				Anforderungen nach AbwV Anhang 23 Indirekteinleitung
	Min	Mittelwert	Median	Max	Min	Mittelwert	Median	Max	
Abfiltr. St. (Mem.) [mg/l]	2.332	4.189	3.401	10.120	160	745	497	2.100	-
CSB [mg/l]	13.500	34.982	33.900	70.920	7.592	11.631	12.058	17.182	400
BSB <sub>5</sub> [mg/l]	10.053	11.609	11.847	12.454	2.615	4.512	4.506	6.186	-
TC [mg/l]	5.400	8.300	8.450	10.900	3.200	4.400	4.800	5.200	-
TOC [mg/l]	4.300	7.475	7.800	10.000	2.800	3.900	4.200	4.700	-
N <sub>ges</sub> [mg/l]	2.000	4.433	4.085	11.152	1.235	1.715	1.460	3.113	-
NH <sub>4</sub> -N [mg/l]	660	2.629	2.700	4.180	690	1.178	1.201	1.888	-
NO <sub>2</sub> -N [mg/l]	3,0	17	4,5	56	0,3	1,9	0,84	6,1	-
NO <sub>3</sub> -N [mg/l]	23	64	46	189	9,1	36	32	61	-
P <sub>ges</sub> [mg/l]	13	21	20	31,8	3,4	6,0	5,8	8,5	-
PO <sub>4</sub> -P [mg/l]	5,0	9,3	7,9	16,28	n.b.				-
AOX [mg/l]	0,40	0,72	0,73	1,02	0,42	0,46	0,48	0,49	0,5
Cu [mg/l]	0,24	1,37	1,20	3,1	0,21	0,68	0,59	1,2	0,5
Ni [mg/l]	0,69	1,7	0,97	4,8	0,24	0,37	0,41	0,46	1
Zn [mg/l]	4,0	6,2	4,5	13	0,91	2,3	1,8	4,6	2
Cl [mg/l]	3.300	3.575	3.550	3.900	1.300	1.600	1.600	1.900	-
Sulfid [mg/l]	0,69	8,8	8,8	17	11	40	47	56	1
SO <sub>4</sub> [mg/l]	1.800	2.000	2.000	2.200	220	568	655	740	-

Die Sickerwässer der Intensiv- und Nachrotte zeichnen sich im Wesentlichen durch einen hohen CSB-Wert aus. Dabei wird dieser CSB nur begrenzt durch den Feststoffgehalt im Prozesswasser, gemessen als abfiltrierbare Stoffe, hervorgerufen. So liegen ca. 70 % des CSB gelöst und nur etwa 30 % partikulär vor. Die BSB<sub>5</sub>-Werte liegen bei ca. 20 % der CSB-Werte, was auf eine begrenzte biologische Abbaubarkeit schließen lässt. Vergleicht man die gemessenen Konzentrationen mit den Anforderungen gemäß Anhang 23, AbwV, so sind bei dem AOX-Wert sowie einigen Schwermetallen (Cu, Ni, Zn) Überschreitungen festzustellen, wobei hier jedoch der partikuläre Anteil deutlich dominiert.

Die Waschwässer aus RTO- und Abluftwäscher zeichnen sich im Wesentlichen durch hohe Stickstoffgehalte aus, die eine Entsorgung dieser Wässer sinnvoll machen. Der Stickstoff liegt zu ca. 50 % als Ammonium- und zu weiteren 50 % als Nitratstickstoff vor. Die Chlorid- und Sulfatkonzentrationen liegen in einem für MBA-Abluftwäscher üblichen Bereich. Es sollte durch eine Umstellung des Wäscherbetriebes versucht werden, Stickstoffkonzentrationen im Bereich von 7 bis 8 % zu erreichen, wodurch ein Einsatz u. a. im Bereich der Landwirtschaft ermöglicht wird (siehe Kapitel 6).

**Tab. 3-3:** Zusammensetzung der Waschwässer aus RTO- und Abluftwäscher

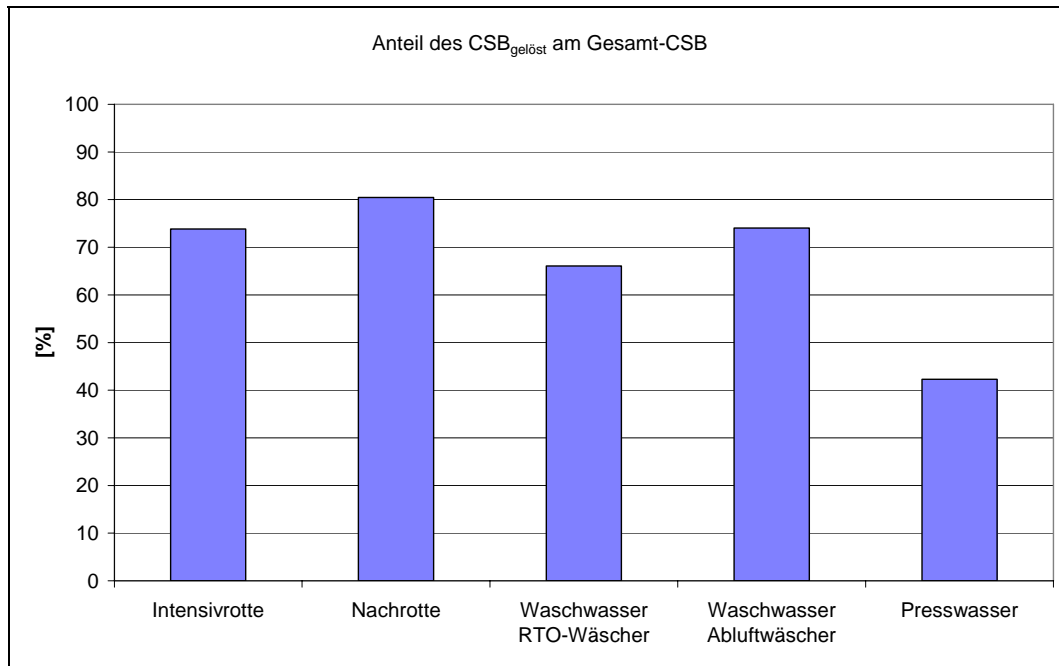
	Waschwasser RTO-Wäscher				Waschwasser Abluftwäscher				Anforderungen nach AbwV Anhang 23 Indirekteinleitung
	Min	Mittelwert	Median	Max	Min	Mittelwert	Median	Max	
Abfiltr. St. (Mem.) [mg/l]	112	1.722	210	180	33	747	610	1.900	-
CSB [mg/l]	350	776	703	1.600	234	559	520	853	400
BSB <sub>5</sub> [mg/l]	419	530	538	626	n.b.				-
TC [mg/l]	230	327	280	470	250	255	255	260	-
TOC [mg/l]	130	250	220	400	250	255	255	260	-
N <sub>ges</sub> [mg/l]	19.300	83.520	79.500	160.160	5.000	29.940	24.300	51.200	-
NH <sub>4</sub> -N [mg/l]	9.120	33.838	37.018	74.500	1.702	14.590	12.650	23.700	-
NO <sub>2</sub> -N [mg/l]	0,20	1,1	0,40	4,4	n.b.				-
NO <sub>3</sub> -N [mg/l]	11.300	38.238	38.000	64.500	12.100	21.513	20.475	33.000	-
P <sub>ges</sub> [mg/l]	0,16	0,28	0,25	0,40	2,2				-
Cl [mg/l]	20	73	100	100	n.b.				-
SO <sub>4</sub> [mg/l]	25	73	73	120	n.b.				-

Die in den Presswässern gemessenen Schadstoffkonzentrationen liegen im unteren Bereich der üblichen Belastung von mit MBA-Material betriebenen Vergärungsstufen (BÖNING, 2006). Vergleicht man die gemessenen Werte mit den Grenzwerten gemäß Anhang 23, AbwV, so sind Überschreitungen neben dem CSB nur bei den AOX-Werten festzustellen, wobei auch hier erfahrungsgemäß eine Verminderung der Feststoffbelastung zu einer deutlichen Reduzierung der AOX-Werte führt.

**Tab. 3-4:** Zusammensetzung der Presswässer aus der Vergärung

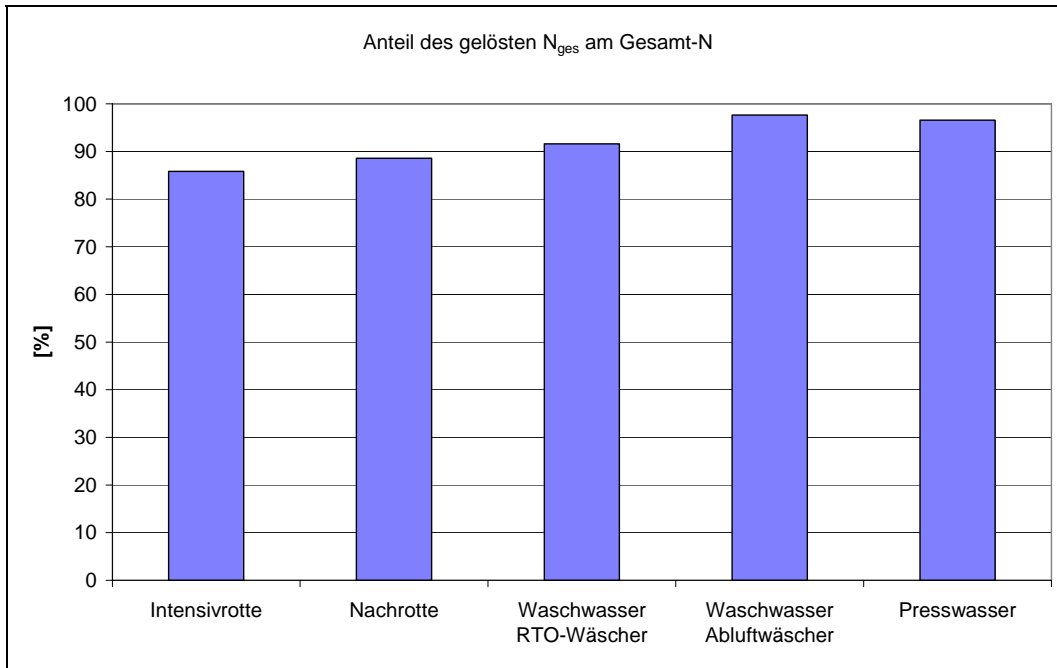
	Presswasser				Anforderungen nach AbwV Anhang 23 Indirekteinleitung
	Min	Mittelwert	Median	Max	
Abfiltr. St. (Mem.) [mg/l]	84	676	336	2.200	-
CSB [mg/l]	1.136	3.248	3.066	7.065	400
BSB <sub>5</sub> [mg/l]	423	773	543	1.635	-
TC [mg/l]	1.900	2.500	2.450	3.200	-
TOC [mg/l]	640	1.058	1.035	1.520	-
N <sub>ges</sub> [mg/l]	1.278	1.835	1.700	2.856	-
NH <sub>4</sub> -N [mg/l]	1.240	1.524	1.510	2.064	-
NO <sub>2</sub> -N [mg/l]	0,30	1,6	0,45	4,1	-
NO <sub>3</sub> -N [mg/l]	0,26	8,0	9,0	12	-
P <sub>ges</sub> [mg/l]	20,60	29,36	25	55,70	-
PO <sub>4</sub> -P [mg/l]	13,70	18,33	19	21,60	-
AOX [mg/l]	0,49	1,0	0,6	2,0	0,5
Cu [mg/l]	0,06	0,14	0,11	0,22	0,5
Ni [mg/l]	0,10	0,12	0,12	0,15	1
Zn [mg/l]	0,19	0,52	0,39	0,97	2
Cl [mg/l]	400	500	500	600	-
Sulfid [mg/l]	0,01	7,1	0,6	27	1
SO <sub>4</sub> [mg/l]	78	99	99	120	-

Die Abbildungen 3.1 bis 3.5 geben die in den Prozesswässern gelöst vorliegenden Anteile an den Gesamtwerten des CSB, N, P, Cu und Zn wieder. Wie bereits beschrieben lagen bei den Prozesswässern der Rotten sowie den Waschwässern 70 bis 80 % des CSB gelöst vor. Im Gegensatz dazu betrug der gelöste Anteil im Presswasser der Vergärung nur ca. 40 %.

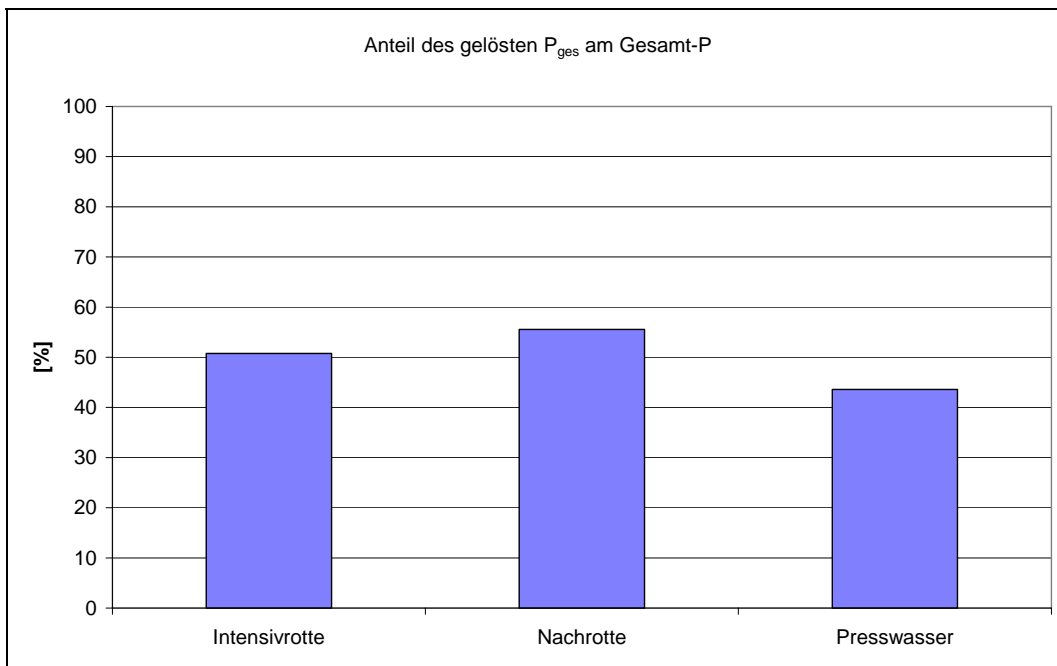


**Abb. 3-1:** Prozentualer Anteil des CSB<sub>gelöst</sub> am CSB<sub>gesamt</sub>

Wie zu erwarten lagen die Stickstoffverbindungen in allen Prozesswässern weitgehend gelöst als Ammonium- und Nitratstickstoff vor. Bei den Phosphorverbindungen betrug der gelöste Anteil bei den untersuchten Prozesswässern ca. 50 %. Bei den Schwermetallkonzentrationen liegt ein hoher Anteil partikulär vor, so dass durch eine Abtrennung der Feststoffe eine weitgehende Schwermetallverminderung erreicht werden kann.



**Abb. 3-2:** Prozentualer Anteil des  $N_{gelöst}$  am  $N_{gesamt}$



**Abb. 3-3:** Prozentualer Anteil des  $P_{gelöst}$  am  $P_{gesamt}$

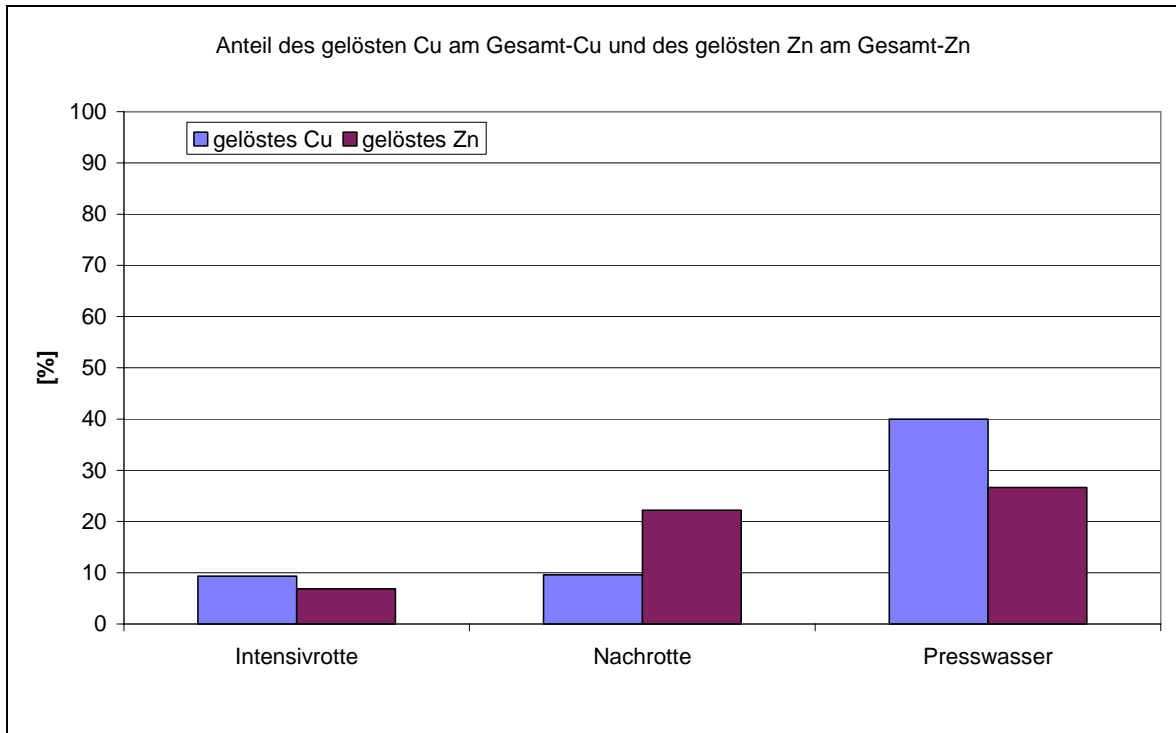


Abb. 3-4: Prozentualer Anteil des  $Cu_{gelöst}$  am  $Cu_{gesamt}$  und des  $Zn_{gelöst}$  am  $Zn_{gesamt}$

### 3.3 Untersuchung der Prozesswässer bzgl. Anhang X der EU-WRRL

Das wesentliche Ziel der am 22.12.2000 in Kraft getretenen Wasserrahmenrichtlinie (Richtlinie 2000/60/EG) ist die Gewässer von bestimmten z. T. gefährlichen Stoffen soweit wie möglich frei zu halten. Ob ein Stoff als problematisch für die Einleitung in Gewässer einzustufen ist, wird grundsätzlich anhand folgender Kriterien vom Europäischen Parlament festgelegt:

- mögliches Risiko für das aquatische Ökosystem
- mögliches Risiko für die Gesundheit des Menschen
- biologische Abbaubarkeit des Stoffes
- Verbreitung in der Umwelt.

Anhang X der EU-WRRL listet 33 prioritäre Stoffen auf, deren Einleitungen innerhalb der nächsten 20 Jahre soweit wie möglich eingestellt werden soll. Zu den prioritären Stoffen gehören Schwermetalle, polychlorierte Biphenyle, schwer abbaubare chlorierte Kohlenwasserstoffe und Pflanzenschutzmittelwirkstoffe.

Ein Eintrag von gefährlichen Stoffen über MBA-Prozesswasser sollte daher verringert bzw. unterbunden werden. Um eine Einstufung der Gefährlichkeit der Prozesswässer vornehmen zu können, wurden Untersuchungen des Sickerwassers der Intensivrotte sowie des Presswassers der Vergärung zu PAK, PCB, Zinnorganika, DEHP und Phenolindex durchgeführt.

Es wurden teilweise relevante Belastungen festgestellt. Auch deshalb sollten durch eine Kreislaufführung der Prozesswässer Einleitungen von Abwässern weitgehend vermieden werden. Bei einer Mitbehandlung von MBA-Abwässern in einer Deponiesickerwasserbehandlungsanlage können die o. g. Schadstoffe voraussichtlich in einer Aktivkohlestufe vermindert werden.



**Tab. 3-5:** Ermittelte Konzentrationen in MBA-Prozesswässern

	Sickerwasser Intensivrotte	Presswasser Vergärung	Analysenverfahren
<b>Phenolindex</b> [mg/l]	0,12	n.n.	DIN EN ISO 14402
<b>PAK</b>			
Naphthalin [µg/l]	0,91	0,44	DIN EN ISO 17993 (F18)
Acenaphthylen [µg/l]	n.n.	n.n.	DIN EN ISO 17993 (F18)
Acenaphthen [µg/l]	0,89	0,42	DIN EN ISO 17993 (F18)
Fluoren [µg/l]	1,0	0,56	DIN EN ISO 17993 (F18)
Phenanthren [µg/l]	4,1	2,0	DIN EN ISO 17993 (F18)
Anthracen [µg/l]	0,47	0,24	DIN EN ISO 17993 (F18)
Fluoranthren [µg/l]	3,5	1,9	DIN EN ISO 17993 (F18)
Pyren [µg/l]	3,2	1,5	DIN EN ISO 17993 (F18)
Benzo[a]anthracen [µg/l]	0,53	0,35	DIN EN ISO 17993 (F18)
Chrysen [µg/l]	0,89	0,66	DIN EN ISO 17993 (F18)
Benzo[b]fluoranthren [µg/l]	0,49	0,41	DIN EN ISO 17993 (F18)
Benzo[k]fluoranthren [µg/l]	0,17	0,14	DIN EN ISO 17993 (F18)
Benzo[a]pyren [µg/l]	0,34	0,30	DIN EN ISO 17993 (F18)
Dibenz[ah]anthracen [µg/l]	n.n.	n.n.	DIN EN ISO 17993 (F18)
Benzo[ghi]perylen [µg/l]	0,25	0,24	DIN EN ISO 17993 (F18)
Indeno[1,2,3-cd]pyren [µg/l]	0,22	0,15	DIN EN ISO 17993 (F18)
<b>Summe PAK nach EPA</b> [µg/l]	16,96	9,31	DIN EN ISO 17993 (F18)
<b>PAK nach TVO</b> [µg/l]	1,13	0,94	DIN EN ISO 17993 (F18)
<b>PCB</b>			
<b>PCB<sub>ges.</sub></b> [µg/l]	n.n.	n.n.	DIN 38407 F2
<b>Weichmacher</b>			
Phthalsäuredimethylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Azelainsäuredimethylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Phthalsäurediethylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Tribotylphosphat [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Myristinsäuremethylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Adipinsäuredibutylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Sebacinsäurediethylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Myristinsäureisopropylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Phthalsäuredi-n-butylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Sebacinsäuredi-n-butylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Phthalsäurebenzylbutylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Triphenylphosphat [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Adipinsäurebis-(1-butylpentyl)ester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Tris-(2-ethylhexyl)phosphat [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Phthalsäurebis-(2-ethylhexyl)ester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Phthalsäuredi-n-octylester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Sebacinsäurebis-(2-ethylhexyl)ester [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
Tris-(2-ethylhexyl)trimellitat [µg/l]	<1	<1	Gaschromatograph
<b>Organozinnverbindungen</b>			
Monobutylzinn (MBT) [ng/l]	284	162	DIN 38407-13
Dibutylzinn (DBT) [ng/l]	265	101	DIN 38407-13
Tributylzinn (TBT) [ng/l]	74,4	78,3	DIN 38407-13
Tetrabutylzinn (TTBT) [ng/l]	< 50	< 50	DIN 38407-13
Monoocetylzinn (MOT) [ng/l]	121	61,1	DIN 38407-13
Diocetylzinn (DOT) [ng/l]	74,5	43,0	DIN 38407-13
Tricyclohexylzinn (TCyT) [ng/l]	< 50	< 50	DIN 38407-13
Triphenylzinn (TPhT) [ng/l]	< 50	< 50	DIN 38407-13

n. n. = nicht nachweisbar

### 3.4 Untersuchungen zur Partikelgrößenverteilung

Da bei den Sickerwässern aus Intensiv- und Nachrotte sowie bei den Presswässern der Vergärungsstufe eine Abhängigkeit zwischen den gemessenen Konzentrationen und den Feststoffgehalten besteht, erfolgten im Weiteren Untersuchungen zu der Größenverteilung der in den einzelnen Prozesswässern enthaltenen Konzentrationen an abfiltrierbaren Stoffen. Dazu wurde das Verfahren der Laserbeugung angewendet.

Die Partikel in dem Sickerwasser der Intensivrotte sind zu ca. 80 % kleiner als 5  $\mu\text{m}$  und ca. 20 % sogar kleiner 1  $\mu\text{m}$ . Das bedeutet, dass durch eine Sedimentation zumindest ohne die Zugabe von Flockungshilfsmitteln eine Feststoffabscheidung voraussichtlich nur sehr begrenzt möglich sein wird.

Die Summenhäufigkeitskurve der Partikelgrößenanalyse des RTO-Waschwassers weist eine große Steigung im Bereich zwischen 5 und 20  $\mu\text{m}$  auf. Etwa 70 % der Partikel liegen in diesem Bereich, wobei die Feststoffbeladung der Waschwässer aufgrund der geringen Konzentrationen keine wesentliche Rolle spielt.

Die Größenverteilung der Partikel im Presswasser der Vergärungsstufe weist einen relativ breiten Bereich auf. So haben ca. 30 % der Partikel eine Größe oberhalb von 200  $\mu\text{m}$  und ca. 20 % kleiner 10  $\mu\text{m}$ . Für eine Feststoffabscheidung bedeutet dies, dass über eine Sedimentation bereits eine weitgehende Verminderung der Feststoffbelastung erreicht werden kann.

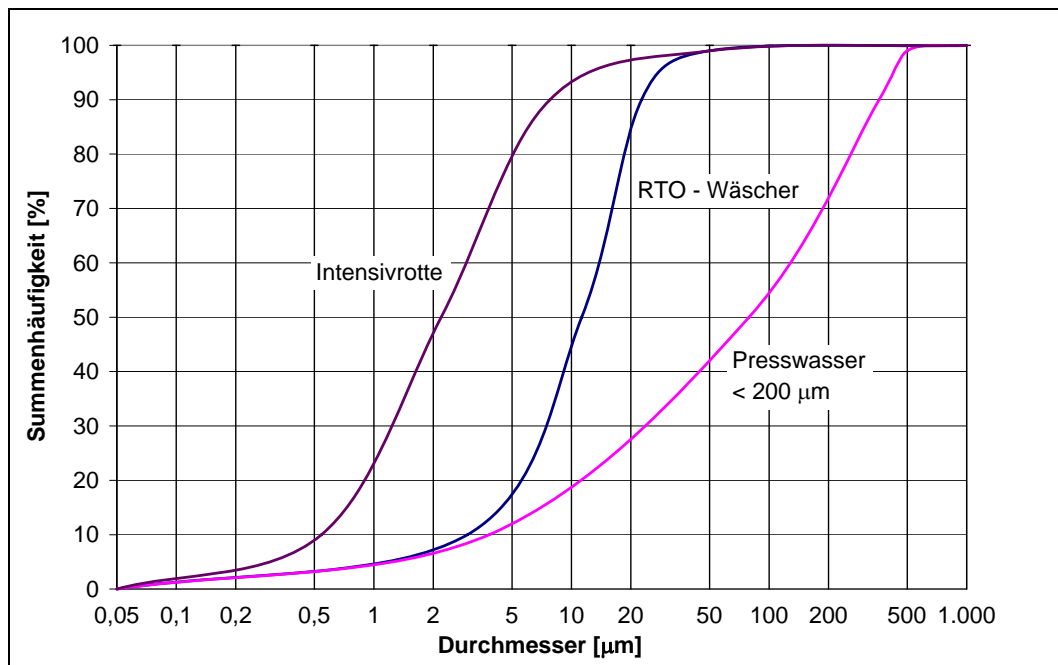


Abb. 3-5: Partikelgrößenverteilung

## 4 Untersuchung des Einflusses der Prozesswasserrückführung auf den Rotteprozess und die Ablagerungskriterien (INFA)

### 4.1 Versuche zu Prozessbeeinflussungen bei Intensivrottebewässerung

#### 4.1.1 Vorgehensweise

Die Versuche zu Beeinflussungen des Intensivrotteprozesses durch den Einsatz unterschiedlicher Prozesswässer erfolgten in halbtechnischen Reaktoren mit einem Nutzvolumen von ca. 120 l. Die Außenwände der Reaktoren wurden über eine elektrische Mantelbegleitheizung auf ca. 40 °C erwärmt. Es wurden mechanisch vorbehandelte MBA-Abfällen der MBA Gescher (Input biologische Stufe) mit folgenden TR- bzw. oTR-Gehalten eingesetzt:

**Tab. 4-1:** TR- und oTR-Gehalte der in den Intensivrotteversuchen eingesetzten Abfälle

	TR [%]	oTR [%]
Ansatz 1	49	45
Ansatz 2	54	55
Ansatz 3	58	39
Ansatz 4	55	48

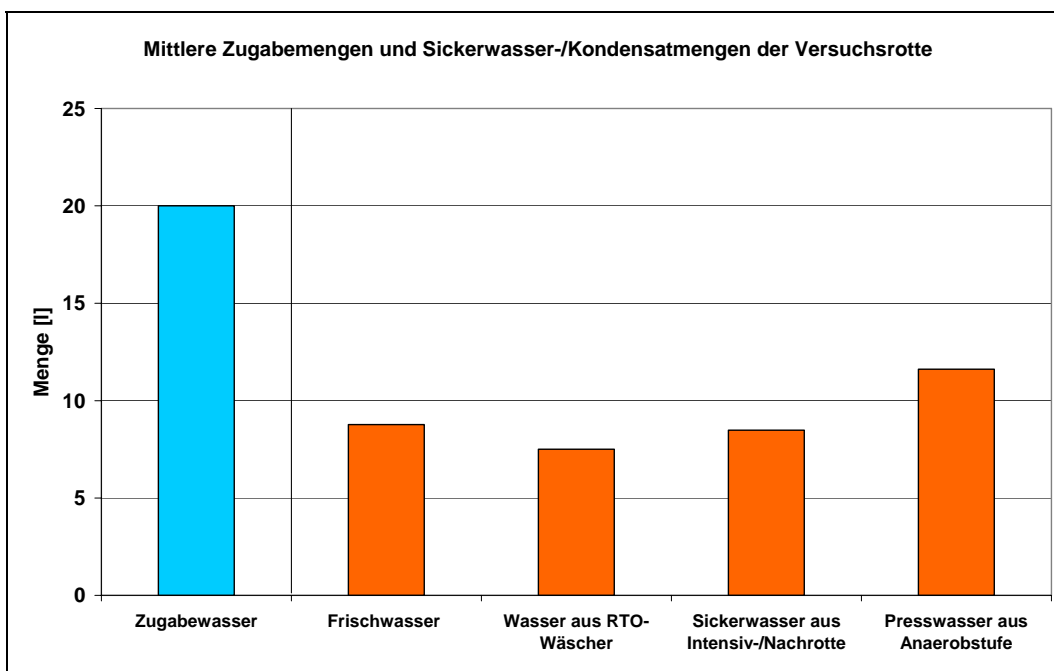
Die Abfälle wurden über 4 Wochen einem Rotteprozess unterzogen. Die Reaktoren wurden täglich mit den folgenden Prozesswässern bewässert:

**Tab. 4-2:** Einstellungen der Versuche zur Intensivrottebewässerung

Reaktor-Nr.	Eingesetztes Prozesswasser
1 und 5	Frischwasser
2	Sickerwasser aus Intensiv-/Nachrotte
3	Wasser aus RTO-Wäscher
4	Presswasser aus Anaerobstufe

Pro Wasserart wurden 4 Ansätze untersucht. Die mit Frischwasser durchgeführten Versuche erfolgten jeweils als Doppelansätze. Die Rottetemperaturen wurden kontinuierlich gemessen und aufgezeichnet, die Belüftungsraten über eine Gasuhr erfasst. Des Weiteren wurden die Sickerwasser- und Kondensatmengen gemessen. Zu Beginn, beim jeweiligen Umsetzungsvorgang sowie am Ende wurden zusätzlich der Feuchtegehalt in der Rotte bestimmt. Auf diese Weise konnten die Wassermengen bilanziert werden.

Abb. 4-1 zeigt die mittleren Wasserzugabemengen und die mittleren Sickerwasser- und Kondensatmengen:



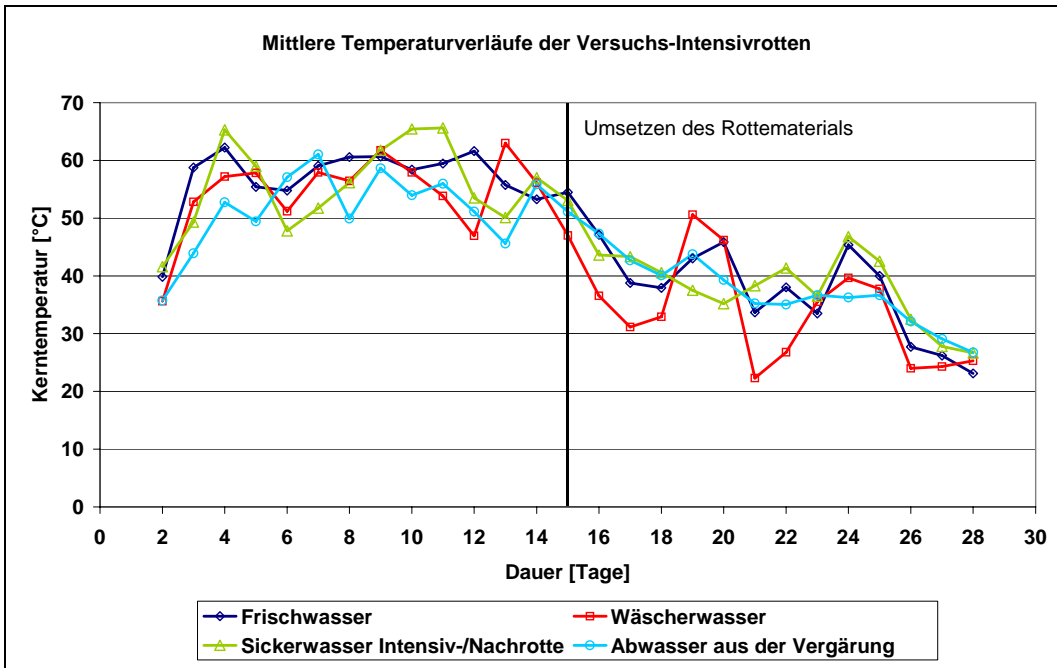
**Abb. 4-1:** Mittlere Zugabemengen und Sickerwasser/Kondensatmengen der Versuchsrotten

Durchschnittlich wurden pro Rotteansatz ca. 20 l Wasser zugegeben. Die durchschnittliche Sickerwasser- und Kondensatmenge lag im Bereich von 8 bis 12 l. Dies bedeutet, dass ca. 7 bis 11 l über die Abluft ausgetragen wurden.

Die durchschnittliche Belüftungsrate wurde bei allen Reaktoren gleich eingestellt und betrug 250 l/(kg d). Stichprobenartige Analysen der Abluftzusammensetzung ergaben einen O<sub>2</sub>-Gehalt > 19%. Damit war eine ausreichende Sauerstoffversorgung sichergestellt.

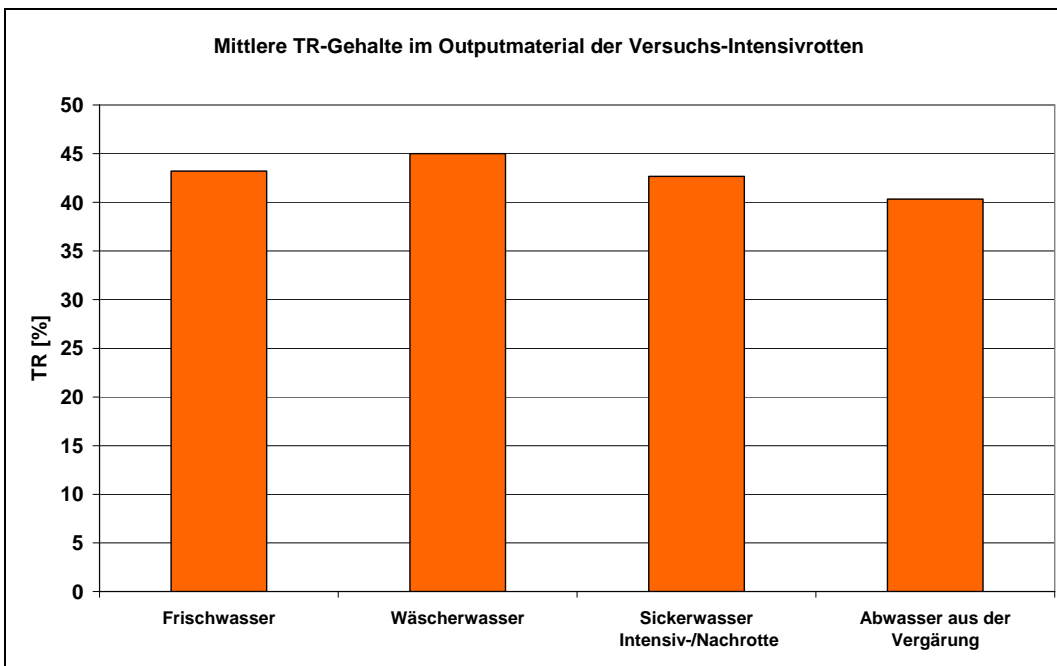
#### 4.1.2 Ergebnisse

In Abb. 4-2 sind die mittleren Temperaturverläufe der Versuchsrotten dargestellt (Frischwasser: Mittelwert aus Reaktor 1 und 5). Bei allen Ansätzen stieg die Kerntemperatur nach 3 bis 4 Tagen auf durchschnittlich 55 bis 65 °C an und fiel gegen Rotteende auf unter 30 °C ab. Auch nach dem Umsetzen konnte kein signifikanter Temperaturanstieg mehr festgestellt werden. Zwischen den einzelnen Rotten wurde kein wesentlicher Temperaturunterschied gemessen, so dass von einem weitgehend identischen Verlauf der Rotten auszugehen ist.

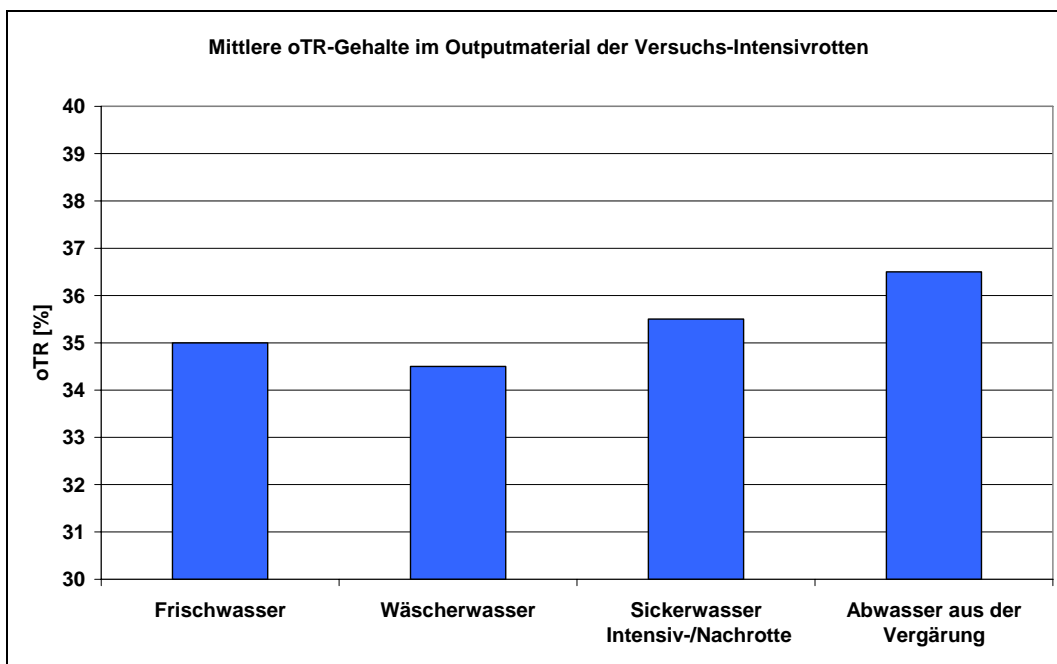


**Abb. 4-2:** Mittlere Temperaturverläufe der Versuchs-Intensivrotten

In den Abbildungen 4-3 und 4-4 sind die TR- bzw. oTR-Gehalte der Rotten nach einer Rottezeit von 28 Tagen dargestellt. Die durchschnittlichen TR-Gehalte lagen zwischen 41 und 45 %, die oTR-Gehalte zwischen 34,5 und 36,5 %. Bei den geringen Unterschieden ist davon auszugehen, dass diese in der Materialinhomogenität begründet sind. Dies bedeutet, dass auch bzgl. der erreichten TR- und oTR-Gehalte von einem weitgehend identischen Rotteverlauf auszugehen ist.



**Abb. 4-3:** Mittlere TR-Gehalte im Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten



**Abb. 4-4:** Mittlere oTR-Gehalte im Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten

Die Abb. 4-5 gibt die am Ende der 28-tägigen Rotten gemessenen DOC-Werte des Eluates wieder. Während bei den mit Frischwasser bzw. Presswasser betriebenen Rotten die DOC-Werte im Bereich von 1.000 bis 1.100 mg/l lagen, wurden bei den mit Sickerwasser der Intensiv- und Nachrotte sowie Waschwasser betriebenen Rotten DOC-Werte von über 1.200 mg/l gemessen. Dies ist zum Einen auf die durch die Prozesswässer eingetragenen DOC-Frachten zurückzuführen, des Weiteren können durch die eingetragenen hohen Stickstofffrachten der Waschwässer geringfügige Hemmungen des Prozesses aufgetreten ist.

Die geringfügig erhöhten DOC-Werte der mit Wäscherwasser betriebenen Rotte werden durch die TOC-Werte weitgehend bestätigt. Auch hier wurden bei der mit Waschwasser betriebenen Rotte geringfügig höhere Werte gemessen, wobei insbesondere beim TOC aufgrund des sehr inhomogenen Materials teilweise erhebliche Schwankungen auftraten. Bei den mit Sickerwasser bewässerten Rotten wurden keine höheren TOC-Werte gemessen.

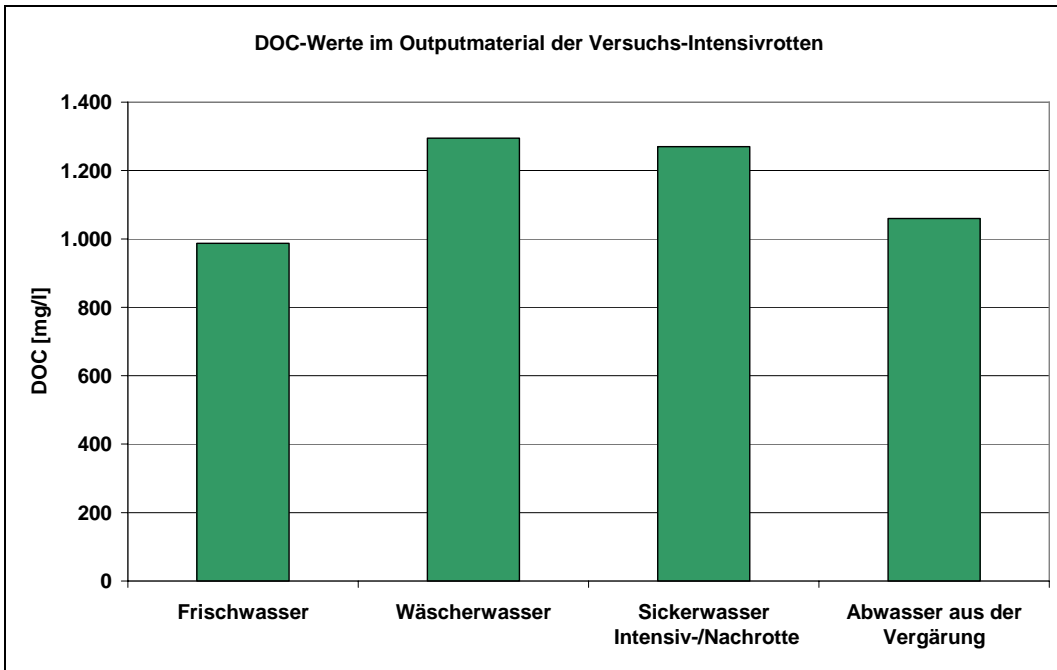


Abb. 4-5: DOC-Werte im Eluat des Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten

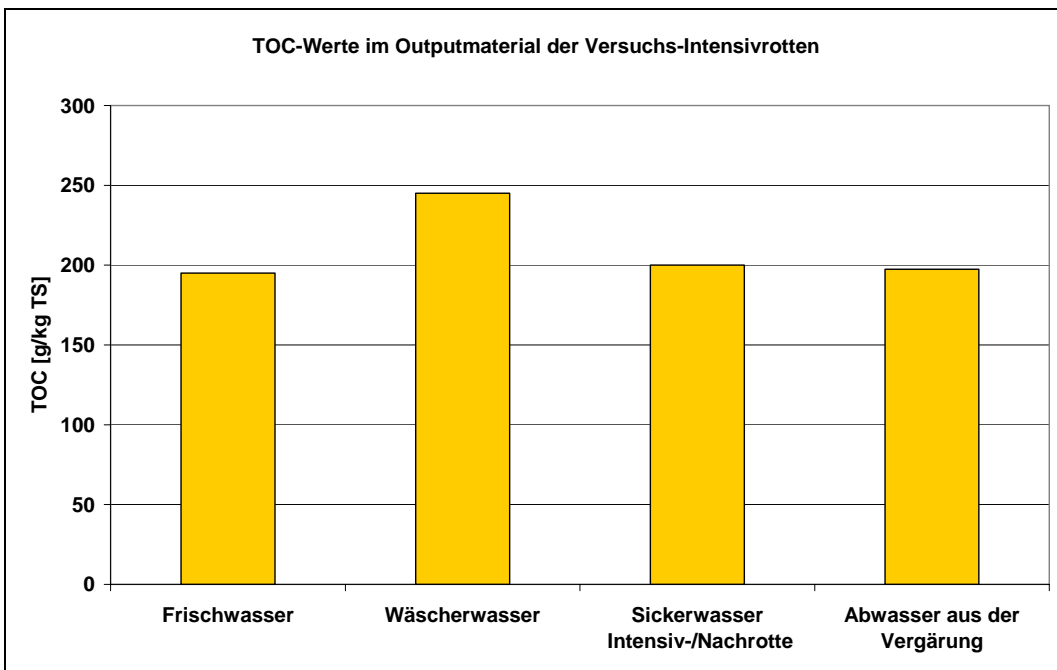


Abb. 4-6: TOC-Werte im Outputmaterial der Versuchs-Intensivrotten

Zu den halbtechnischen Intensivrotteversuchen kann abschließend festgehalten werden:

- Es waren keine wesentlichen Unterschiede bzgl. des Abbaus zwischen den Reaktoren festzustellen.
- Bei den mit Sickerwasser bzw. Waschwasser bewässerten Reaktoren wurden geringfügig höhere DOC-Werte im Outputmaterial gemessen, bei dem mit Waschwasser bewässerten Reaktor auch höhere TOC-Werte. Ursache hierfür waren vermutlich die über die Prozesswässer eingetragenen DOC-Frachten bzw. die erhöhten Stickstoffkonzentrationen der Waschwässer.
- Ein Einsatz der verschiedenen Prozesswässer der MBA zur Bewässerung der Intensivrotte ist aus prozesstechnischer Sicht grundsätzlich möglich, die Presswässer aus der Vergärung sind jedoch den Sickerwässern aus der Rotte aufgrund der geringeren DOC-Frachten vorzuziehen.
- Ein Einsatz von Waschwässern zur Rottebewässerung wird aufgrund der hohen Stickstoffgehalte, welche sowohl zu negativen Prozessbeeinflussungen als auch zu erhöhten Lachgasemissionen über die Abluft führen können, nicht empfohlen.

## 4.2 Untersuchungen zu möglichen Verstopfungen bei der Intensivrottebewässerung

### 4.2.1 Vorgehensweise

Aufgrund der Mengenrelevanz ist insbesondere ein Einsatz des bei der Gärrückstands-entwässerung anfallenden Presswassers zur Intensivrottebewässerung von Interesse. Dabei könnte das zum Spülen der Bewässerungsleitungen eingesetzte Brauchwasser durch das Presswasser ersetzt werden, so dass bei einem Bewässerungsvorgang zuerst Prozesswasser (i. W. Sickerwasser aus Intensiv- und Nachrotte) zugegeben und anschließend mit Presswasser nachgespült würde. Dabei ist jedoch sicherzustellen, dass es dadurch zu keinen Ablagerungen/Verstopfungen in den Leitungen bzw. Düsen kommt, welche zu einem erhöhten Betriebsaufwand führen würden.

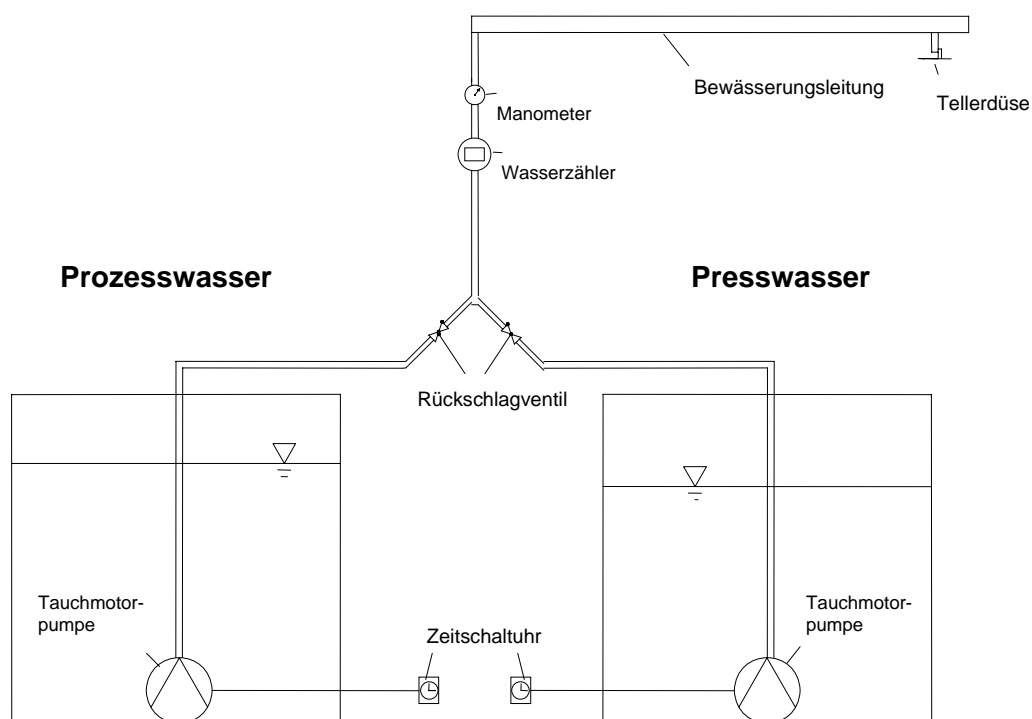
Im Weiteren erfolgten Untersuchungen zur Verstopfungsgefahr im Bereich der Intensivrottebewässerung bei einem Einsatz von Presswasser. Um den Betrieb der Intensivrotte nicht zu stören oder zu gefährden, wurde auf eine Umstellung der gesamten Anlage verzichtet. Da in der Reihe 1 der beiden Tunnelreihen in den Tunneln jeweils eine zusätzliche, bis dahin ungenutzte Bewässerungsleitung vorhanden war, wurden die Untersuchungen in einem Tunnel der Reihe 1 durchgeführt. Um die in den Tunnel zusätzlich eingebrachte Wassermenge so gering wie möglich zu halten, wurden 7 der 8 vorhandenen Düsen demontiert und die Anschlüsse mit Stopfen verschlossen, so dass die Bewässerung nur über eine Düse erfolgte. Diese befand sich am Ende der Leitung, so dass die gesamte Leitung innerhalb des Tunnels gefüllt war.

Um feststellen zu können, ob es durch den Presswassereinsatz und dadurch eventuell entstehende Ablagerungen zu einer Verminderung der hydraulischen Leistungsfähigkeit



der 5,5 m langen Leitung einschließlich der Düse kommt, wurde vor Beginn und nach Beendigung des Versuchs eine Durchflussmessung bei einem definierten Überdruck von 0,4 bar vorgenommen.

Für den Versuch wurde die Leitung an die vorbereitete Bewässerungsanlage (Abb. 4-7) angeschlossen. Diese bestand aus je einem mit Press - bzw. Prozesswasser (i. W. Sickerwasser aus Intensiv- und Nachrotte) gefüllten Behälter mit jeweils 1000 Liter Volumen. In beide Behälter wurde jeweils eine Tauchmotorpumpe installiert und über Zeitschaltuhren gesteuert. Während des insgesamt 12-wöchigen Versuchs wurden sowohl die Wassermenge (Wasserzähler) als auch der Druck (Manometer) ständig kontrolliert, um eventuelle Änderungen zu erfassen.



**Abb. 4-7:** Aufbau des Versuchs zur Intensivrottebewässerung

Derzeit werden die insgesamt 26 Tunnel einmal täglich mit 7 - 7,5 m<sup>3</sup> Prozesswasser je Tunnel und anschließend zum Spülen der Leitungen mit 0,5 - 1 m<sup>3</sup> Brauchwasser bewässert. Die Bewässerung eines Tunnels dauert ca. 30 - 45 Minuten. Dies bedeutet, dass in den Bewässerungsleitungen Restwassermengen, die nicht vollständig durch die Düsen ablaufen, bei einer Umgebungstemperatur von über 50 °C über mehr als 23 Stunden in den Leitungen verbleiben und dabei teilweise verdunsten. Die entstehenden Abdampfrückstände bilden schalenförmige Ablagerungen, die beim Ablösen zu Verstopfungen der Düsen führen können.

Für die Untersuchungen zur Substitution des Brauchwassers durch Presswasser wurde die täglich Bewässerung simuliert. Da anstelle von acht nur eine Düse betrieben wurde,

wurde die Spülwassermenge (Presswasser) auf ein Achtel vermindert. Die Prozesswassermenge wurde auf 150 l pro Tag reduziert, da bei dieser Menge eine komplette Befüllung der Leitung sichergestellt war.

### 4.2.2 Ergebnisse

Die Bewässerungssimulation wurde über einen Zeitraum von 12 Wochen durchgeführt. Sowohl bzgl. des Druckes als auch des Durchflusses konnten keine signifikanten Veränderungen festgestellt werden (Abb. 4-8).

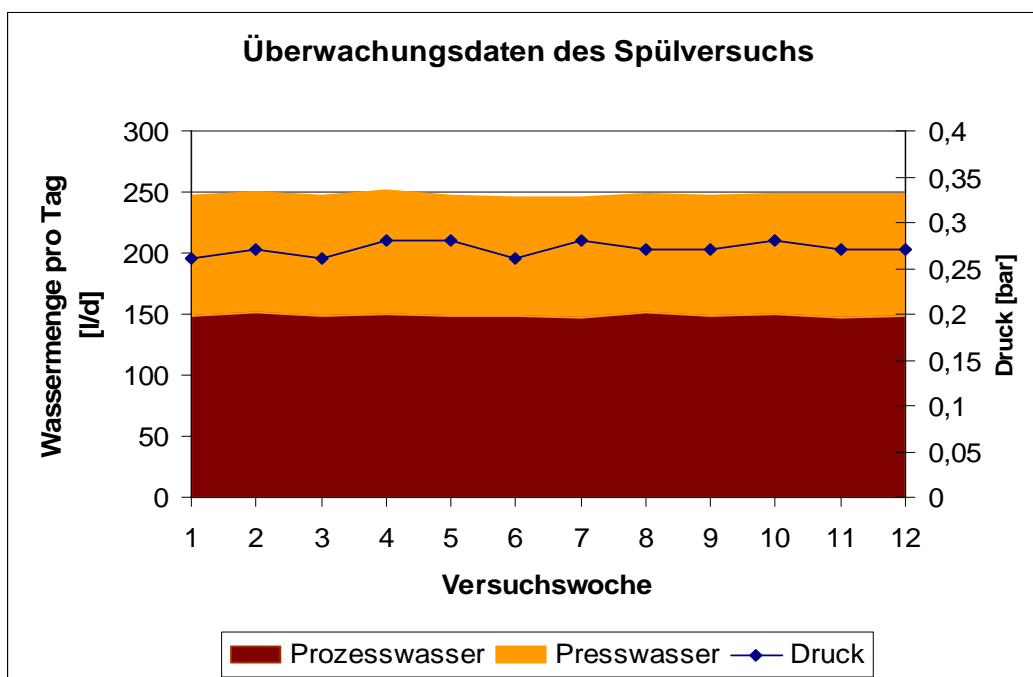
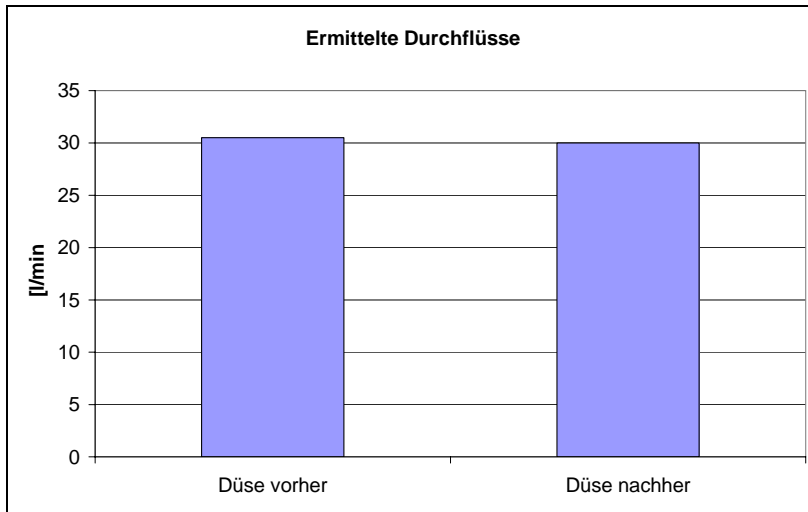


Abb. 4-8: Überwachungsparameter des Spülversuchs

Am Ende der Simulation wurde das untersuchte Rohrstück ausgebaut und die Durchflussleistung, wie beschrieben, bestimmt. Es ergab sich eine nur leicht geringfügigerer Durchflussleistung (Abb.4-9).



**Abb. 4-9:** Ermittelte Durchflüsse der Tellerdüse

Nach der Durchflussmessung wurde das Rohr durch eine mehrmalige Hochdruckreinigung von innen gereinigt, bis es nach optischen Gesichtspunkten vollständig sauber war. Das ausgewaschene Material (Abb. 4-10) wurde aufgefangen und getrocknet. Durch Verwiegen konnte eine Menge von 49 g (TR) ermittelt werden. Dabei handelte es sich um schalenförmige Ablagerungen, die vermutlich durch das Abdampfen von nicht abgeflossenen Spülwassers entstehen. Ihre Dicke betrug an der stärksten Stelle ungefähr einen Millimeter.



**Abb. 4-10:** Feststoff aus Versuchsleitung

Da es sich bei dem Rohrstück um das Ende der Bewässerungsleitung handelt, ist davon auszugehen, dass die aufgefangenen Feststoffe nicht ausschließlich aus dem 5,5 m langen Stück stammen, sondern auch aus vorderen Bereichen eingespült wurden.

Des weiteren wurde die Düse demontiert. Weder in der Düse noch in dem Anschlussnippel befanden sich nennenswerte Ablagerungen (Abb. 4-11 und 4-12).



**Abb. 4-11:** Tellerdüse nach 79 Tagen



**Abb. 4-12:** Rohranschluss

Durch die Zugabe von leichten Säuren (Armeisen- bzw. Essigsäure) lösten sich die aufgefangenen Ablagerungen bereits nach wenigen Minuten auf. Eine chemische Analyse der Ablagerungen ergab, dass es sich weitgehend um Carbonatverbindungen (Kalk) handelte.

Als Ergebnis der Untersuchungen kann somit festgehalten werden, dass bei einer Bewässerung mit Prozess- und Presswasser Ablagerungen im Rohrsystem auftreten. Diese Ablagerungen führten während des 3-monatigen Versuchsbetriebs jedoch weder zu einer Verstopfung noch zu sonstigen negativen Auswirkungen auf die Bewässerungsleistung. Nach Aussage des Betriebspersonals treten auch bei einem Betrieb mit Brauchwasser Ablagerungen auf. Aufgrund des Versuchsaufwandes wurde auf eine Vergleichsuntersuchung zwischen einer Press- und Brauchwasserbewässerung verzichtet, so dass eine quantitative Bewertung der im Versuchszeitraum entstandenen Ablagerungen im Vergleich zu den Ablagerungen im Normalbetrieb mit Brauchwasser nicht möglich ist. Da jedoch während des Versuchsbetriebs keine Betriebsprobleme aufgetreten sind und Ablagerungen zumindest in geringem Umfang auch bei einem Betrieb mit Brauchwasser auftreten, erscheint ein Einsatz von Presswasser in Kombination mit Prozesswasser zur Intensivrottebewässerung möglich.

Grundsätzlich kann jedoch nicht ausgeschlossen werden, dass sich die schalenförmigen Ablagerungen von der Rohrsohle lösen und die Düsen verstopfen. Dies könnte dazu führen, dass Teilbereiche der Rotte dann nicht ausreichend mit Wasser versorgt werden.

Um Ablagerungen zu verhindern, sollten geeignete betriebliche Maßnahmen wie z. B. die regelmäßige Spülung der Leitung ggf. unter Zugabe von Säuren oder das Freiblansen der Leitung mittels Druckluft ergriffen werden.

In den Rohrleitungen, Pumpen und Schiebern außerhalb der Tunnel führten in der Vergangenheit Feststoffe immer wieder zu Verstopfungen. Ein Teil der Feststoffe wird derzeit zwar durch Sedimentation im Schlammfang und im Prozesswassertank zurückgehalten, eine weitergehende Entfrachtung der Feststoffe ist jedoch zu empfehlen. Grundsätzliche Möglichkeiten der Feststoffelimination bieten Verfahren wie die Sedimentation und Flotation in Verbindung mit Flockungshilfsmitteln (FHM) sowie Filtrationsverfahren (vgl. Kap. 5). Der durch die Feststoffabscheidung anfallende Schlamm bzw. Rückstand kann dem Rottegut zugemischt werden und verbleibt somit im Prozess.

## **4.3 Nachrottebewässerung**

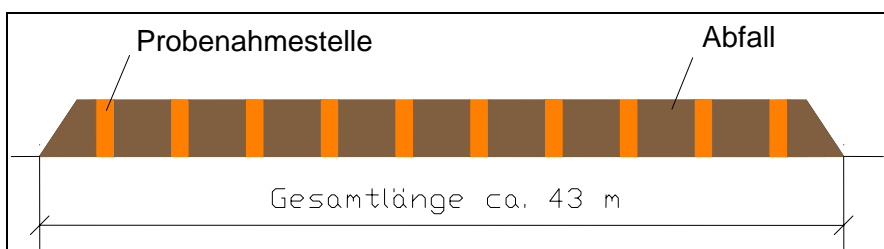
### **4.3.1 Versuchsdurchführung**

Weiterhin wurde untersucht, ob es möglich ist, das bei der Entwässerung des Gärrückstandes anfallende Presswasser zur Bewässerung in der Nachrotte einzusetzen. Dabei war zu klären, welchen Einfluss ein Einsatz des Presswassers im Bereich der Nachrotte auf die Ablagerungskriterien hat und ob das derzeit eingesetzte Brauchwasser (Niederschlagswasser) zumindest teilweise durch Presswasser ersetzt werden kann. In zwei Versuchsreihen wurden hierzu auf einem Quadranten der Nachrottehalle jeweils drei

Mieten aufgesetzt. Die erste Miete wurde nach derzeitigem Standard mit Brauchwasser bewässert. Die zweite Miete wurde in den ersten vier Wochen mit Presswasser- und danach mit Brauchwasser bewässert. Diese Vorgehensweise wurde gewählt, damit die durch das Presswasser aufgebrachte organische Belastung während der folgenden Rottephase weitgehend abgebaut werden konnte. Die dritte Miete wurde ausschließlich mit Presswasser bewässert.

Während der gesamten Untersuchung wurden die Rotten im Regelbetrieb gefahren, d. h. Belüftung, Bewässerung und Umsetzung sowie deren Häufigkeiten erfolgten wie im üblichen Rottebetrieb.

Bei der Probenahme wurde an zehn Stellen der jeweiligen Miete über die gesamte Höhe jeweils eine Probe von 10 Litern entnommen (Abb. 4-13). Die Einzelproben wurden dann zu einer Mischprobe von 100 Litern vereinigt, homogenisiert und durch wiederholte Probenviertelung auf eine Menge von 10 Litern reduziert. Aus diesen wöchentlichen Proben wurde der Wassergehalt und der DOC (früher:  $\text{TOC}_{\text{Eluat}}$ ) bestimmt. Bei der letzten Probenahme wurden jeweils zusätzlich, als abschließende Kontrollanalyse, der  $\text{AT}_4$ , der TOC der Originalsubstanz und der  $\text{NH}_{4\text{Eluat}}$  bestimmt.



**Abb. 4-13:** Probenahme bei den Nachrotteversuchen

Es wurden insgesamt zwei Versuchsreihen durchgeführt. Zu Beginn der Nachrotteversuche erfolgte jeweils die Bestimmung des TR-Gehaltes sowie des DOC.

**Tab. 4-3:** Charakterisierung des Inputmaterials der Nachrotten

		TR [%]	DOC [mg/l]
Versuchsreihe 1	Brauchwassermiete	62	900
	Brauch-/ Presswassermiete	59	1.000
	Presswassermiete	60	950
Versuchsreihe 2	Brauchwassermiete	59	950
	Brauch-/ Presswassermiete	62	900
	Presswassermiete	60	920

Des Weiteren erfolgten Analysen des aufgebrauchten Presswassers.

**Tab. 4-4:** Zusammensetzung des aufgebrauchten Presswassers

	Versuchsreihe	
	1 [mg/l]	2 [mg/l]
CSB	1.810	2.230
N <sub>ges</sub>	1.430	1.510
NH <sub>4</sub> -N	1.310	1.390

### 4.3.2 Ergebnisse

- **Wassermengen**

Wie bereits beschrieben, erfolgte die Bewässerung der Mieten während des Umsetzens. Die erforderliche Wassermenge wurde anhand der Faustprobe ermittelt. In der Regel wurden jeweils 3-4 Fässer á 6 m<sup>3</sup> je Miete aufgebracht. Während des Versuchsdurchgangs 1 wurde die Brauchwassermiete mit 156 m<sup>3</sup> Brauchwasser, die Press-/Brauchwassermiete mit 93 m<sup>3</sup> Brauchwasser und 51 m<sup>3</sup> Presswasser sowie die Presswassermiete mit 165 m<sup>3</sup> Presswasser bewässert (Abb. 4-14). Im zweiten Versuchsdurchgang wurden die Bewässerungsraten deutlich auf durchschnittlich 6-8 Fässer pro Umsetzung und Miete erhöht. Die insgesamt aufgebrauchten Mengen beliefen sich für die Brauchwassermiete auf 318 m<sup>3</sup>, für die Press- Brauchwassermiete auf 246 m<sup>3</sup>

und bei der Presswassermiete auf 216 m<sup>3</sup> (Abb. 4-22). Die Ursache für die deutlichen Unterschiede bei der Wasserzugabe zwischen den drei Mieten konnte nicht abschließend geklärt werden. Aufgrund des weitgehend identischen TR-Gehaltes könnte der Unterschied auf eine ungleichmäßige Belüftung zurückzuführen sein.

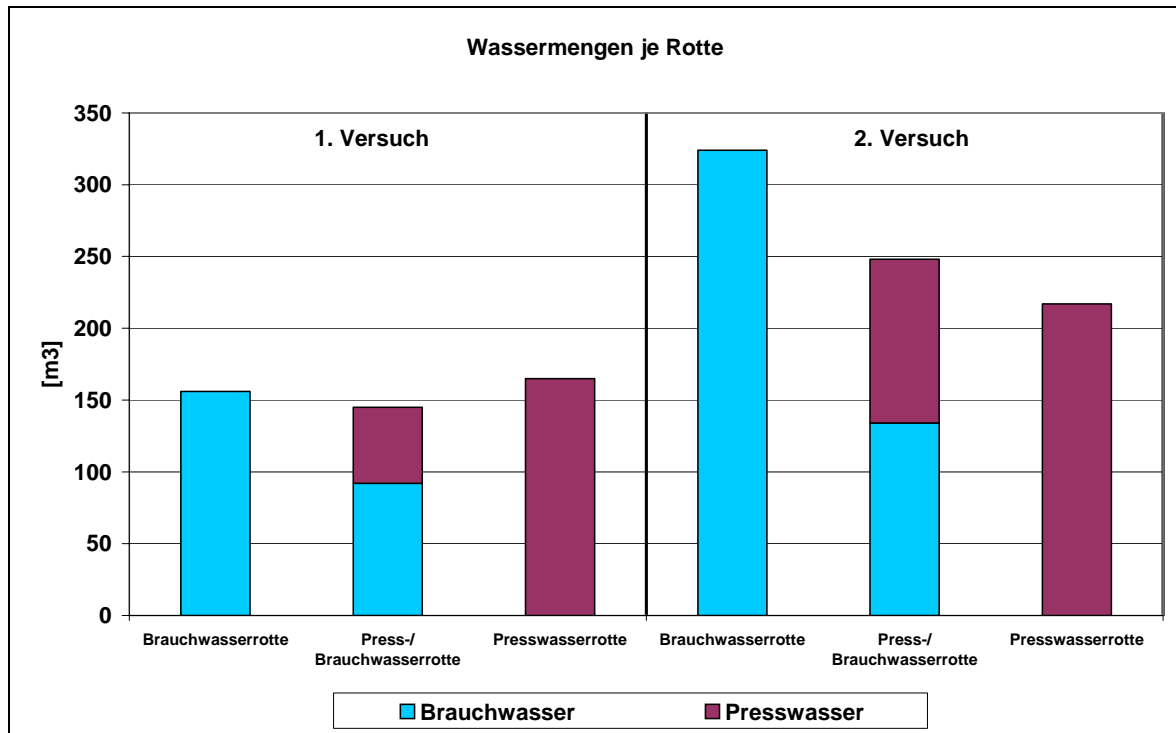


Abb. 4-14: Aufgebrachte Wassermengen je Rotte

- **Trockenrückstand (TR)**

Von der bei jeder Umsetzung gezogenen Proben wurde der Trockenrückstand (TR) des Materials bestimmt. In Versuchsdurchgang 1 lag dieser zu Beginn der Nachrotte in allen Mieten bei ca. 63 %, stieg jedoch während des Nachrotteverlaufs auf bis zu 75 % an. Der Grund für diesen zu hohen TR bzw. zu niedrigen Wassergehalt war vermutlich die während des ersten Durchgangs in Verbindung mit der Inbetriebnahme weiterer Abluftbehandlungsstraßen vorgenommene Erhöhung der Gebläseleistung von 5.000 Nm<sup>3</sup>/h auf mehr als 15.000 Nm<sup>3</sup>/h, was zu einer Erhöhung des Wasseraustrags der Rotte geführt hat. Bei diesen hohen TR- bzw. geringen Wassergehalten ist der biologische Prozess eingeschränkt.

In Versuchsdurchgang 2 lagen die Trockenrückstände bei allen drei Mieten i. d. R. im Bereich von 60 bis 70 % und damit geringfügig niedriger als während des ersten Versuchsdurchgangs aber immer noch zu hoch. Wesentliche Unterschiede zwischen den Mieten konnten nicht festgestellt werden. Auffällig ist, dass trotz der wesentlich intensiveren Bewässerung die Brauchwassermiete sogar einen leicht höheren Trockenrückstand aufwies als die beiden anderen Mieten.



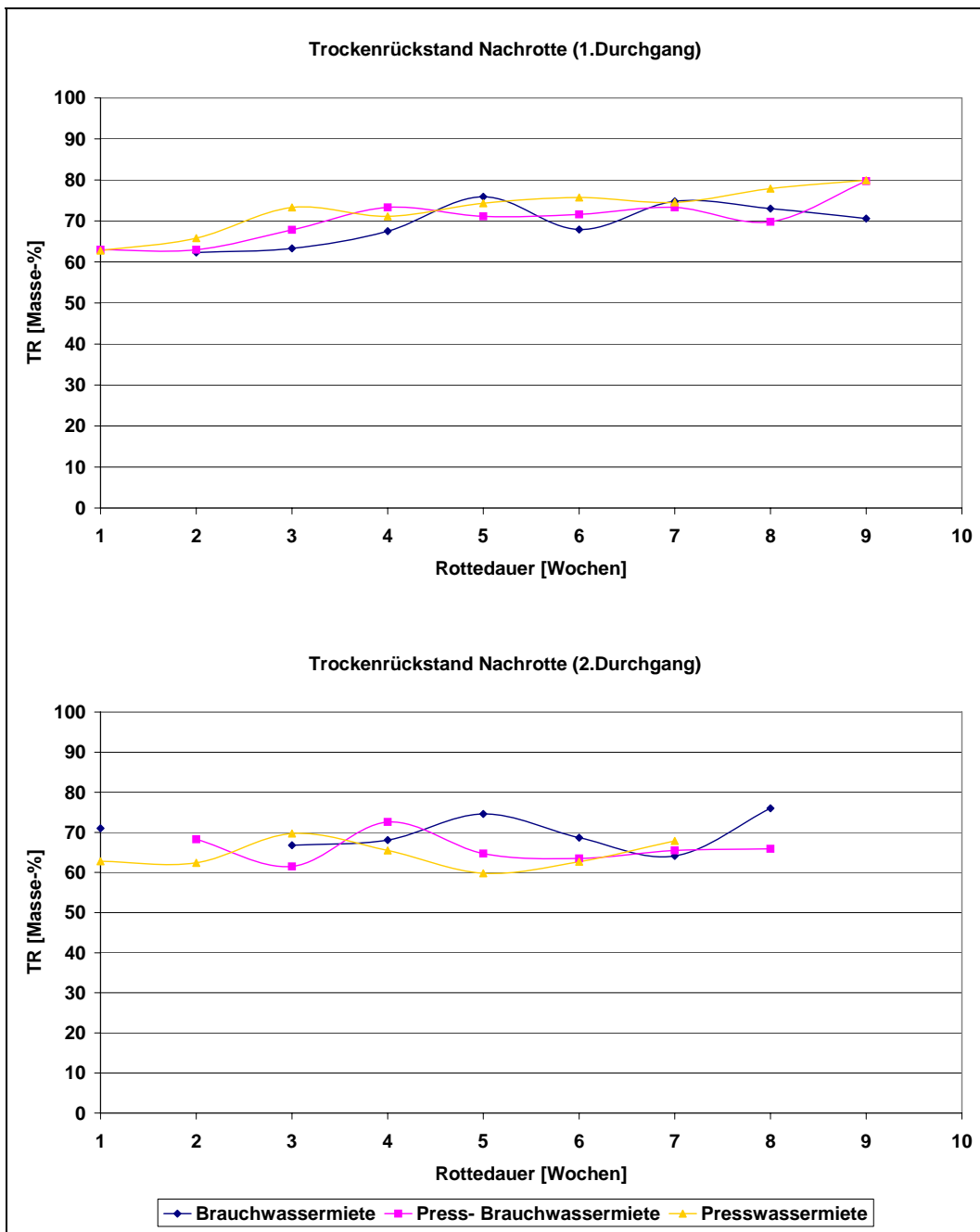


Abb. 4-15: Trockenrückstand der Proben

• **Temperatur**

Bei der wöchentlichen Beprobung der Mieten wurde stichpunktartig die Temperatur gemessen. Dabei stellte sich heraus, dass es innerhalb der Miete deutliche Temperaturunterschiede gab. So waren Temperatursprünge von mehr als 30 °C innerhalb eines Querschnitts von 2 x 2 Metern durchaus möglich. Dies erlaubt nur eine tendenzielle Aussage über die Temperatur in der jeweiligen Miete. Leider war es auch nicht möglich, durch die von der Betriebssoftware gespeicherten Werte sichere Aussagen über die Temperaturen in den jeweiligen Mieten zu erhalten, da die im Rohgassammler

gemessenen Werte sich aus den Temperaturen unterschiedlicher Mieten zusammensetzten. Die durch die Stichproben ermittelten Temperaturen sind als Durchschnittswerte in der Abbildung 4-16 dargestellt. Auffällig sind hier die bis zum Rotteende überdurchschnittlich hohen Temperaturen. Nach Literaturangaben kommt es in solchen Temperaturbereichen zu deutlichen Hemmungen bzw. zum Erliegen des Prozesses.

Bezüglich des Temperaturverlaufs des zweiten Durchgangs ist auffällig, dass dieser von Beginn an mit Werten über 80 °C sehr hoch war. Trotz des deutlich höheren Wassereintrags und der erhöhten Lüfterleistung gelang es nicht, die Temperaturen wesentlich zu senken. Erst mit zunehmender Rottedauer sanken die Werte langsam ab. Von den drei Mieten zeigte die Brauchwassermiete die niedrigsten Temperaturen.

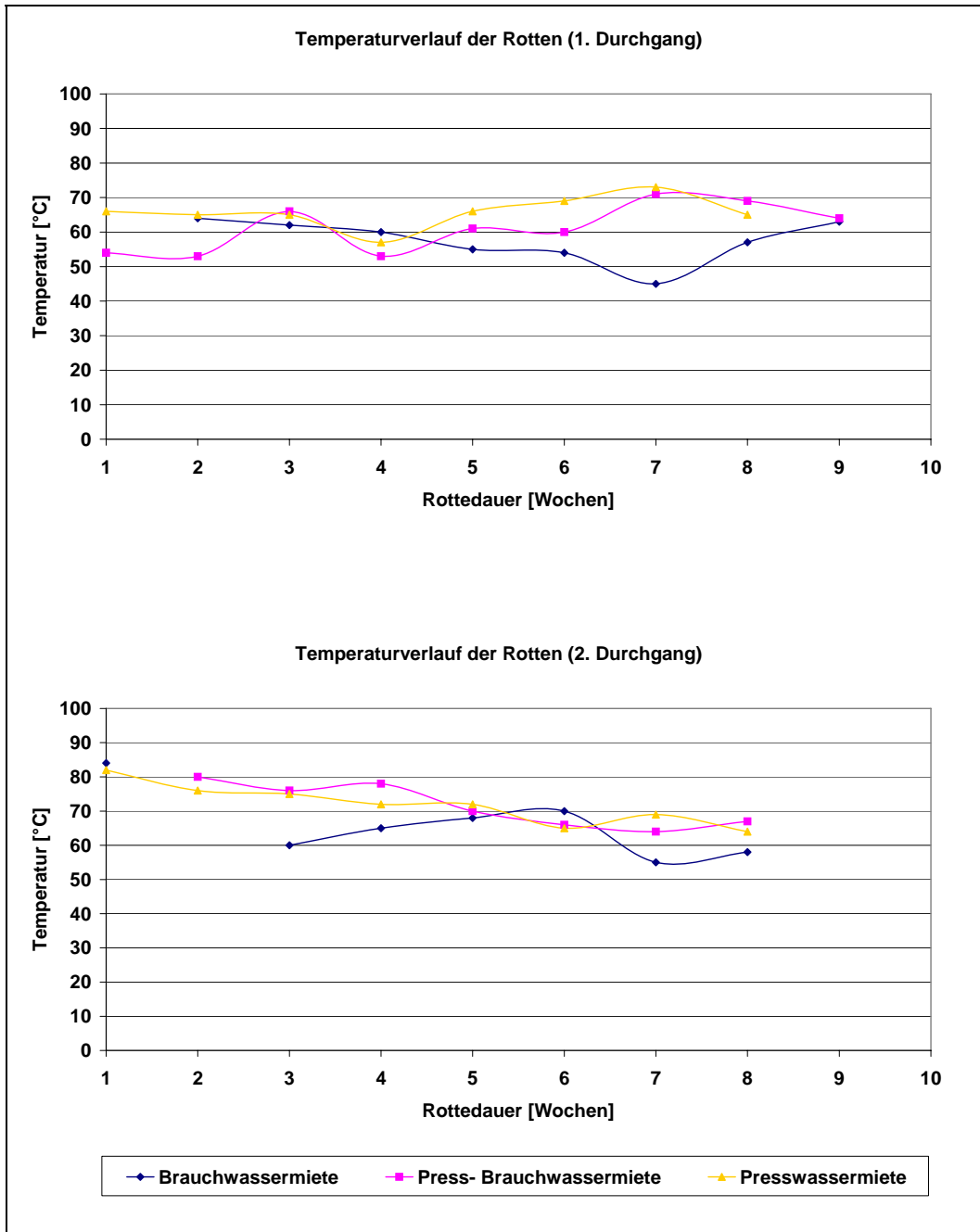


Abb. 4-16: Temperaturverlauf während der Rotte

- **DOC**

Bezüglich der Einhaltung der in der Ablagerungsverordnung geforderten Grenzwerte gilt der DOC als kritischer Parameter, der im „Normalbetrieb“ nur schwer zu erreichen ist. Die ermittelten Werte des ersten und zweiten Durchgangs sind in Abbildung 4-17 dargestellt. Es lässt sich ein deutlicher Zusammenhang zwischen der aufgebrauchten organischen Belastung und den DOC-Werten erkennen. So lag im ersten Versuchsdurchgang der DOC der mit Brauchwasser betriebenen Miete am Rotteende deutlich niedriger als bei den anderen Mieten. Ein Vergleich mit dem DOC-Grenzwert von 300 mg/l zeigt, dass

dieser im ersten Versuchsdurchgang bei keiner der drei Versuchsmieten erreicht wurde. Während der DOC der mit Brauchwasser bewässerten Miete mit ca. 400 mg/l noch in der Nähe des Grenzwertes lag, wurde der DOC-Grenzwert bei den anderen beiden Mieten um mehr als 100 % überschritten. Wie bereits erläutert, ist bei allen Versuchsmieten jedoch von Prozessstörungen durch zu hohe Temperaturen sowie zu geringe Wassergehalte auszugehen, wodurch die grundsätzlich hohen DOC-Werte verursacht wurden. Unabhängig von der Frage des Einsatzes von Prozesswässern sollte deshalb eine Optimierung der Rotteprozesse und eine Abstimmung von Intensiv- und Nachrotte erfolgen.

Bei der zweiten Versuchsreihe konnte trotz der hohen Temperaturen ein weitgehender Abbau des organischen Kohlenstoffs festgestellt werden. Dabei lag der DOC-Wert der Brauchwassermiete wiederum niedriger als die von Press-/Brauchwassermiete und Presswassermiete. Der aktuelle Grenzwert für den DOC von 300 mg/l wurde nur von der Brauchwassermiete eingehalten, sowohl der nach 8 Wochen erreichte DOC der Brauch-/Presswassermiete als der Presswassermiete lagen oberhalb des Grenzwertes.

**Damit bestätigt sich, dass ein Einsatz von Presswasser zur Bewässerung der Nachrotte grundsätzlich kritisch bewertet werden muss.**

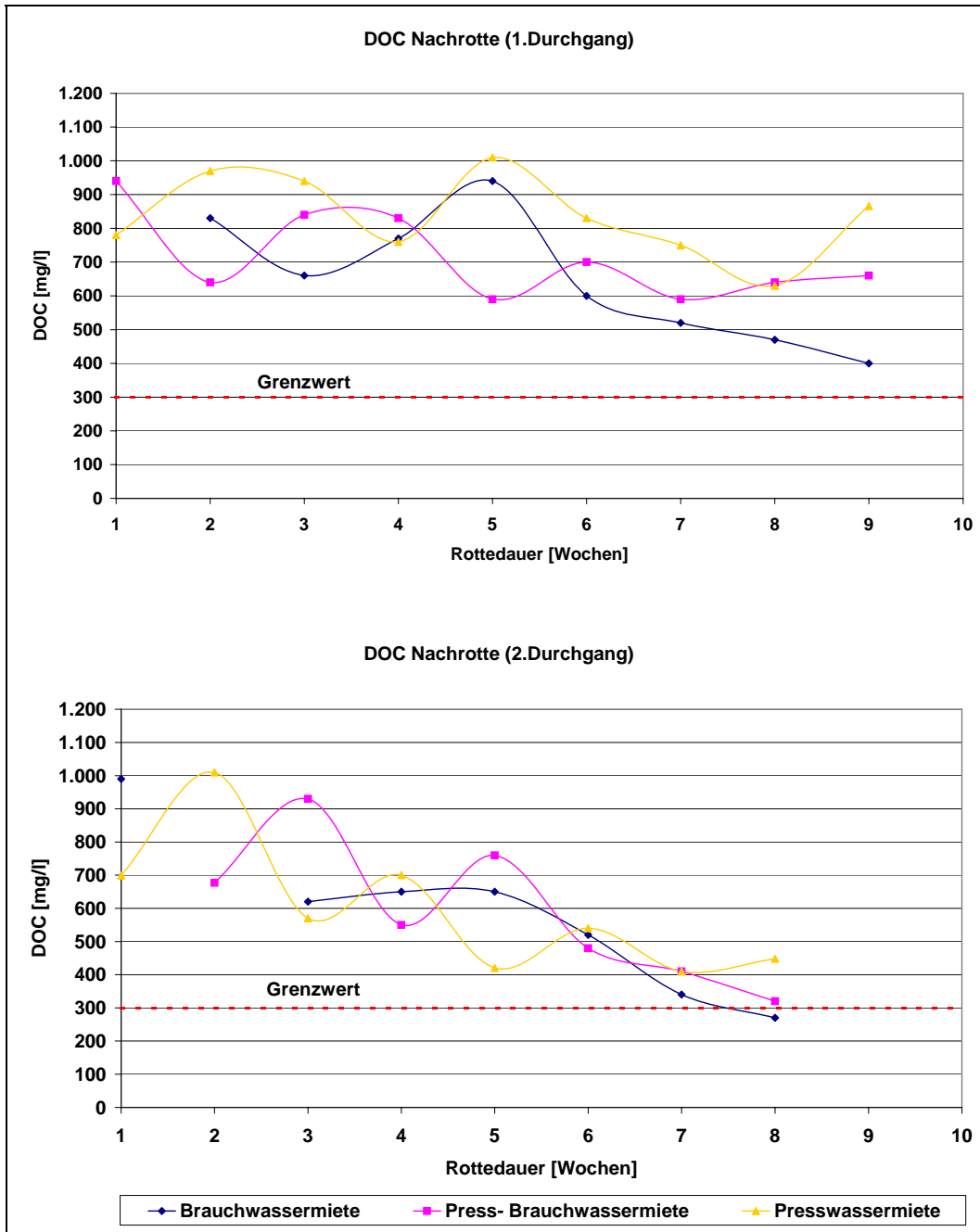


Abb. 4-17: DOC

Zu den bei jeder Umsetzung bestimmten Werten von DOC, Trockenrückstand und Temperatur wurden vom Rotteaustag zusätzlich die Parameter  $TOC_{Feststoff}$ , Ammoniumstickstoff ( $NH_4-N$ ) im Eluat und Atmungsaktivität ( $AT_4$ ) bestimmt.

- **$TOC_{Feststoff}$**

Die  $TOC_{Feststoff}$ -Gehalte aller Materialien lagen am Rotteende unterhalb des Grenzwertes der AbfAbIV (18 Gew.-%). Im ersten Versuchsdurchgang lag der TOC der

Brauchwassermiete zwar nur geringfügig unterhalb des TOC der Presswassermiete, der TOC der Press-/Brauchwassermiete jedoch deutlich darüber. Aufgrund der Inhomogenität des Inputmaterials ist jedoch insgesamt von großen Schwankungsbreiten in den TOC-Gehalten auszugehen.

Auch im zweiten Durchgang wurden bei der Press-/Brauchwassermiete sowie bei der reinen Presswassermiete geringfügig höhere Werte gemessen als bei der ausschließlich mit Brauchwasser bewässerten Miete. Dies bedeutet, dass im Bereich der Nachrotte eine Beeinflussung des Abbauprozesses durch aufgebrauchte Prozesswässer zumindest nicht auszuschließen ist, wobei auch hier die Inhomogenität des Materials zu berücksichtigen ist.

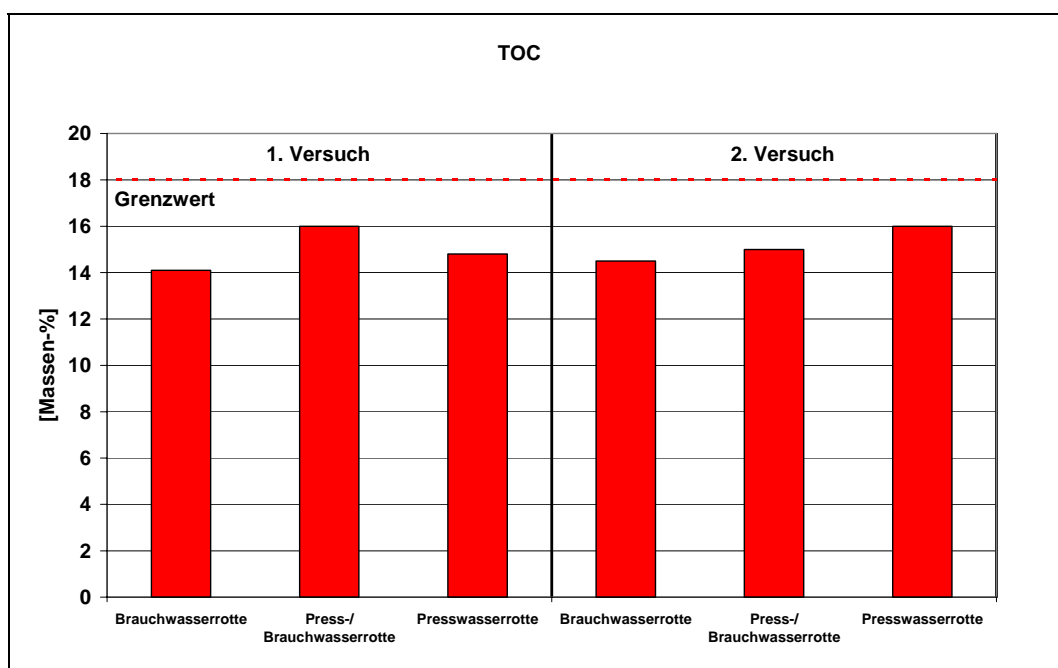


Abb. 4-18: TOC

- **Ammoniumstickstoff (NH<sub>4</sub>-N) im Eluat**

Die Bestimmung des Ammoniumstickstoffs im Eluat ergab insbesondere im ersten Versuchsdurchgang deutliche Unterschiede zwischen den einzelnen Mieten. Die höheren Werte bei den mit Presswasser bewässerten Mieten werden dabei durch die über das Presswasser eingetragenen Stickstofffrachten verursacht. Die Grenzwerte gemäß AbfAbIV wurden jedoch von allen Mieten eingehalten, so dass dieser Parameter bei den hier verwendeten Prozesswassermengen als unkritisch betrachtet werden kann (Abb. 4-19).

Im zweiten Versuchsdurchgang wurden wiederum insbesondere bei der ausschließlich mit Presswasser bewässerten Miete höhere Werte gemessen, was wiederum auf die über das Presswasser eingetragenen Stickstofffrachten zurückzuführen ist. Trotz der höheren

Wasserzugabe waren die Unterschiede jedoch geringer. Der Grenzwert wurde auch hier von allen Mieten eingehalten.

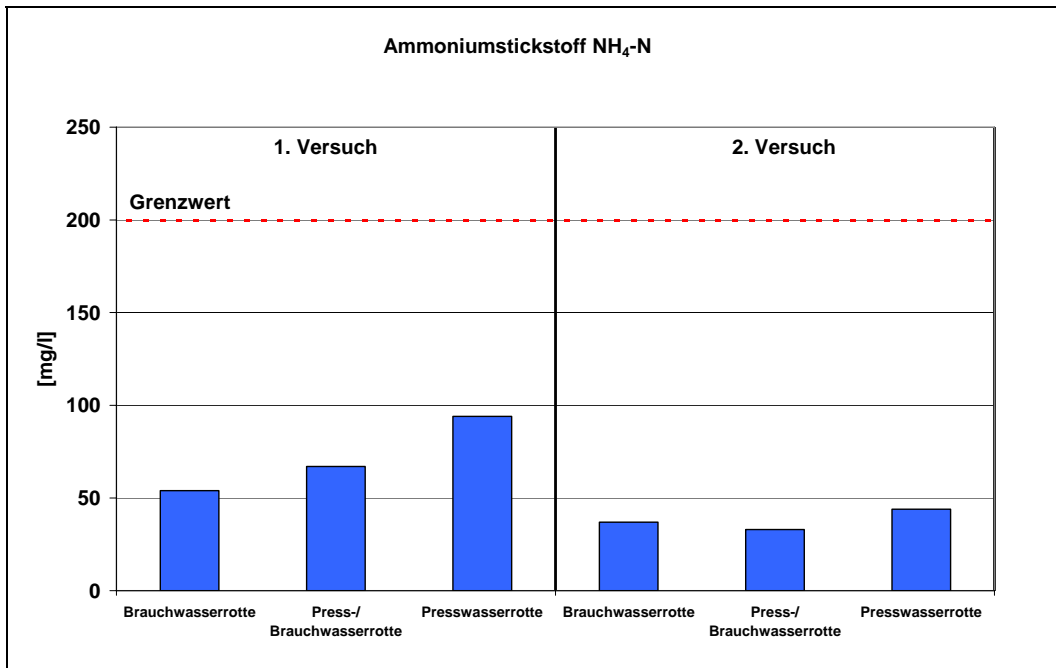


Abb. 4-19: Ammoniumstickstoff (NH<sub>4</sub>-N)

- **Atmungsaktivität (AT<sub>4</sub>)**

Die Atmungsaktivität im Outputmaterial zeigte keine wesentlichen Unterschiede zwischen den einzelnen Versuchsansätzen. Der geringfügig höhere Wert bei der Brauchwassermiete ist eher auf das heterogene Material und damit verbundene Ungenauigkeiten in der Probenahme und Analytik zurückzuführen. Der AT<sub>4</sub>-Grenzwert gemäß AbfAbIV von 5 mg O<sub>2</sub>/g wurden von allen Versuchsmieten eingehalten.

Im Gegensatz zum 1. Versuchsdurchgang wurde der AT<sub>4</sub>-Grenzwert im zweiten Durchgang nur von der Brauchwassermiete eingehalten. Die Werte der Press-/Brauchwassermiete und der Presswassermiete lagen mit 5,8 mgO<sub>2</sub>/g TS und 6,8 mgO<sub>2</sub>/g TS zum Teil deutlich über dem Grenzwert. Dies bestätigt den bereits zuvor festgestellten Einfluss der durch das Presswasser aufgebracht Substanzen auf die Ablagerungskriterien (Abb. 4-20).

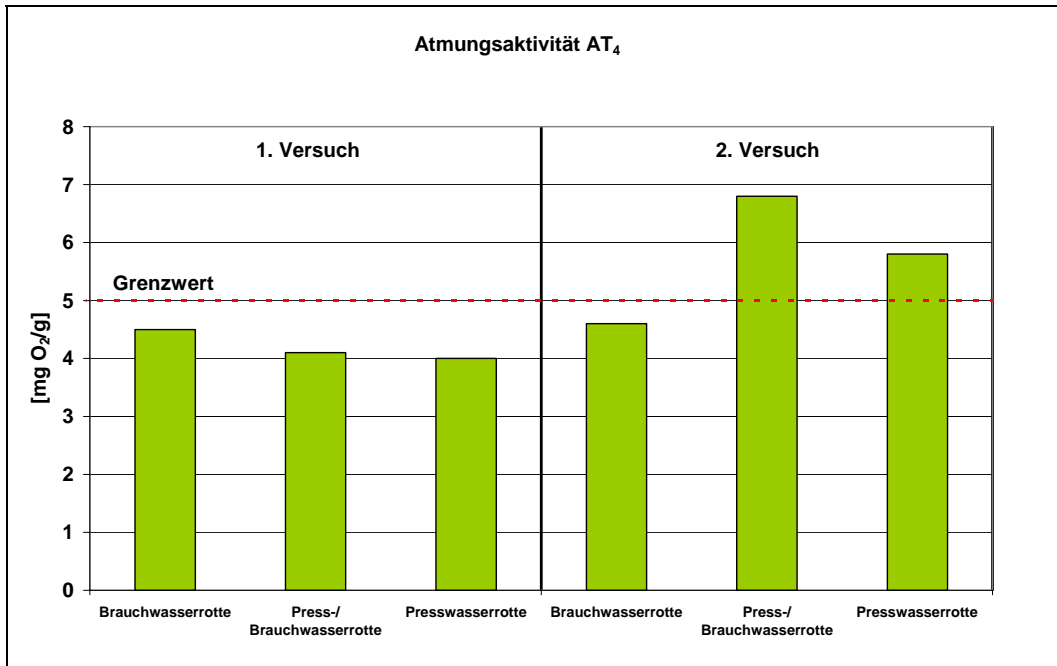


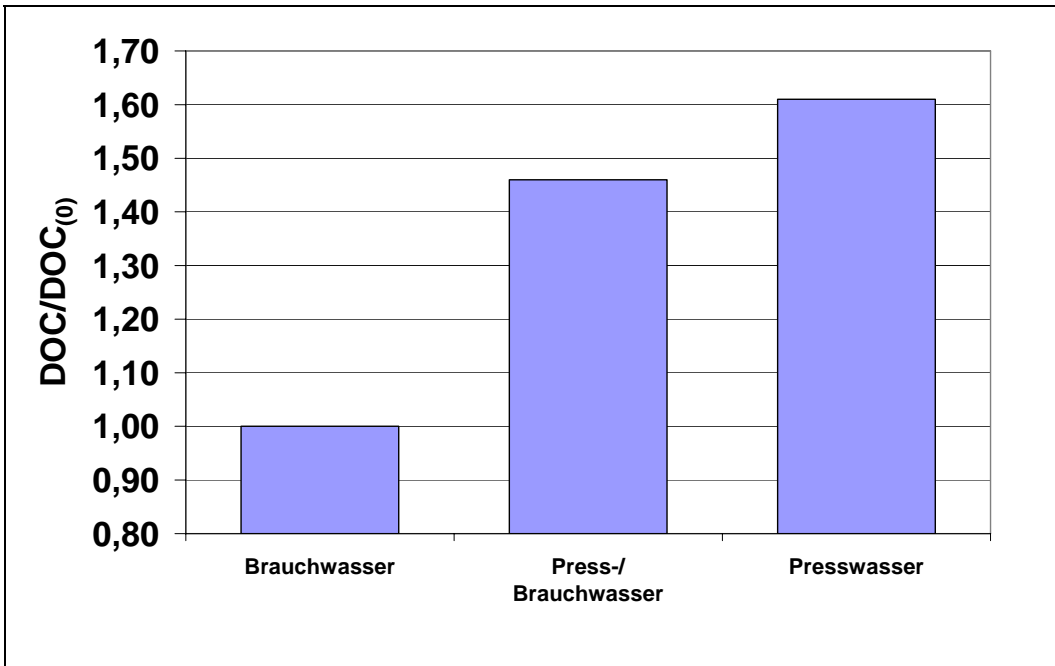
Abb. 4-20: Atmungsaktivität AT<sub>4</sub>

#### 4.3.3 Fazit

Bei der Auswertung der durch die Bewässerungsversuche gewonnenen Daten ist festzuhalten, dass in den beiden Versuchsreihen unterschiedliche Prozessbedingungen vorlagen. So muss insbesondere im ersten Durchgang von zu geringen Wassergehalten ausgegangen werden, wodurch Hemmungen beim biologischen Abbau zumindest nicht auszuschließen sind. Die zweite Versuchsreihe wurde zwar dann unter verbesserten Bedingungen durchgeführt, wobei hier auch noch sehr hohe Temperaturen und vermutlich unterschiedliche Belüftungsverhältnisse bei den drei Mieten vorlagen.

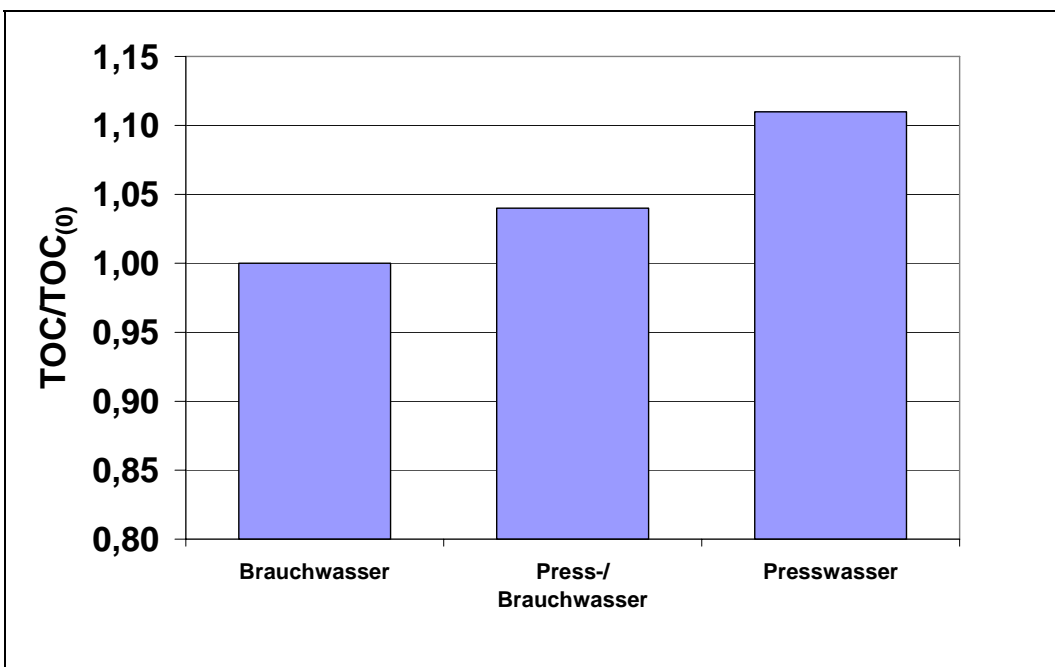
Ein Vergleich der im Outputmaterial der drei Nachrottemieten gemessenen DOC-Werte zeigt eindeutig einen Einfluss durch das zur Bewässerung eingesetzte Wasser. So lag der Wert der Press-/Brauchwassermiete ca. 45 % oberhalb des DOC-Wertes der Brauchwassermiete und der Wert der Presswassermiete sogar ca. 60 % darüber. In Anbetracht des auch bei einer Brauchwasserbewässerung bereits kritischen DOC-Wertes erscheint eine Bewässerung mit Presswasser deshalb problematisch.





**Abb. 4-21:** Verhältnis der DOC-Werte der Nachrottemieten

Ein wenn auch deutlich geringerer Einfluss auf die Ablagerungskriterien ist bei den TOC- und AT<sub>4</sub>-Werten feststellbar. So lagen der TOC der Press-/Brauchwassermiete ca. 5 % und der TOC der Presswassermiete ca. 10 % über dem TOC der ausschließlich mit Brauchwasser bewässerten Miete.



**Abb. 4-22:** Verhältnis der TOC-Werte der Nachrottemieten

Abschließend bleibt festzuhalten, dass ein Einsatz von Presswasser im Bereich der Nachrottebewässerung eher kritisch gesehen werden muss. Da selbst bei einer Bewässerung mit Brauchwasser die Grenzwerte für den DOC nur unter optimalen Bedingungen in der angestrebten Nachrottezeit eingehalten werden können, würde ein Einsatz von Presswasser die Situation noch verschärfen. Die Verwendung von Presswasser ist eventuell möglich, wenn folgende Betriebsbedingungen erfüllt werden:

- niedrige DOC-Inputwerte des Abfalls im Eintrag der Nachrotte bedingt durch einen weitestgehenden Abbau der organischen Substanz in einer optimierten Intensivrotte
- optimierte Nachrotte mit ausreichender Bewässerung und Belüftung
- verlängerte Aufenthaltszeit in der Nachrotte für den weitergehenden Abbau der organischen Substanz

**Aufgrund des dargestellten Sachverhaltes sollten andere Möglichkeiten für einen Einsatz des Presswassers aus der Vergärung vorgezogen werden.**

## 5 Durchführung von Labor- und halbtechnischen Versuchen zur Aufbereitung der Sickerwässer (INFA)

### 5.1 Vorgehensweise

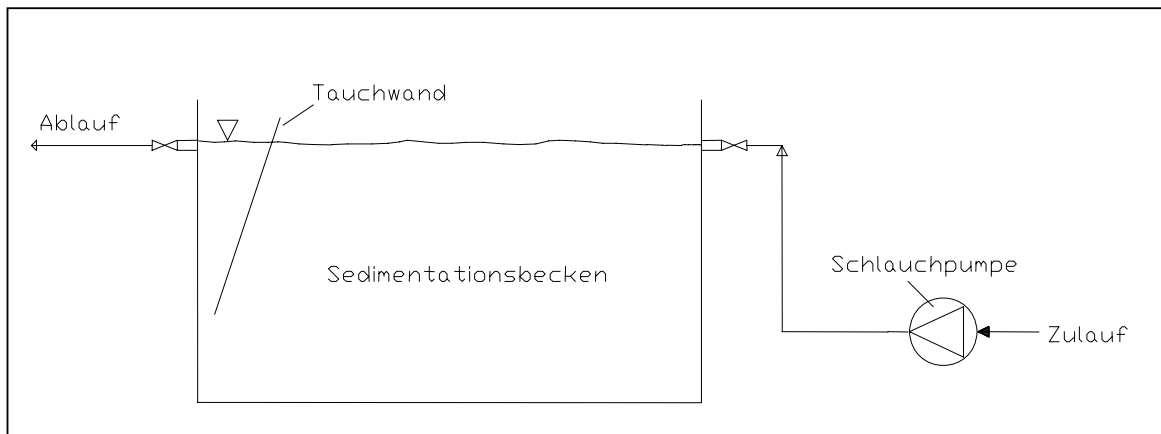
Wie bereits erwähnt, zeichnen sich Prozesswässer aus MBA grundsätzlich durch hohe Feststoffgehalte aus (siehe Kapitel 3), die bei einem Wiedereinsatz im Prozess zu Problemen in Form von Ablagerungen und Verstopfungen führen können. Im Rahmen des Projektes wurden deshalb Untersuchungen zur Feststoffminderung durch Sedimentation und Flotation in einer halbtechnischen Versuchsanlage durchgeführt (Abb. 5-1).



**Abb. 5-1:** Aufbau der Sedimentation-Flotation-Versuchsanlage

Diese Versuche erfolgten mit Prozesswasser aus der Intensivrotte (Sickerwasser), welches Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (Membranfiltration) zwischen ca. 6.000 und 10.000 mg/l und somit in einem üblichen Bereich aufwies.

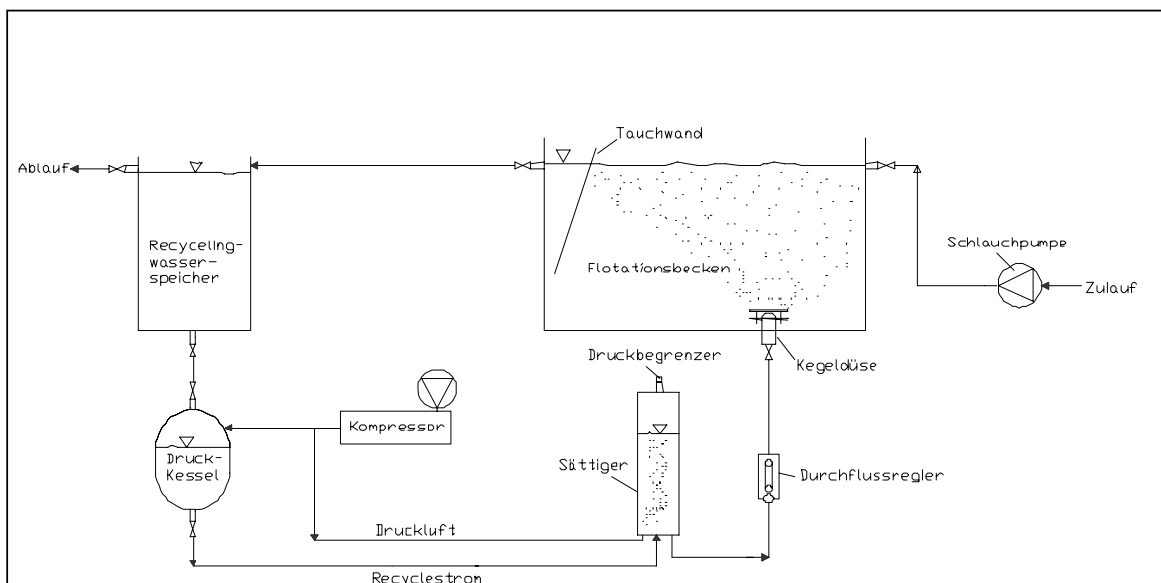
Für die Sedimentationsversuche wurde ein horizontal durchströmtes Rechteckbecken eingesetzt (Abb. 5-2). Die Beschickung des Beckens erfolgte mittels einer Schlauchpumpe. Eventuell entstehender Schwimmschlamm wurde durch eine Tauchwand zurückgehalten. Ein Abzug der während der Versuche entstehenden Sedimente war aufgrund des begrenzten Versuchszeitraumes nicht erforderlich.



**Abb. 5-2:** Schema der Versuchs-Sedimentationsanlage

Das Sedimentationsbecken hatte ein Volumen von 25 l und eine Oberfläche von 0,08 m<sup>2</sup>. Die Oberflächenbeschickung betrug je nach Versuchseinstellung zwischen 0,3 und 0,6 m/h, die Verweilzeit zwischen 30 und 60 min.

Für die Flotationsanlage (Abb. 5-3) wurde das Entspannungsflotationsverfahren mit Recyclingstrom gewählt.



**Abb. 5-3:** Schema der Versuchs- Flotationsanlage

Die Flotationsanlage setzte sich aus folgenden Anlagenteilen zusammen:

- Kompressor für den Lufteintrag
- Sättiger für Luftanreicherung des Druckwassers
- Recyclingwasserspeicher und Druckkessel für die Druckwasserrückführung

- Durchflussregler zur Regelung und Überwachung der Recyclingstrommenge
- Entspannungsventil mit Kegeldüse
- Flotationsbecken
- Schlauchpumpe für die Beschickung
- Reaktionsbehälter für Flockungshilfsmittel mit drehzahlgesteuertem Rührwerk

Die eingesetzten Prozesswässer wurden mit einer Schlauchpumpe aus dem Vorlagebehälter in das Flotationsbecken gepumpt, das mit einer Tauchwand zum Rückhalt von Schwimmstoffen versehen war. Die schräg eingebaute Tauchwand hatte zur Beckenwand an der Unterseite nur eine geringe Spaltweite, um das Aufsteigen von Blasen in den Überlaufbereich zu verhindern. Vom Ablauf des Flotationsbeckens gelangte das „Klarwasser“ in den mit einem Überlauf versehenen Recyclingwasserspeicher.

Die Luftanreicherung des Druckwassers erfolgte im Sättiger. Dieser war aus einem Stahlrohr DN100 konstruiert und besaß ein Volumen von 7 Litern. Durch ein Schaurohr konnte der Füllstand überwacht werden. Der Luftaustrag erfolgte über einen Druckbegrenzer, der ab einem Druck von ca. 6 bar ansprach.

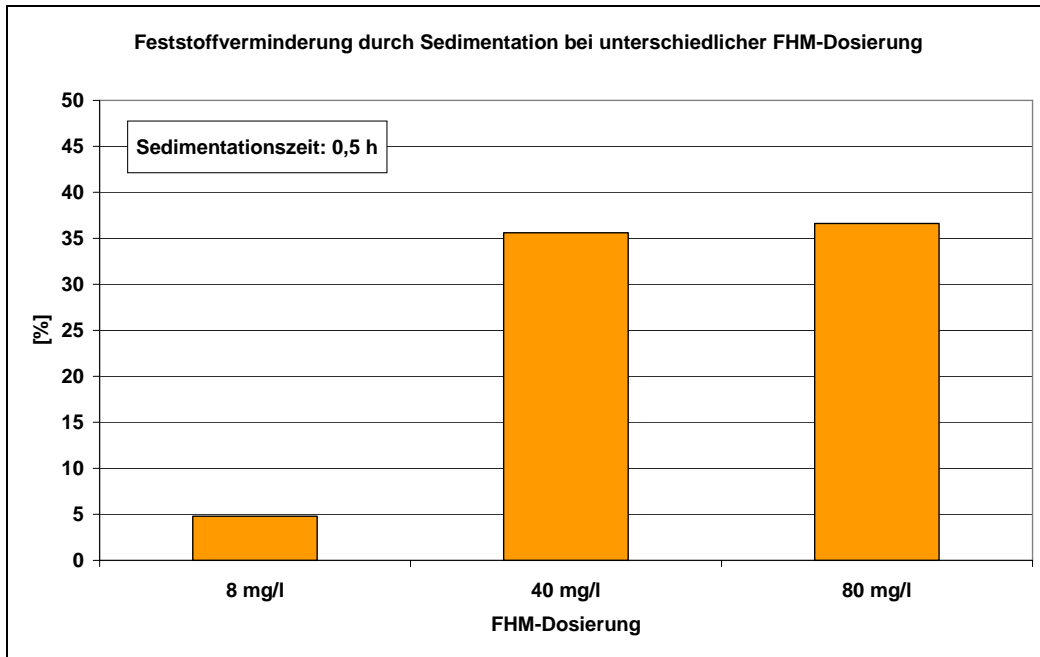
Die Befüllung des Sättigers erfolgte über einen Druckbehälter. Dieser wurde mit „Klarwasser“ aus dem Recyclingwasserspeicher gefüllt. Anschließend wurde bei geschlossenem Kugelhahn A1 mit dem Kompressor ein Druck von ca. 6,5 bar auf den Behälter gegeben und so der Sättiger gefüllt.

Das mit Luft angereicherte Druckwasser gelangte aus dem Sättiger zum Durchflussregler und anschließend zum Entspannungsorgan. Dieses bestand aus einem Kugelhahn zum Absperrern, dem Düsensitz mit verstellbarer Prallplatte und der eingeschraubten Kegeldüse. Die Räumung des Schwimmschlammes wurde durch Abschöpfen von Hand durchgeführt.

## 5.2 Ergebnisse

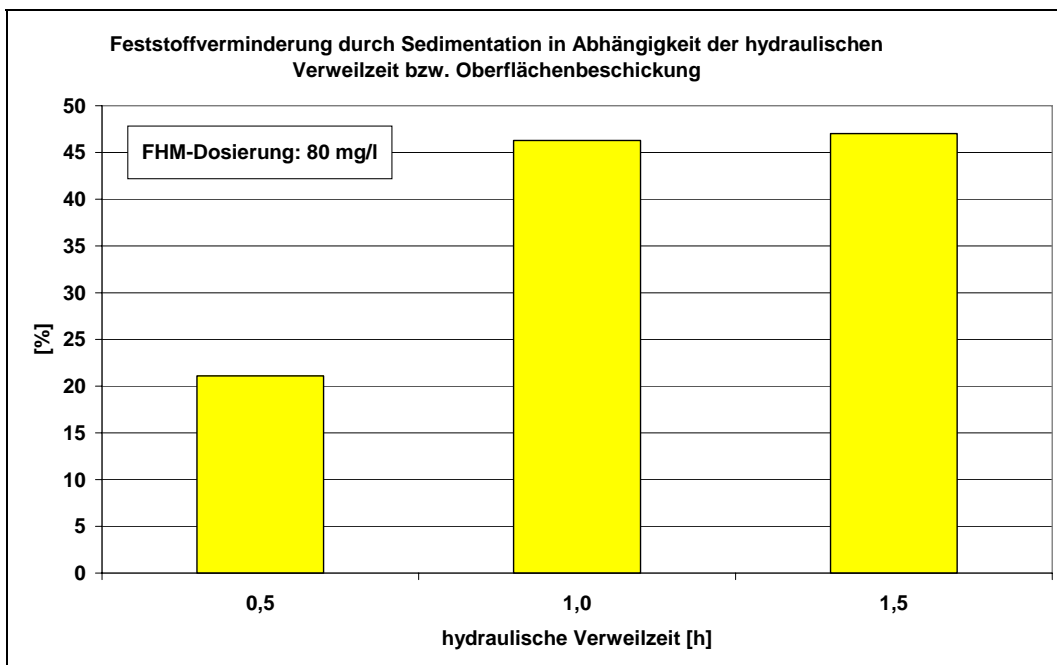
### 5.2.1 Sedimentation

In einem ersten Ansatz wurde ein kationisches Flockungshilfsmittel (FHM) als 0,5 %-ige Lösung in unterschiedlichen Dosierungen zugegeben und die Verminderung der abfiltrierbaren Stoffe nach einer Sedimentationszeit von 0,5 h bestimmt. Dabei konnte bei einer FHM-Dosierung von 8 mg/l nur eine sehr geringe Feststoffverminderung von ca. 5 % gemessen werden. Bei einer FHM-Zugabe von 40 mg/l lag die Feststoffverminderung bei ca. 35 % und bei einer FHM-Zugabe von 80 mg/l bei ca. 38 %.



**Abb. 5-4:** Feststoffverminderung durch Sedimentation bei unterschiedlicher FHM-Dosierung

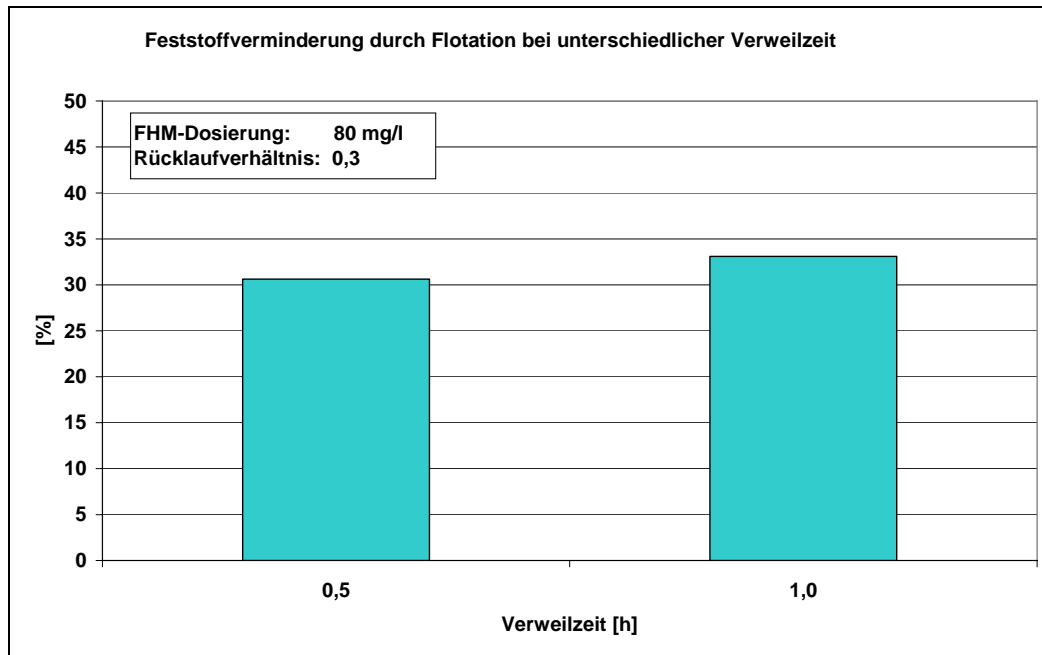
Im Weiteren erfolgten Sedimentationsuntersuchungen mit einer FHM-Zugabe von 80 mg/l und unterschiedlichen Verweilzeiten bzw. Oberflächenbeschickungen. Bei einer Verweilzeit im Reaktor von 1 h konnten ca. 46 % der abfiltrierbaren Stoffe zurückgehalten werden und bei einer Verweilzeit von 1,5 h ca. 49 %. Das bedeutet, dass durch eine Sedimentation voraussichtlich nur ein sehr begrenzter Feststoffrückhalt möglich ist.



**Abb. 5-5:** Feststoffverminderung durch Sedimentation in Abhängigkeit der hydraulischen Verweilzeit bzw. Oberflächenbeschickung

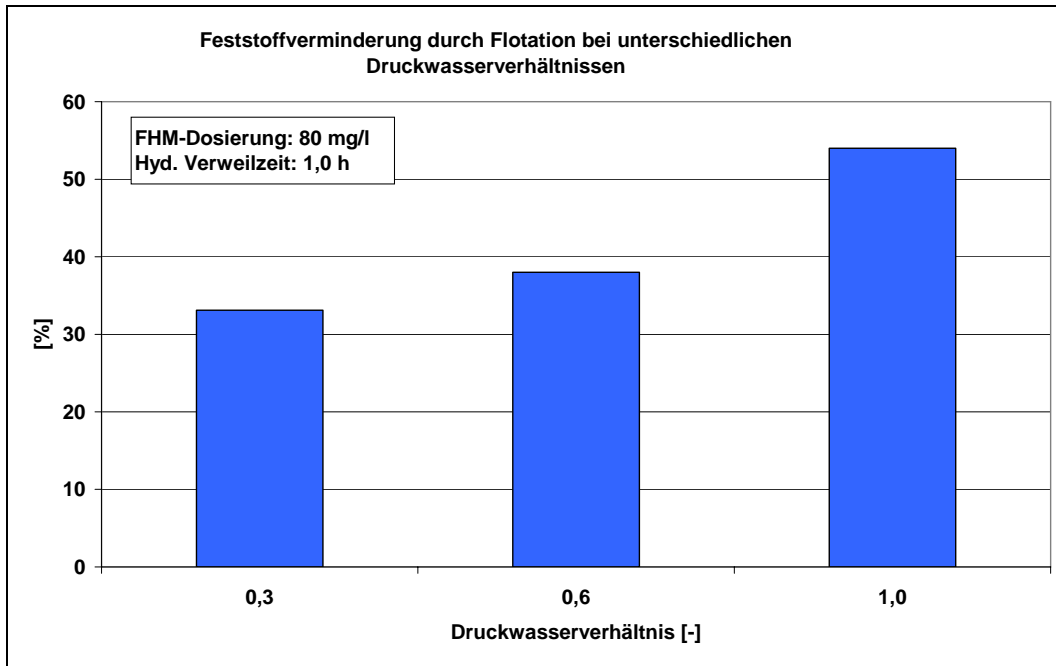
## 5.2.2 Flotation

Aufgrund der Partikelgrößenverteilung (80 % der Partikel < 5  $\mu\text{m}$ , vgl. Kap. 3) war davon auszugehen, dass mit einer Flotation ein höherer Feststoffrückhalt zu erreichen ist. In einem ersten Schritt erfolgten Versuche mit unterschiedlicher hydraulischer Verweilzeit und einem konstanten Rücklaufverhältnis von 0,3. Die FHM-Zugabe wurde wie bei der Sedimentation auf 80 mg/l eingestellt. Wie Abb. 5-6 zeigt, wurden ein Feststoffrückhalt zwischen 31 und 35 % erreicht.



**Abb. 5-6:** Feststoffverminderung durch Flotation bei unterschiedlicher Verweilzeit

Aufgrund der Feststoffbelastung war davon auszugehen, dass durch ein höheres Druckwasserverhältnis ein verbesserter Feststoffrückhalt erreicht werden kann. In weiteren Versuchen wurden deshalb bei einer hydraulischen Verweilzeit von 1 h und einer FHM-Dosierung von 80 mg/l Druckwasserverhältnisse von 0,3, 0,6 und 1 gefahren. Dabei ergab sich ein Feststoffrückhalt zwischen 35 und 55 %. Dies bedeutet, dass durch eine Flotation zwar ein im Vergleich zur Sedimentation höherer Feststoffrückhalt erreicht wird, eine weitgehende Feststoffseparation jedoch auch mit dem Flotationsverfahren voraussichtlich nicht möglich ist.



**Abb. 5-7:** Feststoffverminderung durch Flotation bei unterschiedlichen Druckwasserverhältnissen

Zu den Untersuchungen zur Feststoffabscheidung mittels Sedimentation und Flotation kann zusammenfassend festgehalten werden, dass voraussichtlich nur ca. 50 % der im Prozesswasser enthaltenen Feststoffe mit diesen Verfahren abgeschieden werden können. Dabei erscheint das Flotationsverfahren im Vergleich zur Sedimentation als das geeignetere Verfahren, wobei bei der Flotation ein höherer Energieeinsatz erforderlich ist. Für einen weitergehenden Feststoffrückhalt werden voraussichtlich Filtrationsverfahren zum Einsatz kommen müssen. Gegebenfalls könnte eine Flotation oder Sedimentation als Vorstufe sinnvoll sein, um ausreichende Standzeiten der Filter zwischen den Rückspülvorgängen zu erreichen.



## 6 Überlegungen zur Verwertung des Waschwassers aus der Abgaswäsche (ISAH)

Die MBA Gescher verfügt über verschiedene Verfahren der Abluftreinigung, die je nach Belastungsgrad der zu reinigenden Luft zum Einsatz kommen. Die Abluft aus den Rottetunneln der Intensivrotte, sowie die Hallenabluf der Intensivrotte werden in einer sauren Wäsche vom Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ) befreit. Auf der MBA Gescher sind drei saure Wäscher installiert, die parallel betrieben werden. Als Absorptionsmittel kommt 48%ige Salpetersäure zu Einsatz. Der Verbrauch an Salpetersäure beläuft sich derzeit auf ca. 600 Mg/a.

An die saure Wäsche schließt sich eine regenerative, thermische Oxidationsstufe (RTO) an, in welcher die Abluft einer weitergehenden Reinigung unterzogen wird, bevor diese über den Kamin in die Umgebung entlassen wird. Diese sauren Abluftwäscher werden in diesem Bericht daher auch als RTO-Wäscher bezeichnet.

Die Hallenabluf aus der Annahmehalle und der Nachrotte werden aufgrund ihrer vergleichsweise geringeren Belastung über einen Biofilter gereinigt. Um auf Belastungsspitzen reagieren zu können, ist es auf der MBA Gescher möglich, die Abluftführung der abgesaugten MBA-Abluft zu steuern. Auf diese Weise kann jeder Teilstrom einer entsprechenden Behandlung zugeführt werden. So wird zum Beispiel, wenn in der Nachrotte die Mieten ungesetzt werden, die Hallenabluf der Nachrotte ebenfalls den sauren Wäscher und der RTO zugeführt und dort gereinigt. Dies führt dazu, dass die Belastungssituation der MBA-Abluft starken Schwankungen unterliegt.

Derzeit werden ca. 90.000  $\text{Nm}^3/\text{h}$  MBA-Abluft über die drei sauren Wäscher und die anschließende RTO gereinigt. Bei aktuellen Betriebseinstellungen weisen die drei RTO-Abluftwäscher einen Gesamtwasserbedarf von 5  $\text{m}^3/\text{d}$  auf, die soweit wie möglich über Brauchwasser gedeckt werden. Die Temperatur der zu reinigenden Abluft liegt zwischen 40 und 55°C und ist nahezu wasserdampfgesättigt. Diese hohen Temperaturen führen insbesondere bei kalten Außentemperaturen zum Niederschlag von Kondensatwasser in den Abluftleitungen und den Wäschern und damit zu einem erheblichen Wassereintrag von 5  $\text{m}^3/\text{d}$  in den Waschwasserkreislauf der Abluftwäscher. Die Menge entspricht dem durchschnittlichen täglichen Wasserbedarf von 5  $\text{m}^3$ , so dass sich eine täglich entstehende Abwassermenge von 10  $\text{m}^3$  Waschwasser/d (siehe Kap. 2) ergibt.

Bei dem derzeitigen Betrieb der Wäscher mit Salpetersäure als Absorbens fallen ca. 50-55  $\text{m}^3/\text{Woche}$  Waschwässer an, die neben dem ausgewaschenen Ammonium aus dem  $\text{NH}_3$  in der Abluft hohe Nitratfrachten aus der Salpetersäure in ähnlicher Größenordnung enthalten.

Derzeit werden diese Waschwässer zum Teil kostenpflichtig entsorgt.

Eine mögliche Alternative zur derzeitigen Entsorgung stellt die Aufkonzentrierung von Nährsalzen im Waschwasser zur stofflichen Verwertung als flüssiger Stickstoffdünger dar. Marktanalysen haben ergeben, dass in diesem Fall mit einer Zuzahlung zur Abgabe zu rechnen ist. Die Höhe der Zuzahlung verhält sich jedoch umgekehrt proportional zur

erzielten Stickstoffkonzentration im Wäscherabwasser, je höher der Stickstoffgehalt im Wäscherabwasser, desto geringer die Entsorgungskosten. Da Salpetersäure im Einkauf jedoch deutlich teurer ist als Schwefelsäure, sollte aus betriebswirtschaftlicher Sicht geprüft werden, ob langfristig ein Umstieg auf einen Betrieb mit Schwefelsäure sinnvoll wäre. Schwefelsäure ist zudem eine zweiprotonige Säure, so dass gegenüber Salpetersäure von einem geringeren jährlichen Säureverbrauch ausgegangen werden kann. Vor dem Hintergrund der Gewinnung eines landwirtschaftlich nutzbaren Düngemittels wäre der Einsatz von Schwefelsäure ebenfalls vorteilhaft, da Schwefel ein wichtiges Element in der Pflanzenernährung darstellt.

Derzeit ist erst bei Erreichen einer Stickstoffkonzentration von mindestens 8 % entsprechend einer handelsüblichen Ammoniumsulfat-Lösung ein Erlös zu erzielen. Unterhalb dieser Nährstoffkonzentration ist in jedem Fall von einer Zuzahlung zur Abgabe der Wässer auszugehen. Die Höhe der Zuzahlungen variiert jedoch deutlich abhängig von der Jahreszeit und der Stickstoffkonzentration.

### 6.1 Verwertungsmöglichkeiten bei weiterem Betrieb der Wäscher mit Salpetersäure

Mögliche Verwertungsmöglichkeiten des hochbelasteten Waschwassers unter Verwendung von Salpetersäure als Absorbens:

- **1. Aufkonzentrierung:** Erhöhung der Ammoniak- und Nitratkonzentration im Wäschersumpf ohne grundsätzliche Änderung der Verfahrensführung. Gegebenenfalls kann durch optimierte Betriebseinstellung bereits eine ausreichend hoch konzentrierte Ammon-Nitrat-Lösung erzeugt werden, die bereits landwirtschaftlich verwendbar und daher deutlich günstiger in der Entsorgung ist.
- **2. Einmischung von Harnstoff:** Erzeugung einer handelsüblichen AHL (Ammon-Nitrat-Harnstoff) durch Einmischung. Auf diese Weise ließe sich ein tatsächlich vermarktungsfähiges Produkt erzeugen, welches mit Erlös abgesetzt werden kann.
- **3. Strippung:** Hierbei könnte aus dem Wäscherwasser eine hochkonzentrierte Ammoniumlösung erzeugt werden. Für die Entfernung der im Waschwasser in ähnlicher Größenordnung enthaltenen Nitratfrachten, die aus dem Wäscherbetrieb mit Salpetersäure resultieren, wären allerdings zusätzliche Behandlungsverfahren zu prüfen.

### 6.2 Verwertungsmöglichkeiten beim Betrieb der Wäscher mit Schwefelsäure

- **1. Verwendung von Schwefelsäure als Absorbens:** Erzeugung von Ammonsulfat im Wäschersumpf, das ebenfalls in der Landwirtschaft verwertet werden kann.
- **2. Einmischung von Harnstoff:** Erzeugung einer Ammonsulfat-Harnstoff-Lösung, die aufgrund der höheren Düngemittelgehalte und des ausgewogeneren Nährstoffverhältnisses in der Landwirtschaft eine deutlich höhere Wertschöpfung erzielbar macht.

- **3.** Ist kein ausreichend hoher Reinheitsgrad der Ammonsulfat- oder Ammon-Nitrat-Lösung entsprechend, den Anforderungen der Düngemittelverordnung zu erreichen, könnten die erzeugten Lösungen zur weiteren Aufreinigung oder zur Säurerückgewinnung an die Lieferanten abgegeben werden. Durch eine Verrechnung des Lieferanten mit dem Einkaufspreis der jeweiligen Säure könnte der Wäscherbetrieb auf diese Weise ebenfalls wirtschaftlicher gestaltet werden.
- **4. Strippung:** Weiterhin bleibt die Alternative der Behandlung der stickstoffhaltigen Abwässer in einem Strippverfahren zur Stickstoffentfernung bestehen. In diesem Verfahren wäre es allerdings nur möglich, den enthaltenen  $\text{NH}_3$ , bzw.,  $\text{NH}_4^+$  zu entfernen.

### 6.3 Verwertungsmöglichkeiten beim Betrieb der Wäscher mit Presswasser als Wasservorlage

Als ein sinnvolles Prozesswassermanagement der MBA Gescher wird das prozessintegrierte Recycling des aus der Gärrestentwässerung der Vergärungsstufe anfallenden Presswassers innerhalb des MBA Betriebes angesehen. Derzeit fallen  $47 \text{ m}^3/\text{d}$  Presswasser aus der Siebbandpresse an, die kostenpflichtig entsorgt werden. Aufgrund des großen Volumenstromes stellen diese Entsorgungskosten einen erheblichen Anteil an den gesamten Betriebskosten der Vergärungsanlage dar.

Durch Einsatz dieses Presswassers als Wasservorlage in den Abluftwäschern der MBA Gescher könnten diese zumindest teilweise reduziert werden. Inwieweit das Presswasser für diesen Anwendungsfall geeignet ist, wurde im Labormaßstab sowie durch den Pilotbetrieb einer halbtechnischen Abluftwäscher-Versuchsanlage geprüft (siehe 6.4).

### 6.4 Betrieb einer Abluftwäscher Versuchsanlage

Folgenden Fragestellungen wurde dabei für das MBA-Prozesswassermanagement durch den Betrieb einer Abluftwäscher Versuchsanlage nachgegangen:

#### Grundsätzliche Eignung des Presswassers als Absorbens

- Ist im Betrieb der Pilotanlage mit Presswasser eine  $\text{NH}_3$ - Abscheidung aus der Abluft möglich?
- Inwieweit stören sonstige evtl. im Presswasser enthaltene Inhaltsstoffe (Salze, Ionen, etc.) den Stoffübergang im sauren Wäscher?
- Ist die derzeitige Feststoffentfrachtung der Presswässer ausreichend, um einen langfristig stabilen Betrieb der Abluftwäscher mit diesen Wässern zu gewährleisten?
- Ist bei Verwendung von Presswasser im Vergleich zum Brauchwasserbetrieb mit erheblichen Leistungseinbußen des sauren Wäschers zu rechnen?

## Produktgewinnung

- Welche Aufkonzentrierung von Ammoniumsulfat kann generell im Wäschersumpf erreicht werden?
- Hat die Verwendung von Presswasser einen wesentlichen Einfluss auf die maximale Aufkonzentrierung von Ammoniumsulfat im Wäschersumpf?

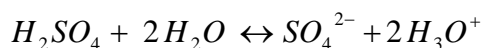
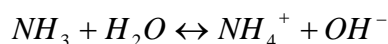
## Grundsätzliche Eignung einer Sekundärsäure zum Betrieb des sauren Wäschers

- Ist es ebenfalls möglich, den Abluftwäscher mit einer gebrauchten Schwefelsäure zu betreiben, um dessen Wirtschaftlichkeit zu erhöhen?
- Bestehen hierbei wesentliche Unterschiede im Säureverbrauch sowie in der Leistungsfähigkeit des Wäschers?
- Welche Auswirkungen hat der Betrieb mit Sekundärsäure auf die Betriebssicherheit der Versuchsanlage (Materialbeständigkeit, Handling, Betriebsprobleme)?

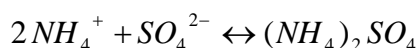
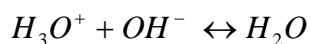
### 6.4.1 Beschreibung der Pilotanlage

#### 6.4.1.1 Generelle Verfahrensbeschreibung der sauren Wäsche

Die  $\text{NH}_3$ -Entfernung im Gaswäscher folgt dem Prinzip der Absorption des Gases in einem Waschmedium. Das zu reinigende Rohgas wird dabei von unten in die Wäschersäule mittels eines Ventilators eingeblassen und verlässt als Rohgas den Wäscher am Kopf der Säule. Gas und Waschflüssigkeit werden hier im Gegenstrom aneinander vorbeigeführt. Der zu entfernende Ammoniak wird durch Lösung in einer Waschflüssigkeit aufgenommen und reagiert im Waschmedium sofort mit Schwefelsäure nach folgenden Gleichgewichtsreaktionen:



Im Waschwasser liegt somit neben Wasser Ammoniumsulfat in größtenteils dissoziierter Form vor.



Auf diese Weise ist der bei höheren pH-Werten leicht flüchtige Ammoniak in die stabile Form eines Ammoniumsalzes überführt worden.

### 6.4.1.2 Auslegungsdaten der Pilotanlage

Die wurden mit einer Miet-Container-Anlage der Fa. Otto GmbH, Weiterstadt in eigen Regie durchgeführt.

#### Auslegungsdaten Abluftseitig

Abluftvolumenstrom: max. 650 m<sup>3</sup>/h, effektiv jedoch nur 530 m<sup>3</sup>/h möglich

Ablufttemperatur: 5-40°C nach dem Wäscher

#### Stoffaustauschzone

Durchmesser 392 mm

Kolonnenhöhe 1500 mm

Höhe Füllkörperschüttung ca. 700 mm

Material PP

#### Sumpfbehälter

Durchmesser 788 mm

Höhe: 450 mm

Betriebsfüllvolumen: ca. 147 L

Material: PP

Kreislaufwasserpumpe KHB 25-125 PP-FPM/ASV Stübbe

Material: PP

Leistung: 1,1 kW, 230/400 V, 50 Hz

#### Dosiertechnik

Steuergerät Dulcometer D1C, Wandaufbaugerät, Prominent

pH-Elektrode PHEX-112-SE (305096), Prominent

Temperaturelektrode PT 100, Prominent

Dosierpumpe BT4a 1005 PPE 200AA100000, Prominent

#### Abluftventilator

E 160/50.25, M-B, Gehäusestellung GL 360, Ventapp einseitig saugender Radialventilator

#### Anlagenentlüftung

KV 150/160 XL, Systemair

### 6.4.1.3 Detaillierte Verfahrensbeschreibung der Versuchsanlage

Abb. 6-1 zeigt das RI-Fließbild der Versuchsanlage von der Fa. Otto. o. Auf dem Anlagenfließbild ist zusätzlich ein Biofiltermodul eingezeichnet, welches jedoch nicht für den Pilotversuch benötigt und daher auch nicht installiert war. Die Versuchsanlage ist komplett in einem 3,20 m mal 2,00 m großen Container eingebaut.

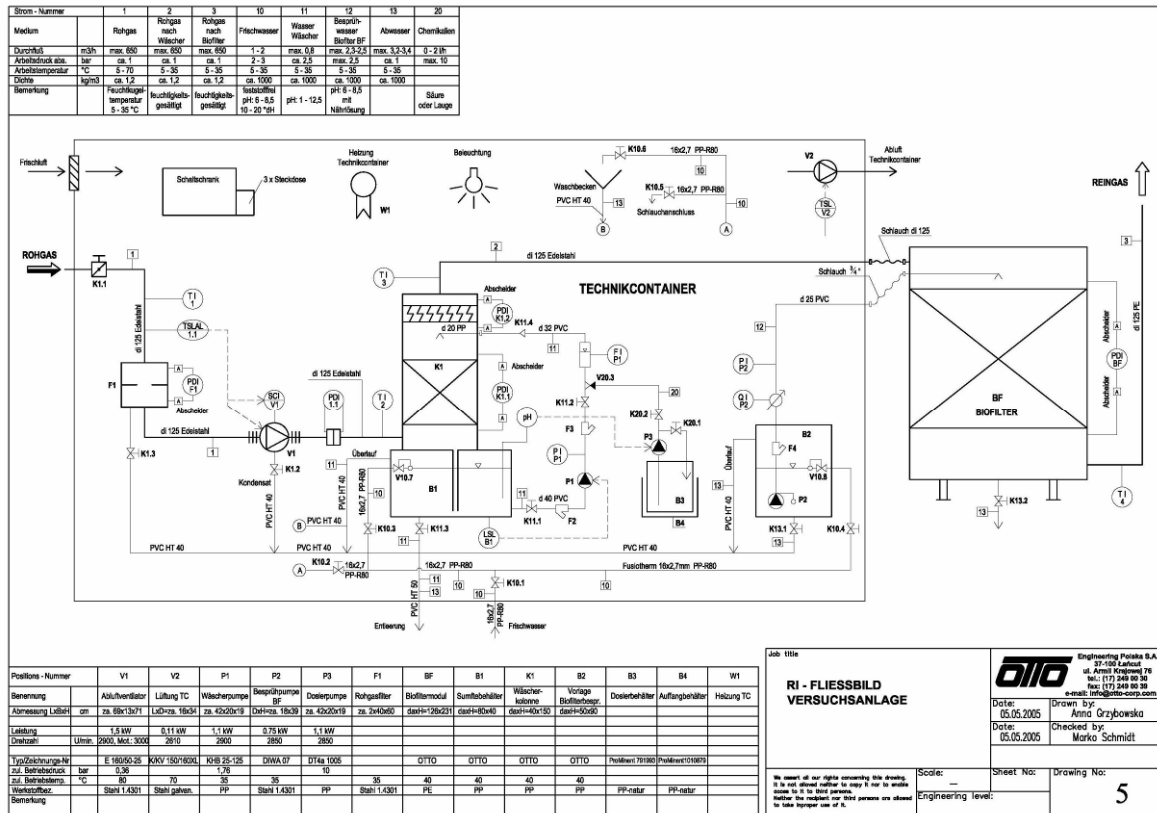


Abb. 6-1: RI Fließbild der Versuchsanlage (Quelle: Otto GmbH)

Die Abluft strömt zunächst durch den Filter F1 (Tuchfilter). Hier werden in der Abluft enthaltene Feststoffe zurückgehalten. Anschließend wird die Abluft vom Ventilator V1 in die Wäscherkolonne K1 gefördert. Die Förderleistung des Ventilators ist über Regulierung der Drehzahl mittels eines Frequenzumformers der Firma ABB einstellbar. Zusätzlich lässt sich der zugeführte Volumenstrom über einen Schieber in der Luftzuleitung regulieren. Ein genaues Ablesen des aktuell zugeführten Luftvolumenstromes ist über eine kalibrierte Differenzdruckmessung möglich.

In der Wäscherkolonne wird der in der Abluft enthaltene Ammoniak mittels Schwefelsäure in die Wasserphase überführt. Ammonium liegt im Wasser im Dissoziationsgleichgewicht mit NH<sub>3</sub> vor. Im alkalischen Bereich liegt vorwiegend der leichter flüchtige NH<sub>3</sub> vor, im sauren Milieu stellt sich das Gleichgewicht auf Seiten des NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ein. Durch Vorlage eines konstant sauren pH-Wertes im Kreislaufwasser stellt sich das Dissoziationsgleichgewicht auf Seiten des Ammoniums ein, was gewährleistet, dass das entfernte Ammoniak dauerhaft als NH<sub>4</sub><sup>+</sup> im Wasser fixiert bleibt.

Eine Füllkörperschüttung verstärkt den Stoffübergang durch eine vergrößerte Stoffübergangsfläche. Die Zugabe der Säure (Ein- oder Ausschaltung der Dosierpumpe P3) erfolgt gesteuert nach eingestelltem Soll-pH-Wert im Sumpfbehälter B1. Der Säurevorlagebehälter B3 steht aus Sicherheitsgründen in einer Auffangwanne B4.

Kreislaufwassersystem:

Pumpe P1 fördert Waschflüssigkeit aus dem Sumpfbehälter B1 in die Stoffaustauschzone des Wäschers (K1), von dort fließt die Waschflüssigkeit zurück in den Behälter B1. Frischwasser wird automatisch durch Ein- und Ausschaltung des Schwimmerventils V 10.7 zugegeben. Der Wasserwechsel im Sumpfbehälter erfolgt durch manuelles öffnen des Kugelhahns K 11.3 zum Ablassen des Sumpfwassers.

Die gereinigte Abluft strömt, bevor sie in die Umgebung abgegeben wird, durch einen Tropfenabscheider, wodurch ein Mitreißen von Wassertropfen verhindert wird.

#### 6.4.1.4 Berechnung der Kolonne und theoretische Bilanzierung der Stoffströme

In einer Absorptionskolonne tritt bei Gegenstromfahrweise am Boden die Gasmenge  $G$  (Abluft) mit der Beladung  $Y_B$  (Ammoniak) ein und verläßt die Kolonne am Kopf mit der Beladung  $Y_K$ . Entsprechend wird das Lösemittel  $L$  (Wasser mit Schwefelsäure) am Kopf mit  $X_K$  eingedüst und ändert die Beladung bis zum Boden auf  $X_B$ .

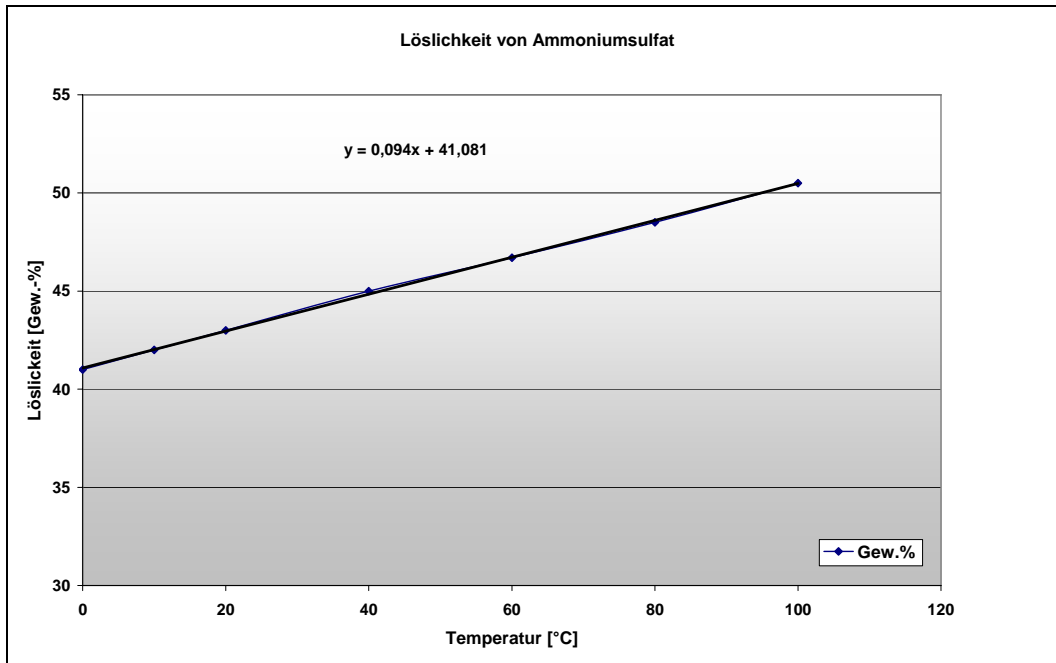
Bei geringen Massenbeladungen kann für die Gesamtbilanz der Kolonne geschrieben werden:  $L \cdot (X_B - X_K) = G \cdot (Y_B - Y_K)$  (Gleichung 1)

oder:  $(Y_B - Y_K) / (X_B - X_K) = L / G$  (Gleichung 2)

Das Verhältnis  $L/G$  wird als Lösungsmittelverhältnis bezeichnet und ist gleich dem Anstieg der Arbeitsgeraden.

In der Kolonne wird das Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ) aus der Abluft absorbiert und über die chemische Reaktion zu Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) reduziert. Da hier der pH-Wert auf 3,0 gehalten wird, läuft die Reaktion vollständig ab und das im Wasser gelöste Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ) wird sofort und vollständig zu Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) reduziert. Die Gasbeladung in der Flüssigphase ( $X$ ) ist also immer gleich null. Aus Gleichung 2 ergibt sich, dass das Lösungsmittelverhältnis daher nicht definiert ist (Division durch Null). Daraus folgt, dass das Lösevermögen für das Ammoniak im Wäscherwasser allein von der Löslichkeit des gebildeten Ammoniumsulfats abhängt, welches temperaturabhängig ist (siehe folgende Abb.)

Für die in der Pilotanlage vorliegende Temperatur von ca.  $55^\circ\text{C}$  liegt die maximale Löslichkeit von Ammoniumsulfat bei 46,25%. Da auch in der späteren, großtechnischen Umsetzung ein Temperatur von ca.  $55^\circ\text{C}$  im Wäscherwasser zu erwarten ist, gilt hier der gleiche Maximalwert.



**Abb. 6-2:** Löslichkeit von Ammoniumsulfat in Abhängigkeit der Temperatur

## 6.4.2 Betriebseinstellungen der Pilotanlage

### 6.4.2.1 Konzeption der Betriebsphasen

Insgesamt war der Versuchsbetrieb in drei Phasen unterteilt.

Allgemeine konstante Betriebseinstellungen für alle Versuchsphasen:

1. Zugeführter MBA-Abluft Volumenstrom konstant 530 m<sup>3</sup>/h.
2. pH-Wert im Wäschersumpf konstant pH 3.

### 6.4.2.2 Erste Betriebsphase: Möglichkeiten der Aufkonzentrierung von Ammoniumsulfat im Wäschersumpf

Zielsetzung dieser Betriebsphase war es, vor dem Hintergrund einer möglichen Produktgewinnung zu ermitteln, welche Aufkonzentrierung an Ammonium bei längerer Kreislaufführung des Waschwassers im Wäschersumpf erzielt werden kann. Zu diesem Zweck wurde der Abluftwäscher mit reinem Leitungswasser als Waschwasservorlage und einer 80-96 %igen primären Schwefelsäure als Absorptionsmittel betrieben. Damit sollte der effizienteste Zeitpunkt zur Erneuerung der Waschwasservorlage ermittelt werden.



### 6.4.2.3 Zweite Betriebsphase: Einsatzmöglichkeiten von Presswasser zum Betrieb des sauren Abluftwäschers

In der zweiten Versuchsphase sollte die generelle Eignung des in der Vergärung der MBA Gescher anfallenden Presswassers zum Betrieb der Abluftwäscher untersucht werden. Auf diese Weise ließe sich nicht nur die in der Vergärung auftretende und zu behandelnde Abwassermenge reduzieren, sondern gleichzeitig der Brauchwasserbedarf der Abluftwäscher durch das Presswasser abdecken.

Neben der Reinigungsleistung sollte auch die betriebstechnische Eignung des vorhandenen Presswassers ermittelt.

Bedenken bestanden hinsichtlich möglicher Verstopfungen von Rohrleitungen und insbesondere der Waschwasserdüsen durch im Presswasser enthaltene Feststoffe.

Anfänglich wurde daher eine 1:1 Mischung aus Presswasser und Leitungswasser als Waschmedium vorgelegt. Im späteren Versuchsverlauf wurde zum Anfahren des Wäschers eine Vorlage aus zwei Teilen Presswasser und einem Teil Leitungswasser verwendet. Dabei wurden täglich 50 l Sumpfwasser abgezogen und durch Aufnahme von 50 l Presswasser ersetzt.

### 6.4.2.4 Betriebsphase: Einsatzmöglichkeiten von Sekundärsäuren zum Betrieb des sauren Abluftwäschers

Um die Wirtschaftlichkeit der Abluftreinigung zu steigern, ist es möglich anstelle von Primärsäuren bereits gebrauchte Säuren (in diesem Fall Schwefelsäure) zu verwenden. Säuren dieser Art fallen in den unterschiedlichsten Zusammensetzungen in verschiedensten industriellen Prozessen an.

Im Pilotbetrieb galt es zu überprüfen, inwieweit sich die Verwendung gebrauchter Säuren auf den Stoffübergang im sauren Wäscher auswirken würde. Des Weiteren musste abgesichert werden, ob nicht deklarierte Inhaltsstoffe der Säure zu unvorhersehbaren Reaktionen beim Kontakt mit Presswasser führen können oder ob Probleme mit der Materialbeständigkeit der Anlagen- und Dosiertechnik auftreten.

Es wurde eine gebrauchte Schwefelsäure gewählt, die nach Herstellerangaben folgende Zusammensetzung aufweist:

$H_2SO_4$	82% +/- 2%
$(NH_4)_2SO_4$	10% +/- 2%
$H_2O$	4% +/- 2%
$Gu_2SO_4$ (Guanidinsulfat)	3% +/- 2%

Eine eigene Analyse der Säure ergab eine tatsächliche Konzentration der verwendeten Charge von 7%  $(NH_4)_2SO_4$ .

### 6.4.3 Erfasste Betriebsparameter während des Pilotbetriebs

Nachfolgende Tabelle zeigt ein Protokollblatt der täglichen Messungen als Auszug aus dem Betriebstagebuch der Versuchsanlage.

**Tab. 6-1:** Tägliches Messprogramm des Versuchsanlagenbetriebes

Messgröße	Einheit	Messintervall
pH Sollwert	[-]	täglich
Säureverbrauch	[L]	täglich
Differenzdruck Abluftstrom	[Pa]	täglich
Abluftstrom	[m <sup>3</sup> /h]	täglich
Temperatur Rohgas	[°C]	täglich
NH <sub>3</sub> Rohgas	[ppm]	täglich
Temperatur Reingas	[°C]	täglich
NH <sub>3</sub> Reingas	[ppm]	täglich
Sumpf- NH <sub>4</sub> -N	[mg/L]	täglich
Sumpf - pH	[-]	täglich
Sumpf-Temperatur	[°C]	täglich
Sumpf-Füllstand	[L]	täglich

#### 6.4.3.1 Bestimmung der erzielten Ammoniumkonzentration im Wäschersumpf

Um die Anreicherung von Ammoniumsulfat im Wäschersumpf zu überwachen, wurde täglich die Ammoniumkonzentration im Sumpfwasser bestimmt. Über eine Umrechnung der gemessenen NH<sub>4</sub>-Konzentration in eine Molarität kann ebenfalls der Gehalt an Sulfat bestimmt werden, da pro Mol gelöstem NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ein halbes Mol SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> zugegeben wurde. Des Weiteren lassen sich über die tägliche Ammoniummessung im Sumpfwasser der Verdünnungseffekt durch Kondensatwassereintrag und der jeweilige Säureverbrauch pro Tag beurteilen. In einem asymptotischen Verlauf der Ammoniumkonzentration lässt sich ebenfalls ein Nachlassen der Reinigungsleistung des Wäschers vorhersagen.

Die Bestimmung der Ammoniumkonzentration in den Proben aus dem Wäschersumpf erfolgte destillativ nach DIN 38 406 – E5 – 2.

#### 6.4.3.2 Bestimmung des NH<sub>3</sub> Gehaltes in der MBA Abluft und Überwachung der Reinigungsleistung des sauren Wäschers

Im Rahmen des Pilotbetriebes sollte die Ammoniakkonzentration in der MBA-Abluft sowohl vor als auch nach der Versuchsanlage über einen längeren Zeitraum erfasst werden. Die Realisierung einer konstanten Online-Ammoniakmessung ist kostenintensiv.

Aus betriebstechnischen und ökonomischen Gründen ist eine dauerhafte  $\text{NH}_3$  Messung über einen längeren Zeitraum wirtschaftlich nicht darstellbar. Für das Projekt konnte die Gesellschaft zur Förderung von Medizin-, Bio- und Umwelttechnologien e.V. (GMBU) als Partner gewonnen werden, die ein Neuentwickeltes  $\text{NH}_3$  Messgerät (AS4-1 Ammoniaksensor) unter Praxisbedingungen testen wollte.

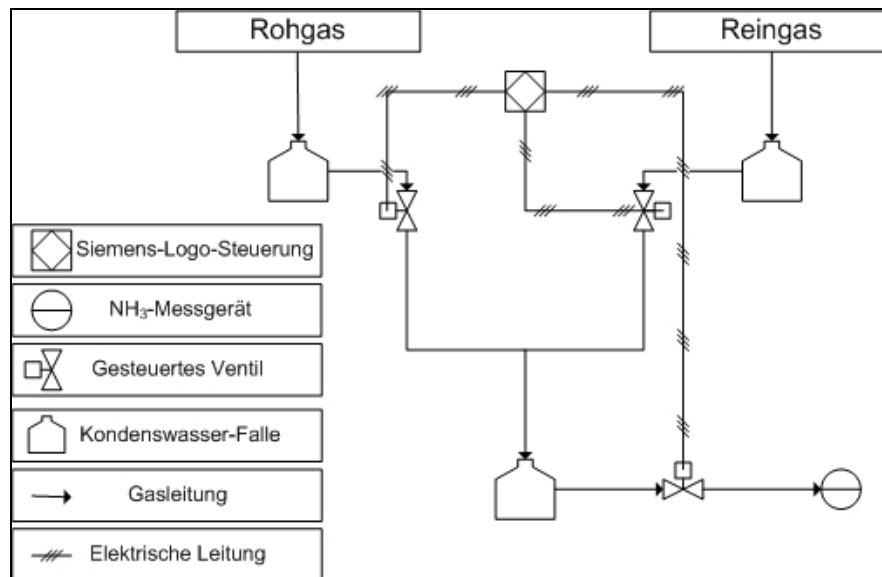
Die Messung der  $\text{NH}_3$ -Konzentration in der MBA-Abluft diene vor allem zwei Zielen.

1. Konstante, langfristige Dokumentation des  $\text{NH}_3$ -Gehaltes in der häufig sehr heterogenen, in ihrer Zusammensetzung stark schwankenden, MBA-Abluft.
2. Beurteilung der Reinigungsleistung des Abluftwäschers durch Vergleich der Wäscherablufte („Reingas“) mit der zugeführten MBA-Ablufte („Rohgas“).

Neben der Überprüfung der Reinigungsleistung ist eine Messung der jeweiligen  $\text{NH}_3$ -Konzentration in der zugeführten MBA-Ablufte hilfreich bei der Interpretation des tägl. Säureverbrauchs oder der Ammoniumanreicherung im Sumpf.

Da nur ein Meßgerät zur Verfügung stand, konnten „Roh-„ und „Reingas“ nicht gleichzeitig gemessen werden, sondern wurden unmittelbar aufeinander folgend aufgenommen. Nach Aussage der GMBU ist der AS4-1 Sensor besonders empfindlich gegenüber dauerhafter Kondensatbildung am Sensorkopf. Ein kurzfristiger Niederschlag von Kondensatwasser am Sensorkopf sei unproblematisch, bei längeranhaltender Feuchtigkeit besteht jedoch die Gefahr der irreparablen Schädigung des Sensors. Es war leider ebenfalls nicht möglich den Sensor jeweils nur zu den Messzeitpunkten ein- bzw. wieder auszuschalten, da dieser bei jedem Einschalten ein ca. einstündiges Kalibrationsprogramm durchläuft bevor Messwerte aufgezeichnet werden. Der Ammoniaksensor musste somit rund um die Uhr eingeschaltet bleiben.

Um die Gefahr einer Beschädigung des Sensors zu vermeiden, wurde dem AS4-1 Sensor daher anfangs dauerhaft Außenluft zugeführt. Lediglich zu den Messzeitpunkten wurde dem Messkopf jeweils für 20 min zuerst „Reingas“ und anschließend „Rohgas“ zugeführt. Die Steuerung der Luftzufuhr zum Messgerät erfolgte über ein speziell dafür angefertigtes Verteilungssystem bestehend aus Schlauchleitungen, die dem Messgerät die jeweils zu untersuchende Luft zuführten. Über stromlos geschlossene Magnetventile, die von einer Siemens Logo® angesteuert wurden, ließen sich die jeweils erforderlichen Schlauchleitungen öffnen oder verschließen. Als zusätzliche Schutzmaßnahme wurden in der Roh und Reingaszufuhr jeweils zwei Kondensatwasserfallen an verschiedenen Stellen hintereinander installiert. Die folgende Abbildung zeigt den Aufbau der installierten Online- $\text{NH}_3$ -Messung und des Gasverteilungssystems, das während des Versuchsbetriebes dem Messgerät den jeweils zu messenden Luftstrom zuführte.



**Abb. 6-3:** Aufbau der installierten online  $\text{NH}_3$ -Messung und des Gasverteilungssystems

Nach drei Wochen Dauerbetrieb zeigte sich, dass die Kondensatabscheidung in der ersten Kondensatwasserfalle so effektiv und vollständig war, dass sich in der zweiten Kondensatwasserabscheidung nahezu kein Kondensat mehr niederschlug. Die Gefahr einer potentiellen Schädigung des Sensors durch Kondensatwasser konnte somit auch bei länger andauernden Messperioden als gering eingestuft werden. Gleichzeitig stellte sich heraus, dass zum einen die Messintervalle zu kurz gewählt waren und zum anderen durch die dauerhafte Außenluftzufuhr keine scharfe Trennung des Messsignals aus der Reingasmessung von dem der dauerhaften Messung der Außenluft möglich war.

Aus diesem Grunde wurde im weiteren Verlauf des Pilotbetriebes eine Meßmethode gewählt, bei der permanent das Reingas und alle 7 Stunden für je 60 min das Rohgas gemessen wird. Über die Siemens-Logo®-Steuerung wurde jeden Tag um 00:00 Uhr, 08:00 Uhr und 16:00 Uhr der dem Meßgerät zugeführte Gasstrom für 60 min. umgeschaltet.

Die Beschickung des Gerätes mit Reingas wurde für die längeren 7h-Meßphasen gewählt, um die Meßsonde zu schonen, da hier die geringeren Konzentrationen vorliegen und so die Möglichkeit einer Schädigung der Meßsonde minimiert wird.

Die  $\text{NH}_3$ - Messung erfolge online mit automatischer Messwertaufzeichnung am PC jeweils am Lufteintritt („Rohgas“) in die Wäscherkolonne sowie am Austritt („Reingas“) der Versuchsanlage.

#### 6.4.3.3 Erfassung des Kondensatwasseranfalls im sauren Wäscher

Die sich in den Abluftwäschern niederschlagenden Kondensatwassermengen stellen mengenmäßig einen großen Teil der in den Abluftwäschern anfallenden

Abwasservolumina dar. Entsprechend der Wasserbilanz bedürfen die RTO-Wäscher der MBA Gescher einer täglichen Brauchwasservorlage von insgesamt  $5 \text{ m}^3$ . Die Summe der in den RTO Wäschern täglich anfallenden Abwassermengen beträgt  $10 \text{ m}^3$ . Die entstandene Überschusswassermenge von  $5 \text{ m}^3$  resultiert aus den großen Kondensatwassermengen, die über die nahezu wasserdampfgesättigte MBA-Abluft in die RTO Wäscher eingebracht werden.

Im Prinzip stellt der starke Kondensatwasserniederschlag in den RTO-Wäschern kein verfahrenstechnisch unlösbares Problem dar, das die Betriebssicherheit unmittelbar gefährdet. Im Hinblick auf einen stabilen, störungsfreien Betrieb sowie auf eine mögliche Aufkonzentrierung von Ammonium im Wäscherabwasser zur Erzeugung eines N-haltigen Produkts wäre eine Minimierung der Kondensatwasserbildung jedoch wünschenswert.

In der Versuchsanlage wurden die Kondensatwassermengen durch separates Auffangen und Auslitern der Überschusswassermengen erfasst. Hierzu wurde ein Überlauf im Wäschersumpf installiert, der mit einem separaten Auffangbehälter unter dem Versuchsanlagencontainer verbunden war. Beim Anfahren der Anlage wurde der Sumpfbehalter jeweils bis zu diesem Überlauf mit Vorlagewasser befüllt. Weiteres Wasser, das in den Wäscherkreislauf gelangte, verdrängte im gleichen Volumen vorgelegtes Waschwasser aus dem Sumpfbehalter, das dann über den installierten Überlauf abfloss.

#### **6.4.3.4 Säureverbrauch der Pilotanlage in den einzelnen Versuchsphasen**

Der Säureverbrauch in einem sauren Abluftwäscher steht in direktem Zusammenhang zur Menge an absorbiertem Ammoniak (s. 6.4.1.1) und ist eine wichtige Hilfsgröße zur Beurteilung der Leistungsfähigkeit des sauren Wäschers..

Durch den Verbrauch an Säure steigt der pH-Wert im Waschmedium. Überschreitet der pH-Wert den eingestellten Sollwert, fördert die Dosierpumpe weitere Schwefelsäure in das Waschwasser ein, die zur Bindung von weiterem  $\text{NH}_3$  zur Verfügung steht.

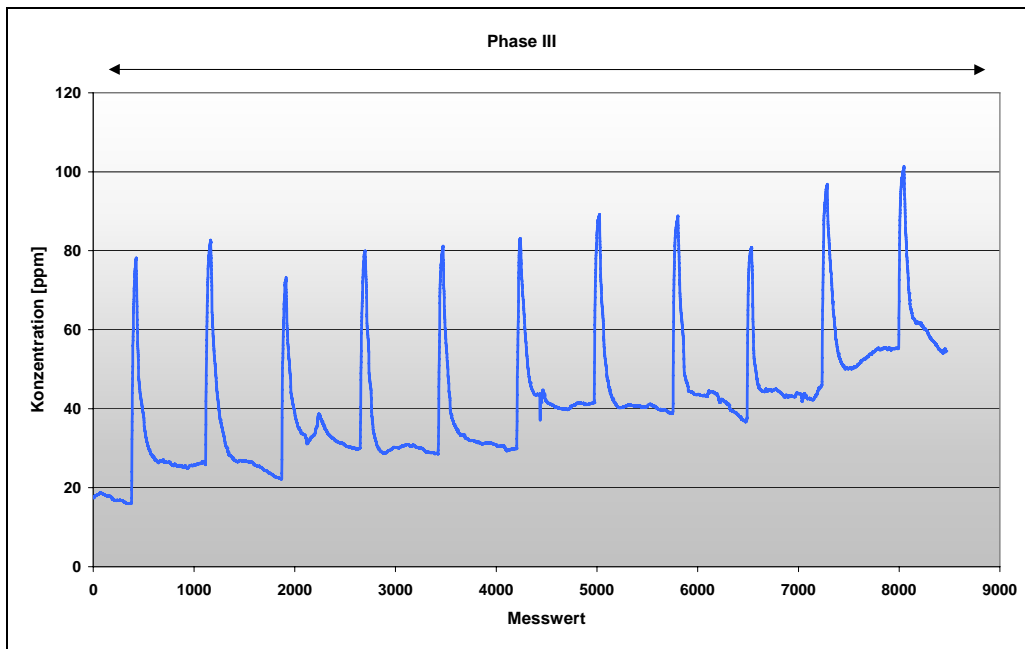
Der Säureverbrauch wurde durch Ablesen der Füllstandanzeige des Säurevorlagebehälters ermittelt.

#### **6.4.4 Ergebnisse und Diskussion des Pilotbetriebes**

##### **6.4.4.1 $\text{NH}_3$ -Gehalt der MBA-Abluft und Reinigungsleistung des Abluftwäschers**

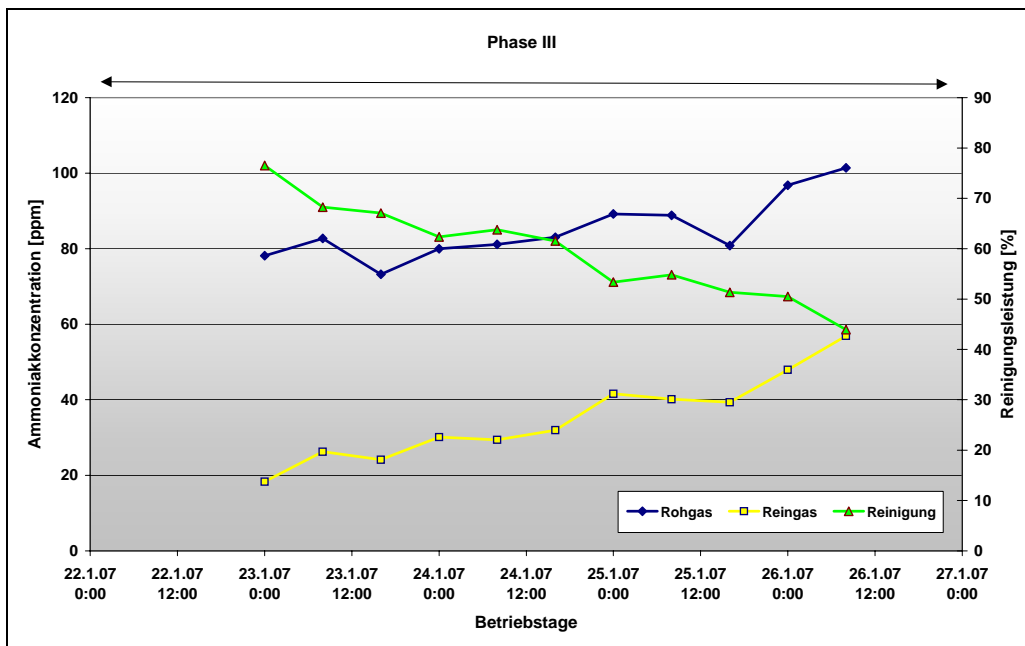
Zur Bestimmung der Ammoniakkonzentration des zugeführten Rohgases und des nach dem Wäscher abgehenden Reingases wurde ein spezielles Ammoniakmessgerät der Firma GMBU Jena verwendet, welches permanent mit einem Gasstrom beschickt wird. Sobald sich der Messwert ändert, wird dieser vom Gerät an einen angeschlossenen PC gesendet und dort gespeichert. In der Praxis ergab das ca. alle 30 sec. einen Messwert.

Abb. 6-4 zeigt beispielhaft das Ergebnis der Messphase vom 23.01.07 - 26.01.07.



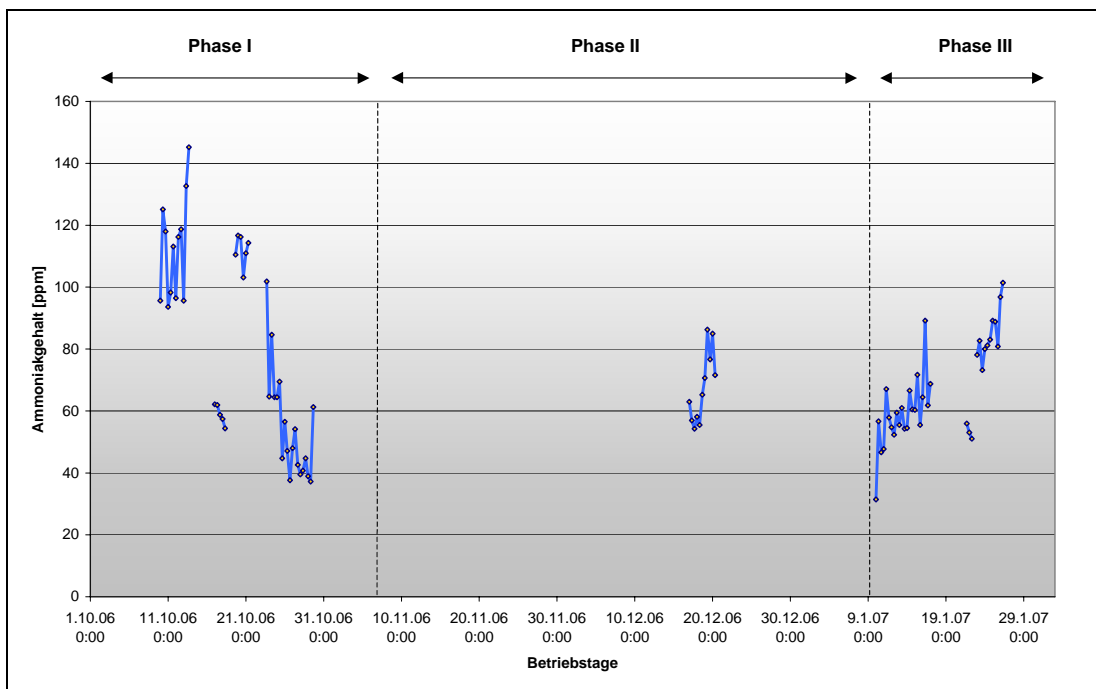
**Abb. 6-4:** Ammoniakmessung vom 23.01.07 – 26.01.07

Die Peaks stellen hier die Messungen des Rohgases dar, während der restliche Graph die Reingasmessung zeigt. Trägt man nun die Maxima bzw. Minima getrennt auf, ergeben sich die Kurvenverläufe in Abb. 6-5 für das Roh- und Reingas. Die aufgetragene Reinigungsleistung des Wäschers ergibt sich aus der Differenz der Ammoniakkonzentrationen des Roh- und Reingases.



**Abb. 6-5:** Reinigungsleistung des sauren Wäschers

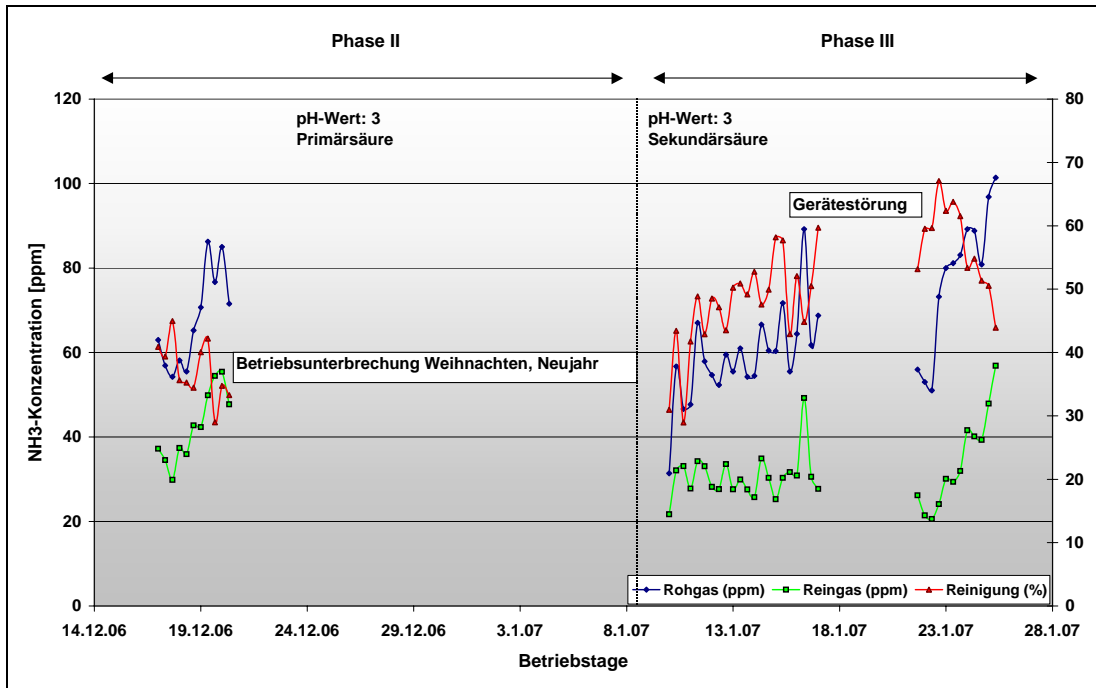
Abb. 6-6 zeigt die aufgenommenen Messwerte der  $\text{NH}_3$ -Konzentration der MBA Abluft über die gesamte Versuchsdauer. Einige Unterbrechungen sind auf technische Störungen wie Stromausfälle, Softwareprobleme sowie Betriebspausen zurückzuführen.


**Abb. 6-6:**  $\text{NH}_3$  Konzentration in der MBA-Abluft

Über die gesamte Messdauer schwankt der Ammoniakgehalt der MBA-Abluft in den Einzelwerten stark. In Phase I lagen die Werte bis zum 24. Oktober zum Teil weit über 100 ppm und verringerten sich auf Werte zwischen 40-80 ppm.

Erst mit Phase III steigt der  $\text{NH}_3$ -Gehalt der zugeführten Abluft wieder auf Werte bis 100 ppm an, was in einem ebenfalls sichtbaren Anstieg des Säureverbrauches sowie der Konzentration an gelöstem  $\text{NH}_4$  im Waschwasser sichtbar wird.

Abb. 6-7 zeigt für den Zeitraum vom Mitte Dezember bis Ende Januar außerdem die erreichte Reinigungsleistung des Abluftwäschers.



**Abb. 6-7:** Reinigungsleistung der Abluftwäscher-Versuchsanlage in der zweiten und dritten Betriebsphase

In der zweiten Versuchsphase im Dezember wurde ein Gemisch aus 50 % Presswasser und 50 % Brauchwasser vorgelegt und täglich (bzw. am Wochenende alle 2 Tage) ca. 50 l Sumpfwasser abgelassen und wieder mit Presswasser aufgefüllt. Als Absorbionsmittel wurde eine 96%ige Schwefelsäure eingesetzt.

In Versuchsphase III wurde eine 82%ige Sekundär-Schwefelsäure eingesetzt und in der Vorlage reines Leitungswasser verwendet.

Es zeigt sich, dass die Reinigungsleistung des Wäschers bei Rohgaskonzentrationen von über 70 ppm  $\text{NH}_3$  nachlässt. Dies ist entsprechend der Gleichgewichtsbedingungen darauf zurückzuführen, dass der ankommende Abluftstrom dann eine für die Versuchsanlage zu hohe Ammoniakfracht mit sich bringt. Die Versuchsanlage gelangte hier an ihre Grenzen, da dem zugeführten Abluftstrom nur eine konstante Wassermenge gegenübergestellt werden konnte. Die installierte Kreislaufpumpe war in ihrer Förderleistung nicht variierbar und bewegte somit pro Zeiteinheit immer das gleiche Volumen an Waschwasser.

Bei Vorgabe eines konstanten pH-Wertes im Waschmedium war es somit nicht möglich, kurzfristig einem hoch mit Ammoniak belastetem Abluftstrom eine ausreichende Menge an  $\text{H}^+$ -Ionen bereitzustellen, um sämtliches Ammoniak aus der Abluft zu absorbieren.  $\text{NH}_3$ -Moleküle, die aus diesem Grunde nicht aus der Abluft entfernt werden können passieren den Wäscher und sind im austretenden Rohgas als erhöhte Ammoniakbelastung messbar.

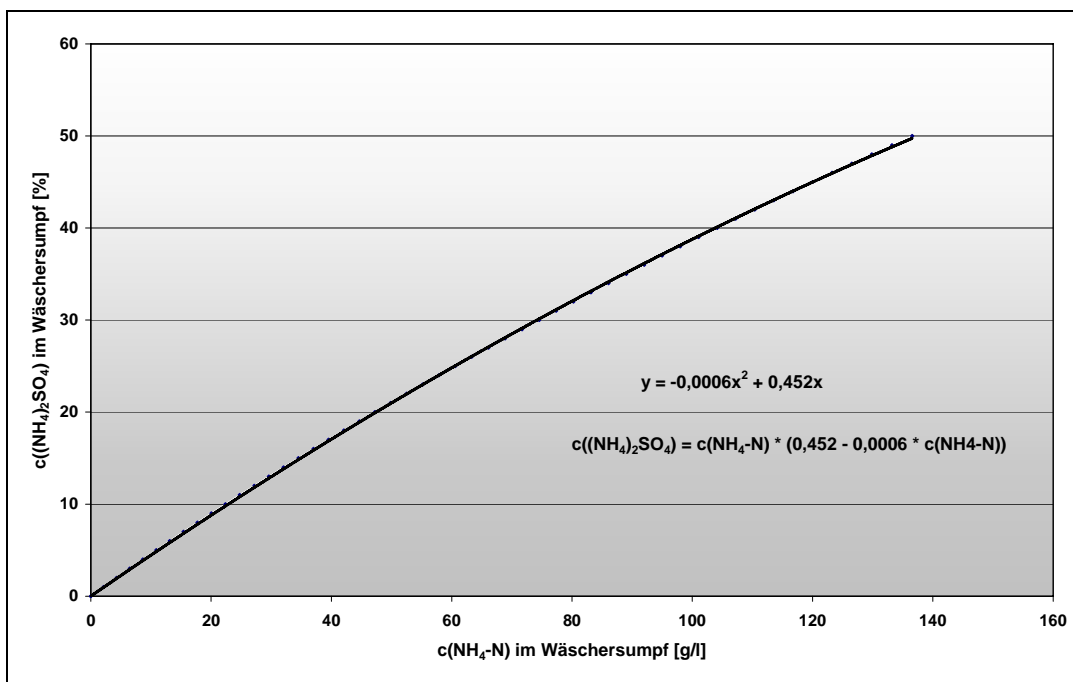


#### 6.4.4.2 Erreichte Ammoniumsulfatkonzentration im sauren Wäscher

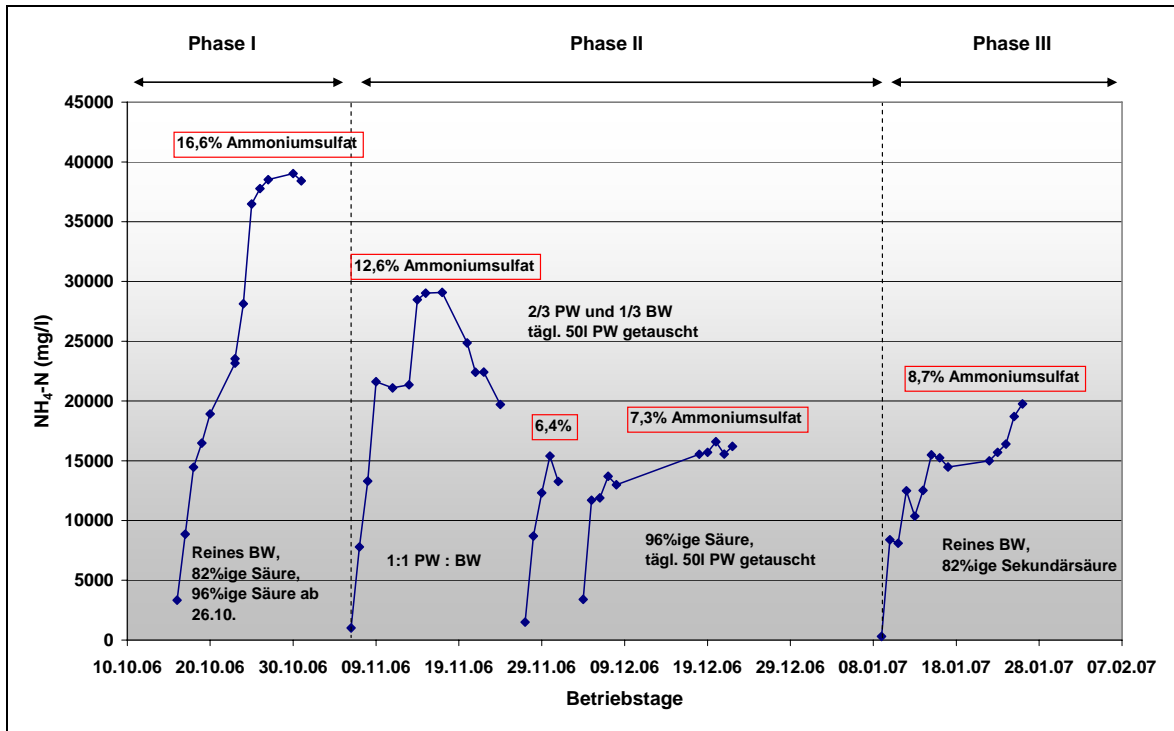
Im Sumpfwasser des Wäschers konzentriert sich das mittels der Schwefelsäure ausgewaschene Ammoniak als Ammoniumsulfat. Täglich wurde der Ammoniumgehalt des Wassers im Wäschersumpf bestimmt.

Die über die Versuchsphase erhaltenen Meßwerte über die Ammoniumkonzentration ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ) des Wäscherwassers sind in mg/l bzw. g/l angegeben. Dabei bezieht sich diese Angabe auf den reinen Stickstoff, d.h. es befinden sich bei einem Meßwert von z.B. 28g/l  $\text{NH}_3\text{-N}$  genau 28g Stickstoff in einem Liter der Lösung. Das entspricht 36g Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ , Molmasse: 18g/mol) pro Liter Lösung, was wiederum einer Menge von 66g Ammoniumsulfat (Molmasse:132g/mol) entspricht, da pro Molekül Ammoniumsulfat ( $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ) je zwei Moleküle Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) benötigt werden.

Da die Dichte der Ammoniaklösung abhängig ist von deren Konzentration, muss, um eine Aussage über die Ammoniumsulfatkonzentration treffen zu können, über eine Dichtetabelle (bei angenommener Raumtemperatur 20°C) von g/l auf % umgerechnet werden. Die Umrechnung läßt sich als Funktion darstellen:



**Abb. 6-8:** Umrechnung der Ammonium-N-Konzentration [g/l] in Konzentration der Ammoniumsulfatlösung [Vol.-%]



**Abb. 6-9:** Ammoniumkonzentration im Wäschersumpf [mg/l]

In der ersten Versuchsphase mit reinem Brauchwasser im Wäschersumpf werden ca. 39 g/l Ammonium-N erreicht, was einem Ammoniumsulfatanteil von 16,6% entspricht. Ab dem 24.10.06 wird nur noch ein geringer täglicher Konzentrationsanstieg an gelöstem Ammonium im Sumpfwasser gemessen. Wie die Auswertung der NH<sub>3</sub>-Messung in der MBA-Abluft zeigte, war eine stark sinkende NH<sub>3</sub>-Fracht ab dem 24.10.06 hierfür die Ursache. Die Ergebnisse aus der im nächsten Abschnitt vorgestellten Messung des täglichen Säureverbrauches belegen dies ebenfalls.

In der zweiten Phase, mit einer 1:1 Mischung aus Presswasser und Brauchwasser im Sumpf beträgt die Ammoniumsulfatmenge nur 12,6 %. Dort wird zwar innerhalb des gleichen Zeitraumes von 8 Tagen eine Konzentration von ca. 30.000 mg NH<sub>4</sub>-N/l erreicht, allerdings ist ab dem 17.11.06 ein Absinken der Ammoniumkonzentration zu beobachten. Als mögliche Ursachen hierfür sind die sinkenden Ammoniakfrachten in diesem Zeitraum zu sehen, was auch anhand des zeitgleich rapide verringerten Säureverbrauches deutlich wird. Aufgrund relativ konstanter Kondensatwassermengen während dieser Zeit kommt eine stärkere Verdünnung des Sumpfwassers durch vermehrten Kondensatwassereintrag in diesem Falle als Erklärung für das plötzliche Absinken der NH<sub>4</sub>-N- Konzentration nicht in Frage.

In letzten Teil der Versuchsphase 2, in der täglich 50 Liter Sumpfwasser gegen Presswasser getauscht wurden, lag der Ammoniumsulfatanteil bei ca. 7 %. Durch den täglichen Abzug von 50 l Sumpfwasser und erneute Aufgabe von 50 l frischen Presswassers wurde zusätzlich zum Kondensatwassereintrag eine weitere Verdünnung

des Sumpfwassers verursacht. Dies erklärt die besonders niedrigen erzielten Ammoniumkonzentrationen im Sumpfwasser in diesem Zeitraum.

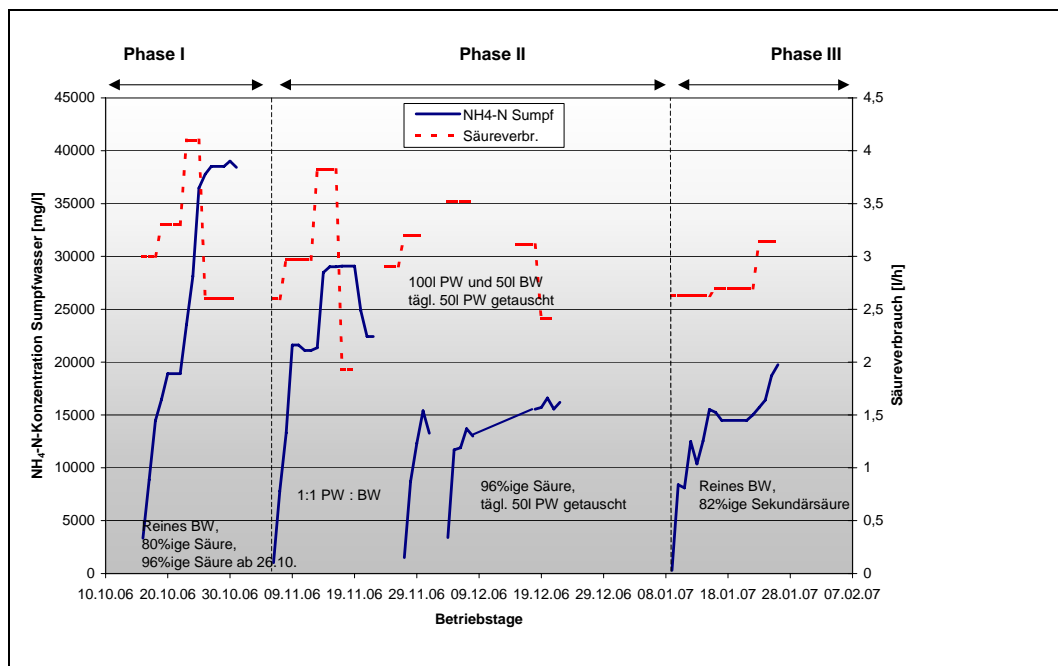
Die letzte Versuchsphase, mit 82 %iger Sekundärsäure und Brauchwasservorlage, wurde bei einer Ammoniumsulfatkonzentration von 8,7 % beendet, wobei nicht ausgeschlossen werden kann, dass diese noch weiter angestiegen wäre.

Die maximale mögliche Ammoniumsulfataufkonzentrierung auf 46,25 % wird während des gesamten Versuchsbetriebes nicht erreicht. Dies begründet sich vor allem in der enormen Kondensatwassermenge, die, wie in Punkt 6.4.5.4. beschrieben wird, täglich in den Wäscher eingetragen wird. Dieser Wassereintrag bewirkt eine permanente Verdünnung der Ammoniumsulfatlösung. Einen weiteren wichtigen Einfluss übt die Ammoniakkonzentration der ankommenden MBA-Abluft aus. In der ersten Versuchsphase war der  $\text{NH}_3$ -Gehalt der Abluft deutlich höher als in den folgenden Phasen.

Die vergleichsweise geringe Ammoniakbelastung der MBA-Abluft sowie der erhöhte Kondensatwassereintrag in den Wäscher, lässt im Januar 2007 jedoch keine starke und schnelle Anreicherung von Ammonium im Wäschersumpf zu.

#### 6.4.4.3 Säureverbrauch der Pilotanlage

Trägt man den Säureverbrauch zusammen mit der Ammoniumsulfatmenge im Wäschersumpf auf, zeigt sich eine deutliche Korrelation zwischen der Menge an täglich absorbierten Ammoniak, also der  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Wäschersumpf und dem jeweils zugehörigen Säureverbrauch.



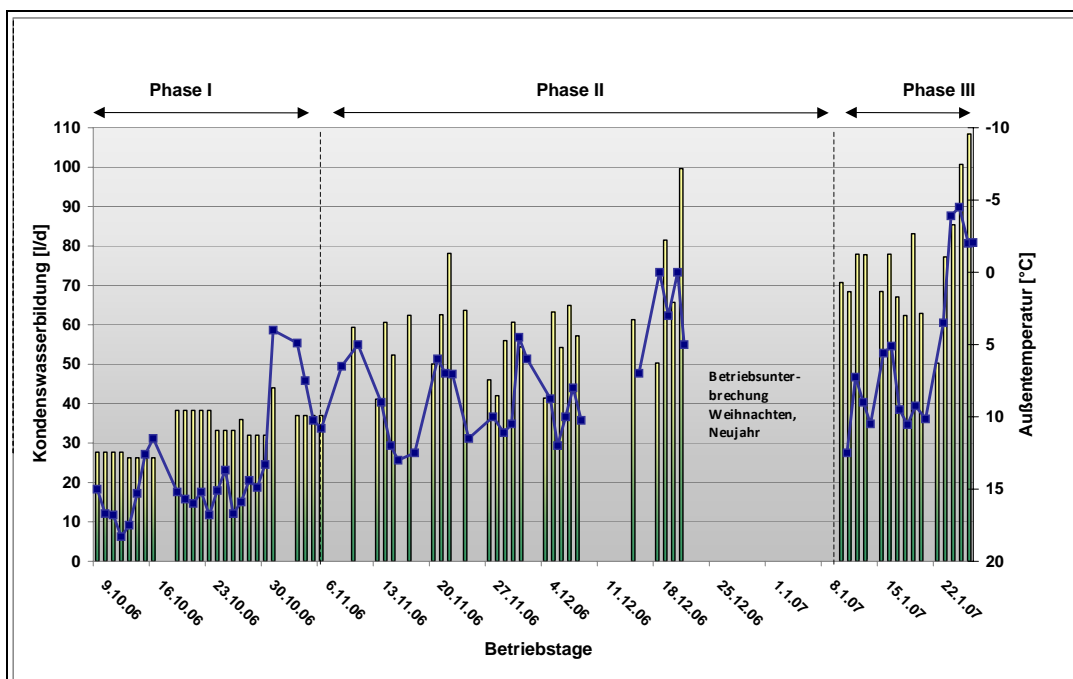
**Abb. 6-10:** Durchschnittlicher Säureverbrauch in Liter/Tag und  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration [mg/l] im Wäschersumpf

Der Säureverbrauch schwankt über die gesamte Versuchszeit, was auf schwankende Ammoniakfrachten des Rohgases zurückzuführen ist. In den Phasen 1 und 2 ist jeweils bei Erreichen eines Plateaus der  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration ein deutlicher Rückgang des Säureverbrauchs zu erkennen, wobei in Phase I von 80%iger auf 96%ige  $\text{H}_2\text{SO}_4$  umgestellt wurde. In Phase 3 ist ein solches Plateau noch nicht erreicht. Der Säureverbrauch und die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Wasser steigen noch, was durch den Anstieg der Ammoniakfracht der MBA-Abluft zu erklären ist.

#### 6.4.4.4 Kondensatwasserniederschlag

Die Sättigungsgrenze für Wasserdampf in Luft ist temperaturabhängig. Um die möglichen Wechselwirkungen zwischen Kondensatwasseranfall und der Umgebungstemperatur abschätzen zu können, wurde auch jeweils die aktuelle Tagesdurchschnittstemperatur berücksichtigt.

Abb 6-11 zeigt die durchschnittlichen Tagesmengen an eingetragendem Kondensatwasser und die jeweilige Tagesdurchschnittstemperatur.



**Abb. 6-11:** Durchschnittlicher Kondensatwasserniederschlag in der Versuchsanlage

Insbesondere an den kalten Tagen (Außentemperatur unter  $0^\circ\text{C}$ ) zeigt sich ein deutlicher Anstieg der Kondensatwassermengen auf bis zu 80 l/d

Zu Beginn der Versuche (Oktober 2006) lagen Außentemperaturen zwischen  $16\text{-}18^\circ\text{C}$  vor, was zu einem Kondensatwasseranfall von durchschnittlich 30 l/d führte.

Im Verlauf der Phase II (06.November - 22. Dezember 2006) beläuft sich der durchschnittliche Kondensatwassereintrag in den Abluftwäscher auf ca. 60 l/d, bei Außentemperaturen zwischen 5 und 12 °C.

In der letzten Versuchsphase erreicht der Eintrag von Wasser in die Versuchsanlage über die zugeführte Abluft mit durchschnittlich 70 l den höchsten Wert.

Je höher die Kondensatwassermenge ist, desto stärker wird das Wäscherwasser verdünnt, was in einer geringeren maximalen Ammoniumsulfatkonzentration resultiert. Die reine Wäscherleistung wird hierdurch nicht beeinflusst, wohl aber die Verwertbarkeit des anfallenden Wäscherwassers, für das ein möglichst hoher Stickstoffgehalt angestrebt wird.

#### **6.4.5 Fazit des Versuchsanlagenbetriebes**

##### **Eignung des Presswassers zum Einsatz in den Abluftwäschern**

Ausgehend von den Betriebserfahrungen des Pilotbetriebes kann von einer grundsätzlichen Eignungsfähigkeit des Presswassers zum Betrieb saurer Abluftwäscher ausgegangen werden. In dem sechswöchigen Einsatz des Presswassers in der Versuchsanlage (09.11.06- 22.12.06) wurden keinerlei Betriebsprobleme hinsichtlich der Feststoffbelastung sowie anderer Inhaltstoffe des Presswassers beobachtet. Negative Auswirkungen auf die Reinigungsleistung der Abluftwäscher-Versuchsanlage wurden durch die Verwendung von Presswasser als Absorbens ebenfalls nicht beobachtet. Die Reinigungsleistung der Versuchsanlage war aufgrund der vorhandenen Stoffaustauschfläche begrenzt und daher maßgeblich von der  $\text{NH}_3$ -Konzentration in der zugeführten MBA-Abluft bestimmt.

##### **Produktgewinnung**

Eine Anreicherung von Stickstoff im Waschwasser konnte im Pilotbetrieb nicht in ausreichendem Maße erzielt werden, um eine marktfähige Ammoniumsulfatlösung zu erzeugen. Die maximal erreichten ca. 4 % N bzw. 16,6 % Ammoniumsulfat im Waschwasser sind bislang nicht ausreichend. Eine handelsübliche Ammoniumsulfatlösung weist ~ 40 % Ammoniumsulfat auf. Es hat sich herausgestellt, dass der Eintrag verhältnismäßig großer Mengen Kondensatwassers aus der nahezu wasserdampfgesättigten Abluft zu einer permanenten Verdünnung des Waschwassers führt. Dies stellt damit einen der maßgeblichsten Einflussparameter auf die Anreicherung von Stickstoff im Waschwasser dar.

Der Ansatzpunkt zukünftiger Maßnahmen zum Erreichen dieser Zielsetzung sollte daher die weitgehende Minimierung des Eintrages von Kondensatwasser in den Waschwasserkreislauf durch entsprechende verfahrenstechnische Lösungen sein.

### **Eignung von Sekundärsäure zum Betrieb der Abluftwäscher**

Die Versuchsergebnisse sprechen insgesamt für eine grundsätzliche Eignung der verwendeten Sekundärsäure zum Betrieb der sauren Abluftwäscher. Es wurden keinerlei negative Effekte auf Betriebssicherheit, Handhabung und Materialbeständigkeit festgestellt, noch war beim Einsatz der Sekundärsäure ein höherer täglicher Säureverbrauch zu verzeichnen. Die Leistungsfähigkeit der Versuchsanlage wurde durch die Verwendung der gebrauchten Säure ebenfalls nicht negativ beeinflusst.

## 7 Untersuchungen zur Aufbereitung von Presswasser aus der Vergärungsstufe und zum Einsatz im Abluftwäscher oder der Rotte (ISAH)

### 7.1 Laborversuch zum Einsatz von Presswasser im Abluftwäscher

Wie unter Kapitel 6 beschrieben, sollte untersucht werden, ob ein Einsatz des Presswassers aus der Vergärung als Waschwasser in den sauren Abluftwäschern der MBA möglich ist. Zurzeit werden die Abluftwäscher der MBA-Gescher mit Brauchwasser oder Stadtwasser betrieben. Es ist daher zu prüfen, inwieweit sich die Substitution auf die Leistungsfähigkeit der Gaswäscher auswirkt. Es ist weiterhin zu untersuchen, welche Aufnahmekapazität das Vergärungswassers für Ammoniak aus der Gasphase im Vergleich zum bisher für den Betrieb der Abluftwäscher verwendeten Leitungswasser aufweist. Um den Einfluss etwaiger Störstoffe auf die  $\text{NH}_3$ -Aufnahmefähigkeit erfassen zu können, wurden auch jeweils Referenzversuche mit Trinkwasser durchgeführt.

#### 7.1.1 Analyse des Presswassers aus der Vergärung

Zur Vorbereitung der Versuche wurde das Presswasser aus der Vergärung analysiert. Tabelle 7-1 zeigt die Analysenergebnisse.

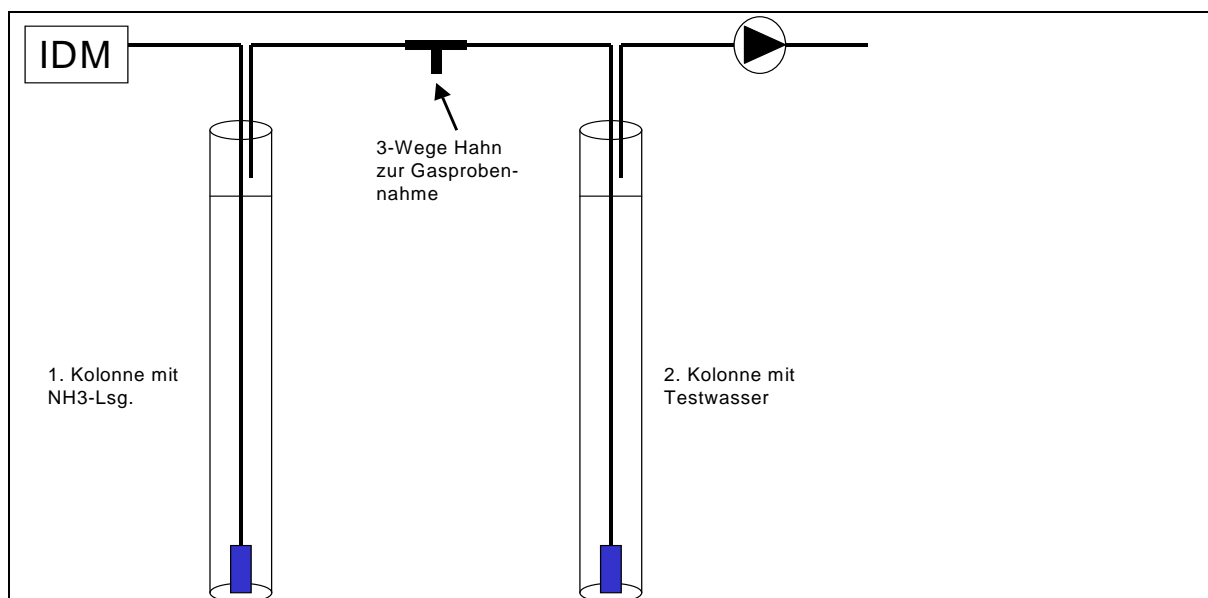
**Tab. 7-1:** Inhaltsstoffe des in den Versuchen eingesetzten Presswassers

Parameter	Einheit	18.01.06	26.01.06	01.02.06
pH-Wert	[ - ]	8,3	8,3	8,2
Abfiltrierb. Stoffe	mg/l	1044	1975	1280
Glühverlust	%	-	58,0	-
Säurekapazität	mmol/l	145	122,3	105
CSB	mgO <sub>2</sub> /l	2930	3672	2580
TKN	mg/l	-	1460	1460
NH <sub>4</sub> -N	mg/l	1720	1534	1232
NO <sub>3</sub> -N	mg/l	3,28	4,27	9,46
NO <sub>2</sub> -N	mg/l	0,04	0,078	0,06
TOC	mgC/l	789	573	-
IC	mgC/l	1847	1326	-
TC	mgC/l	2636	1899	-
Säureunlösliches	mg/l	60	30	34

## 7.1.2 Versuchsdurchführung

### Beschreibung der Versuchsanlage

In der Kolonne 1 der Versuchsanlage wurde mittels Strippung eine  $\text{NH}_3$ -haltige Luft erzeugt, um die Luftströme aus der Intensiv- und Nachrotte der MBA-Gescher zu simulieren (Abb. 7-1). Diese künstliche Abluft wurde in einer Vorlage mit Vergärungswasser fein verblasen. Im Versuchsstand wurde durch Ansaugen eines definierten Stromes Raumluft durch die Kolonne 1 mit einer  $\text{NH}_3$ -Lösung als Vorlage eine ammoniakhaltige Abluft erzeugt. Diese Luft wurde anschließend in der Kolonne 2, gefüllt mit dem zu testenden Wasser, feinperlig verblasen. Über einen Durchflußmesser wurde die Menge des Luftstromes konstant eingestellt werden. Mittels eines 3-Wege Hahnes zwischen beiden Kolonnen war es möglich, Proben des in der ersten Vorlage erzeugten Luftstromes zu ziehen und die Gaszusammensetzung zu untersuchen. Die Wäscherversuche wurden bei Vorlage unterschiedlicher Ammoniakkonzentrationen in der künstlichen Abluft und einem konstanten Volumenstrom von  $\sim 15$  l Luft/h durchgeführt.



**Abb. 7-1:** Schematischer Aufbau des Versuchsstandes

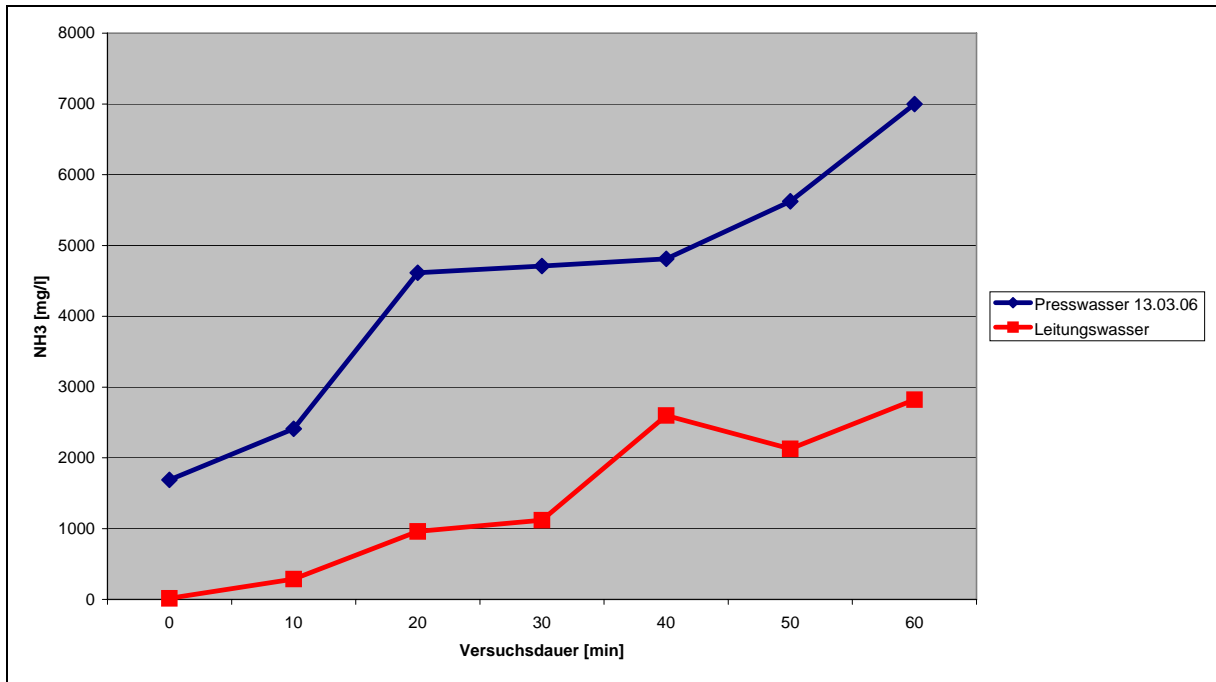
### 7.1.3 Versuchsergebnisse

Bei Vorlage einer 10 % Ammoniaklösung in der Kolonne 1 konnte eine Ammoniakkonzentration im Luftstrom von durchschnittlich 19 mg/l Luft oder 2,7 Vol.-% eingestellt werden. Dies geschah bei einer konstanten Begasung der Wasserprobe über 60 Minuten mit einer Gasmenge von  $\sim 15$  l/h.

Abbildung 7-2 zeigt, dass im Vergleich zum Leitungswasser im Presswasser deutlich höhere Ammoniakkonzentration erzielt wurden. Trotz gleicher Versuchsbedingungen



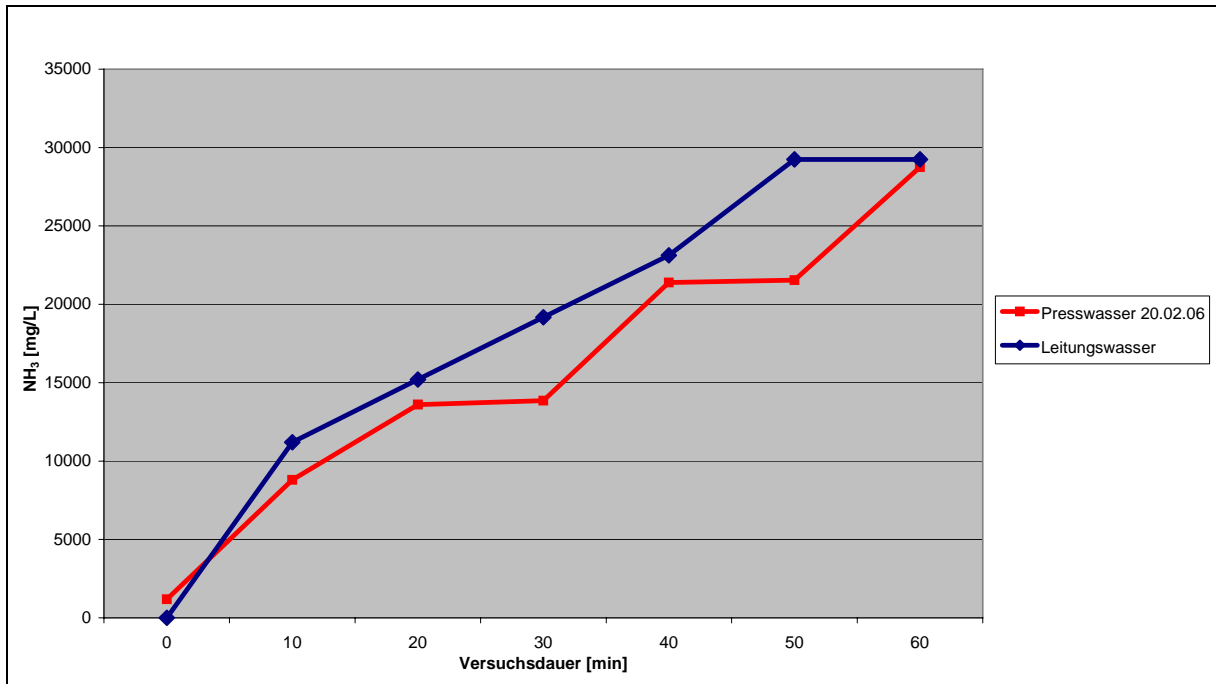
konnte in derselben Zeit eine erheblich größere Menge an  $\text{NH}_3$  aus der Gasphase im Presswasser gelöst werden.



**Abb. 7-2:** Erzielte  $\text{NH}_3$ -Konzentrationen im Laborversuch bei Verwendung einer 10 %igen Ammoniaklösung in der Erzeugerkolonie

Die genaue Ursache für diesen unerwartet großen Unterschied kann nicht genau geklärt werden. Möglicherweise fand eine Adsorption des Ammoniaks an im Wasser enthaltene Schwebstoffe statt. Eine weitere mögliche Ursache könnte eine Pufferwirkung durch im Presswasser enthaltene Salze sein. Über dem Vergärungswasser hat sich außerdem durch die Begasung eine relativ hohe Schaumsäule gebildet. Eventuell hat sich hierdurch die zum Stoffaustausch zur Verfügung stehende Diffusionsstrecke bei gleichem Volumen gegenüber dem getesteten Leitungswasser verlängert, so dass in der Schaumsäule zusätzlich weiteres Gas effektiv gelöst werden konnte.

Dieser Effekt scheint allerdings nur bei vergleichsweise niedrigen  $\text{NH}_3$ -Konzentrationen in der zugeführten Luft eine Rolle zu spielen, da er bei den Versuchen, in denen eine 25 %ige  $\text{NH}_3$ -Lösung vorgelegt wurde, nicht beobachtet werden konnte. In diesen Versuchen wurden  $\text{NH}_3$ -Konzentrationen in der „Abluft“ von 47 Vol.-% erreicht, wie Gasanalysen ergaben.



**Abb. 7-3:** Erzielte  $\text{NH}_3$ -Konzentrationen im Absorber bei Verwendung einer 25 %igen Ammoniaklösung in der Erzeugerkolonne

In den Versuchen mit einer Vorlage aus einer 25 %igen Ammoniaklösung haben sich nur geringe Differenzen in der  $\text{NH}_3$ -Aufnahme zwischen herkömmlichen Leitungswasser und dem Presswasser aus der Vergärung der MBA-Gescher messen lassen. Sowohl die in den Proben erzielten Konzentrationen zu den verschiedenen Messzeitpunkten, als auch die maximal erreichte  $\text{NH}_3$ -Konzentration weichen nur wenig voneinander ab.

Ein potentieller Störfaktor für den Betrieb des Wäschers könnten allerdings die im Presswasser enthaltenen Feststoffe darstellen. Unklar ist bislang ebenfalls, inwieweit der mittlerweile erfolgte Einsatz des Hydrozyklons hierbei bereits zu einer verbesserten Feststoffentfrachtung geführt hat.

Zur Feststoffentfrachtung wurden weitere Untersuchungen durchgeführt, die unter Punkt 7.4 vorgestellt werden.

Die technische Eignung des Presswassers im Hinblick auf die Feststoffgehalte wurde im Betrieb der Abluftwäscher-Versuchsanlage gesondert betrachtet.

## 7.2 Belastung des Presswassers mit Schwefelwasserstoff

Das zum Betrieb des Gaswäschers eingesetzte Presswasser wird mit Schwefelsäure auf einen pH-Wert von ca. 3-5 gestellt. Im Presswasser enthaltener Schwefelwasserstoff wird dabei nahezu vollständig als Gas in die Abluft freigesetzt. Schwefelwasserstoffemissionen sind aufgrund ihrer Giftigkeit starken Beschränkungen unterworfen; die TA Luft schreibt eine Emissionsgrenze von Schwefelwasserstoff von  $3 \text{ mg/m}^3$  oder  $15 \text{ g/h}$  vor.

Das untersuchte Presswasser enthielt 1,3 mg/L (entspricht 1,3 g/m<sup>3</sup>) Schwefelwasserstoff (Bestimmung als Sulfid). Bei einem Wasserverbrauch 10 m<sup>3</sup>/d und einem Abluftdurchfluss von 2.300.000 m<sup>3</sup>/d würde dies einer Belastung der Abluft von 0,006 mg/m<sup>3</sup> bedeuten, bzw. einen Ausstoß von ca. 0,5 g/h. Damit wird der geforderte Grenzwert weit unterschritten.

Sollte sich die Schwefelwasserstoffbelastung jedoch über diesen erhöhen, könnte durch eine Synproportionierungsreaktion mit Natriumsulfit der Schwefelwasserstoff zu elementarem Schwefel oxidiert und das Sulfit zu elementarem Schwefel reduziert werden.

Bei der augenblicklichen Belastung von 1,3 g/m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>S würden zur Umsetzung ca. 2,3 g Natriumsulfit pro Kubikmeter Wäscherwasser benötigt.

Natriumsulfit ist ein ungiftiger Nahrungsmittelzusatz (E 221) und kann daher problemlos in einer Düngerlösung eingesetzt werden. Es dient zudem als weitere Schwefelquelle. Auch der entstehende elementare Schwefel stellt eine weitere Schwefelquelle in der Düngerlösung dar.

### **7.3 Belastung des Presswassers mit Schadstoffen, die eine weitere Verwertung der Waschwässer verhindern bzw. einschränken können.**

#### **Verwertung in der Zementindustrie**

Für den Einsatz in der Zementindustrie sind insbesondere bestimmte Schwermetallgehalte von besonderer Bedeutung. Das Wäscherwasser und das Presswasser wurden deswegen, hinsichtlich einer Verwertung in der Zementindustrie, besonders auf den Gehalt dieser Schwermetalle analysiert. Die Werte hierzu sind in Tabelle 7-2 aufgeführt.

Die Verwendung des Wäscherwasser und des Presswassers wurde von der Zementindustrie dennoch abgelehnt, da man aufgrund des Eigengeruchs eine zu starke Geruchsbelastung fürchtete.

#### **Verwertung als Düngemittel**

Bei einer potentiellen Verwertung der Wäscherwässer als landwirtschaftlich genutzte Düngelösungen gilt das Düngemittelrecht als verbindliche Rechtsgrundlage. Sollten im Vergärungswasser, welches zum Betrieb der Gaswäscher verwendet werden soll oder in der Abluft, die hierbei gereinigt wird, relevante Schadstoffmengen (z.B. Dioxine, Schwermetalle, etc.) enthalten sein, würden diese einen Einsatz als Düngemittellösung einschränken oder gar verhindern.

Weiterhin wurden die Wässer auf CSB, BSB<sub>5</sub>, Ammonium-Stickstoff und Nitrat-Stickstoff getestet. Die Presswasserprobe wurde zudem auf abfiltrierbare Stoffe und Glühverlust getestet.

**Tab. 7-2:** Analyseergebnisse des Press- und Wäscherwassers

Parameter	Einheit	Presswasser	Wäscherwasser
<b>CSB</b>	[mg O <sub>2</sub> /L]	3.060	270
<b>BSB5</b>	[mg O <sub>2</sub> /L]	557	129
<b>Ammonium-N</b>	[mg/L]	1.495	14.700
<b>Nitrat-N</b>	[mg/L]	5,7	18.300
<b>abf. Stoffe</b>	[mg/L]	1.800	-
<b>Glühverlust</b>	[%]	58	-
<b>Arsen</b>	[mg/L]	0,011	<0,005
<b>Cadmium</b>	[mg/L]	0,005	<0,0005
<b>Chrom gesamt</b>	[mg/L]	0,035	<0,031
<b>Chrom VI</b>	[mg/L]	-	<0,05
<b>Nickel</b>	[mg/L]	0,128	<0,005
<b>Quecksilber</b>	[mg/L]	<0,001	0,00088
<b>Kupfer</b>	[mg/L]	0,158	<0,003
<b>Zink</b>	[mg/L]	0,558	0,79
<b>Vanadium</b>	[µg/L]	19 (gesamt nach Aufschluss)	-
<b>Thallium</b>	[µg/L]	12 (gesamt nach Aufschluss)	<0,001
<b>Antimon</b>	[µg/L]	<5 (gesamt nach Aufschluss)	-
<b>Blei</b>	[µg/L]	13 (gesamt nach Aufschluss)	<0,005

Die Düngemittelverordnung definiert in Tabelle 1 der Anlage 2 höchstzulässige Konzentrationen sowie eine Kennzeichnungspflicht ab gewissen Konzentrationen für bestimmte Elemente in Düngemitteln, Bodenhilfsstoffen, Kultursubstraten oder Pflanzhilfsmitteln. Die Inhaltsstoffe des Press-, bzw. Wäscherwassers sind in Tab. 7-2 in mg/l bzw. µg/l angegeben. In der Düngemittelverordnung (DüMV) sind die zulässigen Grenzwerte in mg/kg TM (Trockenmasse) gegeben. In Tabelle 7-3 sind daher die in mg/kg TM umgerechneten Werte den Grenzwerten der Düngemittelverordnung gegenübergestellt.

Die Trockenmasse beinhaltet sowohl die Trockensubstanz (enthaltene Feststoffe) als auch gelöste Salze. Da im Wäscherwasser eine Salzkonzentration von durchschnittlich 4,5 % vorliegt, ergibt sich eine Trockenmasse von mindestens 45 g/l. Zur überprüfenden Berechnung der höchstzulässigen Schwermetallkonzentrationen wurden daher diese Trockenmasse von 45 g/l zugrunde gelegt.

**Tab. 7-3:** Gegenüberstellung der Schwermetallkonzentrationen im Wäscherwasser und der jeweiligen Grenzwerte der Düngemittelverordnung (Tabelle 1 Anlage 2, Grenzwerte für bestimmte Elemente in Düngemitteln, Bundesgesetzblatt Jahrgang 2003 Teil I Nr. 57, Bonn, 04.12.2003)

Parameter	Analysewert Wäscherwasser	Analysewert (TM=45 g/l)	Kennzeichnungs- Pflicht ab	Grenzwert DüMV
	[mg/L]	[mg/Kg TM]	[mg/Kg TM]	[mg/kg TM]
<b>Arsen</b>	0,005	0,11	20	40
<b>Blei</b>	0,010	0,22	125	150
<b>Cadmium</b>	<0,0005	<0,011	1	1,5
<b>Chrom gesamt</b>	<0,05	<1,1	300	n.a
<b>Nickel</b>	<0,005	<0,11	40	80
<b>Quecksilber</b>	0,00088	0,02	0,5	1
<b>Thallium</b>	<0,001	<0,02	0,5	1
<b>Kupfer</b>	<0,003	<0,007	-	70
<b>Zink</b>	0,79	17,6	-	1.000

Alle gemessenen Werte unterschreiten die vorgeschriebenen Grenzwerte. Es liegen somit keine störenden Metalle im Presswasser vor, die einen Einsatz des Wäscherwassers als Düngemittellösung verhindern.

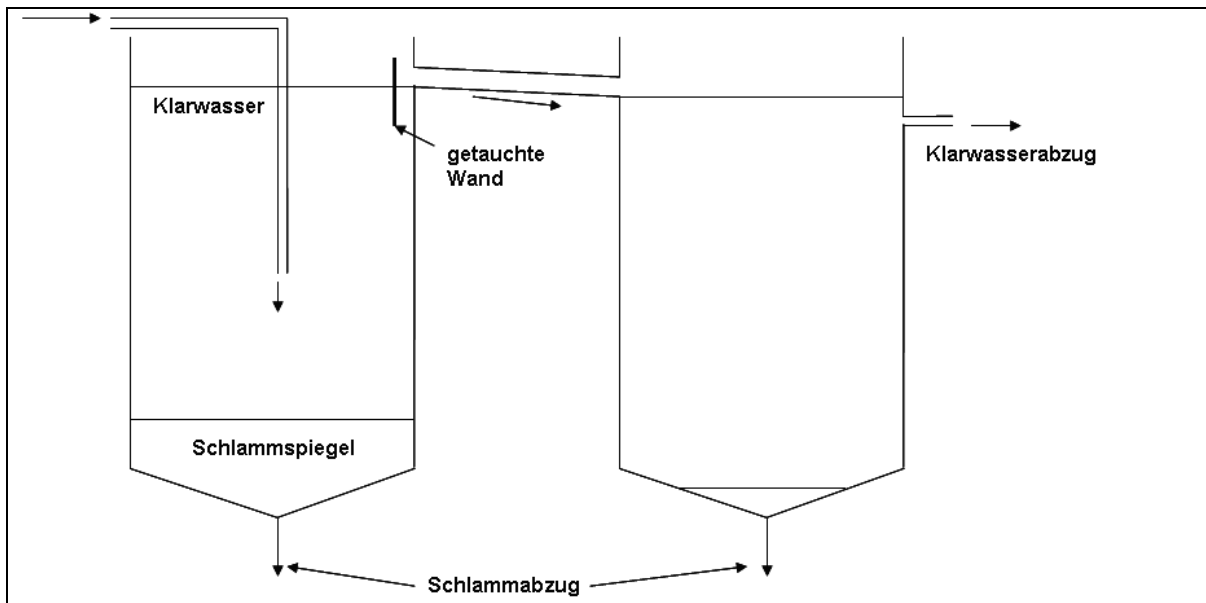
#### 7.4 Versuche zur Feststoffabtrennung

Das Presswasser enthält Feststoffe von ca. 1.800 mg/l. Erste Untersuchungen zeigten, dass diese Feststoffe innerhalb kurzer Zeit nahezu vollständig sedimentierten. Es wurde vorgeschlagen, das gute Sedimentationsverhalten direkt in den beiden vorhandenen Prozesswassertanks, in denen das Presswasser der Vergärung bisher gelagert wurde, zur Feststoffabtrennung zu nutzen.

Aufgrund der großen Beckenvolumina von jeweils 300 m<sup>3</sup> und des täglich anfallenden Presswasserstromes von 45 m<sup>3</sup>, ergibt sich eine durchschnittliche Verweildauer des Presswassers von 13 d. Diese Verweildauer ist ausreichend, sämtliche sedimentierbaren Feststoffe erfolgreich abzutrennen. Im Vergleich dazu weisen konventionelle Nachklärbecken beispielsweise eine Verweilzeit des Wassers von lediglich mehreren Stunden auf. An dieser Stelle wurde ebenfalls die Installation eines Parallelplattenabscheiders in Erwägung gezogen. Aufgrund der ohnehin jedoch sehr hohen Verweilzeit des Presswassers in den Tanks, ständen die Investitionskosten hierfür in keinem sinnvollen Verhältnis für eine zu erwartende verbesserte Abtrennleistung.

Die in Abb. 7-4 vorgestellte Lösung ist mit begrenztem Aufwand zu realisieren.

Die Prozesswassertanks werden weiterhin in Reihe geschaltet betrieben. Wesentliche Änderung zur bisherigen Betriebsweise ist die Installation einer Rohrleitung im ersten Prozesswassertank über welchen das Klarwasser im Freigefälle in den zweiten Tank gelangt. Durch eine getauchte Wand vor dem Überlauf im ersten Prozesswassertank soll ein Rückhalt flotierender Stoffe gewährleistet werden. Der Klarwasserabzug im zweiten Behälter kann über eine Schwimmerpumpe oder einen Entnahmestutzen in der, dem Einlauf gegenüberliegenden Wand, im oberen Teil des Behälters erfolgen.

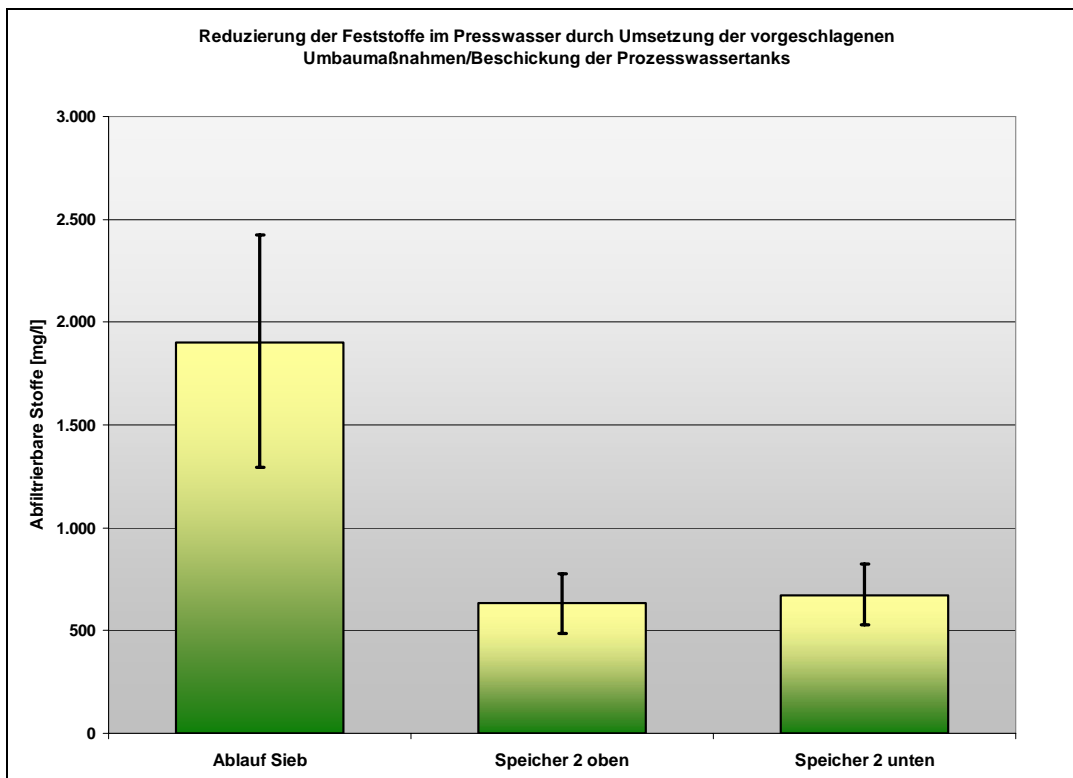


**Abb. 7-4:** Umsetzung des vom ISAH vorgeschlagenen Verfahrens zur Feststoffentfrachtung in den Prozesswassertanks der Vergärungsstufe

Die vorgeschlagenen Umbaumaßnahmen wurden von der egw bereits während der Projektlaufzeit erfolgreich umgesetzt.

Vergleichend wurde der Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen (AFS,  $> 0,45 \mu\text{m}$ ) im Presswasser vor und nach Umsetzung der Baumaßnahmen bestimmt.

Die Probenahme erfolgte als Referenz am Zulauf zu den Prozesswassertanks (Ablauf Trommelsieb) sowie im zweiten der in Reihe betriebenen Prozesswassertanks. Aus dem zweiten Prozesswassertank wurden jeweils in Bodennähe und im oberen Drittel des Tanks Proben entnommen. Abb. 7-5 zeigt die Ergebnisse dieser Messungen.



**Abb. 7-5:** Reduzierung der Feststoffe im Presswasser durch Umsetzung der vorgeschlagenen Umbaumaßnahmen/Beschickung der Prozesswassertanks

Die ursprünglich durchschnittlich enthaltenen 1.800 mg Feststoffe/l konnten um gut 2/3 auf ca. 600 mg/l reduziert werden.

Der Rückhalt von Feststoffen durch die Reihenschaltung der Prozesswassertanks und die Installation der getauchten Wand ist im ersten Tank bereits so effektiv, dass im zweiten Tank keine wesentliche Sedimentation von Feststoffen mehr stattfindet. Die Feststoffkonzentration im zweiten Prozesswassertank ist in Bodennähe nahezu identisch mit der Konzentration im oberen Drittel des Tanks.

### Fazit

**Die Versuchsergebnisse lassen somit aus düngemittelrechtlicher und chemisch-physikalischer Sicht von einer prinzipiellen Eignung des Presswassers aus der Vergärung für den Betrieb im Gaswäscher ausgehen.**

## 8 Überlegungen zur Mitbehandlung von MBA-Abwässern in Deponiesickerwasserbehandlungsanlagen (ISAH)

### 8.1 Versuchsergebnisse zur biologischen Behandlung von MBA-Abwässern

Zur Charakterisierung des Prozesswassers der Intensivrotte und des Presswassers aus der Vergärung wurden Laborversuche des ISAH bereits Untersuchungen zur Abbaubarkeit durchgeführt. Zur Festlegung der Versuchsbedingungen wurden das Prozesswasser der Intensivrotte und das Presswasser aus der Vergärung zuvor analysiert. Es zeigte sich, dass eine getrennte Behandlung dieser beiden Abwasserströme aufgrund des hohen Anteils an nicht abbaubaren CSB im Presswasser unzweckmäßig erscheint.

Für das Prozesswasser der Intensivrotte der untersuchten Stichprobe konnte eine CSB Konzentration von 31.000 mg/l ermittelt werden, von denen sich 44% als leicht abbaubar herausstellten. Der enthaltene Stickstoff liegt größtenteils als  $\text{NH}_4\text{-N}$  vor.

Das Presswasser enthält durchschnittlich 1.520 mg/l Stickstoff, die fast vollständig als  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  vorliegen. Eine vollständige biologische Entfernung von Stickstoff aus dem Presswasser wäre nur über eine Denitrifikation möglich, wofür allerdings in ausreichender Menge leicht verfügbare Kohlenstoffquellen im Abwasser vorhanden sein müssten.

Bei einer gemeinsamen Behandlung von Prozess- und Presswasser könnte der hohe Gehalt des leichtabbaubaren Kohlenstoffs im Prozesswasser zur Denitrifikation des im Presswassers enthaltenen Stickstoffs genutzt werden, wobei eine Mischung von Press- und Prozesswasser im Verhältnis 5:1 stöchiometrisch ausreichend ist.

Aktuelle Analysenergebnisse des Prozesswassers aus dem Monat Januar zeigen eine deutlich höhere durchschnittliche CSB-Konzentration im Prozesswasser von ~39.000 mg/l, was zu einer Mischung von Press- und Prozesswasser im Verhältnis 6:1 führen würde. Im weiteren Verlauf dieses Berichtes wird für Mischung (6:1) aus Press- und Prozesswasser die Bezeichnung MBA-Abwasser verwendet.

Bei diesem Mischungsverhältnis ist auf Grund der geringen Feststoffbelastung des Presswassers außerdem der resultierende TS-Gehalt des MBA-Abwassers gering und damit für den praktischen internen Einsatz geeignet.

Ausgehend von diesen Ergebnissen ist von einer grundsätzlichen Eignung einer solchen Mischung von MBA-Abwässern zur biologischen Behandlung in Deponiesickerwasserbehandlungsanlagen (SWB) auszugehen.



## 8.2 Behandlung von MBA-Abwasser in der betriebseigenen Deponiesickerwasserbehandlungsanlage der Deponie Borken/Hoxfeld

Tabelle 8-1 zeigt die der Bemessung der Deponiesickerwasseranlage Borken-Hoxfeld (SWB) zugrunde liegenden Daten. Ebenso enthalten sind Daten zur Zusammensetzung des tatsächlichen Rohsickerwassers basierend auf Analysedaten der letzten Jahre.

**Tab. 8-1:** Sickerwasserqualität der Deponie Hoxfeld und Auslegungsdaten (Quelle: Genehmigungsantrag, Haase Energietechnik GmbH)

Parameter	Einheit	Auslegung	Rohsickerwasser	Anforderungen Indirekteinleiter (AbwV)
pH-Wert	[-]	7 – 8	7 - 8	-
Leitfähigkeit	[ $\mu\text{S}/\text{cm}^2$ ]	12.000	12.000	-
CSB	[mg/l]	1.400	800 – 1.200	400
CSB-Abbaubarkeit	[%] [mg/L]	840 mg/l (nach Biologie)	40%	-
BSB <sub>5</sub>	[mg/L]	100	70 – 150	-
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	[mg/L]	1.000	900	-
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	[mg/L]	< 5	< 5	-
Cl <sup>-</sup>	[mg/L]	3.000	1.400 – 2.500	-
AOX	[ $\mu\text{g}/\text{L}$ ]	1.500	850	500
DOC	[mg/L]	500	350 – 500	-
TOC	[mg/L]	400	350 - 400	-

Die Bemessung der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld erfolgte noch nach den Anforderungen der Rahmen-AbwasserVwV. Nach damaliger Gesetzeslage galten für den hier vorliegenden Fall der Indirekteinleitung von behandeltem Sickerwasser lediglich Anforderungen hinsichtlich einer Reduktion von AOX und CSB. Die wasserrechtlichen Anforderungen an die Einleitung von behandeltem Sickerwasser sind mittlerweile in Anhang 51 der aktuellen, am 01. Januar 2005 in Kraft getretenen, AbwV formuliert. An den oben genannten rechtlichen Rahmenbedingungen und Grenzwerten hat sich allerdings auch nach aktueller Gesetzeslage nichts verändert.

### 8.3 Hydraulische Kapazität

Nach vorliegenden Planungsunterlagen ist die SWB Borken/Hoxfeld auf einen täglichen zu behandelnden Abwasserstrom von 130 m<sup>3</sup>/d (47.450 m<sup>3</sup>/a) ausgelegt. Zur Speicherung des Abwassers im Falle von auftretenden Betriebsstörungen oder Zulaufspitzen ist die Anlage zusätzlich mit einem 3.000 m<sup>3</sup> fassenden Misch- und Ausgleichsbecken ausgerüstet. Bei einem Anlagendurchsatz von 130 m<sup>3</sup>/d reicht dieses Speichervolumen für 23,1 Tage.

Um eine Aussage darüber treffen zu können, ob eine Mitbehandlung von Abwässern der MBA Gescher in der SWB Borken/Hoxfeld möglich ist, wird zunächst die mögliche noch freie Behandlungskapazität geprüft. Hierzu wurden die Aufzeichnungen des im Jahre 2006 behandelten Abwassers der SWB Borken/Hoxfeld ausgewertet.

In Tabelle 8-2 sind die im Jahr 2006 monatlich aufgenommenen Gesamtabwasserströme sowie der laut Bemessung maximal mögliche hydraulische Anlagendurchsatz gegenübergestellt. Es ist ersichtlich, dass die hydraulische Auslastung der SWB Borken/Hoxfeld über das Jahr 2006 hindurch deutlichen Schwankungen unterlegen ist.

**Tab. 8-2:** Hydraulische Auslastung der SWB Borken/Hoxfeld

Monat	Gesamt-zulauf Anlage	max. Anlagen-durchsatz	Auslastung	verbleibende hydraulische Kapazität
	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	%	m <sup>3</sup>
Januar	3751	4030	93	279,0
Februar	4115	3640	113	- 475,0
März	4669	4030	116	- 639,0
April	4019	3900	103	- 119,0
Mai	3531	4030	88	499,0
Juni	3273	3900	84	627,0
Juli	2827	4030	70	1.203,0
August	2505	4030	62	1.525,0
September	1630	3900	42	2.270,0
Oktober	1298	4030	32	2.732,0
November	1850	3900	47	2.050,0
Dezember	2439	4030	61	1.591,0
Summe	35907	47450	76	11.543,0

In den Monaten Februar – April wurde die Anlage mit einem größeren Abwasservolumenstrom beaufschlagt, als dies laut Auslegung vorgesehen ist. Von Mai an beginnend verringert sich die hydraulische Belastung der Anlage jedoch stetig, bis diese im Oktober mit 32 % ihr Minimum erreicht und von dort an bis Januar wieder kontinuierlich zunimmt.

Übers Jahr gerechnet betrug die durchschnittliche Auslastung der Anlage 76%. Aus hydraulischer Sicht verfügte die SWB Borken/Hoxfeld somit im Jahre 2006 noch über insgesamt 11.543 m<sup>3</sup> ungenutzte Behandlungskapazität. Diese Kapazität stünde nach obiger Datenlage noch zur Behandlung von MBA Abwässern zur Verfügung.

## 8.4 Behandlungskapazität biologische Stufe

Zur Überprüfung der freien Behandlungskapazitäten hinsichtlich CSB- und Stickstoff-Elimination wurden anhand der Auslegungsdaten (s. 8.2) die maximal zu behandelbaren CSB- und  $\text{NH}_4\text{-N}$  Frachten berechnet.

Zusätzlich wurden basierend auf den 2006 insgesamt angenommenen Wassermengen die tatsächlich behandelten Frachten unter Verwendung der Konzentrationen aus den Bemessungsgrundlagen ermittelt. Durch Bildung der Differenz aus maximal behandelbaren Frachten und tatsächlich behandelten Frachten lässt sich für jeden Monat eine Auslastung der Behandlungskapazität errechnen.

Ausgehend von den Durchschnittswerten der Analyseergebnisse und dem oben vorgeschlagenem Mischungsverhältnis von 6:1 wurde der CSB- und Stickstoffgehalt des zu behandelnden MBA-Abwassers abgeschätzt; ebenso die Konzentration an Feststoffen (AFS), wobei für das Presswasser lediglich die Werte nach dem Umbau der Prozesswassertanks verwendet wurden.

**Tab. 8-3:** Zusammensetzung MBA-Abwässer (INFA)

Parameter	Einheit	Presswasser	Prozesswasser	Mischung Press- /Prozesswasser 6:1
<b>CSB</b>	[mg/L]	2.919	39.000	8.933
<b><math>\text{NH}_4\text{-N}</math></b>	[mg/L]	1.520	3.096	1.783
<b>Abfiltr. St.</b>	[mg/L]	600	4.278	1.213
<b>AOX</b>	[mg/L]	1,02	0,72	0,97

Dem zufolge würde das zu behandelnde MBA-Abwasser mit dem Mischungsverhältnis 6:1 eine CSB-Konzentration von  $8,93 \text{ kg/m}^3$  und eine  $\text{NH}_4\text{-N}$  Konzentration von  $1,78 \text{ kg/m}^3$  aufweisen. Von diesen  $8,93 \text{ kg CSB/m}^3$  entstammen  $2,43 \text{ kg CSB/m}^3$  dem Presswasser und  $6,5 \text{ kg CSB/m}^3$  dem Prozesswasser aus der Intensivrotte. Die sich einstellende Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen ist bei  $1.200 \text{ mg/l}$  zu erwarten und damit rund 60% geringer als im reinen Prozesswasser der Intensivrotte.

Tab. 8-4: Berechnung der Belastung und der noch freien Verarbeitungskapazitäten der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld zur Behandlung von MBA-Abwasser bezogen auf die CSB-Belastung sowie die hydraulische Belastung der Anlage.

Monat	max. Anlagen-durchsatz	Gesamt-zulauf Anlage	verbleibende hydraulische Kapazität	CSB Auslegung	max. mögliche CSB Fracht (Auslegung)	CSB-Fracht bei aktueller Auslastung	freie CSB-Fracht-Kapazität	CSB MBA-Abwasser	noch behandelbare MBA-Abwasser-menge	Fracht mögl. inerter CSB aus Presswasser	Anteil inerter CSB aus Presswasser im Zulauf zur Anlage
	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	kg	kg	kg	kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	kg	mg/l
Januar	4.030	3.751	279	1,4	5.642	5.251	391	8,93	44	106	26
Februar	3.640	4.115	-475	1,4	5.096	5.761	-665	8,93	-74	-181	-50
März	4.030	4.669	-639	1,4	5.642	6.537	-895	8,93	-100	-243	-60
April	3.900	4.019	-119	1,4	5.460	5.627	-167	8,93	-19	-45	-12
Mai	4.030	3.531	499	1,4	5.642	4.943	699	8,93	78	190	47
Juni	3.900	3.273	627	1,4	5.460	4.582	878	8,93	98	239	61
Juli	4.030	2.827	1.203	1,4	5.642	3.958	1.684	8,93	189	458	114
August	4.030	2.505	1.525	1,4	5.642	3.507	2.135	8,93	239	581	144
September	3.900	1.630	2.270	1,4	5.460	2.282	3.178	8,93	356	865	222
Oktober	4.030	1.298	2.732	1,4	5.642	1.817	3.825	8,93	428	1.041	258
November	3.900	1.850	2.050	1,4	5.460	2.590	2.870	8,93	321	781	200
Dezember	4.030	2.439	1.591	1,4	5.642	3.415	2.227	8,93	249	606	150
Summe	47.450	35.907	11.543	1,4	66.430	50.270	16.160	8,93	1.810	4.397	93

## CSB-Elimination

Die Laborversuche zur biologischen Abbaubarkeit des Presswassers aus der Vergärung haben ergeben, dass der CSB nahezu inert ist (z. Zwischenbericht ...). Der CSB des Presswassers würde daher in der aeroben Stufe der SWB Anlage Borken/Hoxfeld voraussichtlich keinen nennenswerten Abbau erfahren und die biologische Stufe unbehandelt passieren. Welcher Anteil davon in der Aktivkohle-Adsorptionsstufe entfernt werden könnte, ist derzeit nicht quantifizierbar und müsste durch Aufnahme von Adsorptionsisothermen ermittelt werden.

Wie Tabelle 8-4 zeigt, verfügte die Anlage in Bezug auf den CSB im Jahre 2006 noch über mögliche Behandlungskapazitäten von 1.810 m<sup>3</sup> MBA-Abwasser oben genannter Zusammensetzung. Als Grenzwert für einen Indirekteinleiter gelten für den CSB die 400 mg/l aus der Abwasserverordnung.

### Beispielrechnung CSB:

Maximal zu behandelnde CSB Fracht laut Bemessung:

$$47.450 \text{ m}^3/\text{a} * 1,4 \text{ kg CSB/m}^3 = 66.430 \text{ kg CSB/a}$$

Tatsächlich behandelte CSB-Fracht im Jahre 2006:

$$35.907 \text{ m}^3/\text{a} * 1,4 \text{ kg CSB/m}^3 = 50.270 \text{ kg CSB/a}$$

Freie Behandlungskapazität:

$$66.430 \text{ kg CSB/a} - 50.270 \text{ kg CSB/a} = \mathbf{16.160 \text{ kg CSB/a}}$$

Maximal noch zu behandelndes Volumen MBA-Abwasser (bei CSB 8,93 kg/m<sup>3</sup>):

$$(16.160 \text{ kg CSB/a}) / 8,93 \text{ kg CSB/m}^3 = \mathbf{1810 \text{ m}^3/\text{a}}.$$

Bei einer angenommenen CSB- Belastung des MBA-Abwassers von 8,93 kg/m<sup>3</sup> hätten somit im Jahre 2006 weitere **1.810 m<sup>3</sup>** Abwasser der MBA Gescher in der Deponiesickerwasserbehandlungsanlage Borken/Hoxfeld angenommen und behandelt werden können.

Bei den hier vorliegenden Berechnungen wurde der über die Annahme von Presswasser eingebrachte CSB sicherheitshalber als vollständig inerte CSB-Fraktion im Zulauf der SWB betrachtet. Aus dem in Bezug auf CSB noch behandelbaren MBA-Abwasser und der aus dem Presswasser eingebrachten CSB-Konzentration wurde eine Fracht berechnet (inertes CSB aus Presswasser). Diese wurde auf das maximale monatliche Zulaufvolumen umgerechnet.

Ausgenommen der Monate Februar-April, in denen die Anlage bei aktueller Auslastung ohnehin bereits oberhalb der Bemessungsgrenzen betrieben wird, führt in keinem Monat der theoretischen Berechnungen der inerte Anteil des CSB-Eintrages durch das Presswassers zur Überschreitung des Grenzwertes von 400 mg CSB/l im Ablauf der Anlage. Unbekannt ist, wie hoch die bisherigen CSB-Ablaufkonzentrationen der Sickerwasserbehandlungsanlage sind. Dies bleibt zur letztendlichen Beurteilung zu prüfen.

### **NH<sub>4</sub>-N-Elimination**

Die Auslegung der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld sieht eine Konzentration von 1,0 kg NH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup> im zu behandelndem Sickerwasser vor. Bei der Kalkulation noch möglicher Belastungsreserven, die zur Behandlung von MBA-Abwässern zur Verfügung stehen, wurden die unter Punkt 8.4 berechneten 1,78 kg NH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup> zugrunde gelegt, die sich aus einer Mischung von Press-, und Prozesswasser im Verhältnis 6 : 1 ergeben. Tab 8-5 zeigt die Berechnungsergebnisse.

Bezogen auf den Stickstoff ergeben sich für das Jahr 2006 auf der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld freie Behandlungskapazitäten von 6.485 m<sup>3</sup> MBA-Abwasser obiger Zusammensetzung (siehe 8.4) pro Jahr. Mit Ausnahme der Monate Februar –März, in denen die hydraulische Belastung der Anlage bereits in der derzeitigen Situation über den Bemessungswerten liegt, ist theoretisch ganzjährig die Annahme von MBA-Abwässern möglich. Auch hier bieten sich in den Monaten September –November die größten freien Kapazitäten an. Bedingt wird dies durch die geringe hydraulische Belastung der Anlage aufgrund der geringen Volumina an zu behandelndem Sickerwasser zu dieser Zeit.

In Bezug auf Stickstoff errechnet sich mit 6.485 m<sup>3</sup>/a ein größeres Volumen an theoretisch noch behandelbarem Abwasser in der SWB Borken /Hoxfeld. Dies rührt vor allem von der hohen CSB-Konzentration im MBA-Abwasser her. Die nach Mischung von Press- und Sickerwasser berechneten 8,93 kg CSB/m<sup>3</sup> stellen eine 6-fach höhere Konzentration im MBA-Abwasser dar, als in der Bemessung zugrunde gelegt sind. Für den Stickstoff weist das MBA-Abwasser dagegen nur eine doppelt so hohe Konzentration auf als in der Auslegungsplanung vorgesehen.

Tab. 8-5: Berechnung der Belastung und der noch freien Verarbeitungskapazitäten der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld zur Behandlung von MBA-Abwasser bezogen auf die NH<sub>4</sub>-N-Belastung sowie die hydraulische Belastung der Anlage.

Monat	max. Anlagen- durchsatz	Gesamtzulauf Anlage	verbleibende hydraulische Kapazität	NH <sub>4</sub> -N Auslegung	max. mögliche NH <sub>4</sub> - N- Fracht (Auslegung)	NH <sub>4</sub> -N- Fracht bei aktueller Auslastung	freie NH <sub>4</sub> - Fracht- Kapazität	NH <sub>4</sub> -N MBA- Abwasser	noch behandelbare MBA-Abwasser menge
	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	kg	kg	kg	kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>
Januar	4.030	3.751	279	1,0	4.030	3.751	279	1,78	157
Februar	3.640	4.115	-475	1,0	3.640	4.115	-475	1,78	-267
März	4.030	4.669	-639	1,0	4.030	4.669	-639	1,78	-359
April	3.900	4.019	-119	1,0	3.900	4.019	-119	1,78	-67
Mai	4.030	3.531	499	1,0	4.030	3.531	499	1,78	280
Juni	3.900	3.273	627	1,0	3.900	3.273	627	1,78	352
Juli	4.030	2.827	1.203	1,0	4.030	2.827	1.203	1,78	676
August	4.030	2.505	1.525	1,0	4.030	2.505	1.525	1,78	857
September	3.900	1.630	2.270	1,0	3.900	1.630	2.270	1,78	1.275
Oktober	4.030	1.298	2.732	1,0	4.030	1.298	2.732	1,78	1.535
November	3.900	1.850	2.050	1,0	3.900	1.850	2.050	1,78	1.152
Dezember	4.030	2.439	1.591	1,0	4.030	2.439	1.591	1,78	894
Summe	47.450	35.907	11.543	1,0	47.450	35.907	11.543	1,78	6.485

## AOX-Elimination

Für den Parameter AOX stellt die Annahme von MBA-Abwasser keine wesentliche Beeinträchtigung der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld dar, da einerseits der Bemessungswert hier deutlich großzügiger kalkuliert als für die Parameter CSB und NH<sub>4</sub>-N. Die Bemessungskonzentration von 1,5 mg/l ist 76% über den durchschnittlich im Sickerwasser der Deponie enthaltenen AOX-Konzentrationen von 0,85 mg/l veranschlagt. Andererseits weist das MBA-Abwasser mit 0,97 mg/l eine sehr ähnliche AOX-Konzentration auf wie das bisher behandelte Sickerwasser. Die bezüglich AOX noch behandelbaren Abwasservolumina ohne eine Überschreiten der Ablauf-Grenzwerte zu riskieren sind daher weitaus größer als die hydraulische Belastung der Anlage sowie die Belastungssituation im Hinblick auf CSB und Stickstoff überhaupt zulässt und hier deshalb nicht explizit aufgeführt.

## 8.5 Fazit

Ein Vergleich der noch freien Behandlungskapazitäten der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld zeigt, dass hinsichtlich des Parameters CSB die geringsten freien Kapazitäten zur Behandlung von weiteren Abwasserströmen bestehen.

**Tab. 8-6:** Gegenüberstellung der errechneten, theoretisch möglichen Kapazitäten zur Verarbeitung von MBA-Abwasser

Monat	max. Anlagendurchsatz	Gesamtzulauf Anlage	verbleibende hydraulische Kapazität	Kapazität MBA-Abwasser (CSB)	Kapazität MBA-Abwasser (NH <sub>4</sub> -N)
	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>
Januar	4.030	3.751	279	44	157
Februar	3.640	4.115	-475	-74	-267
März	4.030	4.669	-639	-100	-359
April	3.900	4.019	-119	-19	-67
Mai	4.030	3.531	499	78	280
Juni	3.900	3.273	627	98	352
Juli	4.030	2.827	1.203	189	676
August	4.030	2.505	1.525	239	857
September	3.900	1.630	2.270	356	1.275
Oktober	4.030	1.298	2.732	428	1.535
November	3.900	1.850	2.050	321	1.152
Dezember	4.030	2.439	1.591	249	894
Summe	47.450	35.907	11.543	1.810	6.485

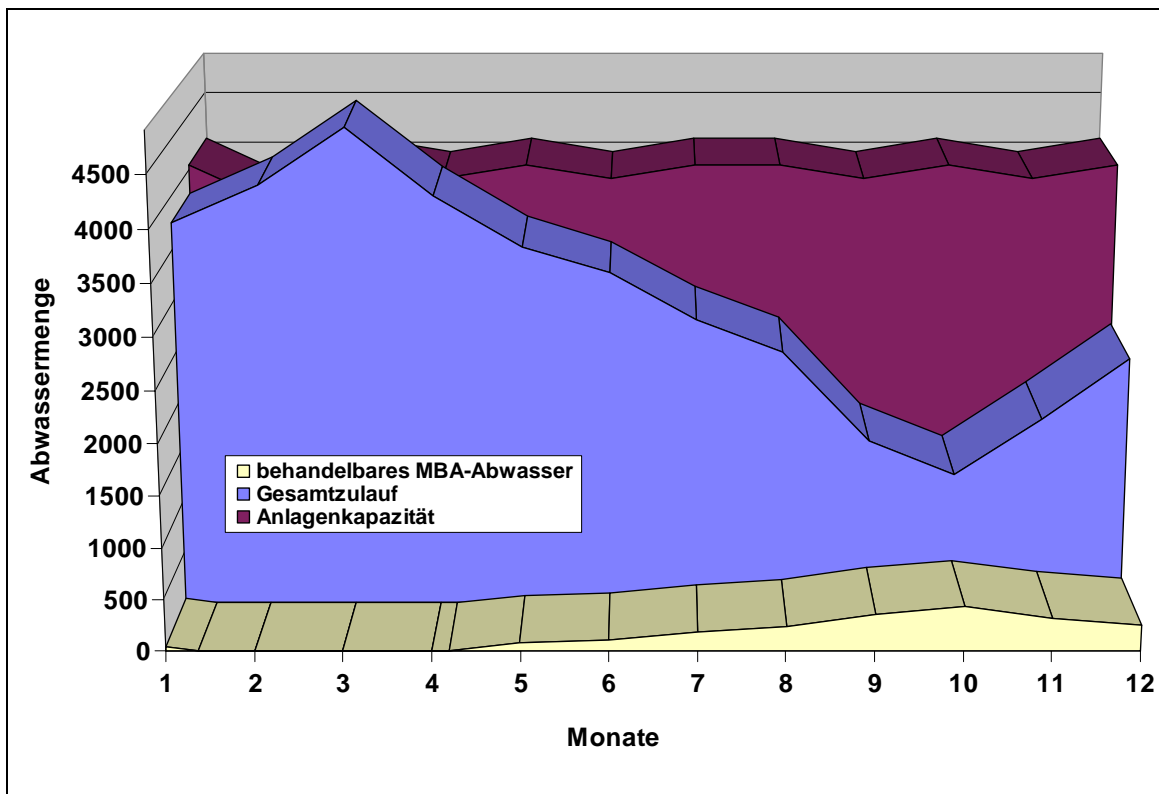
Um eine Überlastung der Anlage in jedem Falle zu vermeiden, darf die maximal zulässige CSB-Beschickung der Anlage nicht überschritten werden. Bei der Berechnung der noch möglichen freien Behandlungskapazitäten ist an dieser Stelle daher der Parameter CSB als limitierender Faktor zu berücksichtigen. Rechnerisch ergibt sich somit eine maximal mögliche Annahme von 1.810 m<sup>3</sup> MBA-Abwasser im Jahr 2006, auch wenn aufgrund der



hydraulischen Belastungssituation und in Bezug auf Stickstoff die Annahme größerer Volumenströme möglich gewesen wäre.

Abbildung 8.1 zeugt die Ganglinie der jährlichen hydraulischen Belastung sowie in Bezug auf CSB noch mögliche freie Kapazitäten zur Behandlung von MBA-Abwässern. Es wird deutlich, dass in den Monaten Februar- April 2006 der Gesamtzulauf der Anlage größer war, als die maximale Belastung der Bemessung vorsieht. Ebenso ist der starke Rückgang des Gesamtzulaufes bis zum Erreichen des Minimums im Oktober 2006 zu sehen, wodurch sich sowohl aus hydraulischen Gesichtspunkten als auch im Hinblick auf die CSB-Fracht im Zulauf freie Kapazitäten zur Behandlung weiterer Abwasserströme ergeben.

Im Vordergrund ist anhand der Auslegungsdaten dargestellt, welche Volumina an MBA-Abwasser aufgrund dieser Gesichtspunkte im Jahre 2006 zusätzlich hätten behandelt werden können.



**Abb. 8-1:** Belastungssituation der SWB Borken/Hoxfeld und mögliche freie Kapazitäten hinsichtlich des CSB zur Behandlung von MBA-Abwässern im Jahr 2006

## 9 Erstellung eines Konzeptes und Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Die durchgeführten Untersuchungen ergaben, dass ein Einsatz des derzeit zu entsorgenden Presswassers aus der Vergärungsstufe sowohl im Bereich der Intensivrotte als auch der RTO- und Abluft-Wäscher möglich ist. Durch das Presswasser kann ein Teil des Stadtwassers substituiert werden, so dass neben verminderten Entsorgungskosten auch Einsparungen beim Wasserbezug erreicht werden können.

Werden sowohl die RTO- als auch die Abluftwäscher zukünftig mit Presswasser betrieben, können ca. 5 m<sup>3</sup>/d an Brauchwasser und ca. 11 m<sup>3</sup>/d an Stadtwasser durch Presswasser ersetzt werden. Dies bedeutet, dass von der derzeitigen überschüssigen Presswassermenge von ca. 47 m<sup>3</sup>/d noch 31 m<sup>3</sup>/d verbleiben würden.

Die aufkonzentrierten Waschwässer sowohl der RTO- als der Abluftwäscher wurden in der Vergangenheit komplett dem Prozesswassertank zugeführt. Abluftmessungen ergaben, dass dadurch erhöhte Lachgaskonzentrationen in der Abluft hervorgerufen werden. Daher werden die Waschwässer mittlerweile, insbesondere bei erhöhten Stickstoffkonzentrationen, einer Entsorgung zugeführt. Wie in Kapitel 7 dargestellt, könnten die Waschwässer bei einer entsprechenden Aufkonzentrierung ggf. in Kombination mit einer Harnstoffdosierung einer Verwertung zugeführt werden. Insbesondere zur Schaffung einer gezielten Stickstoffsénke erscheint die Ausschleusung und Verwertung dieser Waschwässerkonzentrate sinnvoll. Dies würde jedoch bedeuten, dass durch die fehlenden Waschwässer im Bereich des Prozesswasserkreislaufs ein zusätzlicher Wasserbedarf von ca. 16 m<sup>3</sup>/d entsteht, welcher jedoch durch Presswasser gedeckt werden kann. Damit würden von den insgesamt 47 m<sup>3</sup>/d an Presswasser noch 15 m<sup>3</sup>/d verbleiben.

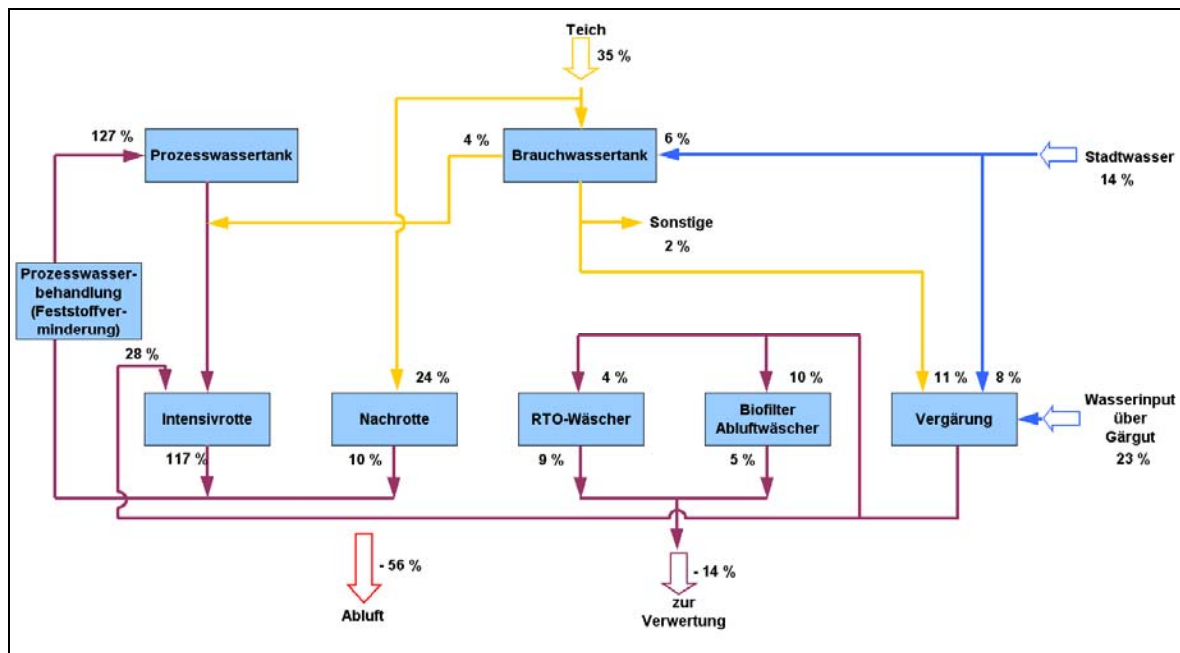
**Tab. 9-1:** Vergleich der derzeitigen und der zukünftigen Prozesswassermengen

	Stadt-/Brauchwasserbedarf		Überschusswasser	
	derzeit	zukünftig	derzeit	zukünftig
[m <sup>3</sup> /d]				
Intensivrotte	20	5	0	0
Nachrotte	27	27	0	0
Wäscher	16	0	0	16
Vergärung	21	21	47	0
<b>Gesamt</b>	<b>84</b>	<b>53</b>	<b>47</b>	<b>16</b>

Aufgrund der deutlich geringeren Schadstoffbelastung der Presswässer sollte die verbleibende Menge komplett zur Bewässerung der Intensivrotte eingesetzt werden. Ausgehend von einem Bedarf an Brauch- bzw. Stadtwasser von 20 m<sup>3</sup>/d bedeutet dies, dass zukünftig nur noch ca. 5 m<sup>3</sup>/d an Brauchwasser zugeführt werden müssen.

Durch die beschriebenen Maßnahmen kann der Gesamtwasserinput (einschließlich der über das Gärgut eingetragenen Wassermenge von ca. 26 m<sup>3</sup>/d) auf ca. 80 m<sup>3</sup>/d (entspricht ca. 73 %) reduziert werden. Der zu entsorgende Wasseroutput vermindert sich von 47 m<sup>3</sup>/d auf 16 m<sup>3</sup>/d.

In der folgenden Abbildung sind die prozentualen Wasserströme dargestellt, wobei 100 % dem derzeitigen Wasserbedarf (einschließlich dem Wassereintrag über das Gärgut) von 113 m<sup>3</sup>/d entsprechen.



**Abb. 9-1:** Zukünftiges Prozesswassermanagement

Das Presswasser aus der Vergärung wird derzeit für ca. 5,- €/m<sup>3</sup> entsorgt. Geht man davon aus, dass zukünftig das gesamte Presswasser für die Intensivrottebewässerung genutzt wird ergibt sich eine Kosteneinsparung von ca. 80.000 €/a. Berücksichtigt man, dass sich durch den Einsatz des Presswassers der durchschnittliche Verbrauch an Stadtwasser um ca. 30 m<sup>3</sup>/d reduziert, so ergibt sich bei einem Stadtwasserpreis von 1,2 €/m<sup>3</sup> eine zusätzliche Kosteneinsparung von ca. 13.000 €/a.

Zusätzliche Kosten können für die Entsorgung der Waschwasserkonzentrate anfallen. Wobei jedoch die Möglichkeit einer Aufwertung der Waschwässer durch eine Dosierung von Harnstoff besteht. Auf diese Weise können gezielt stickstoffhaltige Lösungen verschiedener Konzentrationen erzeugt werden. Als Beispiel für eine mögliche Verwendung solcher Harnstofflösungen ist in diesem Konzept die Rauchgasentstickung im SNCR-Verfahren genannt. Die Wirtschaftlichkeit einer solchen Dosierung wird allerdings u. a. von den Bezugspreisen des Harnstoffes bestimmt und kann erst nach abschließenden großtechnischen Versuchen bestimmt werden.

Wie nach Tabelle 9.1 und Abbildung 9.1 ersichtlich, wird durch das entwickelte Konzept neben der Wirtschaftlichkeit insbesondere ein wesentlicher Beitrag für den Gewässerschutz und die Gewässergüte geleistet, da mit den vorgeschlagenen Maßnahmen sowohl der Wasserverbrauch als auch die zu entsorgenden Überschusswassermengen deutlich vermindert werden.

## **10 Zusammenfassende Beantwortung der anfänglichen Fragestellungen an das Forschungsvorhaben**

### **10.1 Welche Prozesswassermengen fallen bei der MBA Gescher an? Wie sieht die derzeitige Prozesswasserbilanz aus?**

Es wurde eine Wasserbilanz für die MBA Gescher auf Grundlage der Daten des Jahres 2006 erstellt. Diese ergab, dass die MBA durchschnittlich 39 m<sup>3</sup> Brauchwasser (Niederschlagswasser) und 48 m<sup>3</sup> Stadtwasser pro Tag benötigte. Das Brauchwasser wurde für die Bewässerung von Intensiv- und Nachrote sowie in den RTO-Wäscher und der Vergärungsstufe eingesetzt. Stadtwasser wurde im Wesentlichen benötigt, wenn aufgrund mangelnder Niederschläge Brauchwasser nicht in ausreichender Menge zur Verfügung stand. Zusätzlich wurde Stadtwasser für die Abluftwäscher vor den Biofiltern, die Vergärungsstufe sowie die Sanitärbereiche benötigt.

Abwasser fiel hauptsächlich im Bereich der Vergärung an. Verursacht durch den hohen Wassergehalt des Inputmaterials mussten durchschnittlich 47 m<sup>3</sup>/d einer Entsorgung zugeführt werden.

### **10.2 Wie setzen sich die Prozesswässer der MBA zusammen? Inwieweit ist ein Eintrag von gefährlichen Stoffen gemäß Anhang X der EU-WRRL in Gewässer bzw. Grundwasser über MBA-Prozesswässer möglich?**

Die Sickerwässer der Intensiv- und Nachrote zeichnen sich im Wesentlichen durch einen hohen CSB-Wert aus. Dabei wird der CSB auch durch den Feststoffgehalt im Prozesswasser, gemessen als abfiltrierbare Stoffe, hervorgerufen. So liegen ca. 30 % des CSB partikulär und etwa 70 % gelöst vor. Vergleicht man die gemessenen Konzentrationen mit den Anforderungen gemäß Anhang 23, AbwV, so sind bei dem AOX-Wert sowie einigen Schwermetallen (Cu, Ni, Zn) Überschreitungen festzustellen, wobei hier der partikuläre Anteil deutlich dominiert.

Die Waschwässer aus RTO- und Abluftwäscher zeichnen sich im Wesentlichen durch hohe Stickstoffgehalte aus, die eine Entsorgung dieser Wässer sinnvoll machen. Der Stickstoff liegt zu ca. 50 % als Ammonium- und zu weiteren 50 % als Nitratstickstoff vor.

Die in den Presswässern gemessenen Schadstoffkonzentrationen liegen unterhalb der Belastung von mit MBA-Material betriebenen Vergärungsstufen. Vergleicht man die gemessenen Werte mit den Grenzwerten gemäß Anhang 23, AbwV, so sind Überschreitungen neben dem CSB nur bei den AOX-Werten festzustellen. Wobei auch hier erfahrungsgemäß eine Verminderung der Feststoffbelastung zu einer deutlichen Reduzierung der AOX-Werte führt.

Bei der Untersuchung der in den Prozesswässern enthaltenen gefährlichen Stoffen (Anhang X der EU-WRRL) wurden teilweise relevante Belastungen festgestellt. Deshalb sollten durch eine Kreislaufführung der Prozesswässer Einleitungen von Abwässern weitgehend vermieden werden.

### **10.3 Welchen Einfluss hat eine Rückführung von Sicker- und Presswässern in die Rotteprozesse auf Prozessverlauf und die Outputströme?**

Zum Einsatz von Prozesswässern zur Bewässerung der Intensivrotte erfolgten halbtechnische Rotteversuche. Die Rotten wurden mit Stadt-, Sicker-, Wasch- und Presswasser bewässert. Als Ergebnis konnte festgehalten werden, dass keine wesentlichen Unterschiede bzgl. des Abbaus zwischen den Reaktoren festzustellen waren. Mit Ausnahme eines geringfügig höheren DOC- und TOC-Wertes im Outputmaterial des mit Waschwasser bzw. Sickerwasser bewässerten Reaktors waren die Prozesse weitgehend identisch. Das bedeutet, dass aus Sicht des biologischen Abbaus einem Einsatz der unterschiedlichen Prozesswässer nichts entgegen steht.

Im Weiteren erfolgten Untersuchungen, inwieweit es durch einen Einsatz von Presswasser zu Verstopfungen im Bereich des Bewässerungssystems kommen kann. Als Ergebnis der Untersuchungen konnte festgehalten werden, dass bei einer Bewässerung mit Prozess- und Presswasser Ablagerungen im Rohrsystem auftreten. Diese Ablagerungen führten während des 3-monatigen Versuchsbetriebs jedoch weder zu einer Verstopfung noch zu sonstigen negativen Auswirkungen auf die Bewässerungsleistung. Aufgrund dessen erscheint ein Einsatz von Presswasser in Kombination mit Prozesswasser zur Intensivrottebewässerung grundsätzlich möglich.

Untersuchungen zum Einsatz von Presswasser zur Nachrottebewässerung ergaben, dass ein Einsatz in diesem Bereich eher kritisch gesehen werden muss. Da selbst bei einer Bewässerung mit Brauchwasser die Grenzwerte für den DOC nur unter optimalen Bedingungen in der angestrebten Nachrottezeit eingehalten werden können, würde ein Einsatz von Presswasser die Situation noch verschärfen. Die Verwendung von Presswasser ist nur möglich, wenn folgende Betriebsbedingungen erfüllt werden:

- Niedrige DOC Inputwerte des Abfalls im Eintrag der Nachrotte bedingt durch einen weitestgehenden Abbau der organischen Substanz in einer optimierten Intensivrotte,
- gleichzeitige optimale Nachrotte mit ausreichender Bewässerung und Belüftung,
- verlängerter Aufenthaltszeit in der Nachrotte für den weitergehenden Abbau der organischen Substanz.

Aufgrund des dargestellten Sachverhaltes sollten andere Möglichkeiten für einen Einsatz des Presswassers aus der Vergärung vorgezogen werden.

### **10.4 Wie können die Sickerwässer aus der Intensivrotte vor einer Rückführung in den Prozess aufbereitet werden?**

Die Prozesswässer aus MBA zeichnen sich u. a. durch hohe Feststoffgehalte aus, die bei einem Wiedereinsatz im Prozess zu Problemen in Form von Ablagerungen und Verstopfungen führen können. Untersuchungen mit Sickerwässern aus der Intensivrotte zur Feststoffminderung mittels Sedimentation und Flotation ergaben, dass durch diese Verfahren etwa 50 % der enthaltenen Feststoffe abgeschieden werden können. Dabei

erscheint die Flotation im Vergleich zur Sedimentation als das geeignetere Verfahren. Für einen weitergehenden Feststoffrückhalt müssen jedoch voraussichtlich Filtrationsverfahren zum Einsatz kommen müssen.

### **10.5 In welchem Umfang ist eine Aufbereitung von Presswässern möglich und unter ökonomischen Gesichtspunkten sinnvoll?**

Im bisherigen Versuchsbetrieb der Abluftwäscher Versuchsanlage waren insbesondere im Hinblick auf die im Presswasser enthaltenen Feststoffe keinerlei Beeinträchtigungen der Betriebssicherheit festzustellen. Es waren weder Verstopfungen der Vollkegeldüse, von Leitungen und Armaturen sowie eine verringerte Durchlässigkeit der Füllkörperschüttung zu erkennen. Dies lässt darauf schließen, dass die bereits umgesetzte Maßnahme zur gezielten Sedimentation der Feststoffe in den Prozesswassertanks durch geringe bauliche Veränderungen und ein angepasstes Beschickungsregime, eine ausreichende Feststoffentfrachtung des Presswassers erreichen, um diese in einem Abluftwäscher als Wasservorlage einsetzen zu können.

Bei Verwendung des Presswassers in den Abluftwäschern der MBA und gleichzeitiger Umstellung der Wäscher auf Schwefelsäure entsteht eine Ammoniumsulfatlösung mit ca. 6% Stickstoff und 5% Schwefel. Diese kann direkt als Düngelösung, beispielsweise als Zusatz zur Gülle, verwendet werden und ist unter geringer Zuzahlung in der Landwirtschaft absetzbar. Diese Möglichkeit der Verwertung des Presswassers erscheint ökonomisch am sinnvollsten, da keine weiteren Bau- und Betriebskosten anfallen und die Entsorgungskosten für das Wäscherwasser gesenkt werden können.

Alternativ bleibt die Alternative bestehen, das Presswasser mittels Einmischung von Harnstoff auf den gewünschten Stickstoffgehalt einzustellen und diese vollständig in der Landwirtschaft zu verwerten. Das Presswasser der MBA-Gescher weist einen Ammoniumstickstoffgehalt von ca. 0,15% auf. Zur Verwendung in der Landwirtschaft, beispielsweise als Düngelösung, muss der Stickstoffgehalt erhöht werden. Das wäre möglich durch eine Zudosierung von Harnstoff. Hierzu ist der Bau und Betrieb einer beheizbaren Dosieranlage erforderlich. Die hohen Betriebskosten (Personal, Heizung), die hohen Einkaufspreise für den Harnstoff und der vergleichsweise geringe erzielbare Preis für den entstehenden Gülle-Zusatz zeigen sich als ökonomisch nur bedingt realisierbar. Langfristig sind hier maßgeblich die Aufwendungen für die Harnstoffbeschaffung entscheidend für die Wirtschaftlichkeit. Durch die Verwendung eines geeigneten, deutlich günstigeren Sekundärharnstoffes ließe sich jedoch auch diese Option wirtschaftlich darstellen.

### **10.6 Unter welchen Voraussetzungen ist eine Verwertung der stickstoffhaltigen Waschwässer möglich, oder müssen diese als Abwässer beseitigt werden?**

Für die Verwertung der stickstoffhaltigen Waschwässer wurden verschiedene Möglichkeiten gefunden. Hierbei ist insbesondere von Bedeutung, ob die Wäscher weiterhin mit Salpetersäure betrieben werden oder auf Schwefelsäure umgestellt werden. Der Betrieb mit Salpetersäure erzeugt ein Abwasser mit Ammonium-N- und Nitrat-N-frachten im Bereich von je ca. 5%. Das entspricht einem Gesamt-N-Gehalt von knapp 10%. Für verkehrsfähige Ammoniumnitratlösungen ist aber ein Stickstoffgehalt von 28% gefordert, so dass eine Aufkonzentration notwendig würde. Eine Möglichkeit, um die geforderte N-Konzentration zu erreichen, ist eine weitere Zudosierung von festem Harnstoff. Damit lässt sich eine handelsübliche, verkaufsfähige Ammonium-Harnstoff-Lösung (AHL) produzieren. Allerdings müsste dafür eine Harnstoff-Dosieranlage gebaut werden, die auch erhebliche Betriebskosten für Personal und Heizkosten verursacht.

Werden die Wäscher auf Schwefelsäure umgestellt, entsteht eine Ammoniumsulfatlösung (ASL) mit ca. 6% Stickstoff und 5% Schwefel. Diese Lösung kann in der Landwirtschaft eingesetzt werden. Auch kann diese Lösung weiter mit Harnstoff angereichert werden, um eine handelsübliche, verkaufsfähige Ammoniumsulfat-Harnstoff-Lösung zu erzeugen.

Eine Umstellung der Wäscher auf Schwefelsäure hat den weiteren Vorteil, dass Schwefelsäure im Einkauf günstiger ist als Salpetersäure und mit dem enthaltenen Schwefel einen wichtigen Inhaltsstoff für Pflanzennahrung bereitstellt. Schwefelhaltige Stickstoff-Lösungen (wie ASL) können schon in deutlich geringeren Konzentrationen in der Landwirtschaft abgesetzt werden, als reine Stickstoff-Lösungen (wie AHL).

Eine Ammoniumsulfatlösung kann direkt ohne weitere Kosten für eine Aufbereitung als Gülle-Zusatz verwendet werden. Daher ist die Umstellung der Wäscher auf Schwefelsäure im Hinblick auf die Verwertung des Wäscherwassers zu favorisieren, zudem sind die Entsorgungskosten für diese Ammoniumsulfatlösung geringer sind, als für die augenblicklich anfallende Ammoniumnitratlösung, und die Rohstoffkosten werden beim Einkauf der Schwefelsäure gesenkt.

### **10.7 Welche Auswirkungen sind bei einer Einleitung der nach einer Optimierung verbleibenden Abwassermengen in eine Deponiesickerwasserbehandlungsanlage zu erwarten? Welche Anforderungen sind abzuleiten?**

Wie unter Punkt 8.1 vorgestellt, sollte aus theoretischer Sicht eine Mitbehandlung von MBA-Abwässern in Form eines gemischten Abwassers aus Presswasser und Prozesswasser in der SWB-Anlage Borken/Hoxfeld möglich sein.

Bei Einhaltung der oben genannten Bedingungen bestehen keine Bedenken hinsichtlich der Ablaufkriterien der Anlage. Es bleibt allerdings zu prüfen, inwieweit in der Deponiesickerwasserbehandlungsanlage eine Entfernung oder Rückhalt des aus dem



Presswasser eingetragenen CSB stattfindet. In welchem Maße eine Adsorption im Aktivkohle –Filter stattfindet wurde nicht ermittelt.

Als abgeleitete Anforderungen kann eine im Rahmen der Optimierung stattfindende weitgehende Feststoffentfrachtung des Prozesswassers aus der Intensivrotte genannt werden. Die derzeitige Belastung des Prozesswassers führt im aktuellen Betrieb zu Verstopfungen und der Bildung von Ablagerungen. Eine weitere Reduzierung der Feststoffkonzentration im Prozesswasser, zusätzlich zu der Verdünnung durch das Mischen mit Presswasser, kann daher nur als positiv eingeschätzt werden.

### **10.8 Wie kann ein zukünftiges Konzept für ein Prozesswassermanagement der MBA Gescher aussehen?**

Im Rahmen eines optimierten Prozesswassermanagements sollte insbesondere das derzeit noch kostenaufwendig zu entsorgende Presswasser aus der Vergärungsstufe sowohl im Bereich der Intensivrotte als auch der RTO- und Abluftwäscher eingesetzt werden. So kann auch ein Teil des Stadtwassers substituiert werden, so dass neben verminderten Entsorgungskosten auch Einsparungen beim Wasserbezug erreicht werden können.

Durch die vorgeschlagenen Maßnahmen kann der Gesamtwasserinput auf ca. 80 m<sup>3</sup>/d (entspricht ca. 73 % des derzeitigen Wasserinputs) reduziert werden. Der zu entsorgende Wasseroutput vermindert sich von 47 m<sup>3</sup>/d auf 16 m<sup>3</sup>/d. Dabei handelt es sich ausschließlich um Waschwasserkonzentrate. Gelingt es, die Waschwässer soweit aufzubereiten, dass ein Einsatz als Düngemittel im Bereich der Landwirtschaft möglich ist, würde kein überschüssiges, zu beseitigendes Prozesswasser mehr anfallen.

Durch das entwickelte Konzept wird ein wesentlicher Beitrag für den Gewässerschutz und die Gewässergüte geleistet, da eine weitgehende Verminderung der Ausschleusung schadstoffbelasteter Abwässer auch zu einer Verringerung der Gewässerbelastung führt.

## 11 Ausblick

Im Rahmen des Projektes konnte gezeigt werden, dass durch ein Prozesswassermanagementsystem sowohl die überschüssigen Wassermengen als auch der Wasserverbrauch deutlich vermindert werden können. Auf Grundlage der bisherigen Untersuchungsergebnisse kann dies durch folgende Maßnahmen erreicht werden:

1. Einsatz des überschüssigen Presswassers zur Bewässerung der Intensivrotte sowie als Waschwasser für die RTO- und Abluftwäscher
2. Gezielte Feststoffentfrachtung im Bereich des Prozesswassersystems zur Erhöhung des wiedereingesetzten Prozesswasseranteils
3. Umstellung des Wäscherbetriebes hinsichtlich einer verbesserten Abluftreinigung bei gleichzeitiger Erzeugung eines verwertbaren Waschwasserkonzentrates

Im Rahmen der Realisierung eines optimierten Wassermanagementkonzeptes müssen die durch labor- und halbtechnische Versuche gewonnenen Ergebnisse großtechnisch umgesetzt werden. Zur Sicherstellung der Betriebssicherheit der Anlage muss die Umstellung dabei schrittweise unter verstärkter Kontrolle der Prozessabläufe erfolgen.

## 12 Literatur

**ANONYMUS:** Verordnung über die umweltverträgliche Ablagerung von Siedlungsabfällen (Abfallablagerungsverordnung - AbfAbIV), BGBl., Stand 2006

**ANONYMUS:** Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer (AbwV), Anhang 23, BGBl, Stand 2004

**BÖNING, T:** Prozesswasser von mechanisch-biologischen Abfallbehandlungsanlagen (MBA) mit Vergärungsstufen, Münsteraner Schriften zur Abfallwirtschaft, Band 10, 2006