

Abschlussbericht: Teil II Eingehende Darstellung

„UltraSep“: Innovatives Verfahren zur stofflichen und energetischen Verwertung von Klärschlamm

BMBF Förderprogramm zur Förderung kleiner und mittelständischer Unternehmen »KMU-innovativ: Ressourceneffizienz und Klimaschutz«

Kurztitel: UltraSep

Förderkennzeichen: 02WQ1398

Laufzeit: 01.09.2018 – 30.06.2021

KMU-innovativ
Mittelstand




Kooperationspartner	Ansprechpartner / Kontakt
AQUATTRO GmbH Hagener Str. 62 D-58553 Halver	Alexander Hoffmann Telefon: 02353/667957-77 alexander.hoffmann@hsrobotics.com
Fraunhofer Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik Osterfelder Str. 3, 46047 Oberhausen	Dipl.-Ing. Josef Robert Telefon: 0208/8598-1150 Email: josef.robert@umsicht.fraunhofer.de
Wupperverbandsgesellschaft für integrale Wasserwirtschaft mbH (WiW) Untere Lichtenplatzer Straße 100 42289 Wuppertal	Dr. Gerd Kolisch Telefon: 0202/583-292 kol@wuppverband.de

30.09.2021

Inhaltsverzeichnis

1. Verwendung der Zuwendung und erzielte Ergebnisse	2
1.1 Einleitung und Aufgabenstellung des Vorhabens	2
1.2 AP 1: Planung und Konzeptionierung der Pilotanlage	4
1.2.1 Aufbau und Funktionsweise der Pilotanlage	4
1.2.2 Inbetriebnahme der Pilotanlage	7
1.3 AP 2: Betrieb und Optimierung der Pilotanlage	8
1.3.1 Anlagenparameter und technische Anpassungen	9
1.3.2 Optimierung der Prozessparameter	11
1.4 AP 3 und AP 4: Verwertung und Analytik der Stoffströme	38
1.4.1 Verwertung der Faserfraktion	39
1.4.2 Verarbeitung der Gelfraktion	47
1.4.3 Stickstoff- und Phosphorfrachten	48
1.4.4 Anaerober Abbau der Flüssigkeitsphase	56
1.4.5 Analytik Schwermetalle	61
1.5 AP 5: Herstellung der wirtschaftlichen Anschlussfähigkeit	63
1.5.1 Einsatzkonzepte für das UltraSep-Verfahren	63
1.5.2 Technische Umsetzung UltraSep-Anlage auf einer SASS	65
1.5.3 Technische Umsetzung UltraSep-Anlage auf einer FA	67
1.5.4 Ermittlung der Schlammströme	69
1.5.5 Wirtschaftlichkeitsbewertung	75
1.5.6 Ökologische Bewertung	77
1.5.7 Verwertungsstrategien	77
1.6 Zusammenfassung der erzielten Erkenntnisse	78
2. Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises	80
3. Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit	80
4. Voraussichtlicher Nutzen, insbesondere Verwertbarkeit der Ergebnisse	80
5. Fortschritte auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen	81
6. Erfolgte und geplante Veröffentlichungen	81
Abkürzungsverzeichnis	83
Abbildungsverzeichnis	85
Tabellenverzeichnis	91
Anhang	95

1. Verwendung der Zuwendung und erzielte Ergebnisse

Der wesentliche Teil der Zuwendung wurde für Personalausgaben verwendet. Diese Ausgaben spiegeln sich in den durchgeführten Arbeiten und den dabei erzielten Ergebnissen der jeweiligen Arbeitspakete wider. Ein weiterer Teil der Projektmittel floss in die Anschaffung von Verbrauchsmaterialien die für die experimentellen Untersuchungen benötigt wurden.

Die nachfolgenden Abschnitte beinhalten die Darstellung der Ergebnisse der durchgeführten Arbeitspakete (AP 1 – AP 5). Einleitend erfolgt eine Gegenüberstellung der Aufgabenstellung mit den erzielten Arbeitsergebnissen als tabellarische Kurzdarstellung. Anschließend werden die erfolgten Arbeiten und Projekterkenntnisse im Detail beschrieben.

1.1 Einleitung und Aufgabenstellung des Vorhabens

In Deutschland fallen bei der kommunalen Abwasserbehandlung jährlich rund 1,8 Millionen Tonnen Klärschlamm an [1]. Dieser enthält neben Kohlenstoffverbindung, Spurenelementen und Stickstoff insbesondere auch Phosphor. Da jedoch gleichzeitig Schadstoffe wie Schwermetalle, Pathogene oder Arzneimittelrückstände im Schlamm enthalten sein können, sieht die seit 2017 in Kraft getretene Novellierung der Klärschlammverordnung eine Neuausrichtung der Klärschlammmentsorgung vor [2]. Diese beinhaltet neben einer Einschränkung der landwirtschaftlichen Ausbringung ebenfalls eine flächendeckende P-Rückgewinnung für größere Kläranlagen. Die Umsetzung der Neuausrichtung stellt für Kläranlagenbetreiber eine große Herausforderung dar.

Daher sind alternative Behandlungs- und Verwertungspfade zu entwickeln, die an den ökologischen und ökonomischen Herausforderungen der Entsorgung und Verwertung von Klärschlamm sowie der damit verbundenen P-Rückgewinnung ansetzen.

Ein möglicher Ansatz ist die Desintegration des Klärschlammes. An der verfahrenstechnischen Umsetzung, der Optimierung und den Auswirkungen auf die Schlammeigenschaften wird seit Langem intensiv geforscht und gearbeitet. Die zahlreichen unterschiedlichen Verfahren variieren dabei sowohl in ihrer Umsetzung als auch in den Desintegrationsmethoden, zu denen der thermische, chemische oder mechanische Aufschluss zählen. Ein Hauptziel der Desintegration ist die Intensivierung der anaeroben Schlammstabilisierung. Hierbei werden sowohl eine erhöhte Gasausbeute als auch eine Reduktion des zu entsorgenden Schlammaufkommens angestrebt. Zusätzlich stellt der Klärschlammaufschluss einen weiteren Ansatz zur Rücklösung von Phosphor dar, der durch die zukünftige Notwendigkeit einer P-Rückgewinnung an Bedeutung gewinnt.

Das in diesem Vorhaben angestrebte Verfahren setzt an der Problematik an und hat über den Stand der Technik hinaus das Ziel, einen ganzheitlichen Ansatz zur stofflichen und energetischen

Verwertung von Klärschlamm zu entwickeln. Dazu sieht das UltraSep-Verfahren vor, den Schlamm durch eine kombinierte thermische, chemische und mechanische Behandlung soweit zu desintegrieren, dass dieser im Anschluss in eine Flüssigkeitsphase mit hohem Anteil gelöster Organik und eine faserreiche Feststofffraktion mechanisch separiert werden kann. Die entstehenden Stoffströme sollen daraufhin auf ihre Verwertbarkeit untersucht werden. Dazu wurde eine Pilotanlage konzipiert und auf der Kläranlage Hückeswagen (Wupperverband) errichtet. Neben der iterativen Optimierung der Prozess- und Anlagenparameter dienen die erzeugten Stoffströme als Probenmaterial für weitere Verwertungsschritte. Hierzu wurden Untersuchungen zur Nutzung der Faserfraktion als Brennstoff sowie als Rohmaterial für eine Pyrolyse oder hydrothermale Verkohlung durchgeführt. Die Analyse der Flüssigkeitsphase erfolgte hinsichtlich einer Stickstoff- und Phosphorrückgewinnung. Des Weiteren wurde der Einfluss der Desintegration auf den anaeroben Abbau untersucht und in einer Hochlast-Faulung getestet. Auf Basis der ermittelten Prozess- und Stoffdaten wurde abschließend eine Beurteilung der wirtschaftlichen Verwertungs- und Anschlussfähigkeit erstellt.

Im Rahmen des Vorhabens ergaben sich daher folgende Arbeitspakete (AP), deren Ergebnisse nachfolgend dargestellt werden:

- AP 1 - Planung und Konzeptionierung der Pilotanlage**
- AP 2 - Betrieb und Optimierung der Pilotanlage**
- AP 3 - Verwertung der Stoffströme**
- AP 4 - Analytik**
- AP 5 - Herstellung der wirtschaftlichen Anschlussfähigkeit**

1.2 AP 1: Planung und Konzeptionierung der Pilotanlage

Im Rahmen des Arbeitspakets 1 wurde der Aufbau und die Inbetriebnahme der Versuchsanlage zur Demonstration des UltraSep-Verfahrens geplant. Auf Basis der in Arbeitspaket 1.1 „Erstellung von R&I-Fließbildern; Aufstellungsplan usw.“ angefertigten technischen Planungsdokumente wurden gemäß Arbeitspaket 1.2 „Aufbau und Inbetriebnahme auf der Kläranlage Hückeswagen“ die entsprechenden Anlagenkomponenten in zwei Versuchscontainern aufgebaut, montiert und auf der KA Hückeswagen (Wupperverband) in Betrieb genommen. Mit der Inbetriebnahme der Pilotanlage (Meilenstein 1) am 29.09.2019 wurde AP 1 vollständig abgeschlossen.

Tabelle 1: Gegenüberstellung der Zielsetzung und der erreichten Ergebnisse (AP 1)

Zielsetzung	Erzielte Ergebnisse
Erstellung von R&I-Fließbildern; Aufstellungsplan usw. (AP 1.1)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Planung und Dimensionierung der Anlagenkomponenten ○ Auswahl aller technischen Gerätschaften ○ Erstellung des R&I-Fließbildes der Anlage
Aufbau und Inbetriebnahme auf der Kläranlage Hückeswagen (AP 1.2)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Aufbau und Montage der Anlage in den Containern auf dem Gelände von Fraunhofer UMSICHT ○ Transport und Aufbau auf Kläranlage Hückeswagen ○ Inbetriebnahme am 29.09.2019
Meilenstein 1 „Pilotanlage ist in Betrieb“ wurde erreicht.	

1.2.1 Aufbau und Funktionsweise der Pilotanlage

Die Umsetzung des kombinierten thermisch-alkalischen Ultraschallverfahrens auf der Pilotanlage wird im Folgenden beschrieben und erläutert. Die Gesamtanlage ist dem R&I-Fließbild (Abbildung 84 siehe Anhang) zu entnehmen.

Die Pilotanlage umfasst zwei 20 Fuß Container und ist auf der Kläranlage Hückeswagen aufgestellt (siehe Abbildung 1). Der weiße Container dient als Bürocontainer, in dem sich die Heißwassertherme mit 200 l Vorlagebehälter sowie die Prozesssteuerung und Messdatenerfassung (PC) befindet. In dem blauen Verfahrenscontainer sind die Anlagenkomponenten montiert und eingebaut (siehe Abbildung 2). Die Heißwassertherme mit einer Leistung von 35 kW wird mit Flüssiggas betrieben. Ein IBC mit Überdachung und Edelstahlwanne dient als Vorlage für die zur Konditionierung des Schlammes eingesetzte Natronlauge (20 m.-%).



Abbildung 1: Aufstellung der Pilotanlage: Container mit Leiteinrichtung (l.) und Verfahrenscontainer (r.)

Im gesamten Prozess werden die jeweiligen Stoffströme mittels eingebauter Exzentrerschneckenpumpen gefördert. Der Volumenstrom ist zwischen 500 und 2.000 l / h per Frequenzumrichter regelbar (siehe Abbildung 3) und wird durch induktive Durchflussmesser an der Druckseite erfasst. Als Trockenlaufschutz dient im geregelten Automatikbetrieb der Anlage sowohl die Durchflusserfassung als auch der Füllstand des jeweiligen Vorlagetank.



Abbildung 2: Bürocontainer mit Heißwassertherme und Prozesssteuerung (l.) und Verfahrenscontainer mit Anlagenkomponenten (r.)



Abbildung 3: Exzenterschneckenpumpen (l.) und Frequenzumrichter für Pumpen u. Rührwerk (r.)

Die Temperatureinstellung des Mediums erfolgt über zwei Plattenwärmetauscher (Abbildung 4, l.). Der Wärmetauscher 1 dient zur Vorwärmung des Schlammes bzw. zur Wärmerückgewinnung aus der im Verfahren gewonnenen Flüssigkeitsphase. In diesem wird der Schlamm (ca. 20 °C) im Gegenstrom zur Flüssigkeitsphase (ca. 60 °C) mittels der Exzenterschneckenpumpen gefördert. Der vorgewärmte Schlamm (ca. 40 °C) wird daraufhin im Wärmetauscher 2 auf die entsprechende Prozesstemperatur (40 – 80 °C) mittels Heißwasser aus der Heißwassertherme temperiert.

Das Hauptelement des Behandlungsverfahrens stellt die Ultraschalleinheit (Fa. BSONIC) dar (Abbildung 4, r.). Diese ist im Versuchscontainer stirnseitig montiert und besteht aus einem Durchflussreaktor mit zwei Ultraschalleinheiten, die insgesamt einer Leistungsaufnahme von max. 9 kW entsprechen. Da die Ultraschallschwingungen einen hohen Schallpegel von ca. 110 dB erzeugen, ist der Reaktor mittels spezieller Akustikmatten schallisoliert. Die Transducer (Schwingungsgeber) der Ultraschalleinheit werden durch einen Öl-Luftkühler gekühlt.

Der Ultraschallreaktor wird mit einem Volumenstrom von 500 bis 2.000 l / h des vorbehandelten Schlammes (temperiert und konditioniert) befahren. Im Anschluss an die Behandlung erfolgt eine mechanische Trennung in eine Feststofffraktion und eine Flüssigkeitsphase mit hohem Anteil an gelöster Organik.

Im Verfahrensprozess wurden alternativ zum Dekanter sowohl ein Filterpresssystem mit einer Abscheidgrenze von 100 µm als auch vergleichend dazu eine Trommelzentrifuge eingesetzt (siehe Abbildung 5).

Die jeweiligen Messstellen zur Temperatur-, Druck-, Füllstands- und Durchflussmessung sind dem R&I-Fließbild (Abbildung 84 siehe Anhang) zu entnehmen. Entsprechende Stellen zur Probenentnahme sind ebenfalls abgebildet.



Abbildung 4: Plattenwärmetauscher (l.) und schallisolierte Ultraschalleinheit (r.)

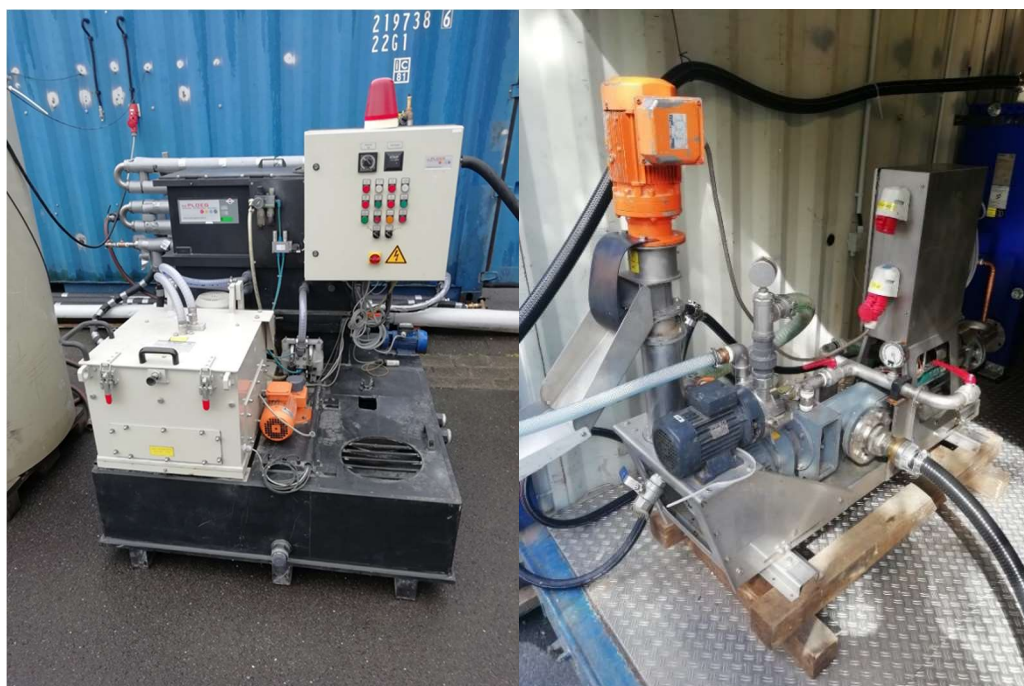


Abbildung 5: Mechanische Separation durch Trommelzentrifuge (l.) und Filterpresssystem (r.)

1.2.2 Inbetriebnahme der Pilotanlage

Die Funktionsdemonstration der Versuchsanlage erfolgte im Rahmen des Projekttreffens auf der KA Hückeswagen mit allen beteiligten Projektpartner unter Anwesenheit des Projektträgers am 29. September 2019. Mit der Inbetriebnahme der Anlage wurde Meilenstein 1 („Pilotanlage ist in Betrieb“) erreicht.

1.3 AP 2: Betrieb und Optimierung der Pilotanlage

Das Arbeitspaket 2 gliedert sich in die Ermittlung der notwendigen apparatetechnischen Grundeinstellungen und Anpassungen (AP 2.1 „Grundeinstellungen von Dekanter, Separator, Wärmetauscher und Ultraschallgerät“) sowie der Optimierung der Prozessparameter (AP 2.2 „Optimierung der Prozessparameter, pH-Wert, Temperatur und Verweilzeit“) und der Ermittlung von Basis-Daten im Mehrtages- bzw. Mehrwochenbetrieb (AP 2.3 und AP 2.4).

Parallel wird Probenmaterial für die Analytik und Weiterverarbeitung der entstehenden Feststoff-, Flüssigkeits- und Gelfraktion in AP 3 „Verwertung der Stoffströme“ und AP 4 „Analytik“ produziert.

Tabelle 2: Gegenüberstellung der Zielsetzung und der erreichten Ergebnisse (AP 2)

Zielsetzung	Erzielte Ergebnisse
Grundeinstellungen der Anlagenkomponenten (AP 2.1)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Kalibrierung Frequenzumrichter und Messaufnehmer ○ Iterative Anpassung der Regelparameter ○ Implementierung der Datenaufzeichnungs- und Visualisierungsplattform ○ Technische Anpassungen (Doppelrohrwärmetauscher, Dosierung Natronlauge)
Optimierung der Prozessparameter, pH-Wert, Temperatur und der Verweilzeiten (AP 2.2)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Erarbeitung eines Bewertungs- und Charakterisierungssystems für die Desintegrationsschritte ○ Untersuchungen zum Anteil der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration ○ Ableitung einer Prozessparameterempfehlung
Ermittlung von Basis-Daten im Mehrtages- und Mehrwochenbetrieb (AP 2.3 und AP 2.4)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Intensiver Betrieb der Pilotanlage und Produktion von Musterproben zur Weiterbehandlung in AP 3
Anpassung und Optimierung der Einzelkomponenten des Verfahrens auf Basis von AP 2.3 und AP 2.4	<ul style="list-style-type: none"> ○ siehe AP 2.2 – AP 2.4
Meilenstein 2 „Technische Machbarkeit des Kernprozesses (TRL7) ist nachgewiesen und Pilotanlage ist eingestellt“ wurde erreicht.	

1.3.1 Anlagenparameter und technische Anpassungen

In Testläufen wurden die optimalen Verfahrens- und Regelparameter für einen zielgerichteten Betrieb der Anlage ermittelt. Zudem wurden technische Problematiken im Betrieb identifiziert und behoben, um einen störungsfreien kontinuierlichen Betrieb zu gewährleisten.

Steuerung und Datenaufzeichnung:

Die Anlagensteuerung wird über eine CODESYS-basierte Benutzeroberfläche umgesetzt und implementiert. Diese beinhaltet neben der Messdatenerfassung ebenfalls die Regelung und Steuerung der Prozessparameter (siehe Abbildung 6). Neben einem manuellen Betrieb ist ein Automatikmodus zur Regelung der relevanten Prozessgrößen Volumenstrom, Temperatur und Ultraschallleistung implementiert worden.

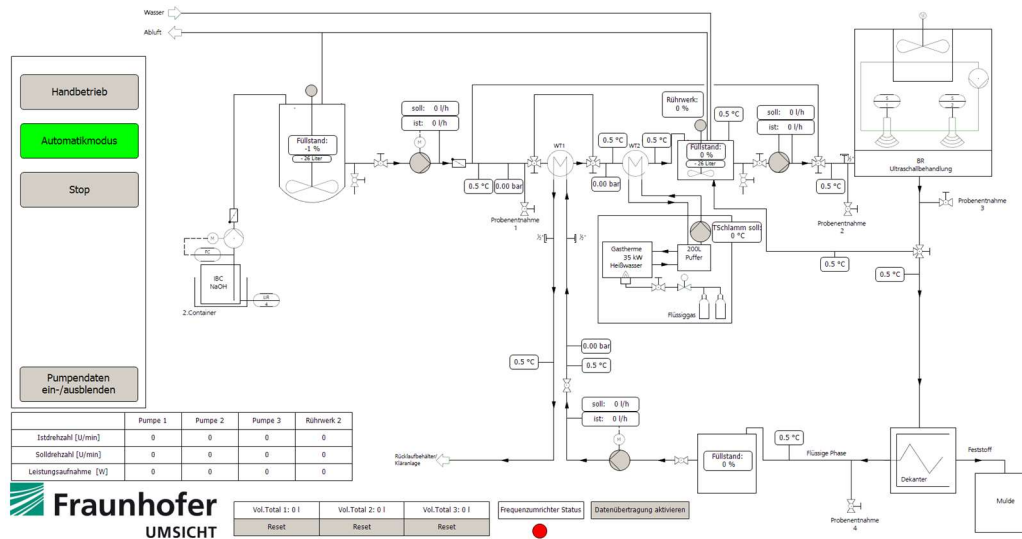


Abbildung 6: Benutzeroberfläche der Anlagensteuerung (CODESYS-basiert)

Die Regelparameter wurden während der Versuche iterativ angepasst, um Regelhysteresen zu minimieren (siehe Abbildung 7). Ebenfalls mussten Frequenzumrichter und Messaufnehmer zur Füllstandserfassung und Volumstrommessung kalibriert werden. Die ermittelten Regelparameter gewährleisten einen kontinuierlichen und schwankungsarmen Betrieb der Versuchsanlage im Automatikmodus. Hauptparameter für die Anlageneinstellung sind dabei die Temperatur des aufgeheizten Schlammes („T-Schlamm Soll“) und der Volumenstrom innerhalb des Ultraschallreaktors (Verweilzeit, Energieeintrag). Darüber hinaus wurden anlagentechnische Sicherheitsbedingungen integriert, die bspw. ein Laufen der Pumpen ohne Flüssigkeitsstrom verhindern (Trockenlaufschutz). Auch eine Füllstandskontrolle zur Vermeidung von leer bzw. voll geförderten Zwischenbehältern wurde integriert.

Setup

Zurück		Pumpe 1	Pumpe 2	Pumpe 3	Heizungspumpe	Rührwerk 1
	Fehler Quittieren	Quittieren	Quittieren	Quittieren		Quittieren
	Regelparameter KP	0.400	0.400	0.400	0.400	
	Regelparameter TN	6.000	6.000	6.000	20.000	
	Regelparameter TV	0.000	0.000	0.000	0.000	
	Maximale Pumpenlaufzeit ohne Fluss	9 Sekunden		Minimaler Füllstand im Automatikmodus	0 %	
				Maximaler Anlagendruck	3.0 bar	



Abbildung 7: Setup Regelparameter der Exzentrerschneckenpumpen

In Kooperation mit der IT des Wupperverbands wurde die Pilotanlage über die Internetanbindung der Kläranlage mit der Datenaufzeichnungs- und Visualisierungsplattform „Grafana“ verbunden. Eine internetbasierte digitale Aufzeichnung und Prozessüberwachung ist somit auch im Remote-Modus möglich (siehe Abbildung 8).



Abbildung 8: Datenaufzeichnung und Visualisierung via „Grafana“

Technische Umsetzung Wärmetauscher:

Zur Temperatureinstellung des Schlammes wird ein Plattenwärmetauscher-System eingesetzt. Für die Behandlung von Überschussschlamm zeigt sich eine problemlose, konstante und stabile Betriebsweise über den gesamten Projektzeitraum. Bei der Behandlung von Primärschlamm kam es jedoch insbesondere bei hohen Feststoffanteilen des Schlammes zur Beeinträchtigung des Aufwärmprozesses. Daher wurde ein zusätzliches Doppelrohrwärmetauscher-System in die Anlage integriert. Die zwei Wärmetauscher-Systeme sind parallel an die Heißwasser-Versorgung der Gastherme angeschlossen, sodass eine effektive Behandlung beider Schlammtypen gewährleistet ist.

Darüber hinaus wurde ein Reinigungs- und Spülprogramm erstellt, das den kontinuierlichen Betrieb der Anlage sicherstellt. Dieses beinhaltet u. a. einen Spülvorgang mit Heißwasser ($> 70\text{ °C}$) und Natronlauge.

Dosierung Natronlauge:

Neben der Möglichkeit einer batchweisen Zugabe von Natronlauge (20 m-%) in den Vorlagebehälter mit erhöhter Reaktionszeit der Lauge (alkalische Hydrolyse) wurde ebenfalls eine Dosierpumpe an die Saugleitung der Exzentrerschneckenpumpe vor dem Ultraschallreaktor integriert. Somit ist ebenfalls eine kontinuierliche Zufuhr an Natronlauge in den Prozessstrom möglich.

1.3.2 Optimierung der Prozessparameter

Zur Bewertung der relevanten Faktoren des Behandlungsverfahrens wurden die Prozessparameter Temperatur, pH-Wert und Ultraschalleintrag sowohl einzeln als auch in ihrer Kombination experimentell untersucht.

Die Bereitstellung des Klärschlammes seitens der KA Hückeswagen findet diskontinuierlich und getrennt in Primär- und Überschussschlamm statt. Die Schlammtypen wurden zunächst getrennt untersucht. Zusätzlich wurden Versuche mit Rohschlamm (KA Hückeswagen) und aerob stabilisiertem Schlamm (KA Wermelskirchen) durchgeführt.

Charakterisierung des Schlammes und Bewertung des Aufschlusses

Die Eigenschaften des Schlammes unterliegen tagesabhängig teilweise starken Schwankungen. Als Charakterisierungsmerkmale werden der Trockenrückstand (TR) und dessen organischer Anteil (σTR) verwendet. Zudem werden die Werte des gelösten CSB, die maximal freizusetzende Menge an CSB nach einem Referenzaufschluss (CSB_R) und die Partikelgröße der Schlämme bestimmt.

Der erfolgte Zellaufschluss wird sowohl quantitativ anhand des Aufschlussgrades A_{CSB} und der Partikelgröße der Suspension als auch qualitativ durch mikroskopische Aufnahmen von Flocken- und Zellstrukturen der Schlämme bewertet.

Trockenrückstand TR:

Der Trockenrückstand TR beschreibt den Feststoffanteil des Schlamms. Dazu wird die Probe bei $105 \pm 5 \text{ °C}$ getrocknet und der TR aus der Differenz der Massen nach Gl. 1 berechnet: [3]

$$TR = \frac{m_c - m_a}{m_b - m_a} \cdot 100 [\%] \quad \text{Gl. 1}$$

mit: TR – Trockenrückstand in % oder g / kg
 m_a – Leergewicht Tiegel in g
 m_b – Masse Tiegel + Probe, feucht in g
 m_c – Masse Tiegel + Probe, trocken in g

Glühverlust GV und organischer Trockenrückstand oTR:

Der Glühverlust (GV) wird durch eine Veraschung der Probe bei 550 °C ermittelt. Durch die Temperatureinwirkung verflüchtigen sich organische Substanzen, der mineralische Anteil verbleibt. Folglich lassen sich GV und der organische Trockenrückstand (oTR) bestimmen nach: [3]

$$GV = \frac{m_c - m_d}{m_c - m_a} \cdot f_1 \quad \text{Gl. 2}$$

mit: GV – Glühverlust der Probe in % oder g / kg
 m_d – Masse Tiegel + Probe, verascht in g

$$oTR = GV [\%] \cdot TR \quad \text{Gl. 3}$$

mit: oTR – Organischer Trockenrückstand in % oder g / kg

Chemischer Sauerstoffbedarf CSB und Aufschlussgrad A_{CSB} :

Der chemische Sauerstoffbedarf (CSB) gibt die Menge an Sauerstoff in mg O_2 / l Probe an, die für eine vollständige Oxidation der Inhaltsstoffe benötigt wird und ist somit ein Maß für die organische Substanz. Die Messung des gelösten CSB erfolgt in dem zentrifugierten und filtrierten (0,45 μ m) Überstand der Schlammsuspension mittels Küvettentests. [4]

Als definierter Referenzwert eines maximalen gelösten CSB wird der CSB_R durch einen Referenzaufschluss mit einmolarer Natronlauge im Verhältnis 1:1 bestimmt. [5]

Um die Desintegrationserfolge der tagesspezifischen Versuchsreihen zu vergleichen, wird der Aufschlussgrad A_{CSB} definiert. [5]

$$A_{CSB} = \frac{CSB - CSB_0}{CSB_R - CSB_0} \cdot 100 [\%] \quad \text{Gl. 4}$$

mit: A_{CSB} – Aufschlussgrad in %

CSB – Gelöster CSB in der behandelten Probe in mg / l

CSB_0 – Gelöster CSB in der unbehandelten Probe in mg / l

CSB_R – Gelöster CSB nach Referenzaufschluss in mg / l

Partikelgrößenmessung:

Die Zerkleinerung der Schlammsuspension wurde anhand der Partikelgrößenverteilung vor und nach der Behandlung bestimmt (Laserdiffraktometrie). [6]

Mikroskopische Betrachtung:

Für die qualitative Bewertung der Veränderung der Schlammstrukturen wurden Aufnahmen unter einem Digitalmikroskop gemacht. Zur Bewertung des Einflusses der Desintegration auf die in der Schlammmatrix enthaltenen Extrazellulären Polymeren Substanzen (EPS) werden ausgewählte Proben mit der Reverse India Ink Staining-Methode angefärbt. [7]

Prozessparameter Temperatur

Um den Einfluss des thermischen Aufschlusses auf das Gesamtverfahren zu bewerten, wurden Temperaturversuche im Bereich von 40 – 95 °C durchgeführt. Eine Hochtemperatur-Behandlung > 100 °C unter Druck ist im Kontext des Verfahrens nicht geeignet. Zusätzlich werden zur Einordnung des Verfahrens im Pilotmaßstab auch längere Verweilzeiten der thermischen Desintegration berücksichtigt. Der TS-Gehalt der Schlammsuspensionen hat dabei keinen Einfluss auf die Mechanismen des thermischen Aufschlusses.

Abbildung 9 (Primärschlamm, PS) und Abbildung 10 (Überschussschlamm, ÜS) zeigen den Aufschlussgrad A_{CSB} der Suspension in Abhängigkeit der Desintegrationstemperaturen 40 °C, 60 °C und 80 °C und Behandlungszeiten zwischen 0 und 24 Stunden. Der Zeitpunkt „0 h“ entspricht der Probe nach dem Aufheizvorgang. Für beide Schlammtypen zeigt sich, dass eine Behandlung bei 40 °C nur geringe Auswirkungen auf den Aufschlussgrad hat.

Die Aufschlussgrade der thermischen Behandlung bei 60 °C und 80 °C weisen für ÜS über den gesamten Zeitraum keinen signifikanten Unterschied auf. Für PS ist der Aufschlussgrad der Behandlung bei 80 °C mit 24 % ohne Einwirkzeit höher als für 60 °C. Die Ergebnisse sind vergleichbar zu anderen Forschungsarbeiten [8, 9].

Die Steigerung des Aufschlusses über der Zeit ist generell durch einen degressiven Verlauf gekennzeichnet. Die maximalen Aufschlussgrade nach 24 Stunden liegen bei 39 % für PS und 45 % für ÜS. Versuche über einem Behandlungszeitraum von 48 Stunden und einer Temperatur von 95 °C zeigten keine Steigerung.

Insgesamt lässt sich bereits durch den Aufheizvorgang ohne Verweilzeit ein deutlicher thermischer Aufschluss feststellen. Hinsichtlich der Behandlungstemperatur sind 60 °C zu empfehlen.

Abbildung 11 zeigt den volumengewichteten mittleren Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ über dem Verlauf der thermischen Desintegration bei 40 °C, 60 °C und 80 °C für 4 bis 24 Stunden Behandlungszeit. Es ist keine Zerkleinerung der Schlammsuspension durch die thermische Behandlung feststellbar. Auch die mikroskopische Betrachtung der Schlammfeststoffe zeigt keine Veränderung durch die Temperatureinwirkung (siehe Abbildung 12 und Abbildung 13).

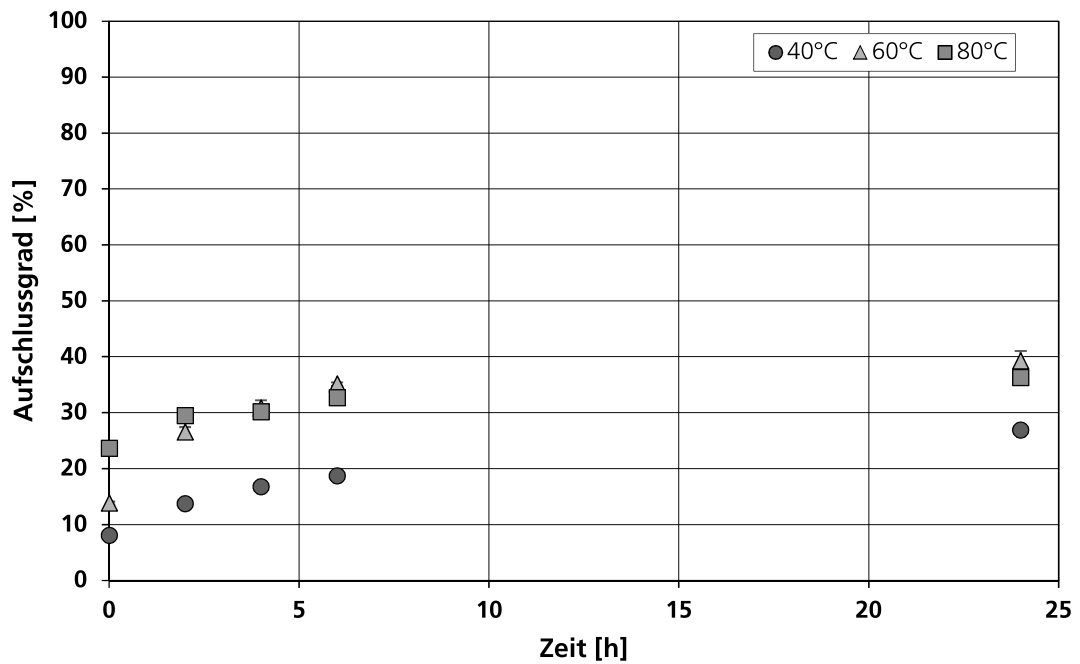


Abbildung 9: Aufschlussgrad für die thermische Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit von Temperatur und Behandlungszeit

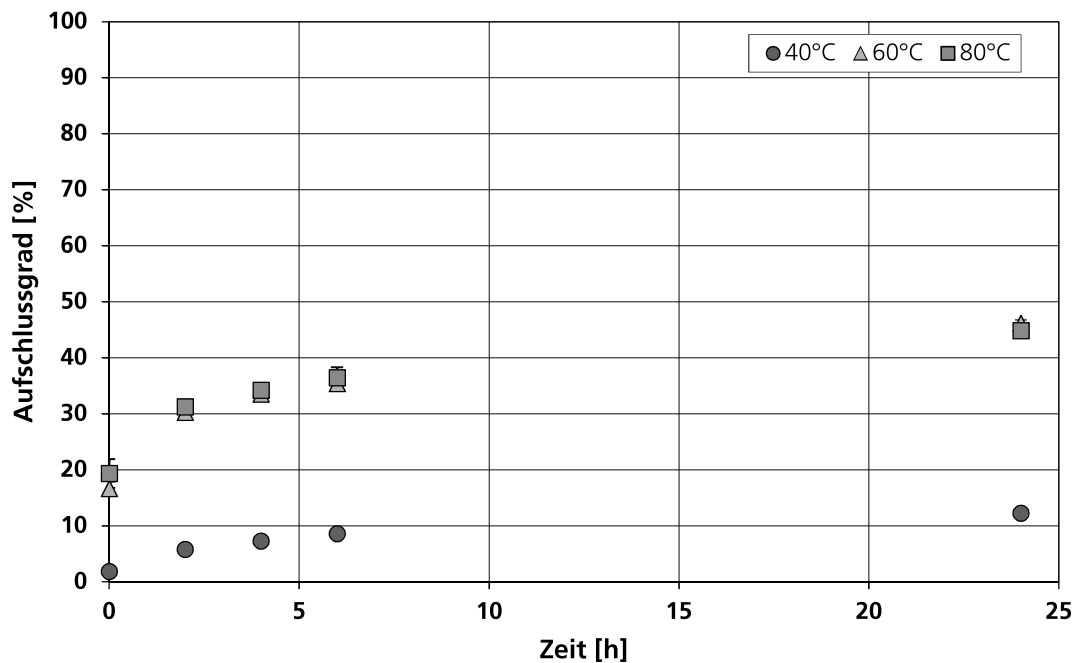


Abbildung 10: Aufschlussgrad für die thermische Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit von Temperatur und Behandlungszeit

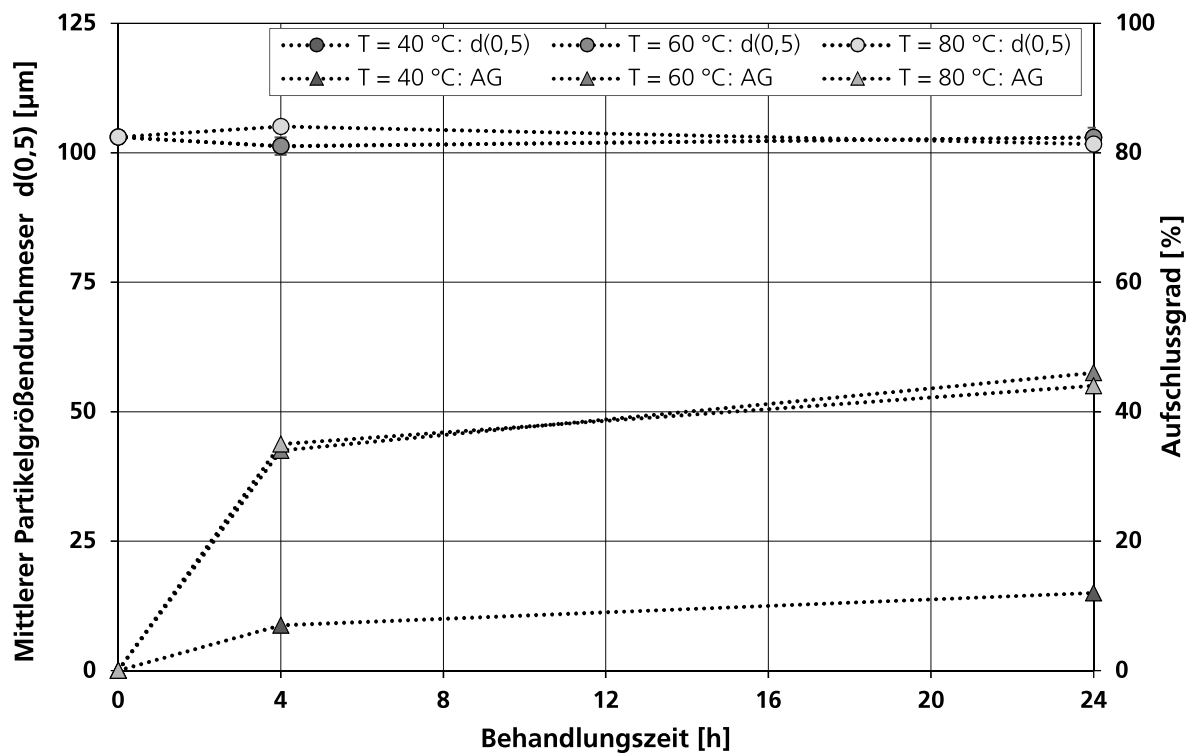


Abbildung 11: Volumengewichteter mittlerer Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ und Aufschlussgrad in Abhängigkeit der Temperatur und Behandlungszeit für Überschussschlamm

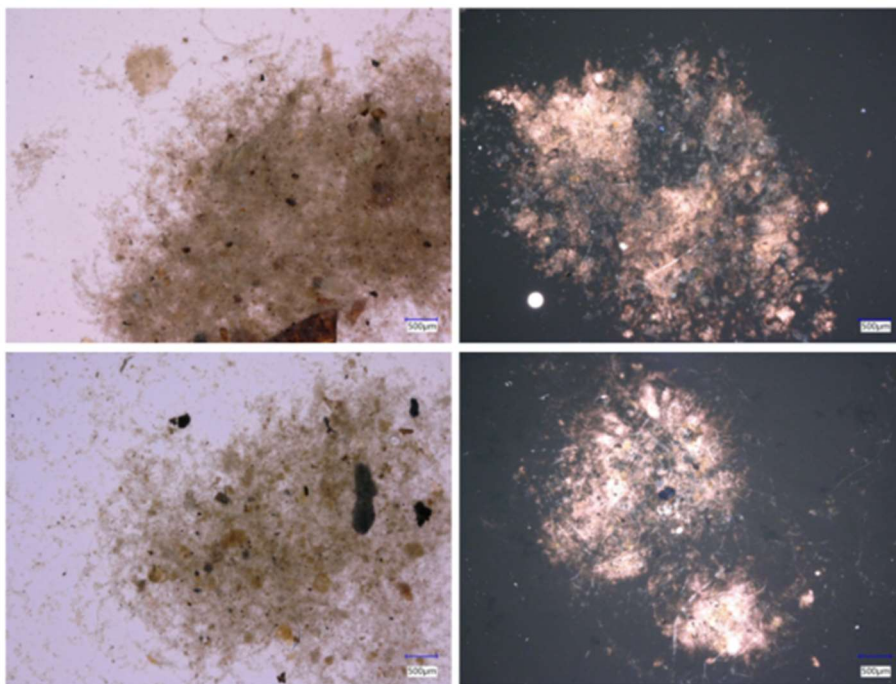


Abbildung 12: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbten PS (o. l., o. r.) sowie thermisch behandelten PS (u. l., u. r.)

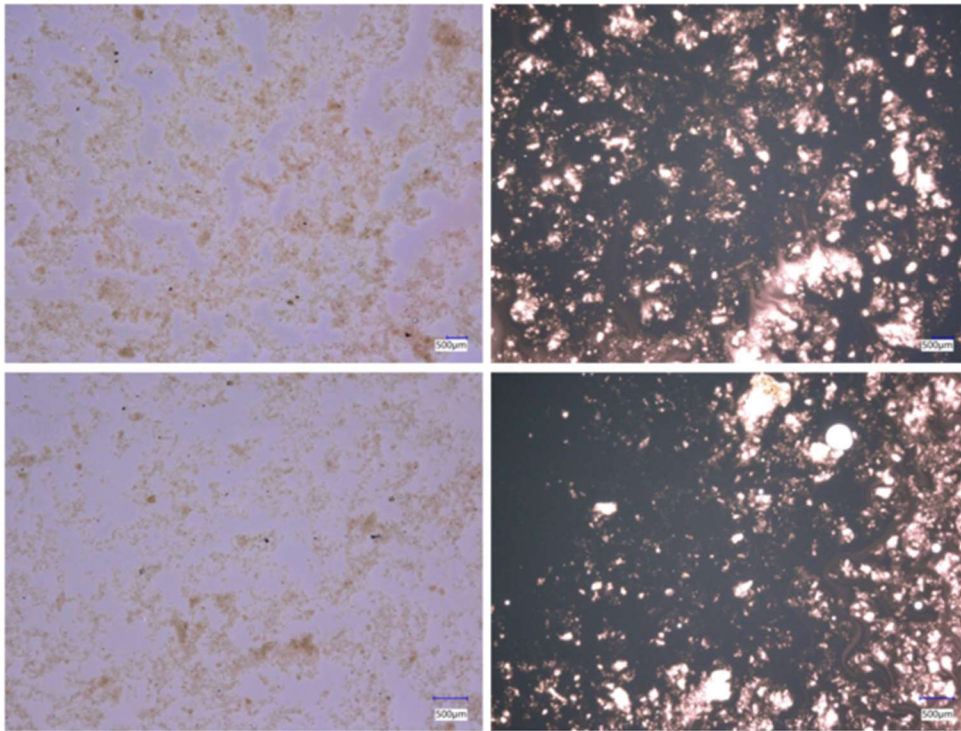


Abbildung 13: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbtem ÜS (o. l., o. r.) sowie thermisch behandelten ÜS (u. l., u. r.)

Zur Beurteilung der Wechselwirkungen von Temperatur und Ultraschall wurden Untersuchungen zur kombinierten Desintegration bei Temperaturen von 40 °C, 60 °C und 80 °C sowie unterschiedlichen Energieeinträgen des Ultraschalls durchgeführt (siehe

Abbildung 14 und Abbildung 15). Der spezifische Energieeintrag ergibt sich aus der Ultraschalleistung und der Beschallungszeit in Bezug auf die Trockensubstanz des behandelten Schlammes.

Für Primärschlamm zeigt sich kein signifikanter Einfluss der Behandlungstemperatur auf die Desintegration des Ultraschalls. Gleichzeitig wird der Aufschlussgrad durch einen höheren Energieeintrag nur geringfügig erhöht.

Bei der kombinierten Behandlung von Überschussschlamm zeigt sich ein linearer Anstieg des Aufschlussgrads zum spezifischen Energieeintrag. Dieser liegt aufgrund des geringeren TR im Vergleich zu Primärschlamm deutlich höher. Es zeigt sich kein relevanter Unterschied der Steigungen der jeweiligen Regressionsgeraden. Dies deutet darauf hin, dass eine höhere Temperatur die mechanischen Effekte der Ultraschallbehandlung (Akustische Kavitation, Blasenbildung und – implosion) nicht beeinflusst. Dennoch lässt sich das Niveau des Aufschlussgrads um ca. 10 % bzw. 20 % infolge der thermischen Desintegration bei 60 °C bzw. 80 °C erhöhen. Die thermische und mechanische Desintegration lässt sich demnach positiv kombinieren.

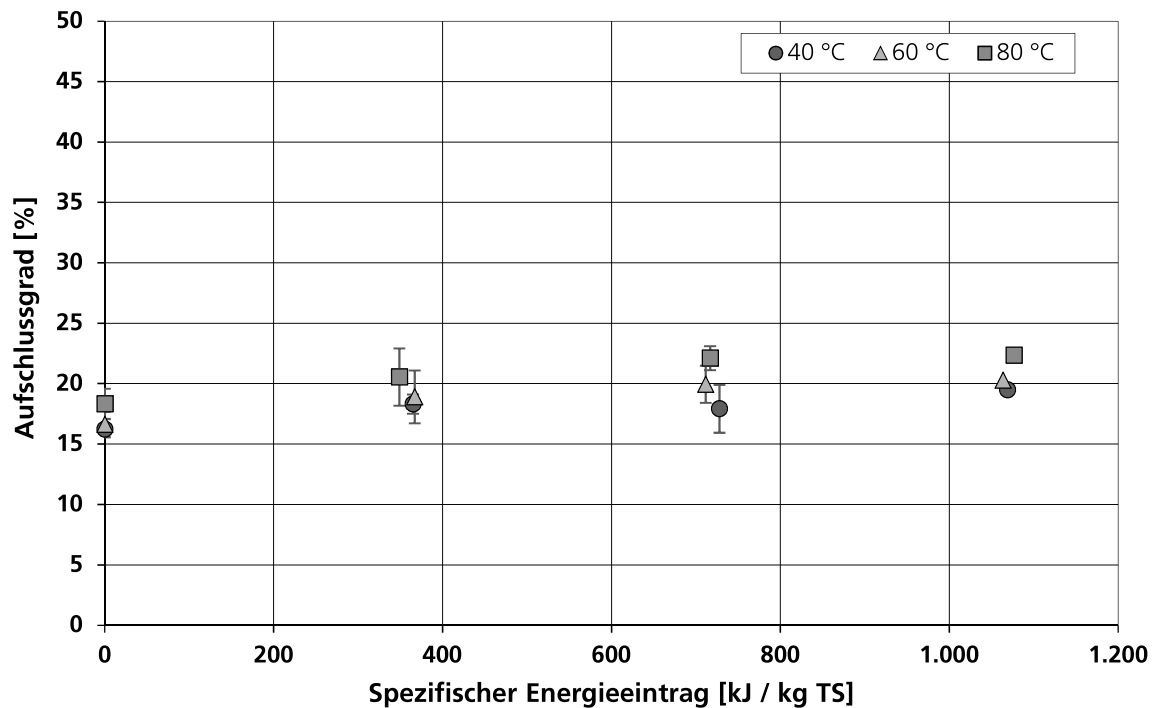


Abbildung 14: Kombiniertes thermisches und mechanisches Aufschließen von Primärschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags für unterschiedliche Temperaturen

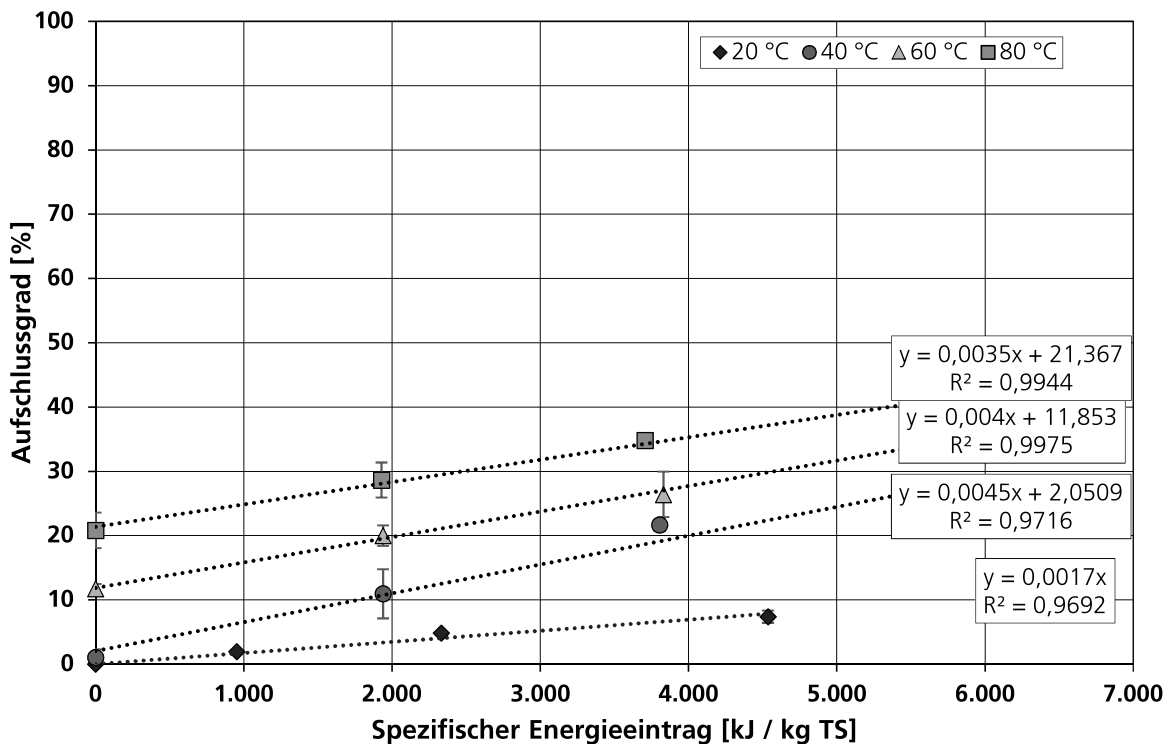


Abbildung 15: Kombiniertes thermisches und mechanisches Aufschließen von Überschussschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags für unterschiedliche Temperaturen

Prozessparameter pH-Wert

Zur Bewertung des alkalischen Aufschlusses wurden zunächst die erzielbaren Aufschlussgrade für PS und ÜS in Abhängigkeit des Trockenrückstands und des pH-Werts (siehe Abbildung 16 und Abbildung 18) bzw. der zugeführten Menge an Natronlauge (20 m.-%) (siehe Abbildung 17 und Abbildung 19) bei einer Reaktionszeit von 24 Stunden untersucht.

Hierbei zeigt sich sowohl für PS als auch ÜS ein annähernd linearer Zusammenhang zwischen Aufschlussgrad und pH-Wert im Bereich von pH 6 bis pH 13. Für PS kann der Aufschlussgrad ab einer Zugabe größer 500 ml / kg TS (analog zum pH-Wert) nicht weiter gesteigert werden (logarithmischer Zusammenhang). Bei der alkalischen Desintegration von ÜS ist der degressive Verlauf des Aufschlussgrads in Abhängigkeit der Laugendosierung vergleichsweise schwächer ausgeprägt. Ein annähernd konstanter Verlauf stellt sich erst bei einer Zugabe von ca. 1,3 l / kg TS ein.

In Abbildung 20 ist der mittlere Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ und der Aufschlussgrad von ÜS über dem eingestellten pH-Wert dargestellt. Mit steigendem pH-Wert nimmt der mittlere Partikelgrößendurchmesser leicht ab. Eine Zugabe von NaOH auf pH 12,65 reduziert den Durchmesser im Vergleich zur Rohprobe um ca. 25 %, der zugehörige Aufschlussgrad von 91 % gibt jedoch einen nahezu vollständigen Aufschluss an. Aufschlussgrad und mittlere Partikelgröße weisen daher für den alkalischen Aufschluss nur eine geringe Korrelation auf.

Der Einfluss der alkalischen Desintegration auf die EPS-Strukturen in PS und ÜS kann qualitativ in Abbildung 21 und Abbildung 22 betrachtet werden. Die hydrophoben EPS sind in den mikroskopischen Aufnahmen als weiße Stellen zu identifizieren. Sowohl für PS als auch für ÜS zeigt sich eine leichte Verkleinerung der EPS-Agglomerate.

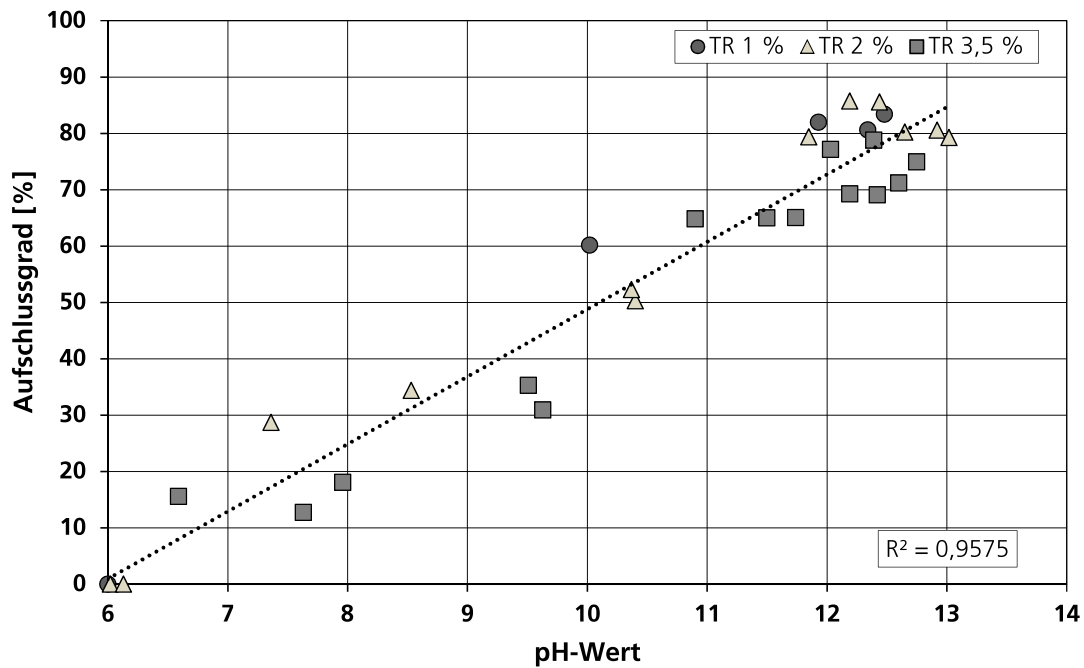


Abbildung 16: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit des pH-Werts und TR

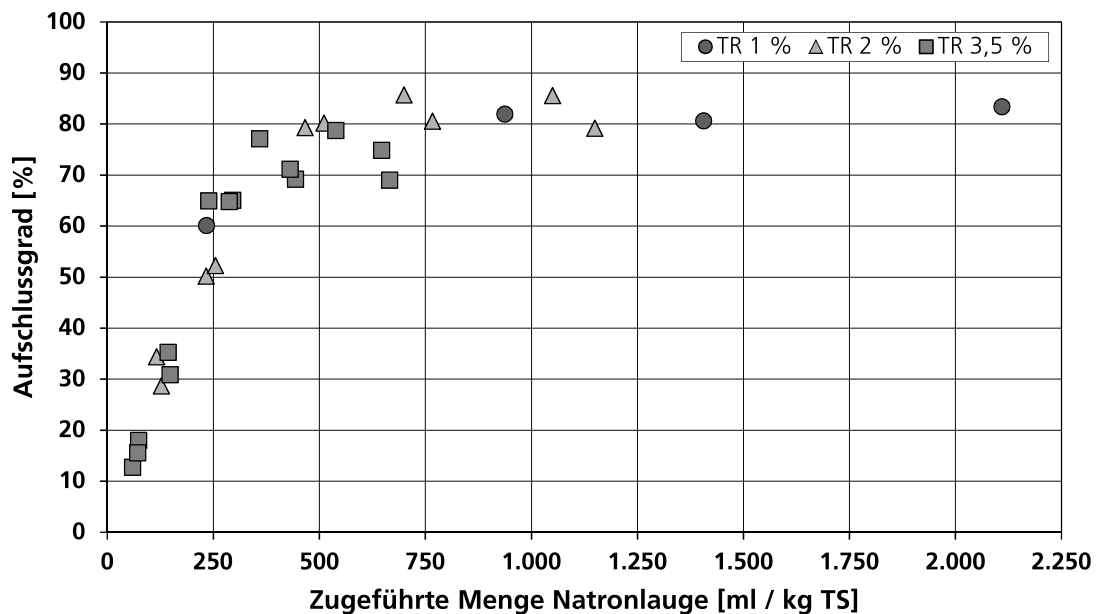


Abbildung 17: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit der zugeführten Menge an Natronlauge (20 m.-%) pro kg TS

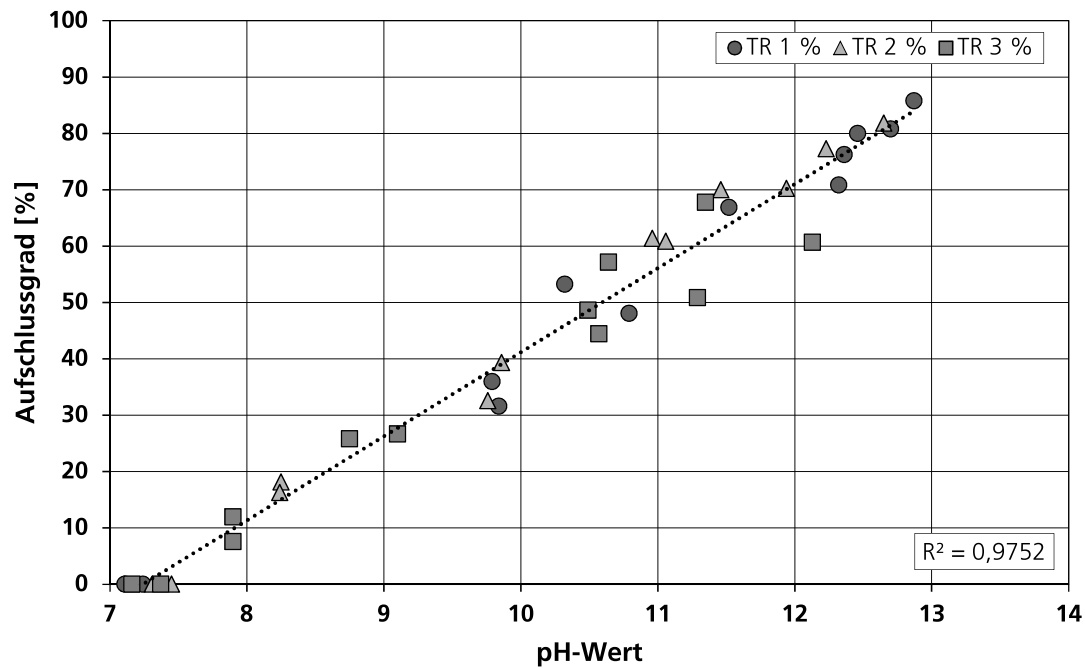


Abbildung 18: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit des pH-Werts und TR

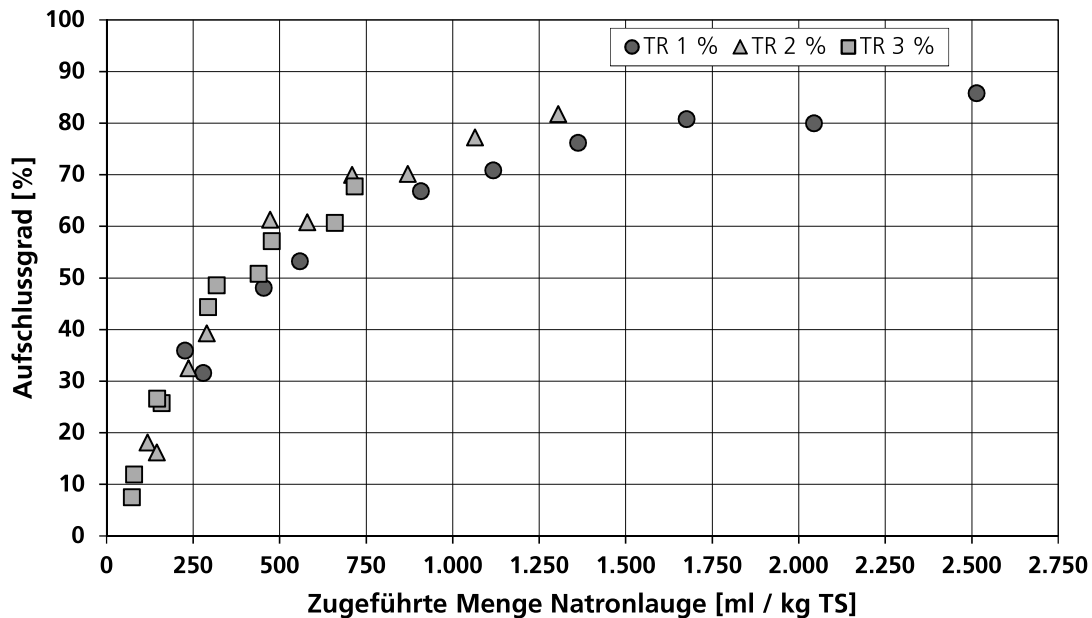


Abbildung 19: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit der zugeführten Menge an Natronlauge (20 m.-%) pro kg TS

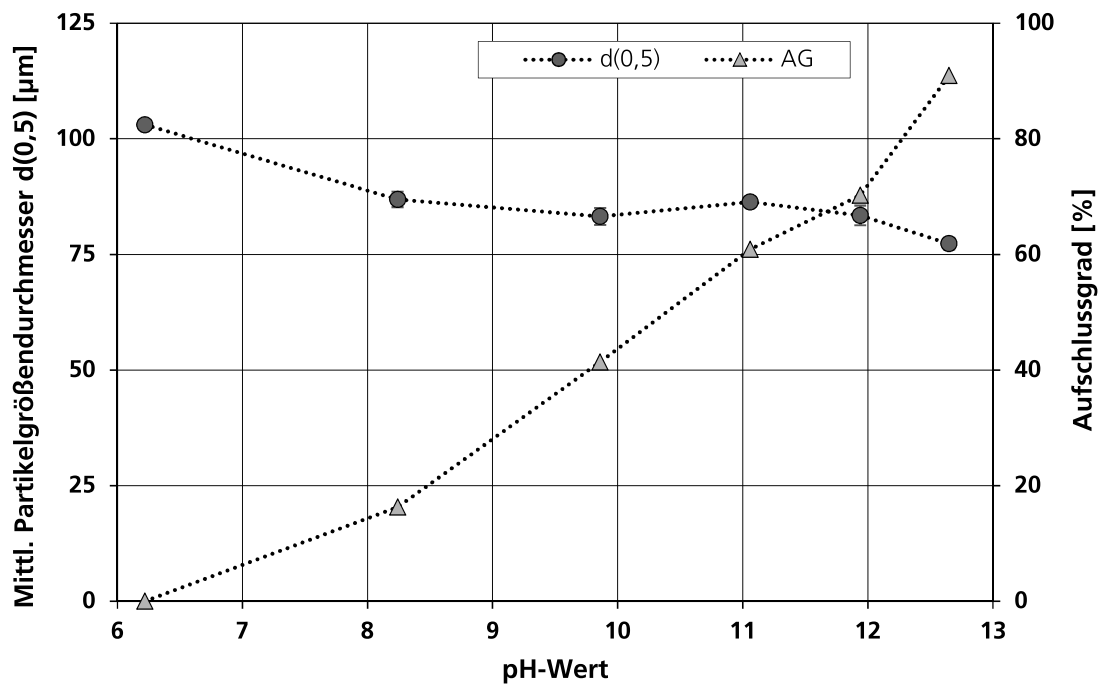


Abbildung 20: Volumengewichteter mittlerer Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ und Aufschlussgrad in Abhängigkeit des pH-Werts für die alkalische Desintegration von Überschussschlamm

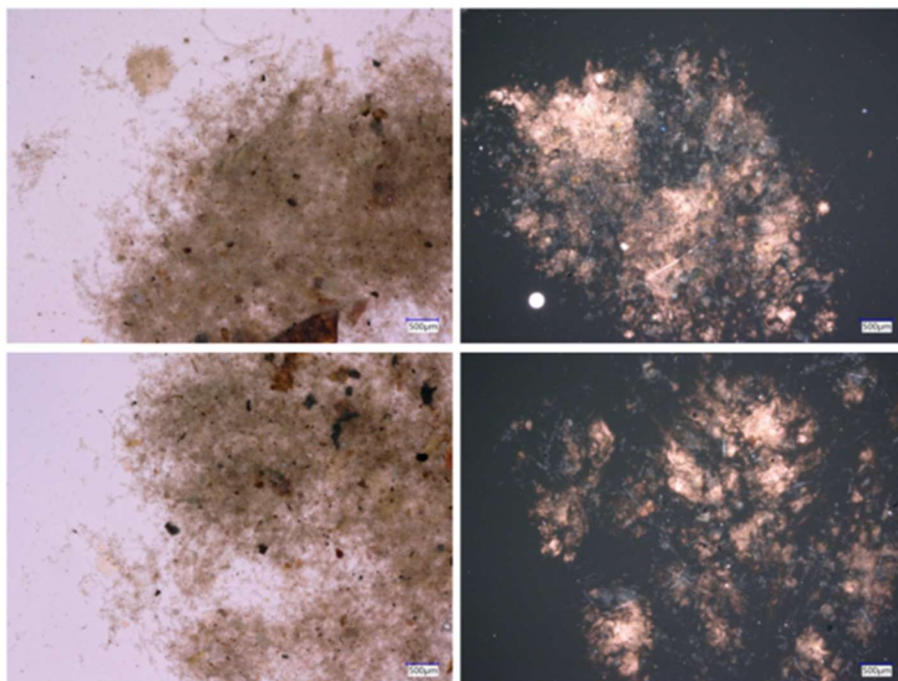


Abbildung 21: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbtem PS (o. l., o. r.) sowie mit pH 10,5 alkalisch behandelten PS (u. l., u. r.)

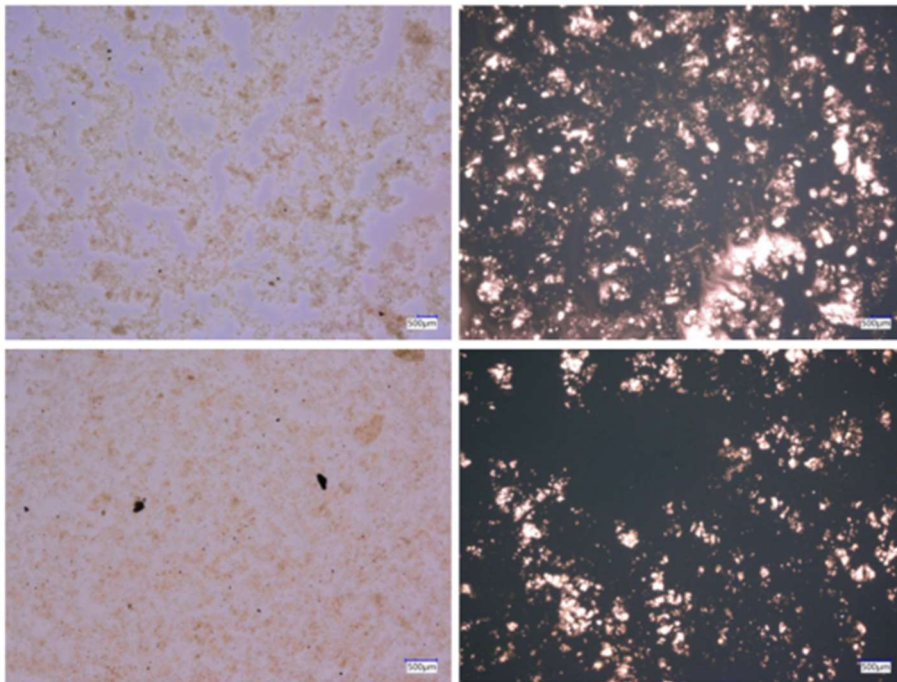


Abbildung 22: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbtem ÜS (o. l., o. r.) sowie mit pH 10,5 alkalisch behandeltem ÜS (u. l., u. r.)

Zur Betrachtung der Wechselwirkungen von Ultraschallbehandlung und alkalischer Desintegration wurden Versuche zur Reaktionszeit der Natronlauge (10 min und 24 h) sowie der zusätzlichen Desintegration mittels Ultraschall (50 kJ / l) durchgeführt (siehe Abbildung 23 und Abbildung 24). Die Reaktionszeit von 10 Minuten orientiert sich an der Verweilzeit des Schlammes in der Pilotanlage bis zur mechanischen Separation.

Die Ergebnisse zeigen einen deutlichen Einfluss der Ultraschallbehandlung auf den Aufschlussvorgang. Durch die Effekte der akustischen Kavitation werden für PS gleiche und für ÜS deutlich höhere Aufschlussgrade bei einer kombinierten alkalischen Ultraschalldesintegration erzielt als bei einer rein alkalischen Hydrolyse nach 24 h. Dies ist zum einen auf die reaktionsbeschleunigenden Wirkungen der Ultraschallbehandlung (Erhöhung des Stofftransports durch turbulente Strömungen im akustischen Strömungsfeld) und zum anderen auf die starke Desagglomeration der Schlammpartikel und Verkleinerung der Partikelgröße (Verbesserung des Oberflächen-Volumen-Verhältnisses) zurückzuführen. Darüber hinaus findet durch die mechanischen Effekte ein zusätzlicher Aufschluss von Bestandteilen statt, die durch die alkalische Hydrolyse nicht desintegriert werden.

Die Ultraschallbehandlung nimmt daher einen maßgeblichen Stellenwert für eine Umsetzung des Desintegrationsverfahrens im großtechnischen und kontinuierlichen Betrieb ein.

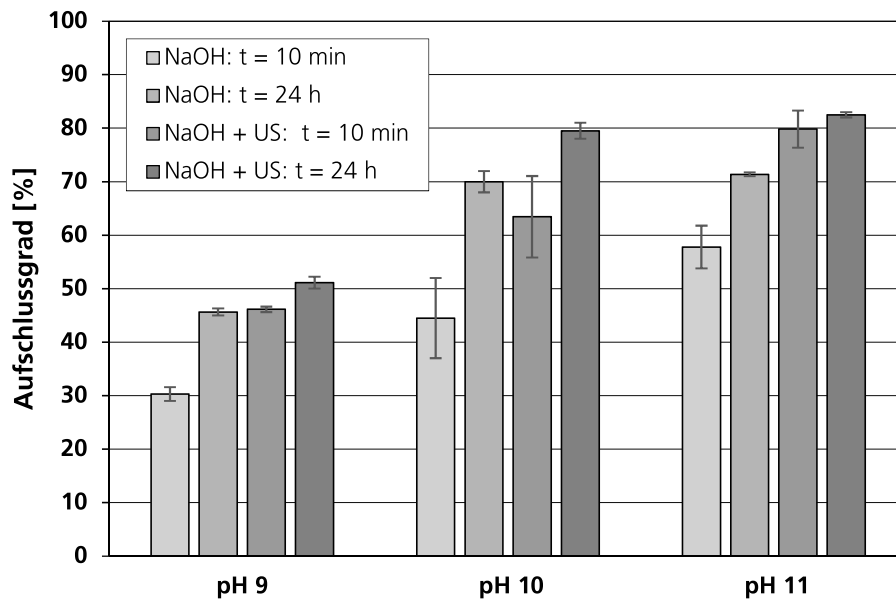


Abbildung 23: Kombiniertes alkalischer und mechanischer Aufschluss von Primärschlamm für eine Reaktionszeit von 10 min und 24 h sowie einem Energieeintrag von 50 kJ / l

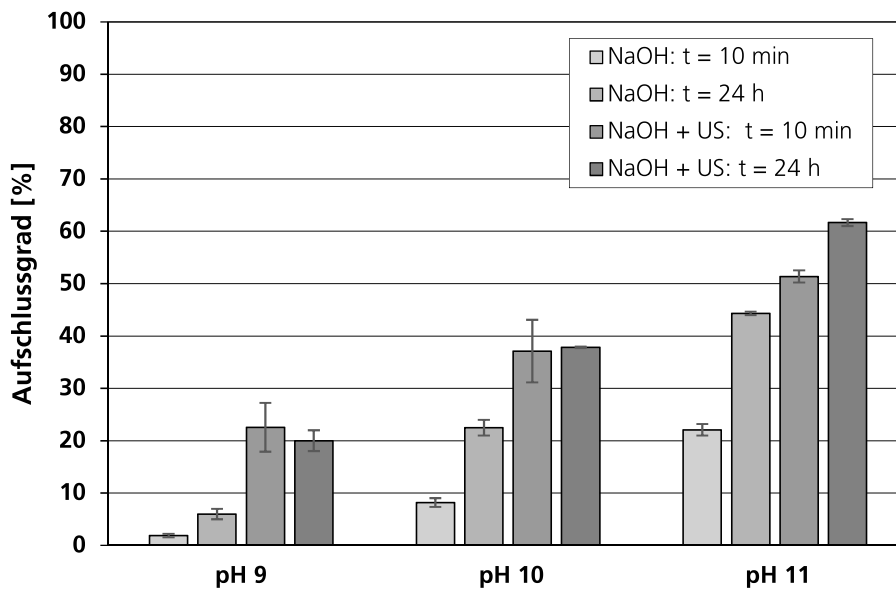


Abbildung 24: Kombiniertes alkalischer und mechanischer Aufschluss von Überschussschlamm für eine Reaktionszeit von 10 min und 24 h sowie einem Energieeintrag von 50 kJ / l

Prozessparameter Ultraschalleistung und Verweilzeit

Die Ultraschall-Kavitations-Behandlung wird maßgeblich durch die Faktoren der Ultraschalleistung und der Verweilzeit bzw. dem Volumenstrom im Reaktor beeinflusst. Aus der Ultraschalleistung und der Verweilzeit ergibt sich die eingetragene Energie. Zum Vergleich der unterschiedlichen Versuchsreihen wird der spezifische Energieeintrag in Bezug auf die behandelte Trockensubstanz verwendet.

Zur Bewertung der mechanischen Desintegration ist in Abbildung 25 und Abbildung 26 der erzielte Aufschlussgrad für PS und ÜS in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags aufgetragen. Der Energieeintrag wurde dabei durch eine mehrfache Behandlung im Ultraschallreaktor (Kreislaufführung) erhöht.

Es zeigt sich ein annähernd linearer Zusammenhang zwischen Aufschlussgrad und spezifischem Energieeintrag. Im Vergleich zum thermischen und alkalischen Aufschluss werden jedoch relativ hohe Energieeinträge (ca. 10.000 kJ / kg TS) für einen Aufschlussgrad von 10 % benötigt.

Im Gegensatz dazu bewirkt die Ultraschalldesintegration eine sehr deutliche Reduktion der Partikelgröße von ÜS (siehe Abbildung 27). Bereits bei spezifischen Energieeinträgen von ca. 1.000 kJ / kg TS findet eine Verkleinerung im Vergleich zur Rohprobe um etwa 70 % statt. Im weiteren Verlauf der Beschallung wird keine weitere wesentliche Reduktion erzielt. Demnach desagglomeriert die Ultraschallbehandlung insbesondere die Schlammflocken des ÜS. Dies wird ebenfalls durch die Literatur bestätigt [10]. Im Vergleich zu thermischen und alkalischen Behandlung ist die Partikelgrößenverkleinerung bei der Ultraschallbehandlung am deutlichsten ausgeprägt.

Die Effekte der Ultraschalldesintegration sind ebenfalls anhand der mikroskopischen Betrachtung der EPS-Strukturen in Abbildung 28 und Abbildung 29 zu erkennen. Für PS lassen sich im Vergleich zur unbehandelten Schlammprobe isolierte Fasern ohne Anteil von EPS identifizieren. Bei der Behandlung von ÜS ist sowohl eine deutliche Verkleinerung der Schlammflocken als auch der EPS zu beobachten.

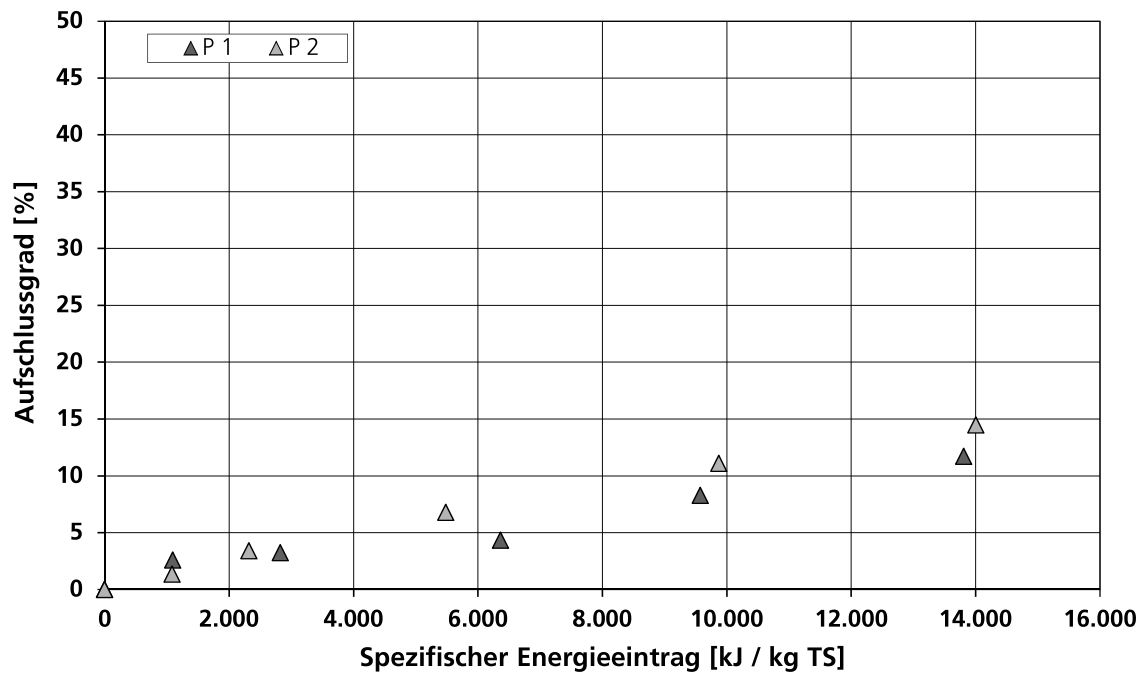


Abbildung 25: Aufschlussgrad der mechanischen Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags (3 % TR)

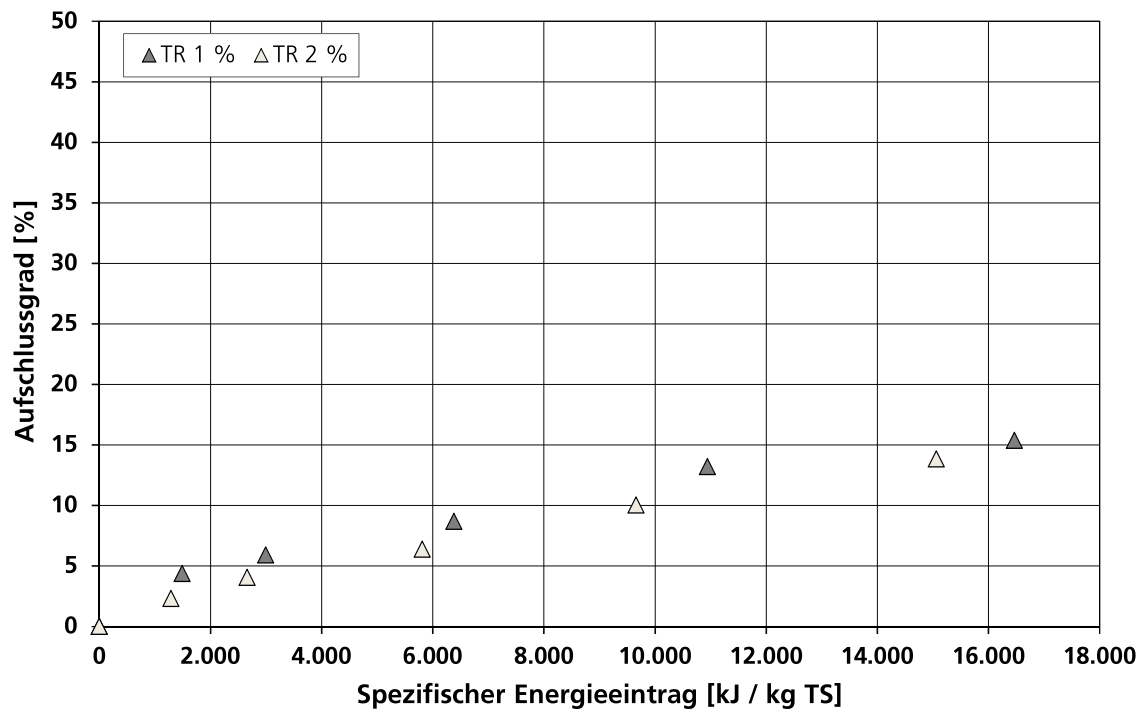


Abbildung 26: Aufschlussgrad der mechanischen Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags

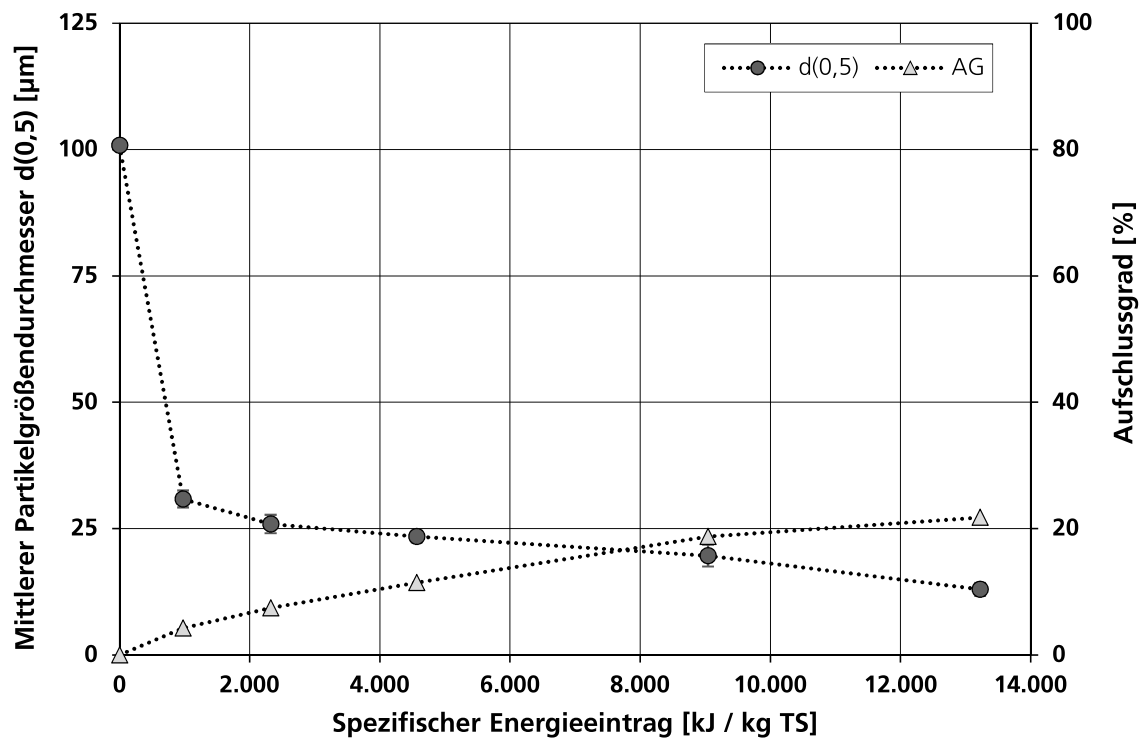


Abbildung 27: Mittlerer Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ und Aufschlussgrad in Abhängigkeit des spez. Energieeintrags für die mechanische Desintegration von ÜS

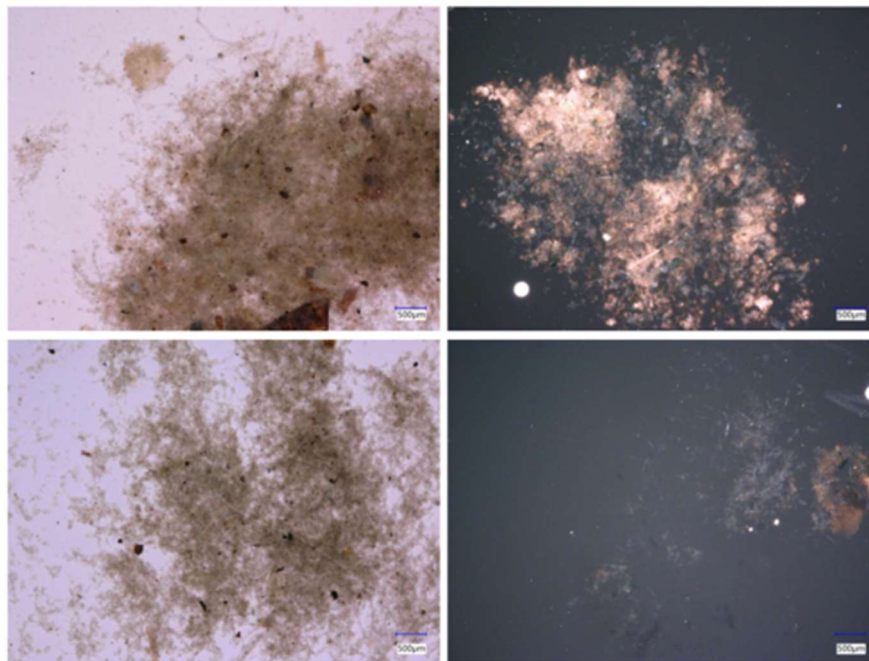


Abbildung 28: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbtem PS (o. l., o. r.) sowie mit 1.800 kJ / kg TS Ultraschall behandelten PS (u. l., u. r.)

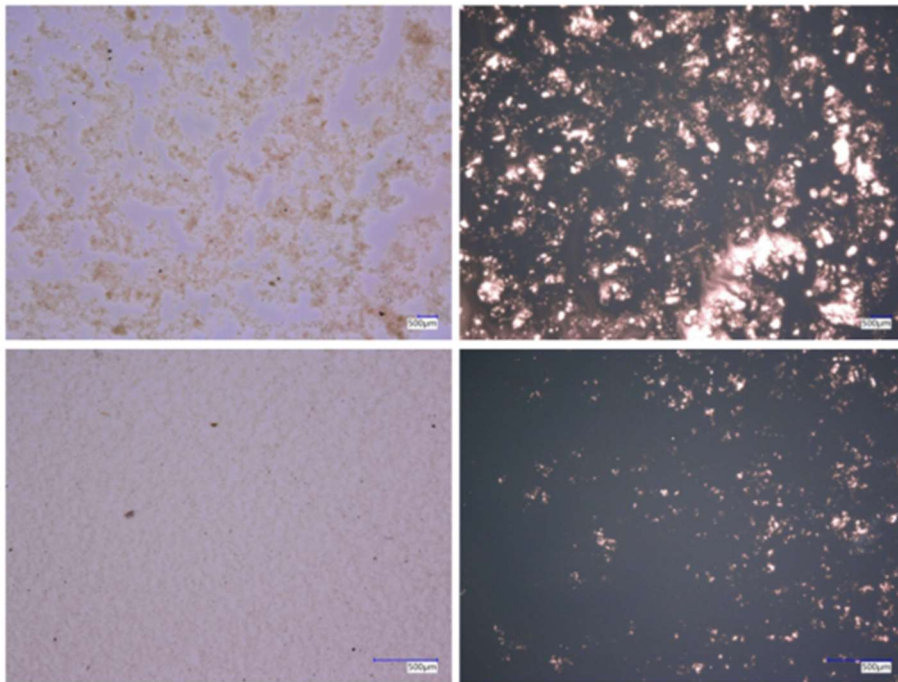


Abbildung 29: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbtem ÜS (o. l., o. r.) sowie mit 2.000 kJ / kg TS Ultraschall behandelten ÜS (u. l., u. r.)

Zur Beurteilung der Auswirkungen der Prozessparameter auf die akustische Kavitation und die damit einhergehende mechanische Desintegration wurde der zusätzliche Aufschluss im kombinierten kontinuierlichen Verfahren in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags sowie der Ultraschalleistung und des Volumenstroms für ÜS untersucht (siehe Abbildung 30 und Abbildung 31).

Insgesamt zeigt sich, dass der spezifische Energieeintrag als Resultat aus Ultraschalleistung und Volumenstrom (entsprechend der Verweilzeit im Reaktor) maßgeblich für die zusätzliche Erhöhung des Aufschlussgrads im Behandlungsverfahren ist. Für einen spezifischen Energieeintrag über 1.000 kJ / kg TS ist kein weiterer signifikanter Anstieg des Aufschlussgrads feststellbar. Gleichzeitig lassen sich für eine niedrige Ultraschalleistung und geringen Volumenstrom vergleichbare Ergebnisse zu einer hohen Ultraschalleistung und hohem Volumenstrom erzielen (bspw. 2 kW und 500 l / h sowie 9 kW und 1.000 l / h).

Für die Behandlung im kontinuierlichen großtechnischen Maßstab bedeutet dies, dass mittels einer entsprechend hohen Ultraschalleistung ebenfalls hohe Volumenströme behandelt werden können. Ein spezifischer Energieeintrag über 1.000 kJ / kg TS ist nicht notwendig. Dies deckt sich ebenfalls mit der Reduktion der Partikelgröße.

In Abhängigkeit des TR des zu behandelnden ÜS ist daher eine Ultraschalleistung von 9 kW und 1.000 l / h für einen TR von 3 % bzw. 1.500 l / h für einen TR von 2 % zu empfehlen.

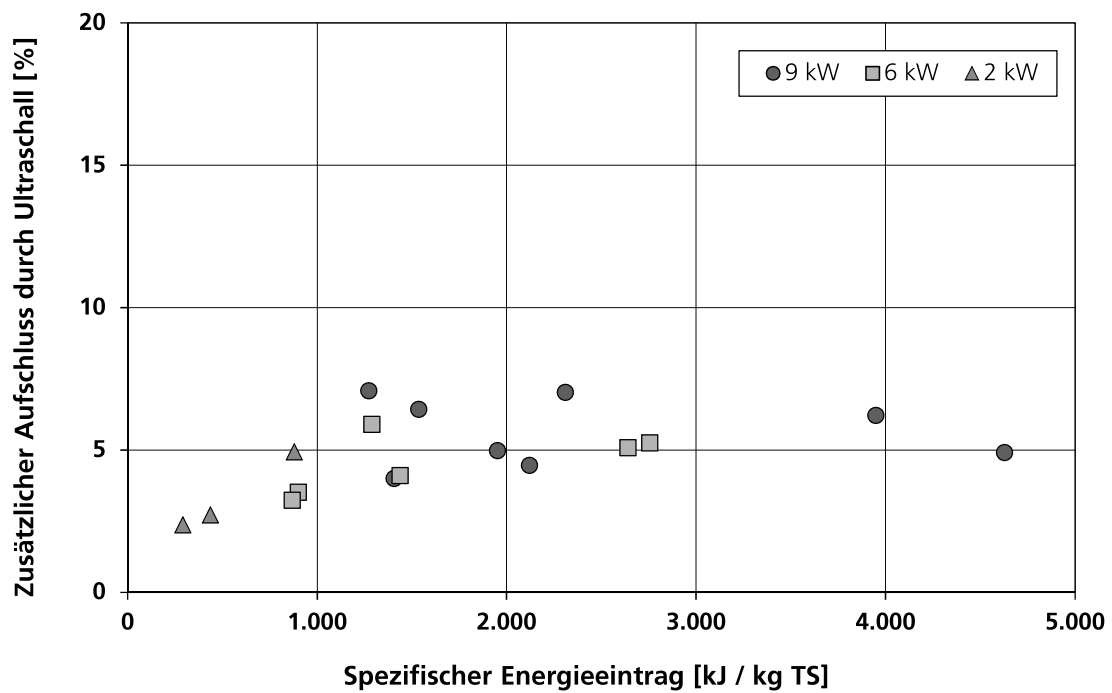


Abbildung 30: Zusätzlicher Aufschluss durch Ultraschall im kombinierten Verfahren in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags und der Ultraschalleistung (ÜS)

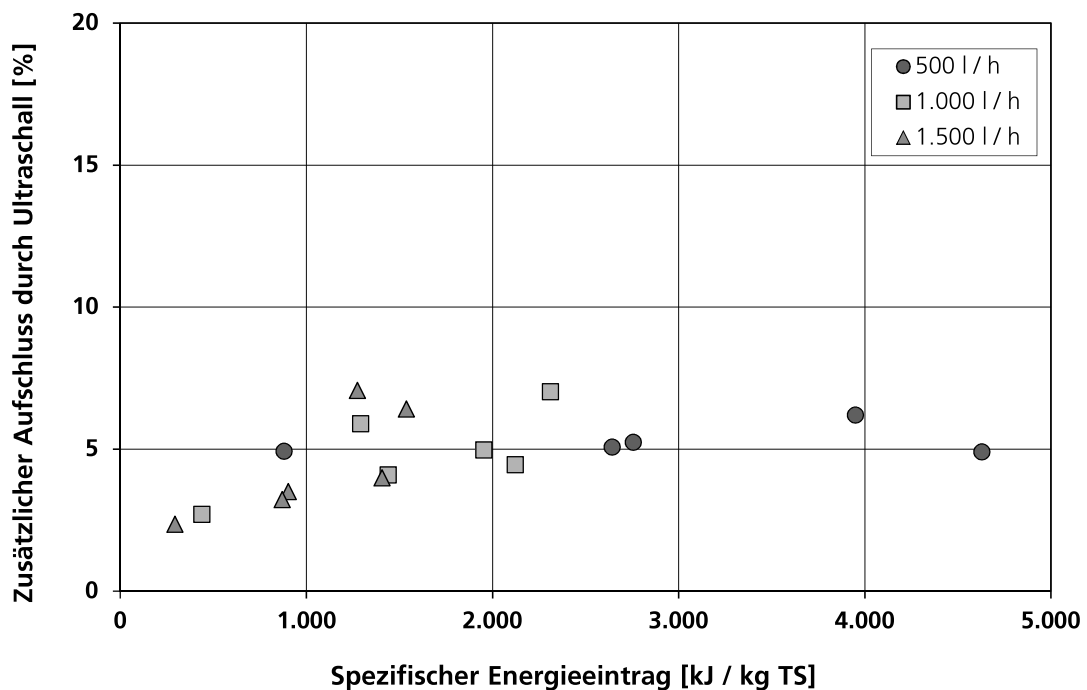


Abbildung 31: Zusätzlicher Aufschluss durch Ultraschall im kombinierten Verfahren in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags und des Volumenstroms (ÜS)

Betrachtung des Gesamtverfahrens für die Behandlung von PS

Im Versuchsbetrieb der Pilotanlage wurden an den entsprechenden Entnahmestellen Schlammproben zur Bestimmung des Aufschlussgrads entnommen. In Abbildung 32 und Abbildung 33 sind die erzielten Aufschlussgrade bzw. die Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration in Abhängigkeit der Prozessstelle und der eingestellten Prozessparameter für eine tagesspezifische Versuchsreihe dargestellt.

Die alkalische Hydrolyse durch die Zugabe von NaOH nimmt jeweils den größten Anteil an dem Gesamtaufschlussgrad ein. Mit höheren pH-Werten lassen sich Aufschlussgrade über 70 % erzielen. Der mechanische Aufschluss durch Ultraschall unterstützt dabei die Desintegration, hat jedoch für einen pH-Wert von 10,5 einen vernachlässigbaren zusätzlichen Effekt (siehe Abbildung 33). Gleichzeitig lässt sich durch die Ultraschallbehandlung die Menge an eingesetzter NaOH ohne eine Verringerung des Aufschlussgrads reduzieren. So wird für eine thermisch-alkalische Ultraschallbehandlung bei pH 8,65 mit 64 % ein vergleichbarer Aufschlussgrad zur thermisch-alkalischen Hydrolyse bei pH 9,75 erreicht (siehe Abbildung 32: Punkt 4 und 5). Hierdurch lässt sich eine erhebliche Menge an NaOH im Betrieb des Verfahrens einsparen (logarithmischer Zusammenhang).

In Abbildung 34 ist der Aufschlussgrad für mehrere exemplarische Versuchstage (1 – 6) in Abhängigkeit des pH-Werts dargestellt. Hierbei zeigt sich, dass sowohl die anteiligen Desintegrationschritte als auch der gesamte Aufschlussgrad im tagesübergreifendem Vergleich teils deutlichen Schwankungen unterliegen. Tendenziell werden durch eine pH-Wert Anhebung höhere Aufschlussgrade erzielt. Diese können aber im direkten Vergleich zu anderen Versuchsreihen dennoch niedriger liegen (bspw. 4: 66 % bei pH 10,44 und 5: 76 % bei pH 10,15).

Die relative Steigerung des Aufschlussgrads durch Ultraschall in Abhängigkeit des pH-Werts ist in Abbildung 35 dargestellt. Für pH-Werte unter 10 führt die mechanische Desintegration zu einer signifikanten Erhöhung des Aufschlussgrads um bis zu 38 %. Für höhere pH-Werte sind jedoch nur noch unwesentliche zusätzliche Effekte nachzuweisen.

Insgesamt ist daher für die Behandlung von PS im kombinierten thermisch-alkalischen Desintegrationsverfahren ein pH-Wert zwischen 9 und 10 zu empfehlen.

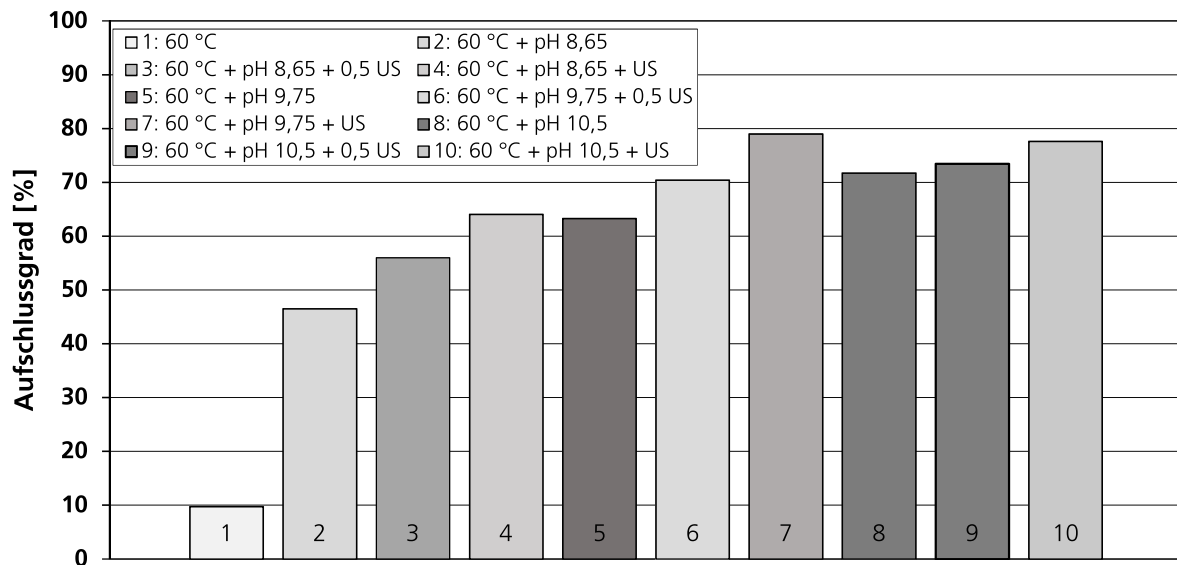


Abbildung 32: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads für eine tagesspezifische Versuchsreihe (PS; US 9 kW bzw. 4,5 kW)

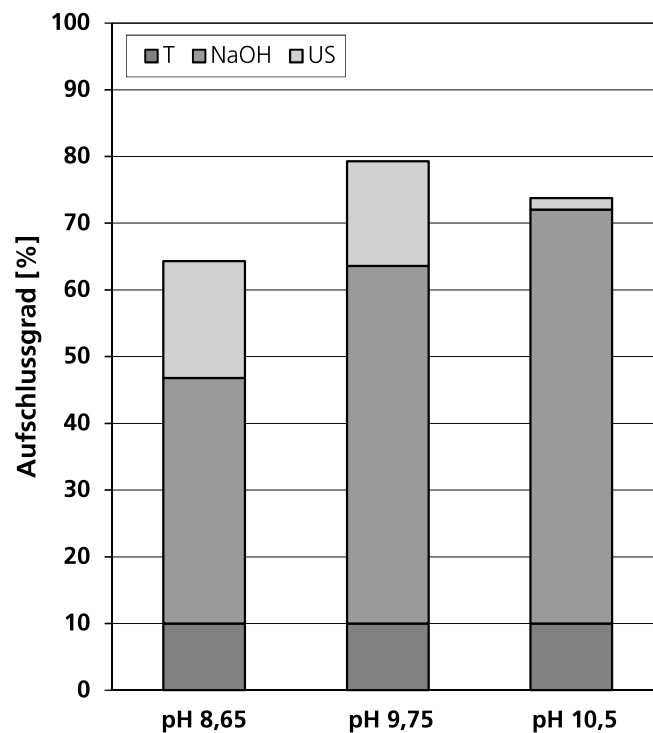


Abbildung 33: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für eine tagesspezifische Versuchsreihe (PS; US 9 kW)

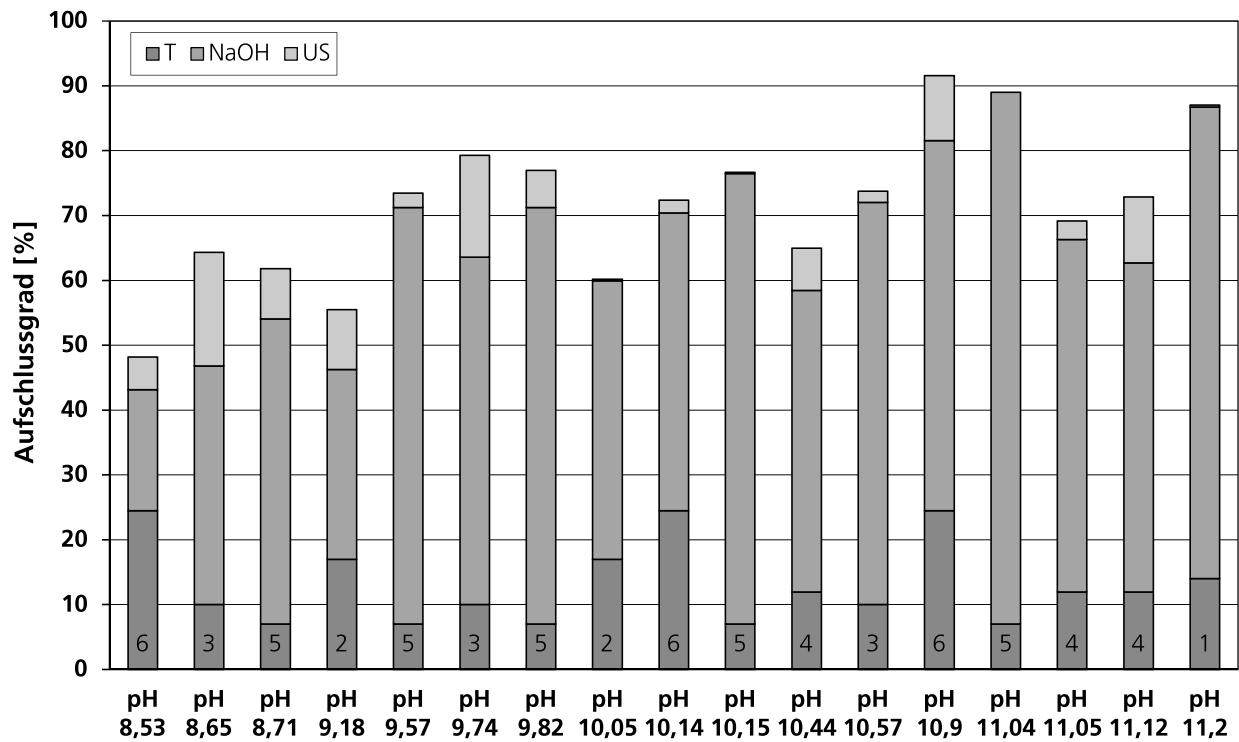


Abbildung 34: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte und Versuchsreihen (PS; US 9 kW)

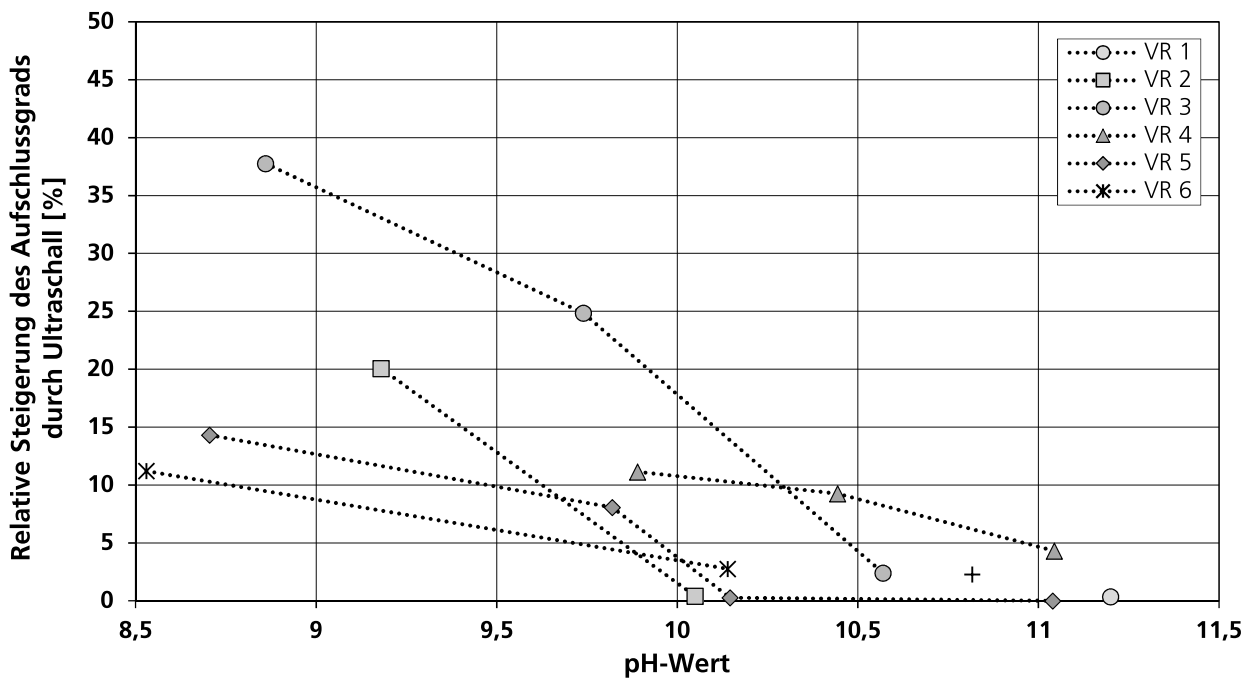


Abbildung 35: Erzielter Aufschlussgrad durch Ultraschall in Relation zum thermisch-alkalischen Aufschluss (PS; US 9 kW)

Betrachtung des Gesamtverfahrens für die Behandlung von ÜS

Analog zum Versuchsbetrieb der Pilotanlage mit PS wurden Untersuchungen zur Behandlung von ÜS durchgeführt. In Abbildung 36 sind dazu die erzielten Aufschlussgrade für eine tagesspezifische Versuchsreihe dargestellt. Dabei zeigt sich, dass für einen effektiven Aufschluss höhere pH-Werte notwendig sind. Durch die Kombination aus 60 °C, pH 9,85 und Ultraschall lässt sich ein Aufschlussgrad von 73,5 % erzielen.

Dies lässt sich ebenfalls bei der Betrachtung mehrerer Versuchsreihen bestätigen (siehe Abbildung 37). Für einen pH-Wert von 8 nehmen die jeweiligen Desintegrationsmethoden ca. ein Drittel des Gesamtaufschlussgrads ein, dieser verbleibt aber mit ca. 23 % auf einem vergleichsweise niedrigen Niveau. Bei einer Konditionierung auf pH 9,75 lassen sich hingegen Aufschlussgrade im Bereich von 60 % erreichen. Eine weitere Anhebung des pH-Werts auf 11,6 führt nicht zu einer signifikanten Steigerung der Desintegration.

Der relative Anteil der Ultraschall-desintegration beläuft sich ab einem pH-Wert von 9,75 auf ca. 10 % (siehe Abbildung 38).

Für die Behandlung von ÜS empfiehlt sich daher ein pH-Wert von 9,5 bis 10.

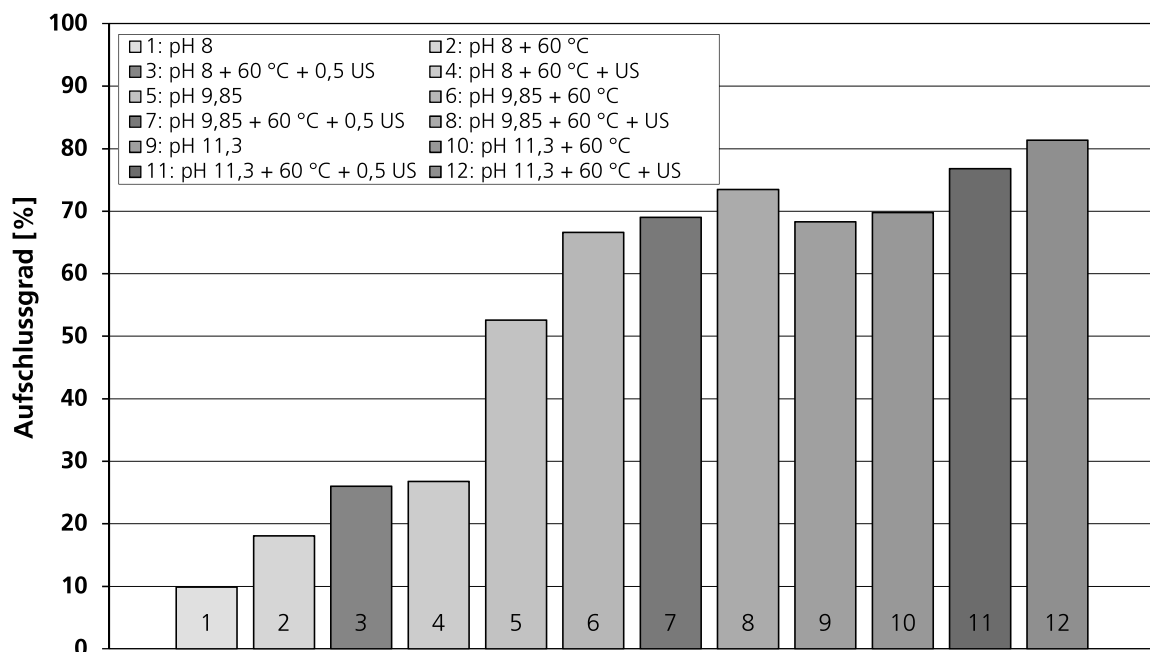


Abbildung 36: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads für eine tagesspezifische Versuchsreihe (ÜS; US 9 kW bzw. 4,5 kW)

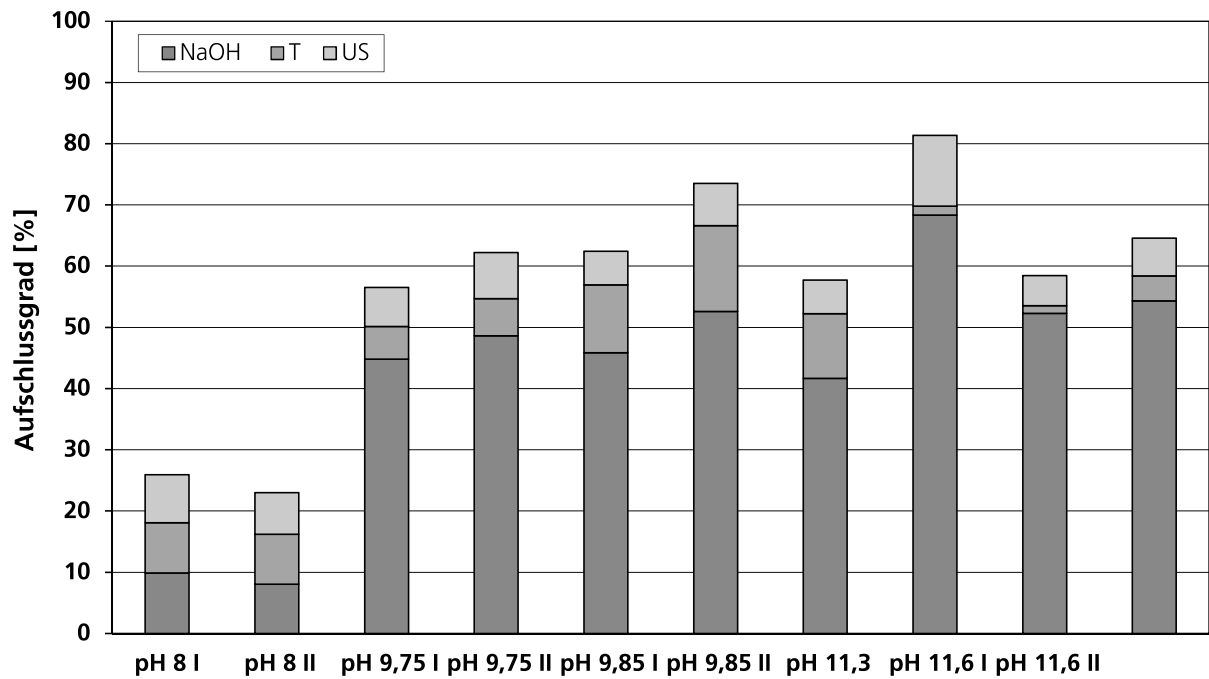


Abbildung 37: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte und Versuchsreihen (ÜS; US 9 kW)

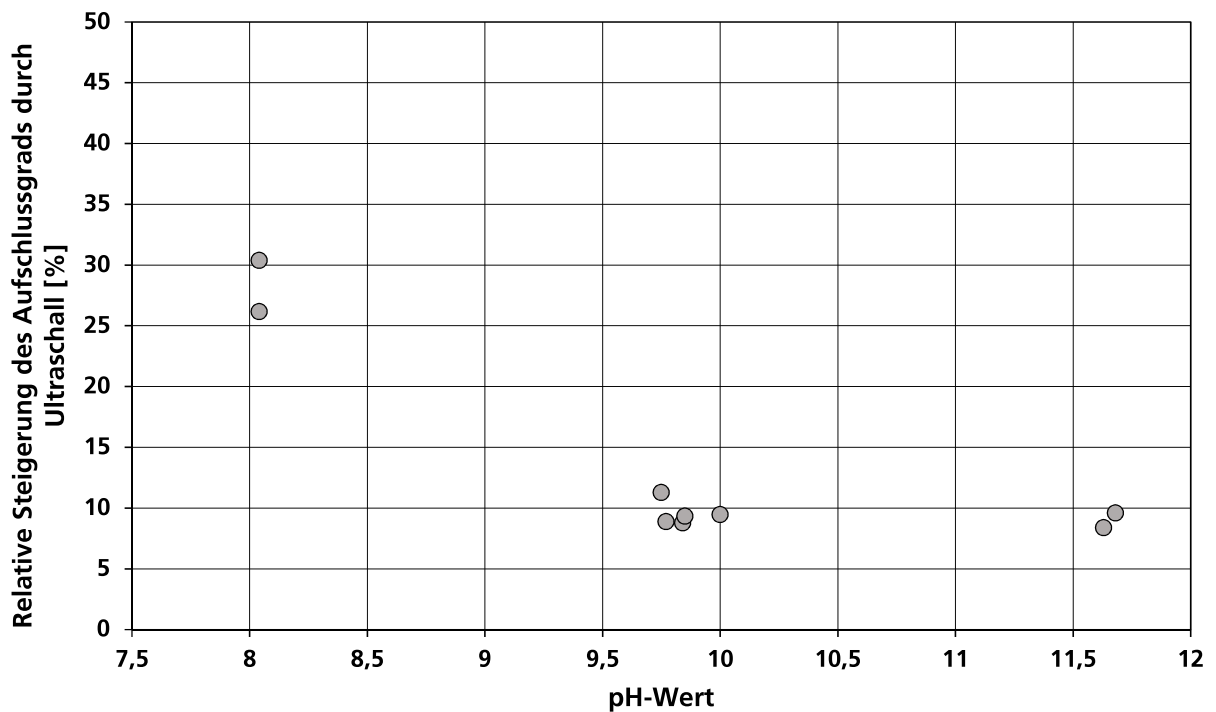


Abbildung 38: Erzielter Aufschlussgrad durch Ultraschall in Relation zum thermisch- alkalischen Aufschluss (ÜS; US 9 kW)

Betrachtung des Gesamtverfahrens für die Behandlung von Rohschlamm

Im Rahmen des Versuchsbetriebs wurde ebenfalls der Aufschluss von Rohschlamm untersucht. Dazu wurde Primärschlamm mit eingedicktem Überschussschlamm im Verhältnis 2:1 gemischt. Für die thermisch-alkalische Behandlung zeigen sich Aufschlussgrade von 43 % bei pH 9,5 bis 71 % bei pH 11,5 (siehe Abbildung 39).

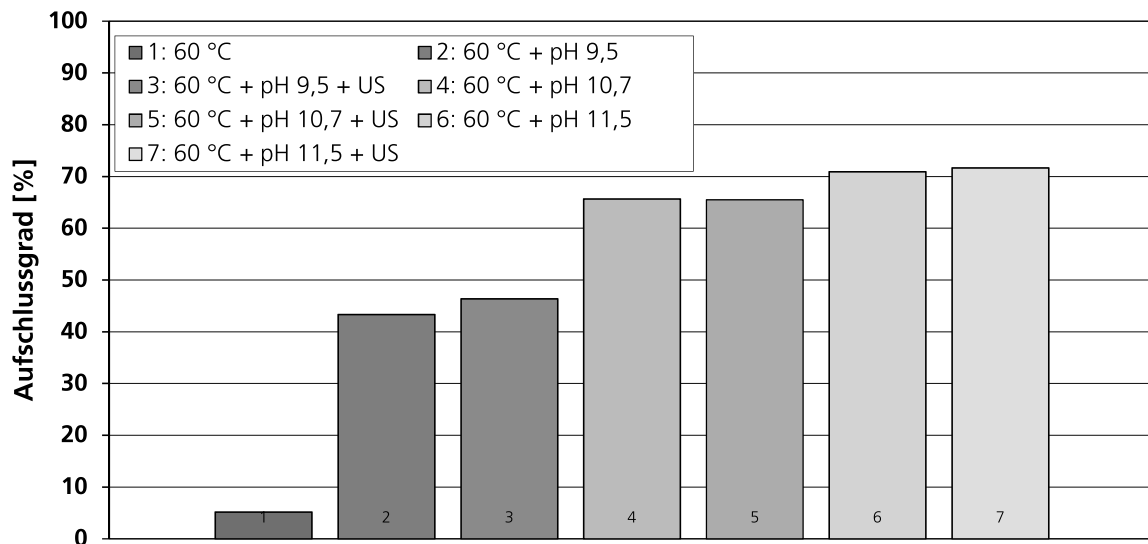


Abbildung 39: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads für eine tagesspezifische Versuchsreihe (RS; US 9 kW bzw. 4,5 kW)

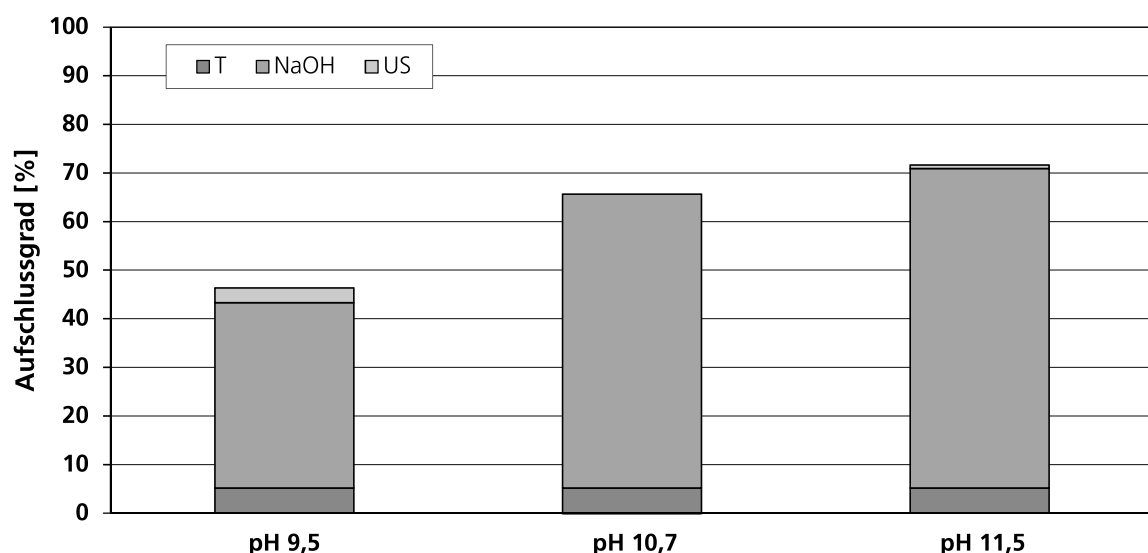


Abbildung 40: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte (RS; US 9 kW)

Insgesamt trägt die Ultraschallbehandlung zu keinem signifikanten Anteil am Aufschluss bei (siehe Abbildung 40). Dies ist auf den Einsatz von Flockungsmitteln im eingedickten Überschussschlamm zurückzuführen. Eine Behandlung von Schlämmen, die mit Flockungsmitteln konditioniert wurden, ist daher nicht zielführend.

Behandlung von aerob stabilisiertem Schlamm

Zusätzlich zur Behandlung des Schlammes der KA Hückeswagen wurden Versuche zur Desintegration von aerob stabilisiertem Schlamm (AS) der KA Wermelskirchen durchgeführt. Dazu wurde der Schlamm in IBC-Container (1 m³) zur Pilotanlage transportiert und analog zur Beschreibung des Versuchsbetriebs behandelt.

In Abbildung 41 und Abbildung 42 sind die einzelnen Prozessschritte einer tagesspezifischen Versuchsreihe mit unterschiedlichen pH-Werten sowie die Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad dargestellt. Hierbei zeigt sich ein stetiger Anstieg des Aufschlussgrads mit zunehmendem pH-Wert. Der maximale Aufschlussgrad von 60,3 % wird bei einem pH-Wert von 11,2 erzielt.

Im untersuchten Bereich trägt die Desintegration mittels Ultraschall mit einem relativ konstanten Anteil von ca. 13 % zum Aufschlussgrad unabhängig vom pH-Wert bei.

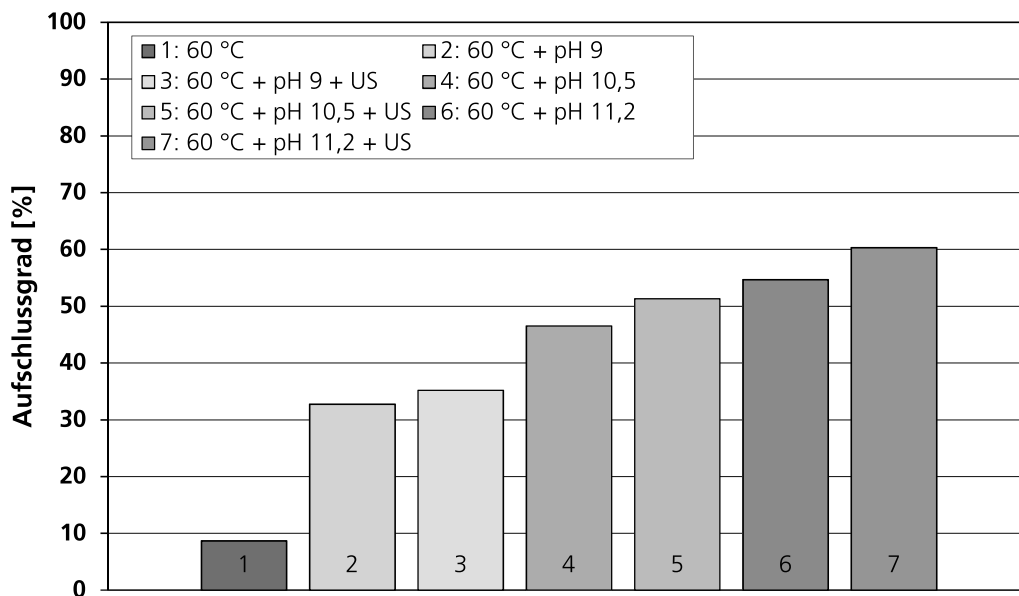


Abbildung 41: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads einer tagesspezifische Versuchsreihe (AS; US 9 kW)

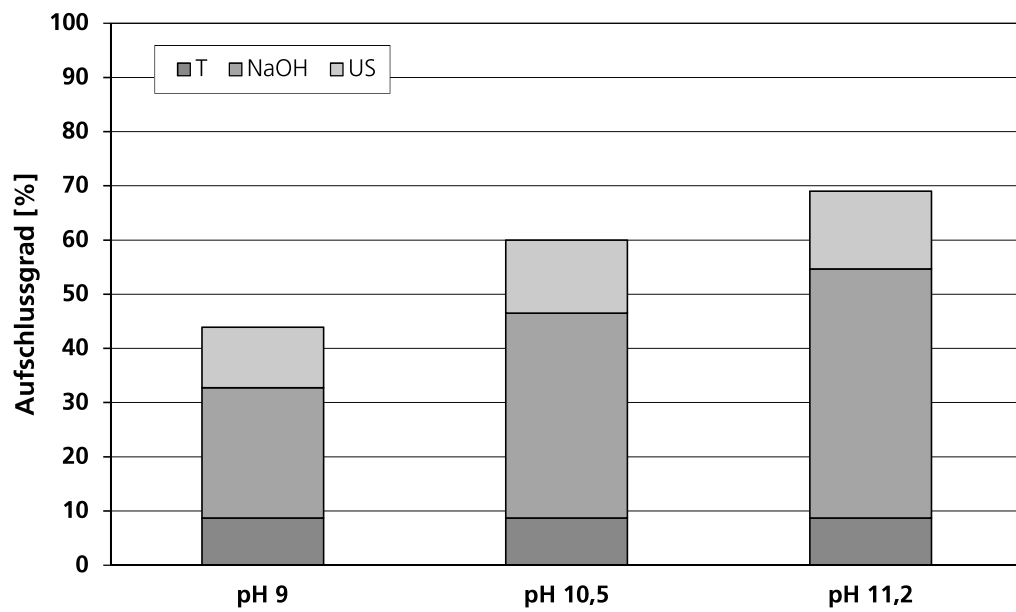


Abbildung 42: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte (AS; US 9 kW)

1.4 AP 3 und AP 4: Verwertung und Analytik der Stoffströme

Hauptaugenmerk der Arbeitspakete 3 und 4 liegt auf der stofflichen und energetischen Verwertung der Stoffströme des Verfahrens. Für die Faserfraktion (AP 3.1 „Verwertung der Faserfraktion“) werden unterschiedliche Möglichkeiten der Trocknung und Aufbereitung zur energetischen Verwertung als Brennstoff bzw. einer stofflichen Verwertung untersucht. Die Flüssigkeitsphase wird hinsichtlich des anaeroben Abbaus (AP 3.4 „Vergärung der Flüssigkeitsphase im Festbettreaktor“) und des Rückgewinnungspotentials der Stickstoff- und Phosphorfrachten (AP 3.3 „Gewinnung von Stickstoff- und Phosphordünger“, AP 4.2 „Stickstoff, Phosphor und sonstiges“) betrachtet. Zudem wird die Schadstoffkonzentration der separierten Feststofffraktion ermittelt (AP 4.1 „Arzneimittelrückstände und Schwermetalle“).

Tabelle 3: Gegenüberstellung der Zielsetzung und der erreichten Ergebnisse (AP 3 und AP 4)

Zielsetzung	Erzielte Ergebnisse
Verwertung der Faserfraktion (AP 3.1)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Separation (Filterpresssystem; Trommelzentrifuge) und Trocknung der Faserfraktion ○ Konfektionierung (Pelletierung, Brikettierung) der Feststofffraktion ○ Brennstoffcharakterisierung und Verwertung in Pyrolyse/HTC
Verarbeitung der Gelfraktion (AP 3.2)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Separation von geringen Mengen unter anlagenspezifisch großem Aufwand ○ Nach Desintegration und Zerkleinerung Empfehlung zum anaeroben Abbau in Flüssigkeitsphase
Gewinnung von Stickstoff- und Phosphordünger (AP 3.3) Stickstoff, Phosphor und sonstiges (AP 4.2)	<ul style="list-style-type: none"> ○ IC- und ICP-OES Analytik zur Rücklösung von PO₄ in der Flüssigkeitsphase und Verbleib in der Feststofffraktion für verschiedene Prozessparameter ○ Kjeldahl-Analytik (TKN) der Flüssigkeits- und Feststofffraktion für verschiedene Prozessparameter ○ Bilanzierung der Phosphor- und Stickstofffrachten in den Stoffströmen
Vergärung der Flüssigkeitsphase im Festbettreaktor (AP 3.4)	<ul style="list-style-type: none"> ○ Untersuchungen zum anaeroben Abbau der behandelten Schlammproben ○ Konzeptionierung und Bau eines EGSB-Reaktors ○ Vergärung der Flüssigkeitsphase im EGSB-Reaktor

1.4.1 Verwertung der Faserfraktion

Im Pilotanlagenbetrieb wurde parallel zur Ermittlung der optimalen Prozessparameter (AP 2) Probenmaterial der separierten Faserfraktion des Primärschlammes entnommen. Zur mechanischen Separation wurde sowohl ein Filterpresssystem als auch eine Trommelzentrifuge getestet. Die Feststofffraktion nach Abtrennung in der Trommelzentrifuge ist in Abbildung 43 dargestellt.

Die separierten Fasern wurden auf ihre Trocknungseigenschaften untersucht und in verschiedenen Mischungsverhältnissen pelletiert und brikettiert. Zur Beurteilung einer stofflichen Verwertung wurde Probenmaterial pyrolysiert und carbonisiert. Zudem wurde eine Charakterisierung der Brennstoffeigenschaften vorgenommen.



Abbildung 43: Separierte Faserfraktion nach der Behandlung von Primärschlamm (Trommelzentrifuge)

Trocknung der Faserfraktion

Die nach unterschiedlichen Behandlungsparametern abgetrennten Faserfraktionen wurden hinsichtlich ihrer Trocknungseigenschaften untersucht. Dazu wurden Trocknungsversuche bei Raumtemperatur (ca. 20 °C) sowie einem beheizten Klimaraum (37 °C) durchgeführt. Vorab wurden die Fasern zerkleinert. Abbildung 44 zeigt das Trocknungsverhalten verschiedener Feststofffraktion von PS nach der Separation mittels Trommelzentrifuge.

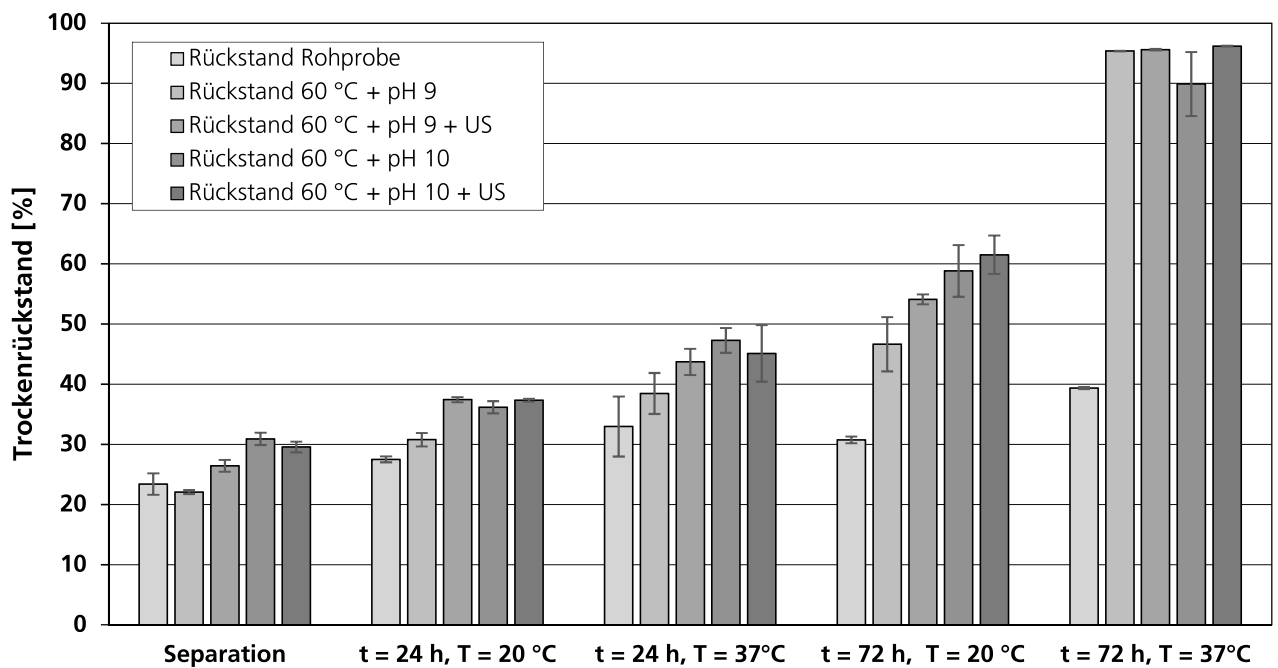


Abbildung 44: TR der separierten Feststofffraktion für verschiedene Prozessparameter sowie für unterschiedliche Trocknungszeiten und -temperaturen (PS, Trommelzentrifuge)

Konfektionierung der Faserfraktion

Das Pelletieren oder Brikettieren der getrockneten Faserfraktion erhöht die Schüttdichte des biogenen Festbrennstoffs. Zusätzlich werden die volumetrische Energiedichte sowie die Fließ- und Dosiereigenschaften des Materials homogenisiert und verbessert.

Zur Herstellung der Pellets und Briketts wird die Biomasse unter Druck- und Temperatureinwirkung in die entsprechende Form mit z. B. einer Kollergangpresse / Hohlpresse (für Pellets) oder einer Kolbenstrangpresse überführt. Innerhalb der Pellets und Brikettes sorgen verschiedene Bindungsmechanismen (u. a. Sinterbrücken, Festkörperbrücken) für den Zusammenhalt.

Pelletierung der Faserfraktion:

Zur Herstellung der Pellets wurde die Faserfraktion unter Druck- und Temperatureinwirkung mit der Kollergangpresse Typ – 14-175 von Amandus Kahl pelletiert (siehe Abbildung 45).

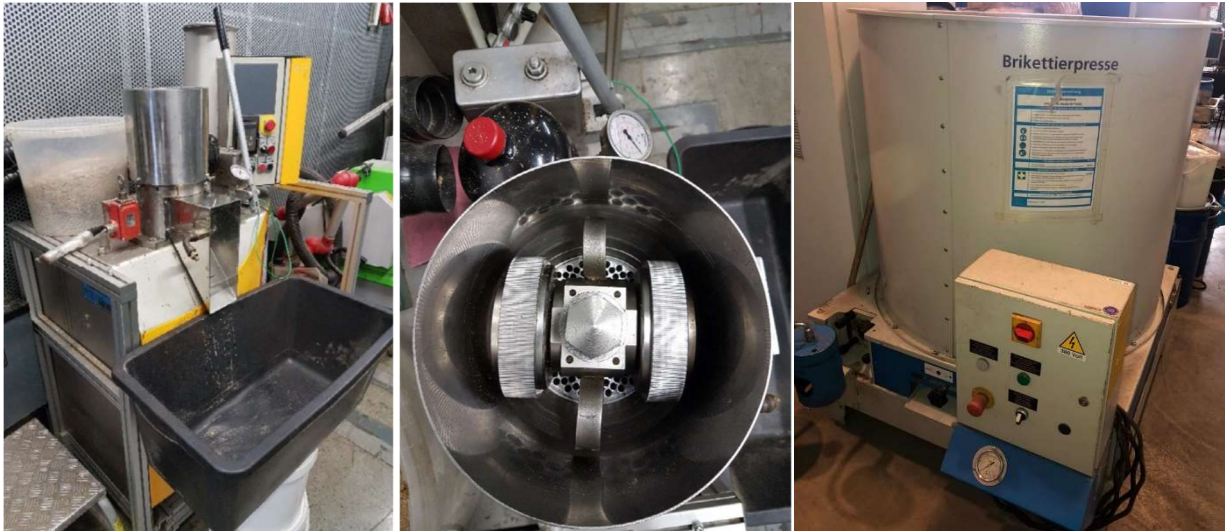


Abbildung 45: Pelletieranlage mit (l.) Koller und Flachmatrize (m.) sowie Brikettierpresse (r.)

Die vorbehandelte Faserfraktion wurde auf die ausgewählten Wassergehälter eingestellt und bei einer Temperatur > 50 °C an der Außenseite der Kollergangpresse pelletiert (siehe Tabelle 4). Das Pelletieren erfolgte über eine Matrize mit einem Durchmesser zu Längen-Verhältnis von 4 („4er Matrize“).

Tabelle 4: Versuchsparameter der Pelletierung

Flachmatrize	Durchmesser Presskanals	Länge Presskanals	Wassergehalt
4 er	6 mm	24 mm	10 %
4 er	6 mm	24 mm	20 %
4 er	6 mm	24 mm	30 %



Abbildung 46: Getrocknete Faserfraktion und hergestellte Pellets (l.) sowie hergestellte Briketts (r.)

Brikettierung:

Analog zur Pelletierung wurden die getrockneten vier Proben mit unterschiedlichen Wassergehalten untersucht. Dazu wurde die Brikettierpresse Dinamic 50N von COMAFER mit einem Brikettdurchmesser von 50 mm verwendet (siehe Abbildung 45). Es zeigte sich, dass ein Wassergehalt den Brikettierprozess negativ beeinflusst. Daher sind Faserfraktionen für die Brikettierung auf einen TR von mindestens 95 % zu trocknen.

Brennstoffcharakterisierung

Die Bewertung der pelletierten Faserfraktion für eine potentielle thermische Verwertung erfolgt anhand einer Brennwertcharakterisierung (siehe Tabelle 5). Die Rohprobe dient als Referenz zur behandelten, separierten und pelletierten Faserfraktion und wurde abweichend in einem Trockenschrank bei 105 °C getrocknet.

Insgesamt liegt der Brennwert von 15 MJ / kg im Bereich von Braunkohle und ist somit für eine thermische Verwertung geeignet. Aufgrund der Desintegration im Behandlungsprozess und der Überführung der Organik in die Flüssigkeitsphase (gelöster CSB) ist dieser jedoch im Vergleich zur Rohprobe niedriger. Ebenfalls wird durch den Aufschluss der Aschegehalt auf ca. 14,6 % gesteigert.

Tabelle 5: Brennwertcharakterisierung der separierten und getrockneten Feststofffraktion nach der Behandlung von PS im kombinierten Verfahren

Probe	Brennwert	Heizwert	Aschegehalt	N	C	H	C / H	Restfeuchte
[-]	[MJ / kg]	[MJ / kg]	[%]	[%]	[%]	[%]	[-]	[%]
Rohprobe	17,6	16,41	9,38	1,9	41,7	5,2	8,02	1,85
60 °C + pH 10 + US	15,0	13,95	14,61	0,7	35,7	4,5	7,93	2,41

Pyrolyse

Im Rahmen der Projektarbeit wurde der Ansatz zur Konversion und stofflichen Verwertung der separierten Faserfraktion (PS) in einer ablativen Flashpyrolyse untersucht. Hierfür wurde die in Abbildung 47 dargestellte Flashpyrolyse-Einheit des Fraunhofer Institut UMSICHT verwendet.

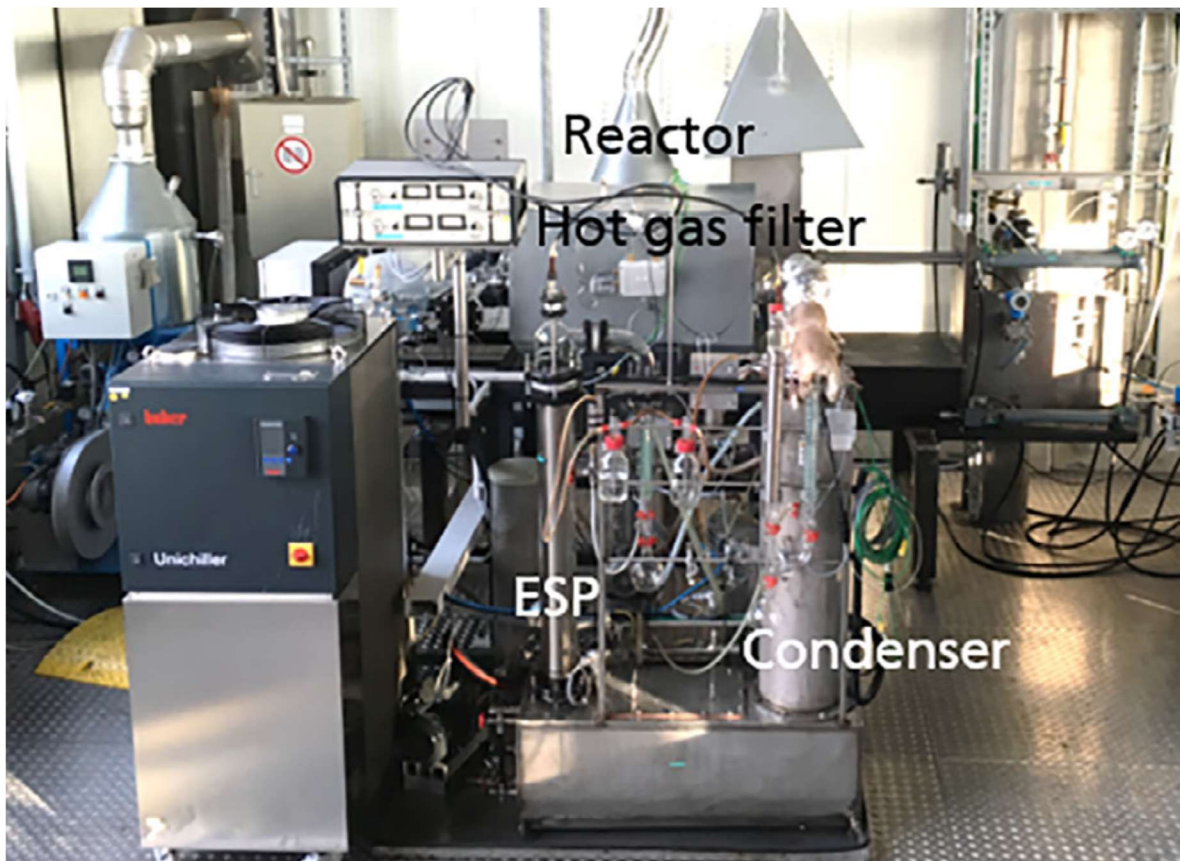


Abbildung 47: Flashpyrolyse-Einheit mit Reaktor (h.), Heißgasfiltration (m.) und Kondensationseinheit (v.)

Bei der Flashpyrolyse wird die zu einem Rundstab kompaktierte Faserfraktion (ca. 50 mm Durchmesser) auf eine heiße, rotierende Scheibe gepresst und verdampft (siehe Abbildung 48). Der dabei entstehende Pyrolysedampf wird auskondensiert. Hieraus ergeben sich das Pyrolyseöl als Hauptprodukt sowie ein Pyrolysegas und Pyrolysekoks. Die Aufheizzeiten liegen unter einer Sekunde. Als Prozessparameter kann die Temperatur der Scheibe variiert und somit Einfluss auf die Verteilung und Zusammensetzung der Produkte genommen werden. Durch die stufenweise Kondensation des Pyrolyseöls können Fraktionen mit unterschiedlichen Inhaltsstoffen und Eigenschaften erzeugt werden.

Die Faserfraktion wird kompaktiert, pyrolysiert und das Pyrolyseöl bezüglich seiner Eigenschaften charakterisiert. Die Aschefraktion gelangt mit der Kohle in die Grobkoksfraktion.

In der entstehenden Grobkoksfraktion sind sowohl Kohle als auch die anorganischen Aschebestandteile enthalten. In Tabelle 6 sind dazu die Analysewerte von Calcium, Magnesium, Natrium, Kalium und Phosphor aufgeführt. Die fünf Mineralien sind in der Grobkoksfraktion deutlich angereichert.



Abbildung 48: Heiße, ablativ Scheibe (l.), Zuführöffnung für Biomasse (m.) und Rundstab aus der separierten Feststofffraktion des PS (r.)

Tabelle 6: Analysewerte Mineralien in Faser- und Grobkoksfraction

Probe	Ca	Mg	Na	K	P
[-]	[g / kg TS]	[g / kg TS]	[g / kg TS]	[g / kg TS]	[g / kg TS]
Faserfraktion aus PS	15,6	5,7	7,5	18,2	9,5
Grobkoks	25,0	8,7	11,7	27,4	13,8

In Abbildung 49 sind die Komponenten des erzeugten Pyrolysegases dargestellt. Menge und Zusammensetzung des Gases sind ausreichend, um die Pyrolysescheibe zu beheizen.

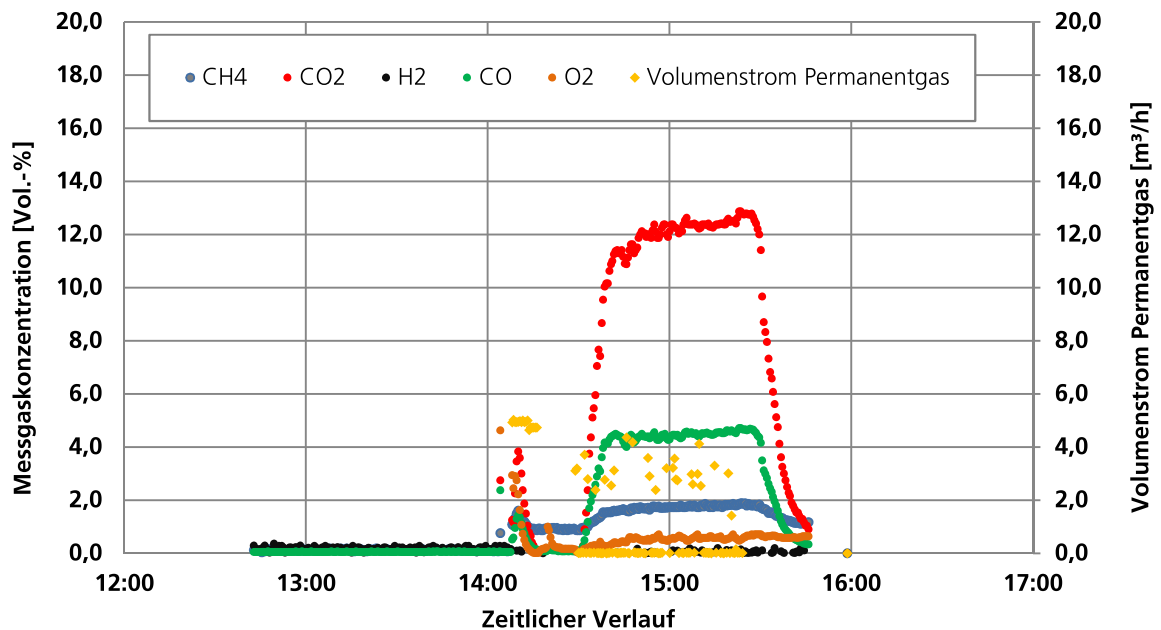


Abbildung 49: Zeitlicher Verlauf der Komponenten des Pyrolysegases

Abbildung 50 zeigt die bei der Pyrolyse entstehenden Kondensatfraktionen. Aus ca. 1 kg Faserfraktion des PS entstehen ca. 400 ml der wässrigen Fraktion mit erheblichen Anteilen an organischen Säuren und ca. 145 ml der ölhaltigen Fraktion. Beide Fraktionen können als Grundstoff für die chemische Industrie eingesetzt werden. Dabei handelt es sich jeweils um komplexe Stoffgemische, deren Zusammensetzungen vom Ausgangsmaterial und den Reaktionsparametern abhängig sind. Die Bedingungen der ausgewählten Verweilzeit (1 s) und Temperatur (550 °C) liefern ein breites Feld an Inhaltsstoffen (Tabelle 10 siehe Anhang).



Abbildung 50: Wässrige Kondensatfraktion (l.) und ölhaltige Kondensatfraktion (r.)

Hydrothermale Carbonisierung (HTC)

Eine weitere Möglichkeit zur stofflichen Verwertung der separierten Faserfraktion ist die Hydrothermale Carbonisierung (HTC). Zur Beurteilung dieser Verwertungsalternative wurden experimentelle Voruntersuchungen durchgeführt.

Die HTC ist ein technisch nachempfundener Inkohlungsprozess, der in wässriger Atmosphäre unter Einwirkung von Druck und Temperatur Biomassen in ein kohleähnliches Produkt überführt. Der HTC-Kohle stehen ähnliche Veredelungs- und Nutzungspfade wie fossiler Braunkohle offen. Die Dampfkarbonisierung (DK), eine HTC-Variante, bei der die Faserfraktion in Sattdampf-Atmosphäre karbonisiert wird, ist auch in kleinem Maßstab verfahrenstechnisch umsetzbar, sodass diese Konversionsmethode global an dezentralen Standorten einsetzbar ist (siehe Abbildung 52).

Neben der Kohle entsteht während der HTC Prozesswasser (PW), das organische und anorganische Anteile der Biomasse und Prozessintermediate enthält. Diese Bestandteile variieren je nach Einsatzstoff und Prozessbedingungen und nehmen Einfluss auf die Verwertbarkeit des Prozesswassers. Die gelösten Verbindungen im Prozesswasser senken die Kohlenstoffausbeute im Feststoff und sorgen für einen gesteigerten Aufwand bei der Entsorgung des belasteten Wassers, wodurch zusätzliche Kosten entstehen.

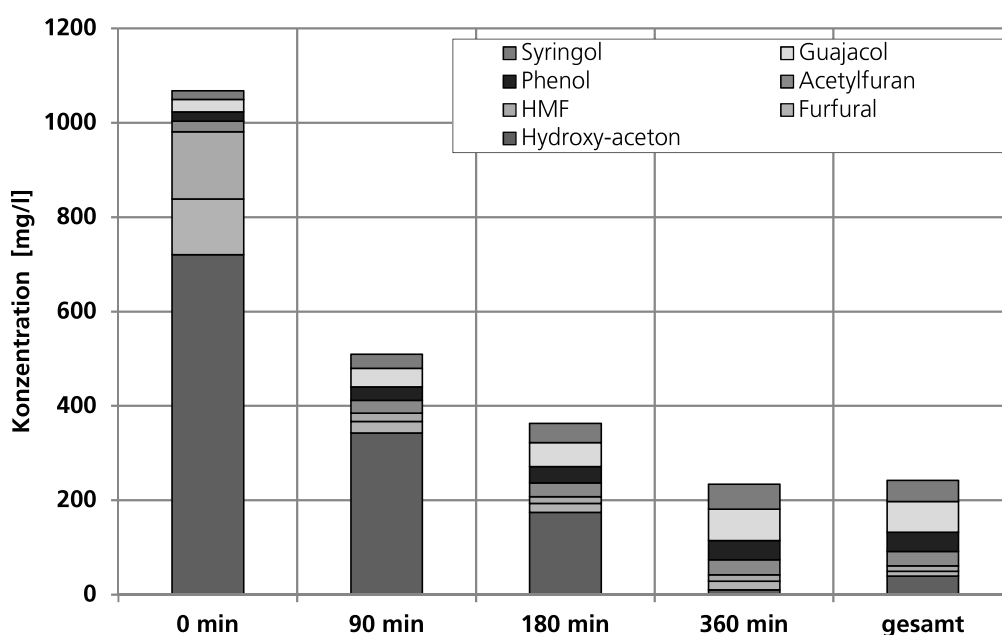


Abbildung 51: Intermediate 200 °C - Veränderung der Reaktionsprodukte im zeitlichen Verlauf

In Abbildung 51 ist die Zusammensetzung der Flüssigkeitsphase der DK dargestellt. Die Analyse erfolgte mittels Gaschromatographie. Hydroxyaceton ist nach 6 Stunden nahezu abgebaut. Furfural und das Zwischenprodukt Hydroxymethylfurfural (HMF) sind nach 90 Minuten nur noch in geringen Konzentrationen messbar. Auch die zu Beginn messbaren Konzentrationen an HMF sind für eine wirtschaftliche Gewinnung zu gering.

Insgesamt ist es gelungen, die Faserfraktion bei 180 bis 200 °C zu karbonisieren. Die Behandlungskosten werden mit < 50 € / t Kohle ermittelt. Für die anschließende Brikettierung werden ca. 10 € / t, für die Pelletierung 15 € / t auf Basis der Versuche kalkuliert.



Abbildung 52: Reaktor (Durchmesser 2 m) zur Behandlung der Faserfraktion mit DK

1.4.2 Verarbeitung der Gelfraktion

Im Rahmen der experimentellen Untersuchungen hat sich die Separation des Gels als Einzelfraktion als sehr aufwendig erwiesen. Hierzu wäre im großtechnischen Maßstab ein zusätzlicher Separator als sehr teure Investition erforderlich. Zielführend erscheint es nunmehr, die Gelfraktion mit der Flüssigkeitsphase zusammen anaerob abzubauen. Die Gelbestandteile (überwiegend EPS-Strukturen) sind durch die thermisch-alkalische Ultraschall-desintegration soweit desagglomeriert, dass sie für einen biologischen Abbau zugänglich sind. Grundsätzlich ist jedoch ebenfalls eine stoffliche Verarbeitung der Gelfraktion möglich. Gel mit einem TS-Gehalt von 10 % kann auf Basis der Ergebnisse mit einer neuartigen Bandtrocknungseinheit sicher dezentral und automatisiert getrocknet werden. Eine Verarbeitung mittels Gefriertrocknung bzw. thermisch-chemischen Aufschluss erwies sich als zu aufwendig.

1.4.3 Stickstoff- und Phosphorfrachten

Zur Bilanzierung der Stickstoff- und Phosphorfrachten der Stoffströme wurden ausgewählte Proben analysiert. Die Konzentration an gelösten Orthophosphaten (PO_4) in der Flüssigkeitsphase wurde mittels Ionenchromatographie (IC) nach [11] bestimmt. Die Analytik des Gesamtphosphors erfolgte über optische Emissionsspektrometrie (ICP-OES) nach [12]. Die Bestimmung der Stickstofffracht erfolgte über Kjeldahl (TKN) nach [13].

Zur effektiven Rückgewinnung von Phosphor aus den Prozessströmen ist eine Überführung des im Kläranlagenprozess partikulär gebundenen Phosphors in die Flüssigkeitsphase als gelöste Orthophosphate notwendig. Diese lassen sich im Anschluss bspw. unter Zufuhr von Magnesiumchlorid (MgCl) über diverse Fällungsverfahren als Magnesiumammoniumphosphat (MAP) ausfällen und zurückgewinnen.

Zur Beurteilung des Desintegrationsverfahrens und der jeweiligen Prozessparameter wird analog zum Aufschlussgrad CSB ein Rücklösungsgrad Phosphor R_P definiert. Dieser ergibt sich aus der Masse an Phosphor in der behandelten Flüssigkeitsphase $m_{\text{PO}_4\text{-P, Fl}}$ (IC-Analyse), der Masse an Phosphor in der unbehandelten Flüssigkeitsphase $m_{\text{PO}_4\text{-P, Fl.0}}$ und der gesamten Masse an Phosphor in der Schlammprobe (ICP-OES-Analyse). Dabei werden die Massen an Phosphor aus den analysierten Konzentrationen und den Massen der Flüssigkeitsphase bzw. der Trockensubstanz bestimmt.

$$R_P = \frac{m_{\text{PO}_4\text{-P, Fl.}} - m_{\text{PO}_4\text{-P, Fl.0}}}{m_{\text{P, Ges}} - m_{\text{PO}_4\text{-P, Fl.0}}} \cdot 100 [\%] \quad \text{Gl. 5}$$

Phosphorfracht Primärschlamm

Primärschlamm enthält eine relativ geringe Phosphorfracht in Bezug auf den Kläranlagenzulauf. Von ca. 2 g P / (EW · d) werden dem Abwasser ca. 0,2 g P (EW · d) über die Vorklärung als Primärschlamm entzogen. [14]

Für die betrachtete Versuchsreihe wurde eine P-Konzentration von 8,16 g P / kg TS bestimmt. Unter Berücksichtigung des Trockenrückstands ergeben sich demnach ca. 284 g / t PS.

In Abbildung 53 ist der Rücklösungsgrad R_P sowie die PO_4 -P-Konzentration in der Flüssigkeitsphase für unterschiedliche Prozessbedingungen dargestellt. Sowohl für die einzelne thermische, alkalische und mechanische Desintegration als auch das kombinierte Gesamtverfahren ergibt sich nur eine geringe Rücklösung von < 10 %. Ebenfalls sind die PO_4 -P-Konzentration in der Flüssigkeitsphase mit max. 30 mg / l sehr gering. Trotz effektiver Desintegration gemessen am Aufschlussgrad A_{CSB} wird kein signifikanter Anteil an P in die Flüssigkeitsphase überführt. Abbildung 54 zeigt dazu den Zusammenhang von Rücklösungsgrad und Aufschlussgrad in Abhängigkeit der Desintegrationsmethoden.

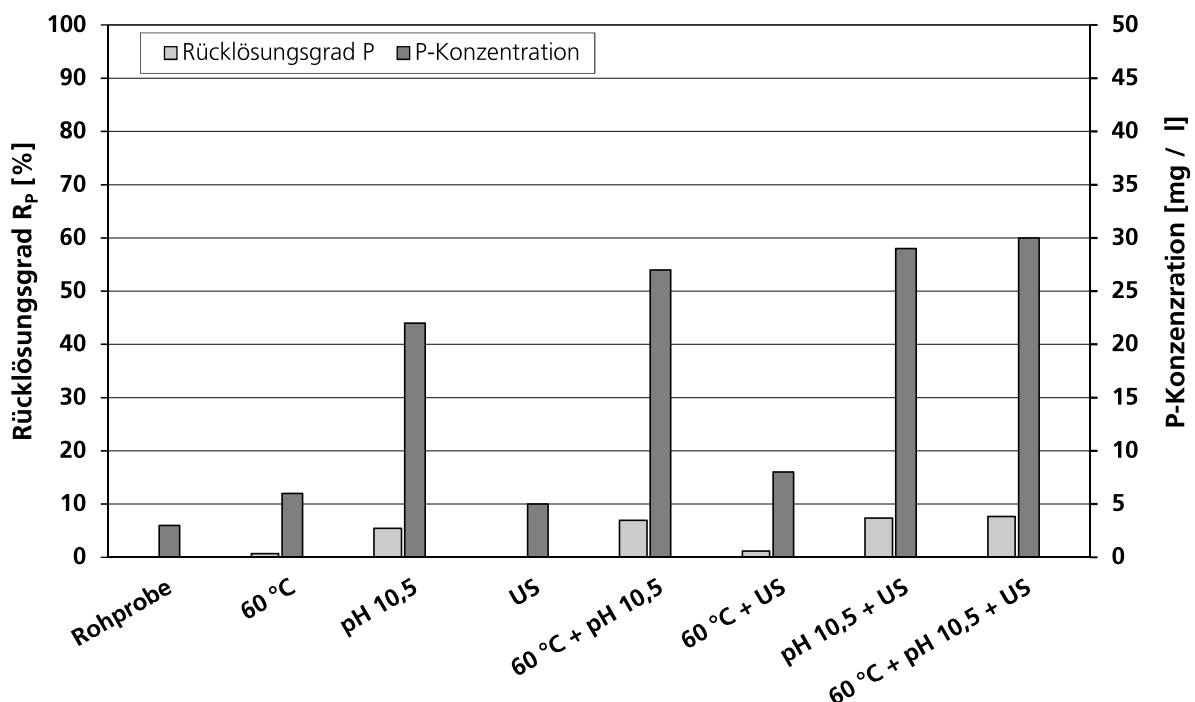


Abbildung 53: Rücklösegrad R_P und PO_4 -P-Konzentration der Flüssigkeitsphase für die Desintegrations-schritte im kombinierten Verfahren (PS)

Der Großteil an Phosphaten (ca. 85 – 90 %) ist demnach nicht zellgebunden und nicht rücklösbar. Es ist davon auszugehen, dass sich dieser Anteil aus schwer- bis nichtlöslichen Aluminium-, Eisen- oder Calciumphosphate zusammensetzt. Hinsichtlich der unterschiedlichen Desintegrationsmethoden zeigt sich kein signifikanter Unterschied. Auch eine kombinierte Behandlung kann den Rücklösungsgrad R_P nicht steigern.

Insgesamt lässt sich der Grenzwert von 20 g P / kg TS [2] für Primärschlamm jedoch auch ohne vorherige Behandlung einhalten.

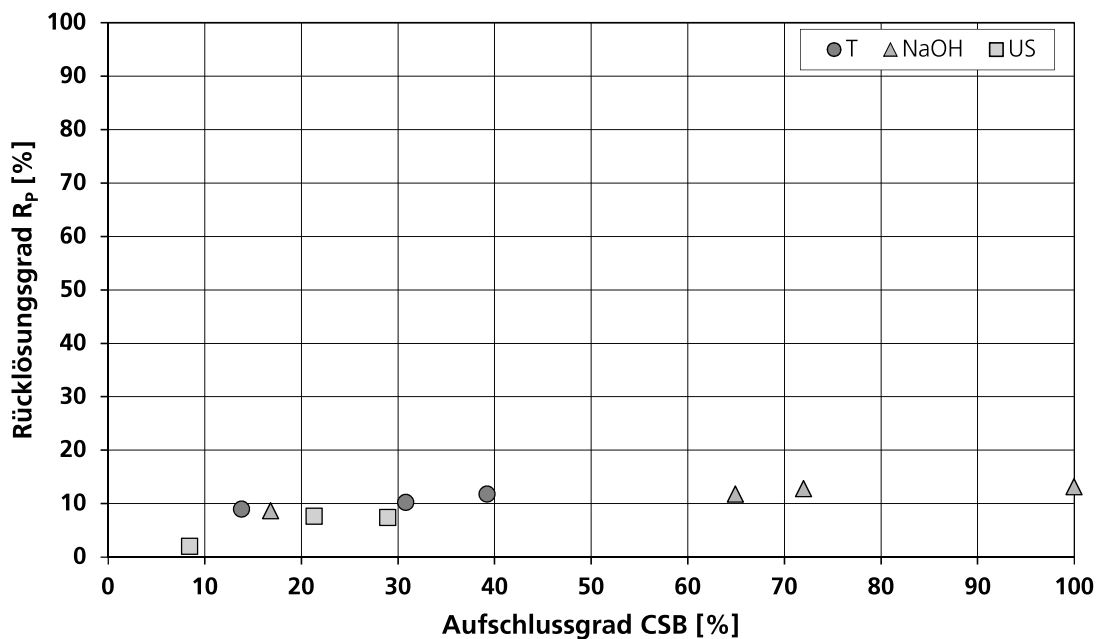


Abbildung 54: Korrelation zwischen Aufschlussgrad CSB und dem Rücklösegrad R_P für die thermische, alkalische und mechanische Desintegration (PS)

Phosphorfracht Überschussschlamm

Im Kläranlagenprozess wird zum einen durch die biologische P-Elimination im Belebungsbecken als auch die chemische P-Elimination mit Aluminium- oder Eisensalzen ein Großteil der P-Fracht (ca. 1,8 g P / (EW · d)) im Überschussschlamm gebunden. [14]

Für die betrachtete Versuchsreihe beträgt die Gesamt-P-Konzentration 34 g P / kg TS. Unter Berücksichtigung des Trockenrückstands ergeben sich demnach ca. 585 g / t ÜS.

Im Vergleich zu Primärschlamm lässt sich ein größerer Anteil an gebundenen Phosphaten aus dem Überschussschlamm zurücklösen. Für die thermisch-alkalische Ultraschall-desintegration bei 60 °C, pH 10 und 50 kJ / l Energieeintrag wird ein Rücklösungsgrad von max. 48,5 % erzielt. Die

Konzentration an $\text{PO}_4\text{-P}$ liegt bei 158 mg / l. Sowohl eine kombinierte Desintegration aus Temperatur, Lauge und Ultraschall als auch ein höherer pH-Wert wirken sich positiv auf die erreichbare Rücklösung aus (vgl. Abbildung 55).

In Abbildung 56 ist der Zusammenhang zwischen Rücklösungsgrad und dem Aufschlussgrad dargestellt. Ebenfalls zeigt sich im Vergleich unterschiedlicher Versuchsreihen, dass sich bei identischen Prozessparametern (60 °C, pH 10, 50 kJ / l US) unterschiedliche Rücklösungsgrade ergeben, obwohl vergleichbare Aufschlussgrade erzielt werden. Dies ist möglicherweise auf die Bindungsformen der Phosphate zurückzuführen. Eine Rücklösung der biologisch eingebundenen Polyphosphate ist durch die Desintegration möglich, die Rücklösung von schwerlöslichen Aluminium- und Eisenphosphaten hingegen nur bedingt. Darüber hinaus ist zu berücksichtigen, dass Al- und Fe-Salze dem Kläranlagenprozess überstöchiometrisch zu dosiert werden. Bei einer Überführung der biologisch gebundenen Phosphate in die Flüssigkeitsphase können diese wiederum mit Al- bzw. Fe-Ionen zusammen ausfallen und dementsprechend den Rücklösungsgrad reduzieren.

Hinsichtlich einer effektiven P-Rückgewinnung durch das Behandlungsverfahren ist daher eine vermehrt biologische P-Elimination (Bio-P) nachdrücklich zu empfehlen.

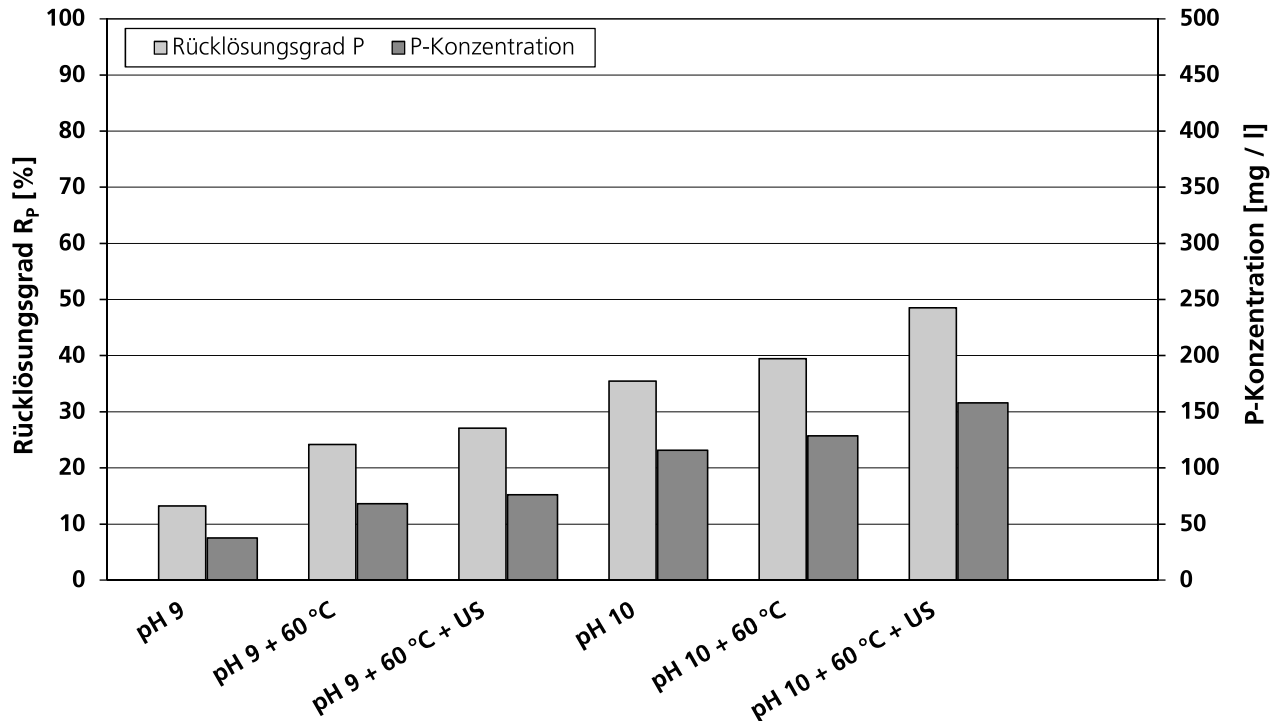


Abbildung 55: Rücklösungsgrad R_P und $\text{PO}_4\text{-P}$ -Konzentration der Flüssigkeitsphase für die Desintegrationschritte im kombinierten Verfahren (ÜS)

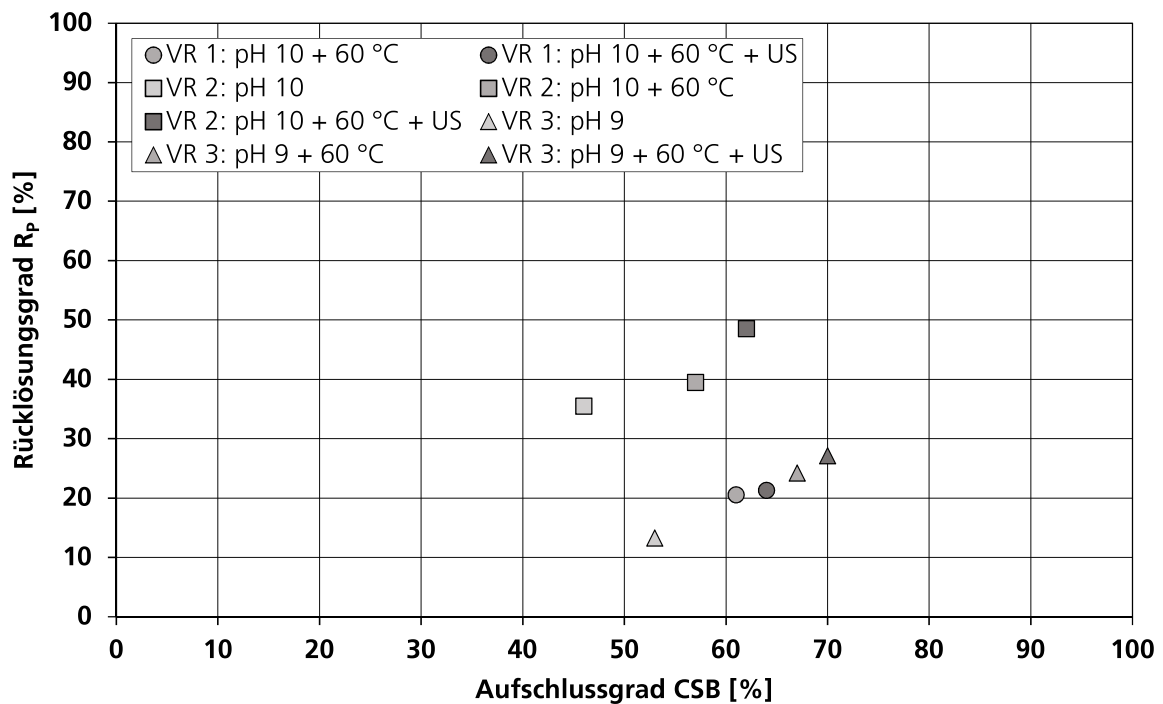


Abbildung 56: Korrelation zwischen Aufschlussgrad CSB und dem Rücklösegrad R_p für die Behandlung im kombinierten Verfahren (ÜS)

Stickstofffrachten Primärschlamm und Überschussschlamm

Die Auswirkungen des Desintegrationsverfahrens auf die Stickstofffrachten in der Flüssigkeitsphase und der Feststofffraktion von PS und ÜS wurden über die Bestimmung des Kjeldahl-Stickstoffs (TKN) untersucht (siehe Abbildung 57 sowie Abbildung 58 und Abbildung 59).

Für PS zeigt sich eine deutliche Überführung von Stickstoff aus dem Feststoff in die Flüssigkeitsphase. Die Konzentration in der Flüssigkeitsphase wurde mit 1,13 g / l nahezu verzehnfacht. Gleichzeitig wird der Stickstoffgehalt in der Feststofffraktion im Vergleich zur unbehandelten Rohprobe etwa halbiert. Die daraus resultierenden Stoffströme sind in Abbildung 60 dargestellt. Analog dazu wird der Stickstoffgehalt in der Flüssigkeitsphase von ÜS durch das Behandlungsverfahren auf ca. 270 mg / l nahezu versechsfacht (siehe Abbildung 58). Im behandelten Rückstand verbleiben ca. 60 % im Vergleich zur unbehandelten Rohprobe (siehe Abbildung 59).

Der Anteil an Ammonium-Stickstoff in der Flüssigkeitsphase steht einer Rückgewinnung mittels MAP-Fällung bzw. einer Ammoniak-Strippung zur Verfügung. Der verbleibende, nicht zurückgewonnene Stickstoff ist als Rückbelastung in dem Kläranlagenzulauf zu berücksichtigen.

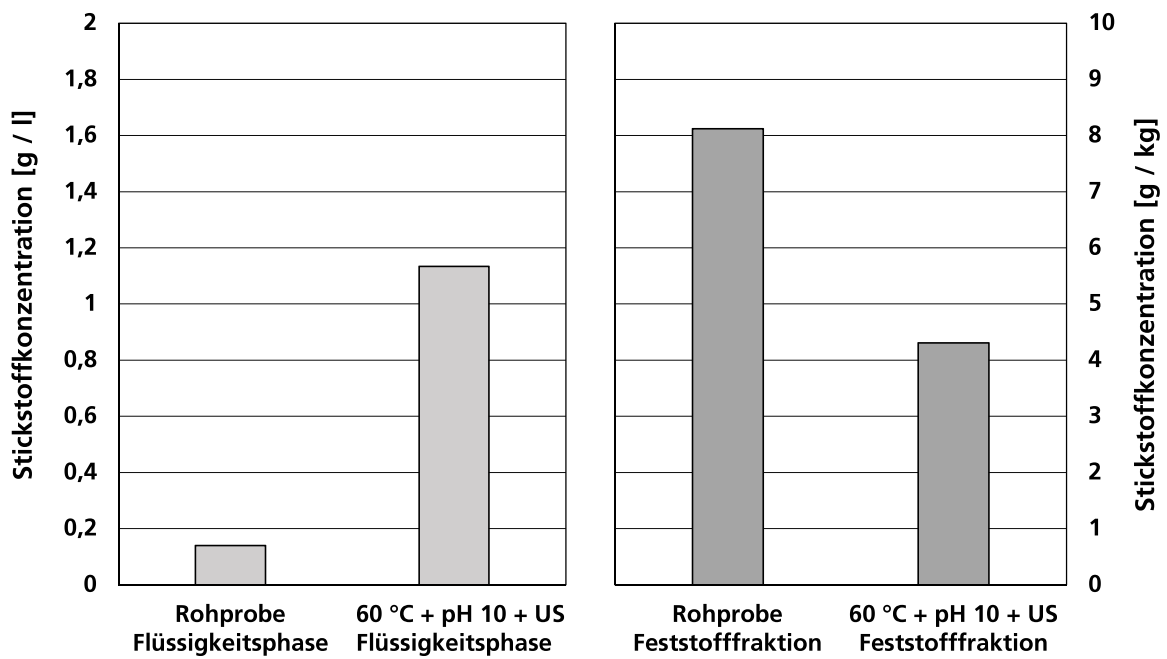


Abbildung 57: TKN in der Flüssigkeitsphase und Feststofffraktion ohne und mit thermischer, alkalischer und mechanischer Desintegration im kombinierten Verfahren (PS)

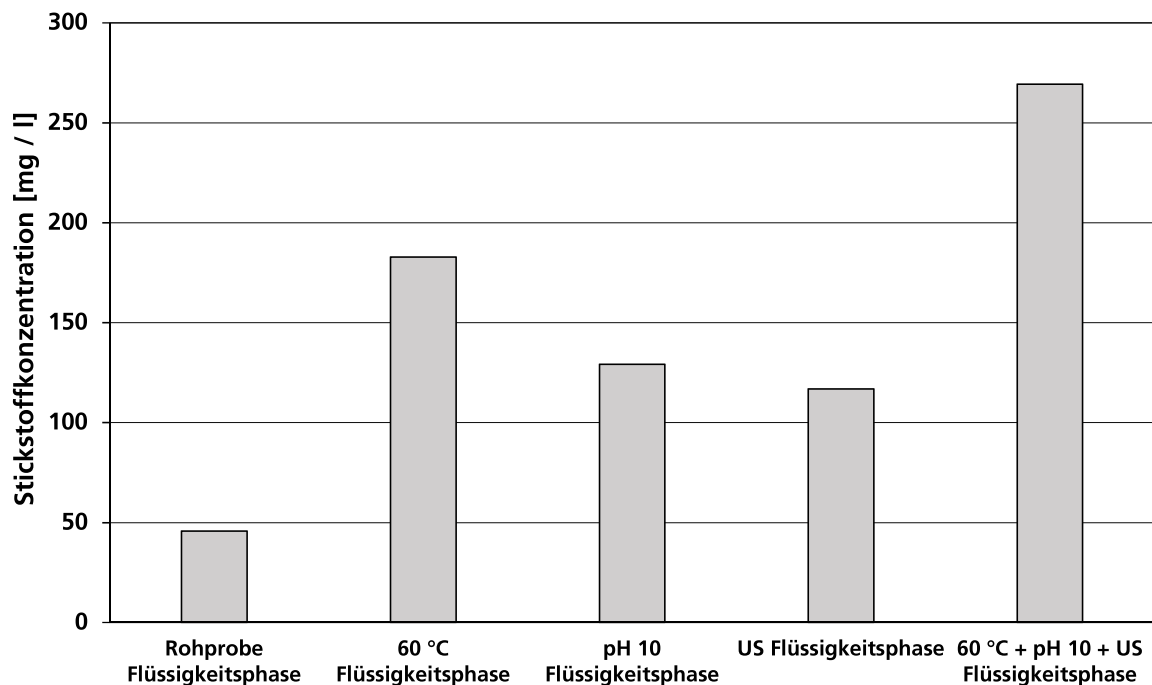


Abbildung 58: TKN in der Flüssigkeitsphase für die thermische, alkalische, mechanische und kombinierte Desintegration (ÜS)

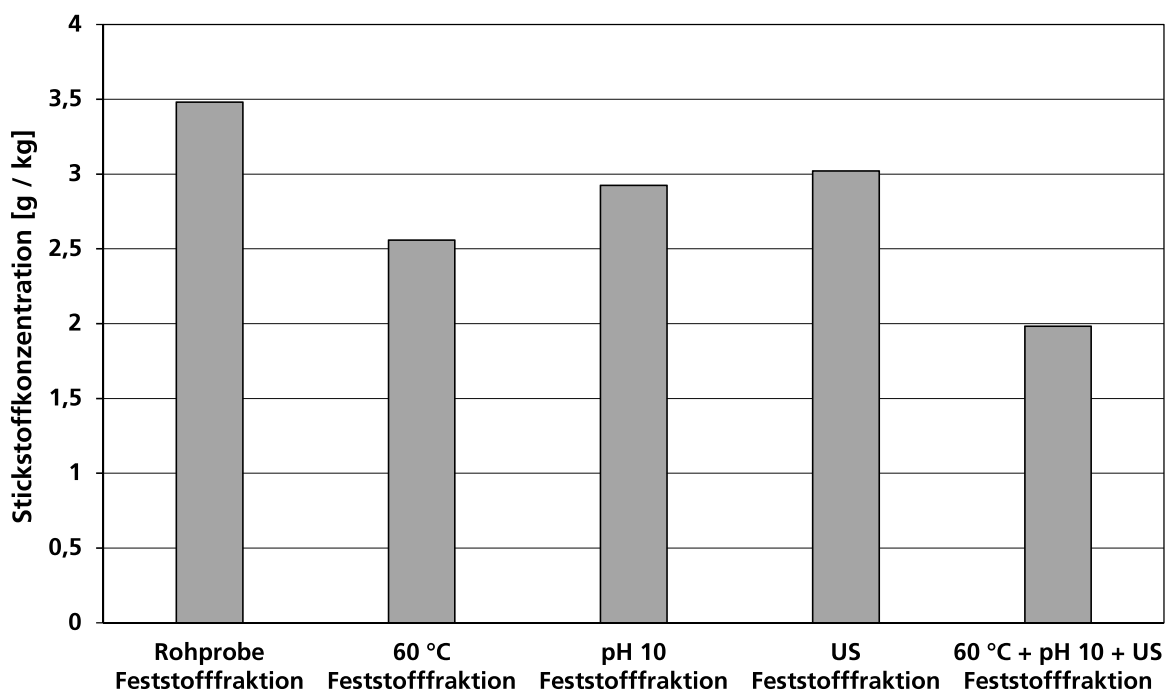


Abbildung 59: TKN in der Feststofffraktion für die thermische, alkalische, mechanische und kombinierte Desintegration von (ÜS)

Bilanzierung der Stickstoff- und Phosphorfrachten

Zur Bewertung des Rückgewinnungspotentials sind in Abbildung 60 und Abbildung 61 die resultierenden Massen an Stickstoff und Phosphor infolge des Desintegrationsverfahrens und anschließender Separation für Primär- und Überschussschlamm dargestellt. Zum Vergleich sind die Massen des unbehandelten und separierten Schlamms hinzugefügt.

Für die Bilanzierung einer Tonne PS bzw. ÜS wurden die Massenströme an Flüssigkeitsphase und Feststofffraktion, die jeweiligen Trockenrückstände sowie die Konzentrationen an Stickstoff und Phosphor im stationären Dauerbetrieb bestimmt. Die insgesamt akzeptablen Abweichungen der Massenbilanz ergeben sich aus den Messungenauigkeiten der experimentellen Daten und sind als relative Abweichung in der Abbildung aufgeführt.

In der Flüssigkeitsphase ergeben sich für PS zwei unterschiedliche Phosphorfraktionen. Zum einen liegt Phosphor als Orthophosphat gelöst vor (IC-Analyse des zentrifugierten und filtrierten Überstands). Zum anderen liegen ca. 46 % des gesamten P partikulär im Zentrifugenrückstand der Flüssigkeitsphase vor und stehen für eine Rückgewinnung nicht zur Verfügung. Der Rückstand ergibt sich aus den teils fein dispergierten, kleinen Schlammpartikeln infolge des Desintegrationsverfahrens und wurde bei der mechanischen Separation in der Trommelzentrifuge nicht in die Feststofffraktion abgeschieden. Bei einer weiteren Aufbereitung der Flüssigkeitsphase bspw.

in einer Faulung ist dieser partikuläre Anteil im Prozessstrom weiter vorhanden. Insgesamt werden ca. 73 % des Phosphors und Stickstoffs in die Flüssigkeitsphase überführt. Dies ist sowohl auf die Erhöhung der P- und TKN-Konzentration als auch auf eine deutliche Reduktion der verbleibenden Feststofffraktion (87 kg im Vergleich zu 143 kg) zurückzuführen.

Analog zum Primärschlamm weist die Flüssigkeitsphase des behandelten Überschussschlammes mehrere P-Fractionen auf. Neben dem gelösten Anteil an PO₄ und dem partikulären Anteil lassen sich in dem zentrifugierten und filtrierten Überstand mittels ICP-Analyse ca. 12 % des gesamten P ermitteln. Diese sind auf ungelöste Kleinstfraktionen wie Nucleinsäuren, Kohlenhydratphosphate oder weitere Bruchstücke zurückzuführen. In Summe können ca. 72,5 % der gesamten P-Fracht in die Flüssigkeitsphase überführt werden. Davon liegen jedoch nur ca. 20 % als Orthophosphate vor. Dieser Anteil wird vermutlich bei einer Behandlung von ÜS aus einer Bio-P-Elimination deutlich höher liegen und ist für eine effektive Rückgewinnung zwingend erforderlich.

Sowohl für PS als auch für ÜS zeigt sich eine deutliche Verschiebung der Massenbilanz durch das Desintegrationsverfahren. Für ÜS wird der verbleibende Feststoff nach der Separation mit ca. 72 kg annähernd halbiert.

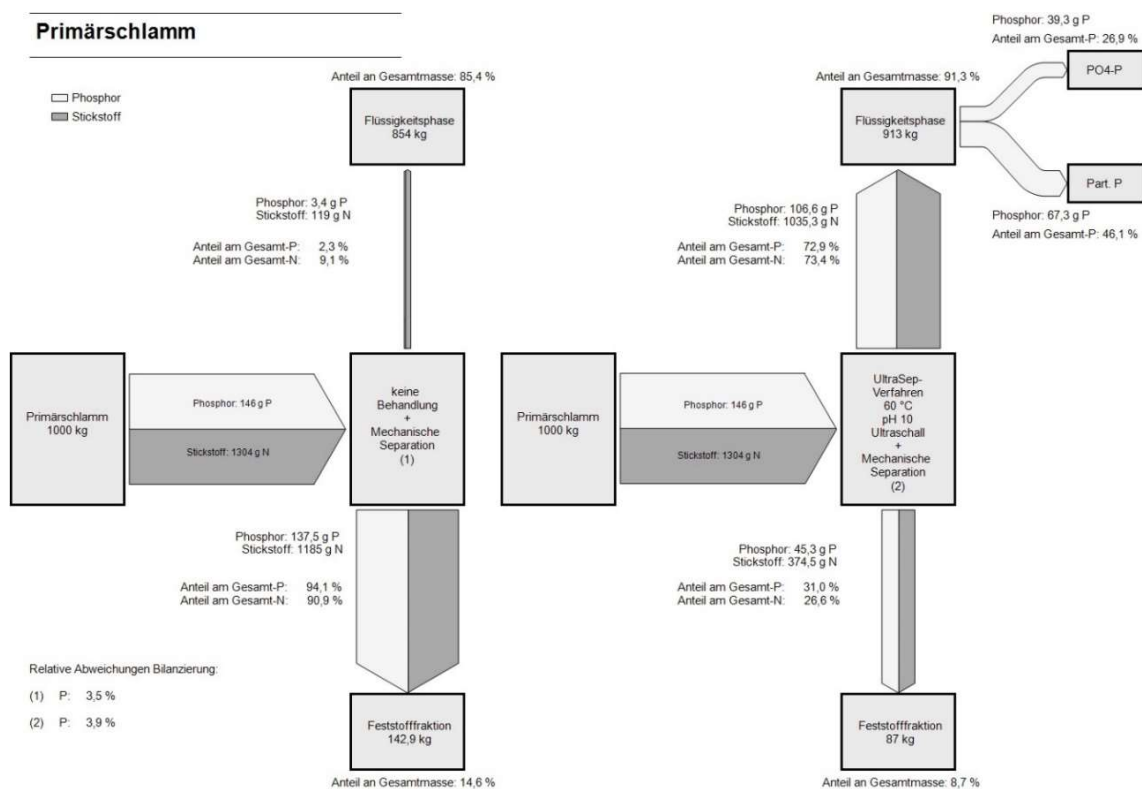


Abbildung 60: Bilanzierung der Phosphor- und Stickstofffracht für die Behandlung von PS

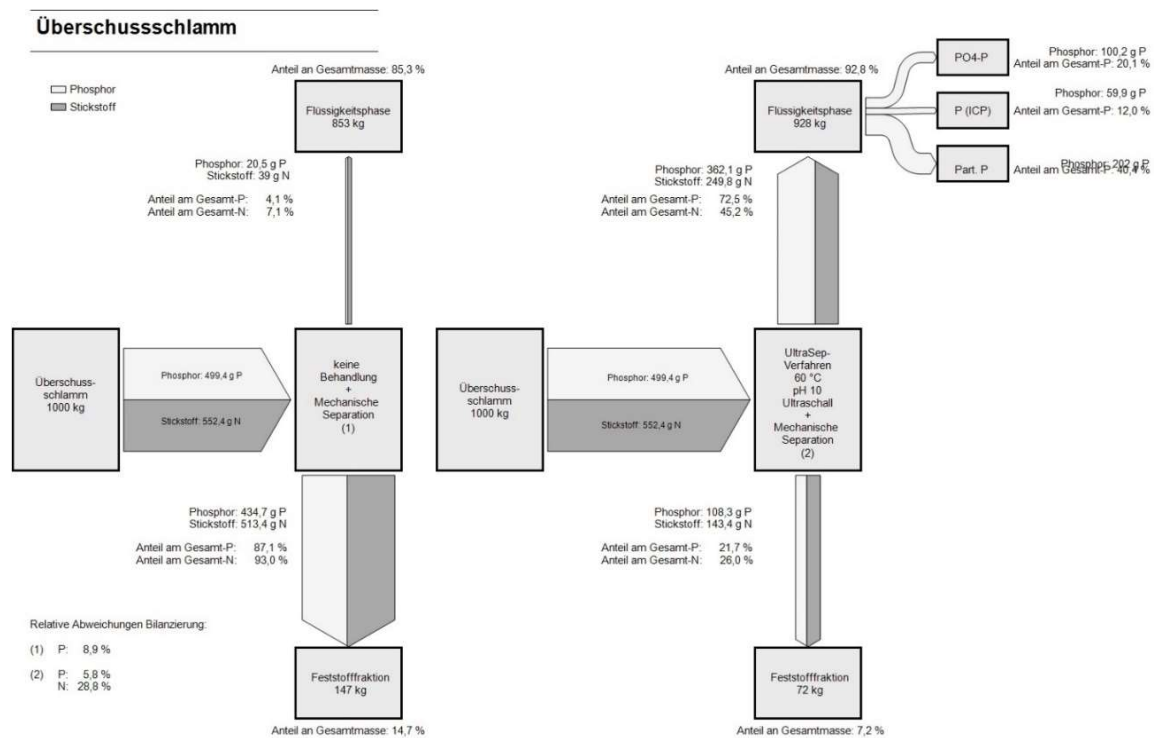


Abbildung 61: Bilanzierung der Phosphor- und Stickstofffracht für die Behandlung von ÜS

1.4.4 Anaerober Abbau der Flüssigkeitsphase

Zur Bewertung des Abbaupotentials der im Behandlungsverfahren desintegrierten Schlämme sowie der separierten Flüssigkeitsphase wurden zum einen vergleichende Faulungsversuche im Batch-Maßstab und zum anderen Versuche in einer semi-kontinuierlichen Hochlast-Faulung (EGSB-Reaktor) durchgeführt.

Der spezifische Gasertrag entspricht dem produzierten Gasnormvolumen in Bezug auf die zugeführte Masse an organischer Trockensubstanz. Die Batch-Gärtests erfolgten dreifachbestimmt in einer Klimakammer bei 37 °C. Als Impfschlamm wurde Faulschlamm der KA Hückeswagen verwendet.

Anaerober Abbau von Primärschlamm und der separierten Flüssigkeitsphase

Die Versuchsergebnisse zum anaeroben Abbau von Primärschlamm sind in Abbildung 62 dargestellt. Die Rohprobe entspricht dem unbehandelten PS mit 2,54 % oTR. Der desintegrierte Schlamm wurde thermisch-alkalisch (60 °C, pH 10) und thermisch-alkalisch-mechanisch (60 °C, pH 10, 50 kJ / l) behandelt. Zusätzlich wurde die separierte Flüssigkeitsphase der desintegrierten Schlämme (0,82 % TR) untersucht.

Die Flüssigkeitsphasen mit hohem Anteil an gelöster Organik zeigen eine sehr gute anaerobe Abbaubarkeit. Hierbei ist jedoch zu berücksichtigen, dass durch die Separation der Feststofffraktion ebenfalls deutlich weniger organische Trockensubstanz für die Faulung zur Verfügung steht (vgl. 2,54 % zu 0,82 % oTR und veränderte Massenanteile). Zur Einordnung ist daher in Abbildung 63 der relative Gasertrag des jeweiligen Substrats unter Berücksichtigung des spezifischen Gasertrags und der zur Verfügung stehenden oTS in Bezug auf den unbehandelten PS aufgetragen. Nach einer Faulzeit von 15 Tagen ergibt sich für die desintegrierten Schlämme ein 12 % bzw. 3,5 % höherer Gasertrag. Für den Fall einer ausschließlichen Faulung der separierten Flüssigkeitsphase werden ca. 47 % der ursprünglichen Gasmengen produziert. Für diese feststoffarme Phase kann jedoch im Gegensatz zur Gesamtfraktion ebenfalls eine Hochlastfaulung (bspw. EGSB-Reaktor) eingesetzt werden. Die wirtschaftlichen Vor- und Nachteile werden in Kapitel 1.5 behandelt.

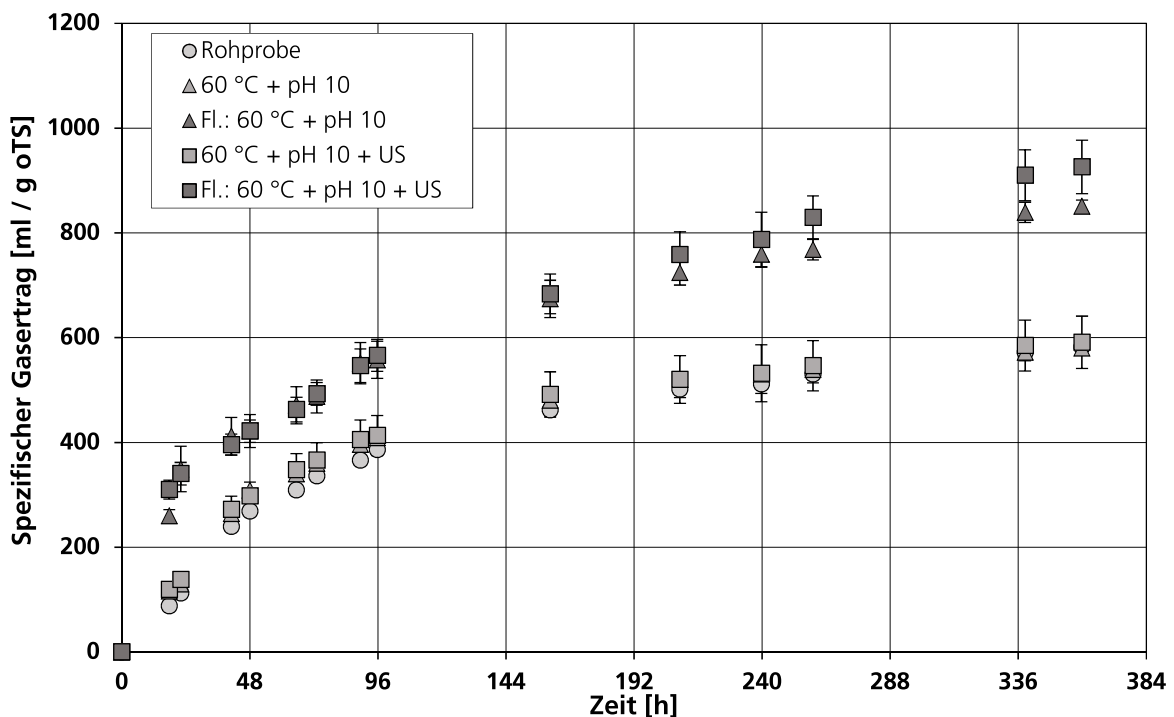


Abbildung 62: Spezifischer Gasertrag für unbehandelten und desintegrierten PS sowie der separierten Flüssigkeitsphase für unterschiedliche Prozessparameter

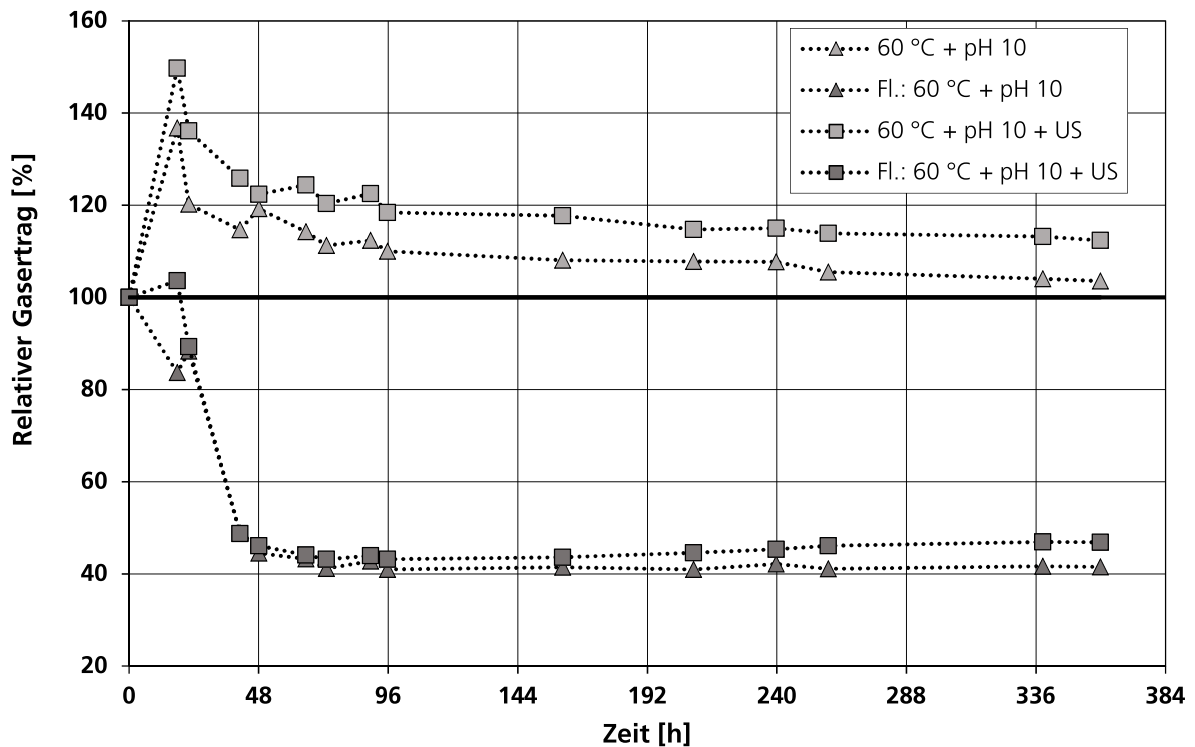


Abbildung 63: Relativer Gasertrag des desintegrierten PS und der separierten Flüssigkeitsphase in Bezug auf den unbehandelten Schlamm

Anaerober Abbau von Überschussschlamm

Analog zur Faulung des PS wurden Batch-Gärtests zum anaeroben Abbau von desintegriertem ÜS durchgeführt. Abbildung 64 zeigt den spezifischen Gasertrag für unbehandelten ÜS und thermisch-alkalisch-mechanisch desintegrierten ÜS mit 60 °C, pH 10 und 50 kJ / l Ultraschallenergieeintrag. Der organische Trockenrückstands des Schlammes betrug 0,76 % oTR.

Hierbei zeigt sich ein deutlicher Einfluss der Desintegration auf den Abbau der ÜS. Der geschwindigkeitsbestimmende Schritt der Hydrolyse wird durch den Zellaufschluss und die Überführung der Organik in die Flüssigkeitsphase als gelöster CSB übergangen. Folglich wird der Abbauprozess beschleunigt. Zusätzlich ist ein deutlicher Anstieg der insgesamt erzeugten Gasmenge festzustellen. Dies kann möglicherweise auf die Desintegration der im Schlamm enthaltenen EPS-Strukturen zurückzuführen sein. Diese sind verantwortlich für die Schlammflockenbildung, weisen insbesondere an ihren äußeren Schichten hydrophobe Eigenschaften auf und sind aufgrund ihrer Wasserstoffbrückenbindungen sehr resistent gegen äußere Einwirkungen. Durch einen Aufschluss dieser Strukturen können sowohl ihre Bestandteile an Polysacchariden und Proteinen als auch die in den Schlammagglomeraten geschützten Mikroorganismen für den Abbau verfügbar gemacht werden.

In Abbildung 65 ist dazu der spezifische Gasertrag für ÜS mit jeweils einer thermischen (60 °C, 30 min), alkalischen (pH 9,1) und mechanischen (7.900 kJ / kg TS) Desintegration und einem daraus resultierenden Aufschlussgrad von ca. 20 % aufgetragen. Für alle drei Desintegrationsmethoden zeigt sich eine Steigerung des Gasertrags im Vergleich zur unbehandelten Rohprobe. Das mit Ultraschall behandelte Schlammsubstrat weist dabei die höchste spezifische Gasausbeute auf. Unter Berücksichtigung der Auswirkungen der Desintegrationsschritte auf die Verkleinerung der Partikelgrößenverteilung und EPS-Strukturen (siehe Kapitel 1.3.2) bestätigen die Ergebnisse die oben aufgeführte Hypothese.

Im Vergleich zur Behandlung von Primärschlamm kann demnach die Gasausbeute durch die Desintegration von Überschussschlamm erheblich gesteigert werden.

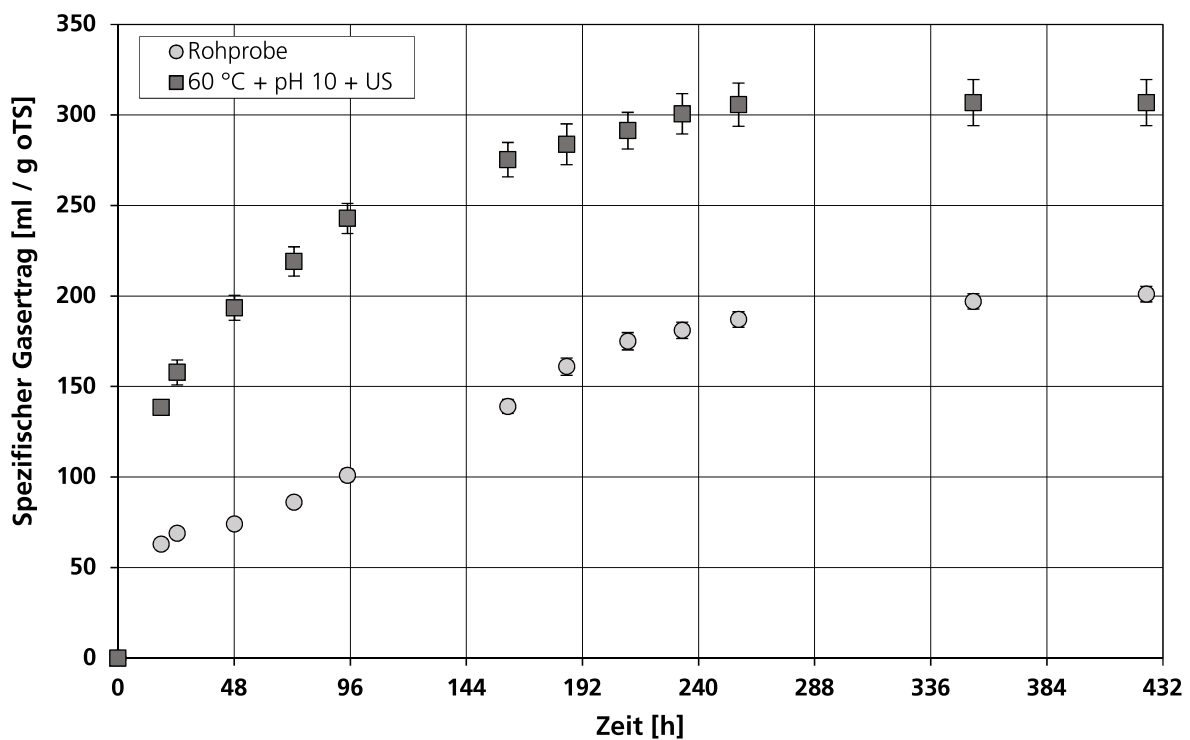


Abbildung 64: Spezifischer Gasertrag für unbehandelten und desintegrierten Überschussschlamm

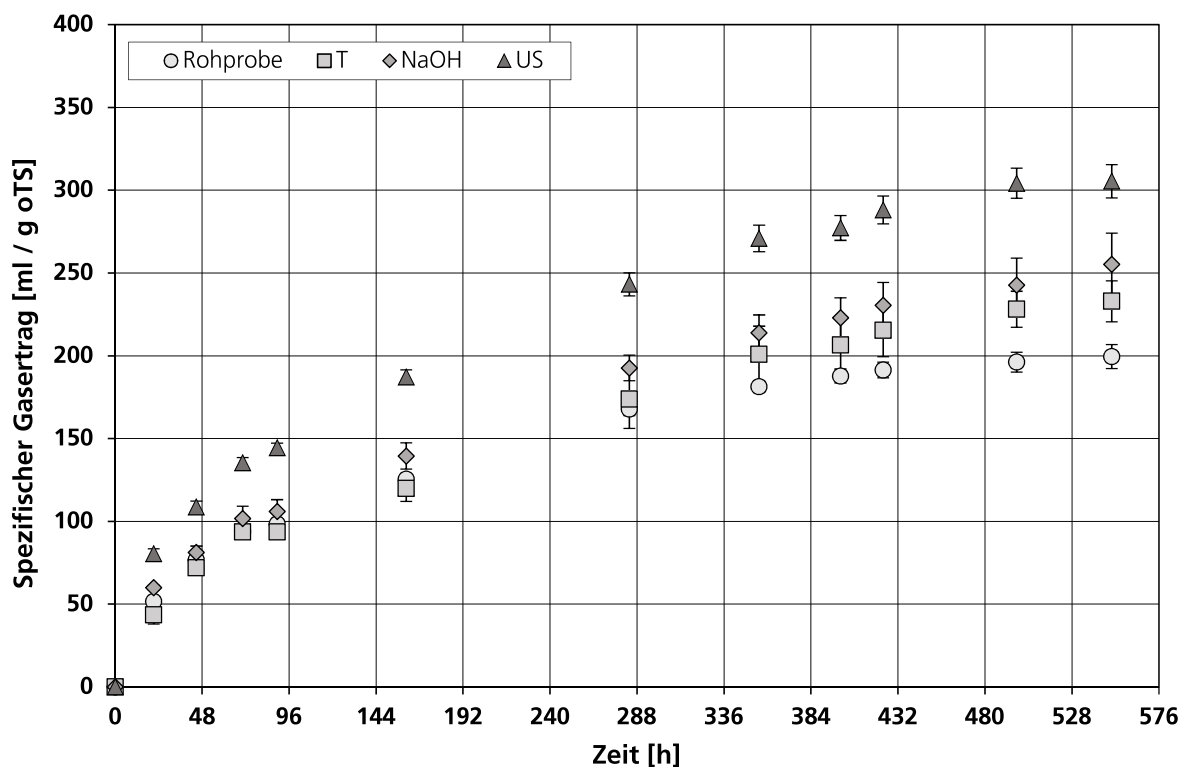


Abbildung 65: Spezifischer Gasertrag für unbehandelten sowie thermisch, alkalisch und mechanisch desintegrierten Überschussschlamm

EGSB-Reaktor

Zur Untersuchung der Abbaubarkeit der separierten Flüssigkeitsphase wurde eine Hochlast-Faulung entsprechend eines Expanded-Granular-Sludge-Bed Reaktors (EGSB) konzipiert, errichtet und betrieben. Der temperierte Reaktor hat ein Reaktionsvolumen von 20 l und ist mit einer vollautomatisierten Messtechnik zur Bestimmung des Gasvolumen und der Gaszusammensetzung ausgestattet. Der semi-kontinuierliche Zu- und Ablauf erfolgt über eine programmierte hydrostatische Befüllungsautomatik. Im Reaktor sind die für den anaeroben Abbau verantwortlichen Granular-Partikel enthalten (siehe Abbildung 66).

In ersten Versuchen wurde der Reaktor mit 2 l / d der separierten Flüssigkeitsphase von AS der KA Wermelskirchen (Behandlungsparameter: 60 °C, pH 10,5, 50 kJ / l) beschickt. Das Substrat wies einen CSB von 6,3 g / l auf. Insgesamt konnte ein Gasertrag von ca. 4 NI / d bei einem Methananteil von ca. 68 % erzielt werden. Unter den günstigsten Prozessbedingungen konnte ein spezifischer Methanertrag von 0,31 g CH₄ / g CSB erzeugt werden. Der Abbaugrad des CSB (Zulauf zu Ablauf) beläuft sich auf ca. 94 %.



Abbildung 66: Versuchsreaktor (l.) und enthaltene Granular-Partikel (r.) zum anaeroben Abbau der separierten Flüssigkeitsphase

Demnach weist der anaerobe Abbau der Flüssigkeitsphase in einer Hochlast-Faulung aussichtsreiche Ergebnisse auf. Die vorläufigen Ergebnisse lassen sich voraussichtlich durch eine höhere Raumbelastung bzw. einer verkürzten Verweilzeit weiter optimieren.

1.4.5 Analytik Schwermetalle

Die Auswirkungen des Desintegrationsverfahrens auf mögliche Belastungen mit Schwermetallen wurde im Rahmen einer ICP-OES Analytik für den unbehandelten und desintegrierten (60 °C, pH 10, 50 kJ/ l US) Trockenrückstand der separierten Feststofffraktion untersucht (siehe Abbildung 67 und Abbildung 68). Aufgrund ihrer niedrigen Konzentration sind Cadmium und Quecksilber nicht in den Abbildungen dargestellt. Zusätzlich wird der geltende Grenzwert aufgeführt.

Sowohl für PS als auch für ÜS zeigt sich kein signifikanter Einfluss des Behandlungsverfahrens auf die Schwermetallkonzentration und die Einhaltung der Grenzwerte. Leichte Steigerungen der Konzentration sind auf die verhältnismäßig leicht höhere Überführung von oTS zu aTS in die Flüssigkeitsphase zurückzuführen. Das Verfahren weist hinsichtlich der Schwermetalle keine Problematiken auf.

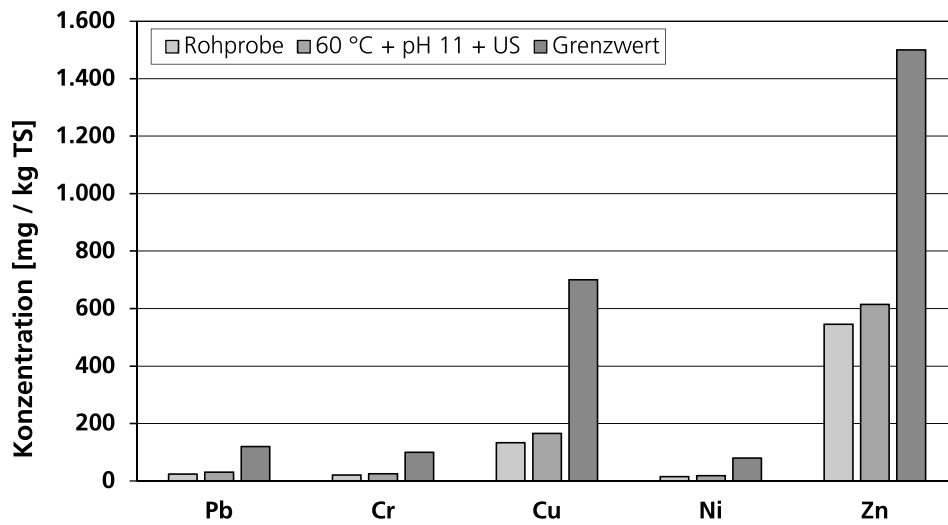


Abbildung 67: Schwermetallkonzentration der separierten Feststofffraktion von PS

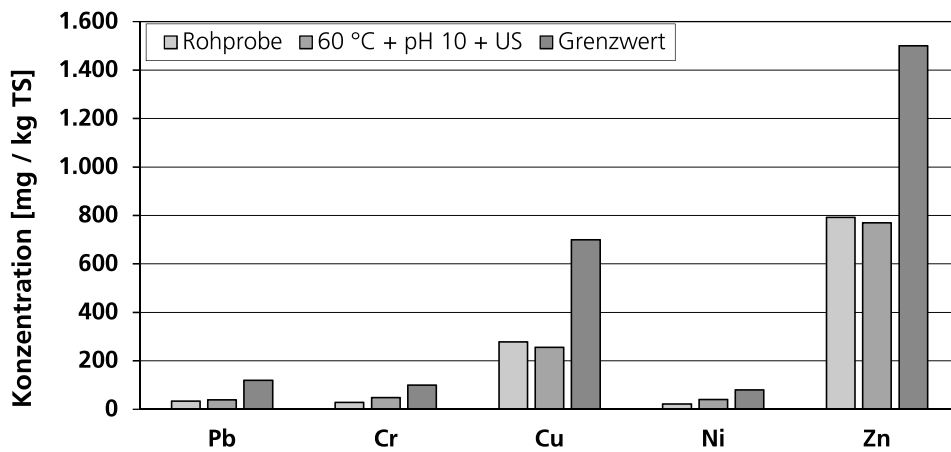


Abbildung 68: Schwermetallkonzentration der separierten Feststofffraktion von ÜS

1.5 AP 5: Herstellung der wirtschaftlichen Anschlussfähigkeit

Zur Bewertung der wirtschaftlichen Anschlussfähigkeit werden zunächst die möglichen Einsatzkonzepte und technischen Umsetzungen des Verfahrens vorgestellt. Auf Basis der ermittelten Stoffströme findet abschließend eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung statt.

1.5.1 Einsatzkonzepte für das UltraSep-Verfahren

Das entwickelte UltraSep-Verfahren kann sowohl für simultan aerob stabilisierende Anlagen (SASS) als auch für konventionell betriebenen Faulungsanlagen (FA) eingesetzt werden. SASS werden überwiegend bei einer Anschlussgröße kleiner 25.000 E umgesetzt. Bei einer Anschlussgröße über 25.000 E werden dagegen in Deutschland häufig FA gebaut. Neuere Untersuchungen zeigen jedoch auf, dass ein wirtschaftlicher Einsatz einer Faulungsanlage schon bei deutlich geringeren Anschlussgrößen zielführend sein kann [15]. Die Novellierung der Klärschlammverordnung [2] schreibt eine Pflicht zur Phosphorrückgewinnung für Kläranlagen größer 50.000 E vor. Unter Berücksichtigung dieser beiden Aspekte ergeben sich folgende mögliche Einsatzkonzepte für das UltraSep-Verfahren für SASS und FA (siehe Abbildung 69).

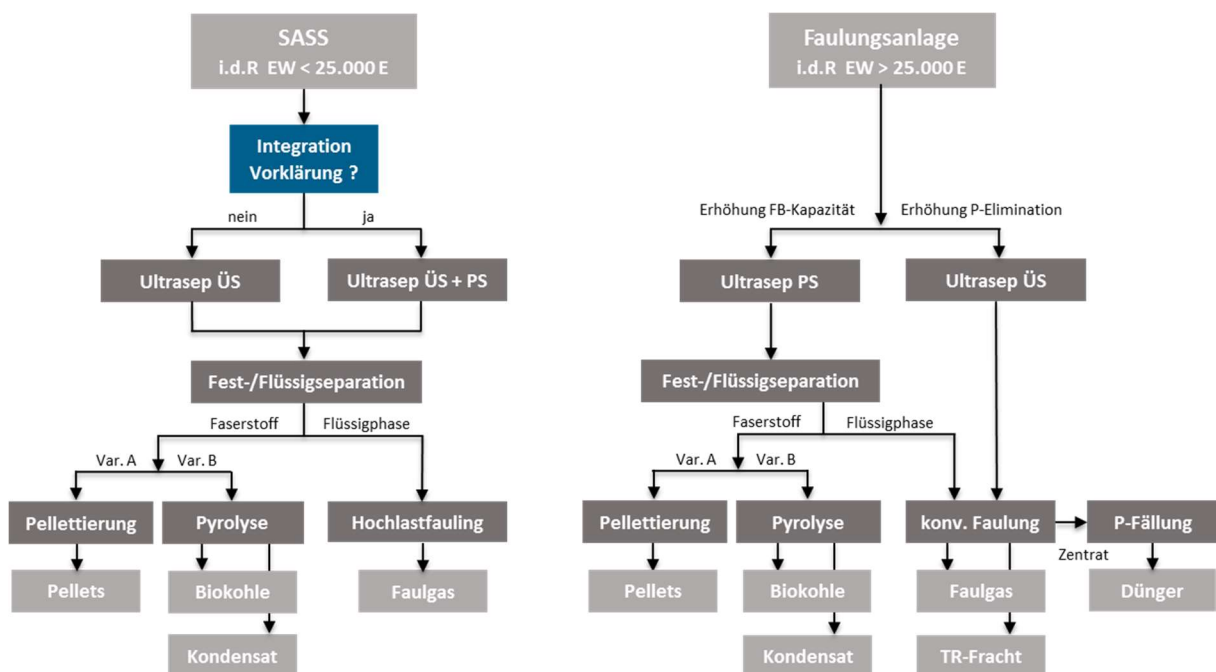


Abbildung 69: Einsatzkonzepte für das UltraSep-Verfahren

Mit der Einbindung einer UltraSep-Anlage auf einer SASS kann der ÜS als auch bei Integration einer Vorklämung der PS aufgeschlossen werden. Die aufgeschlossenen leichtabbaubaren CSB-Verbindungen können nach einer Fest-/Flüssigtrennung einer Hochlastfaulung zugeführt werden.

Durch die gute Abbaubarkeit sind bei diesem Verfahren nur geringe Faulraumvolumina erforderlich und als Ressource wird Faulgas gewonnen. Aus den abgetrennten Feststoffen kann über eine Pyrolyse Biokohle und Kondensat (1/3 Öl + 2/3 Wasser) oder nach einer Trocknung Pellets als Ressource gewonnen werden. Der Einsatz ist zielführend um Ressourcen zurückzugewinnen, den Stromfremdbezug zu reduzieren und bei Integration einer Vorklärung die bestehende biologische Stufe zu entlasten bzw. zusätzliche Einwohner anzuschließen (siehe Abbildung 70).

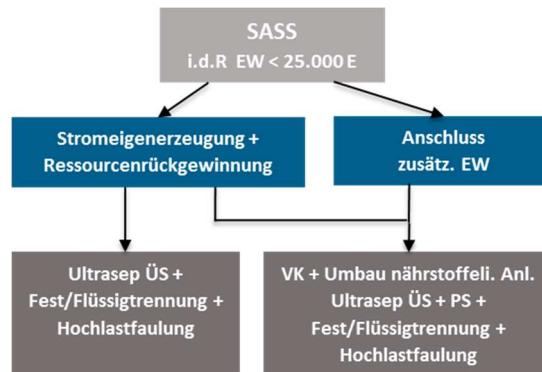


Abbildung 70: Entscheidungsbaum für die Einbindung der UltraSep-Anlage bei SASS mit einer Anschlussgröße kleiner 25.000 E

Mit der Einbindung einer UltraSep-Anlage auf einer FA kann der ÜS als auch der PS aufgeschlossen werden. Mit dem Aufschluss des ÜS erhöht sich der Faulgasertrag. Bei Anlagen mit einer Anforderung zur P-Reduzierung kann über eine Fällung nach dem Aufschluss P eliminiert werden. Mit dem Aufschluss des PS können die aufgeschlossenen leichtabbaubaren CSB-Verbindungen der Faulung zugeführt werden. Aus den abgetrennten Feststoffen kann über eine Pyrolyse Biokohle und Kondensat oder nach einer Trocknung Pellets als Ressource gewonnen werden. Der Einsatz ist zielführend um Ressourcen zurückzugewinnen, den Stromfremdbezug zu reduzieren und die Faulgasproduktion zu steigern (siehe Abbildung 71). Weiterhin bietet sich das Verfahren an für Kläranlagen mit einer Anschlussgröße größer 50.000 E, um die P-Frachten im Klärschlamm zu reduzieren (siehe Abbildung 72).

Die technische Umsetzung des UltraSep-Verfahrens wird für eine SASS Anlage mit einer Anschlussgröße von 20.000 E und für eine Faulungsanlage mit 50.000 E untersucht.

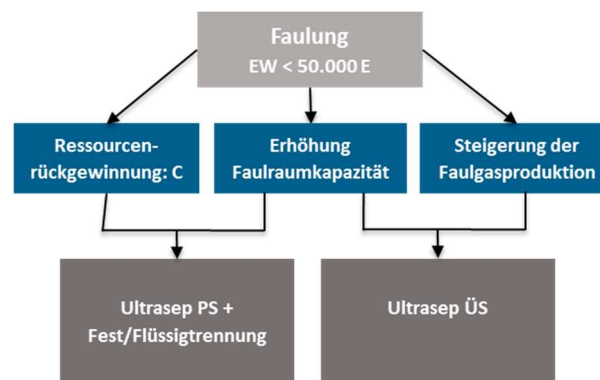


Abbildung 71: Entscheidungsbaum für die Einbindung einer UltraSep-Anlage bei FA mit einer Anschlussgröße kleiner 50.000 E

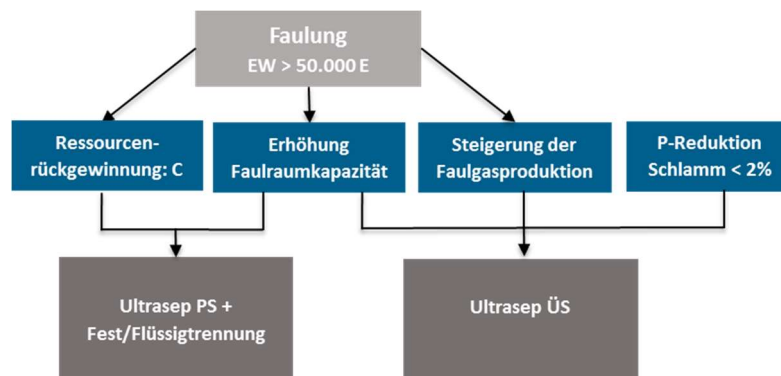


Abbildung 72: Entscheidungsbaum für die Einbindung einer UltraSep-Anlage bei FA mit einer Anschlussgröße größer 50.000 E

1.5.2 Technische Umsetzung UltraSep-Anlage auf einer SASS

Für die Beurteilung des wirtschaftlichen Einsatzes werden folgenden Konzepte für eine SASS mit einer Anschlussgröße von 20.000 E untersucht:

- SASS ohne Vorbehandlung der Schlammströme (siehe Abbildung 73)
- Umbau SASS zu einer konventionellen Faulung (siehe Abbildung 74)
- SASS mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS (siehe Abbildung 75)
- SASS mit Integration einer Vorklärung und Einbindung einer UltraSep-Anlage für den ÜS + PS (siehe Abbildung 76)

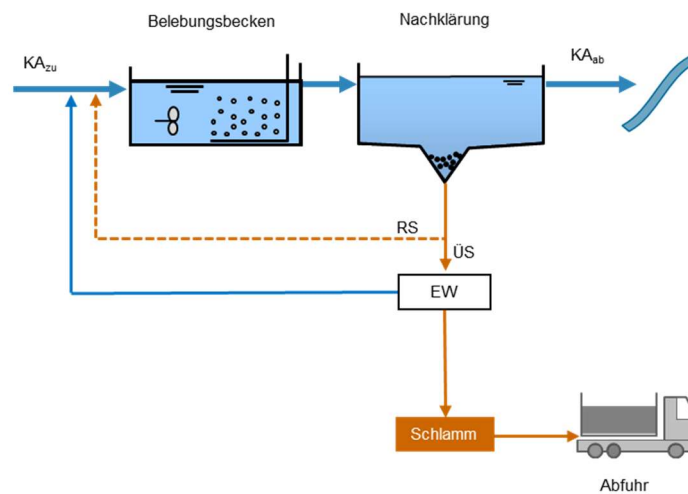


Abbildung 73: SASS ohne Vorbehandlung der Schlammströme

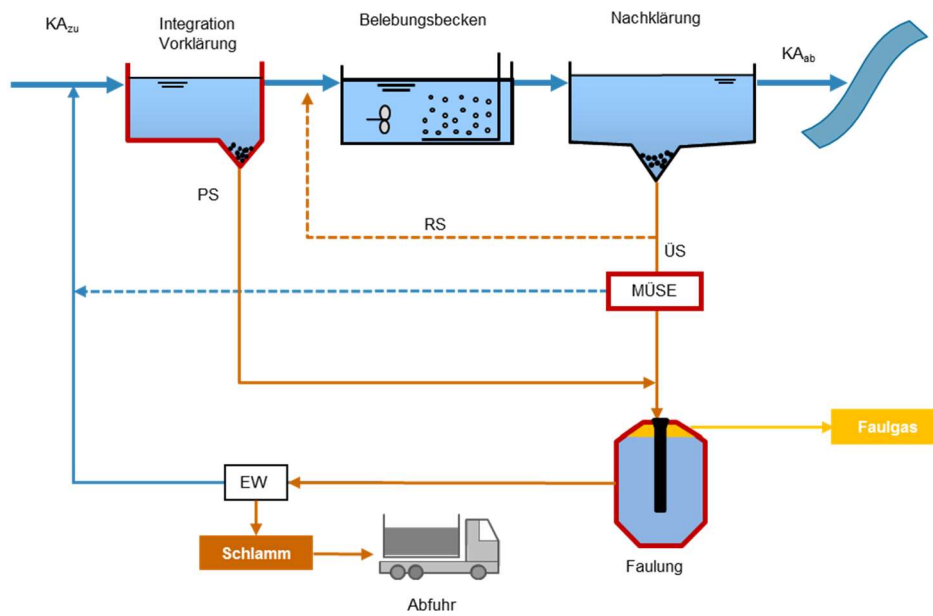


Abbildung 74: Umbau SASS zu einer konventionellen Faulung

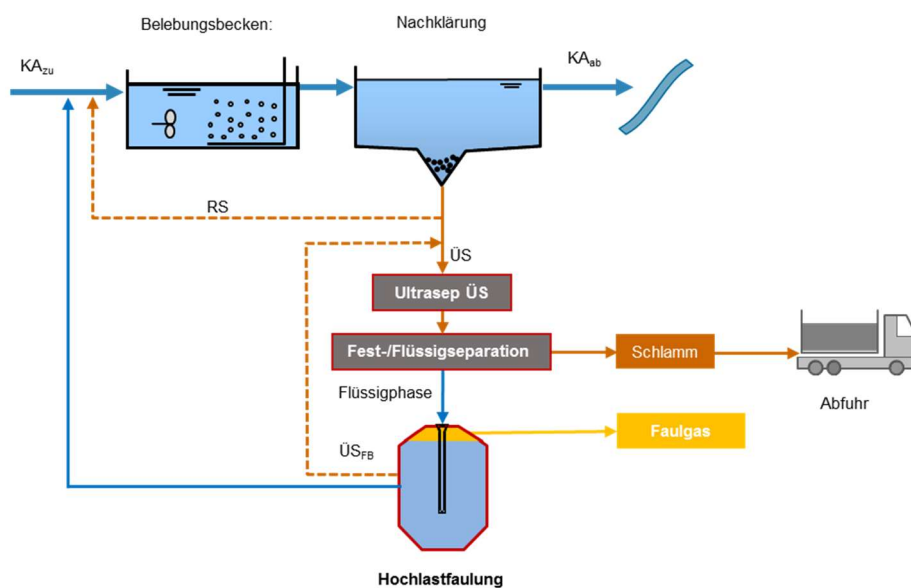


Abbildung 75: SASS mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS

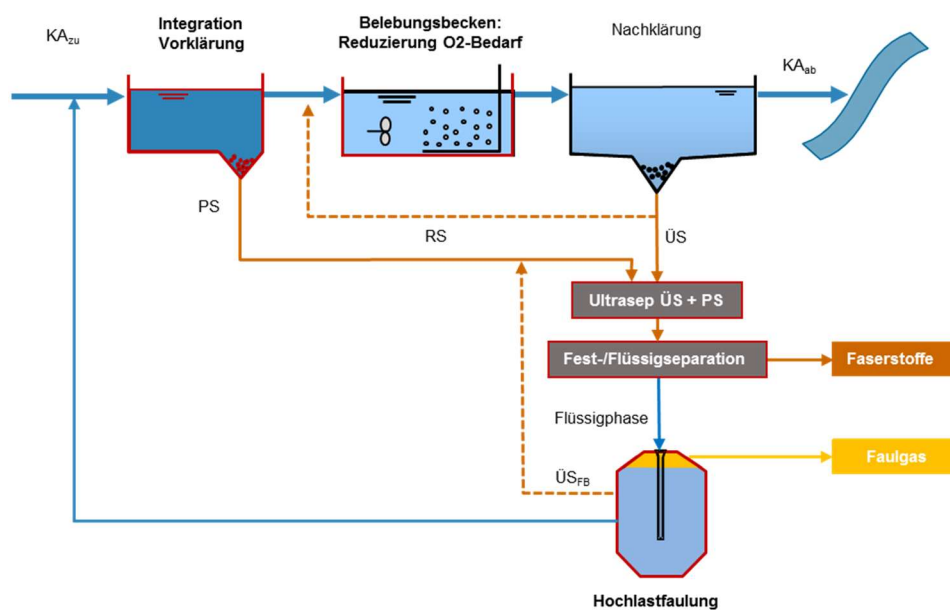


Abbildung 76: SASS mit Integration einer Vorklämung und Einbindung einer UltraSep-Anlage für den ÜS + PS

1.5.3 Technische Umsetzung UltraSep-Anlage auf einer FA

Für die Beurteilung des wirtschaftlichen Einsatzes werden folgenden Konzepte für eine FA mit einer Anschlussgröße von ca. 50.000 E untersucht:

- FA ohne Vorbehandlung der Schlammströme (siehe Abbildung 77)
- FA mit einer UltraSep-Anlage für den PS (EW < 50.000 E) (siehe Abbildung 78)

- FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS und P-Elimination (EW > 50.000 E) (siehe Abbildung 79)
- FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS und PS (EW > 50.000 E) (siehe Abbildung 80)

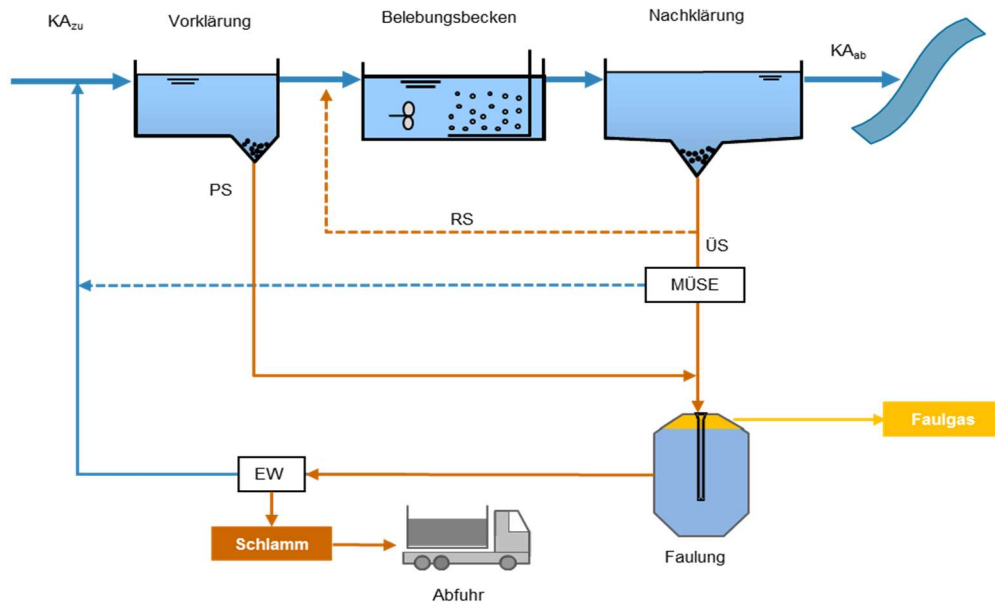


Abbildung 77: FA ohne Vorbehandlung der Schlammströme

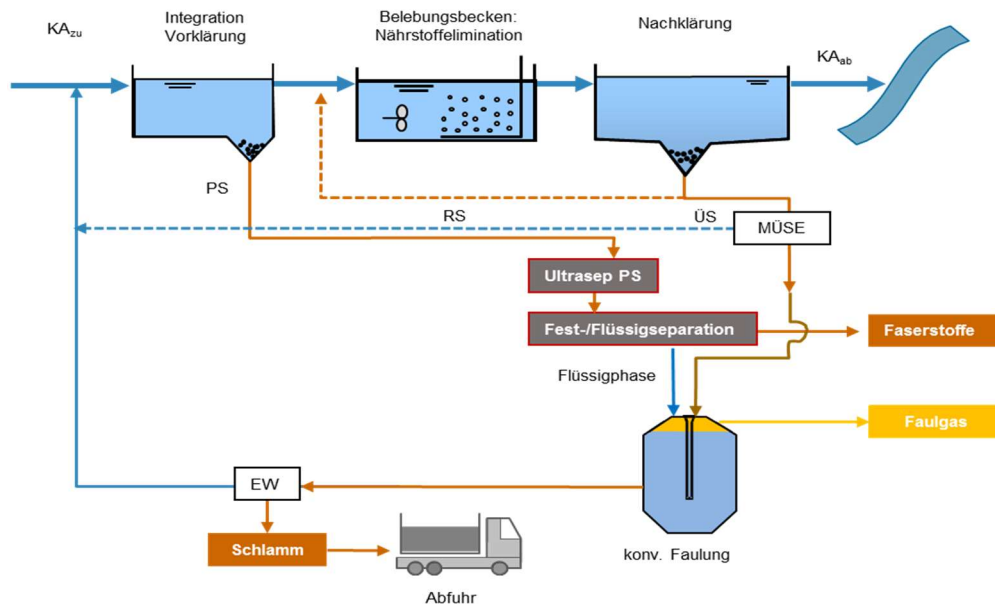


Abbildung 78: FA mit einer UltraSep-Anlage für den PS-Schlamm

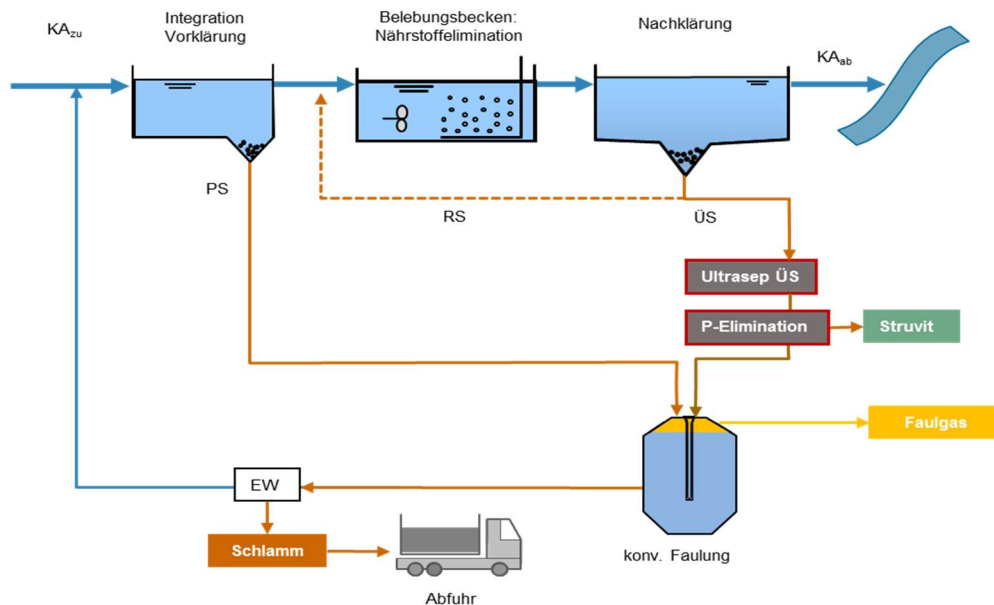


Abbildung 79: FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS-Schlamm und Integration einer P-Elimination

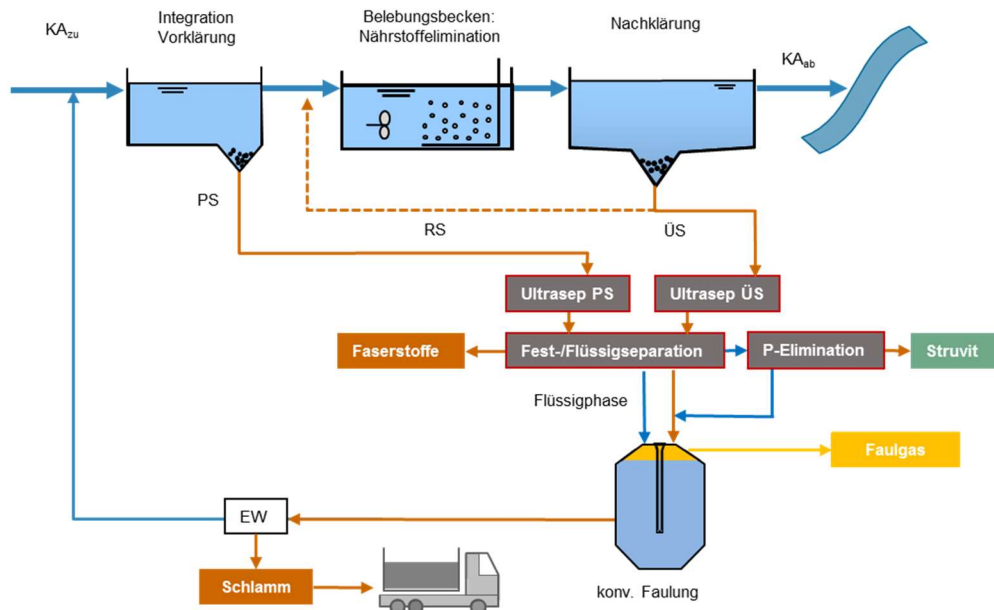


Abbildung 80: FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS und PS-Schlamm

1.5.4 Ermittlung der Schlammströme

Für die Dimensionierung der einzelnen Anlagenkomponenten sind die Frachten für den Parameter TR, oTR, CSB, Stickstoff und Phosphor für den Überschussschlamm und dem Primärschlamm zu ermitteln. Die einwohnerspezifischen TR-Frachten und Glühverluste werden dem DWA-Merkblatt M 368 für die 85 %-Perzentile-Belastung entnommen [16]. Die CSB, Stickstoff und Phosphorfrachten werden über Umrechnungsfaktoren nach Tabelle 7 berechnet. In Tabelle 8 sind für die einzelnen Varianten die ÜS und PS-Frachten zusammengestellt.

Tabelle 7: Literaturdaten zur Stickstoff- und Phosphorinkorporation in PS und ÜS [17]

Parameter	Einheit	Bereich		typischer Wert	Parameter	Einheit	Bereich		typischer Wert
		von	bis				von	bis	
GV _{ÜS}	[%]	55	70	1 ¹⁾	GV _{PS}	[%]	65	75	70
CSB/oTR _R	[g CSB/g oTR]	1,4	1,6	1,5	CSB/oTR _R	[g CSB/g oTR]	1,5	1,7	1,6
i _{N,ÜS}	[mg N/g oTR]	90	120	100	i _{N,PS}	[mg N/g oTR]	25	50	35
i _{P,ÜS}	[mg P/g oTR]	25	80	2 ²⁾	i _{P,PS}	[mg P/g oTR]	7	13	10
η _{oTR,ÜS}	[%]	30	40	35	η _{oTR,PS}	[%]	45	65	55

Tabelle 8: Kenndaten der Schlammbehandlung der untersuchten Varianten

		0b	0a	1	2	0c	3	4	5
		SASS	SASS	SASS	SASS	FA	FA	FA	FA
		keine Vorbh.	keine Vorbh.	Ultrasep ÜS	Ultrasep ÜS+PS	keine Vorbh.	Ultrasep PS	Ultrasep ÜS	Ultrasep ÜS+PS
		20.000 E	konv. Faulung 20.000 E	HL-Faulung 20.000 E	HL-Faulung 20.000 E	konv. Faulung 50000 E	konv. Faulung < 50.000 E	konv. Faulung > 50.000 E	konv. Faulung > 50.000 E
Allgemeine Daten									
Vorklarzeit	[h]	-	1,0	-	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
VK-Volumen	[m³]		167		167	417	417	417	417
Anschlußgröße EW	[E]	20.000	20.000	20.000	20.000	50.000	50.000	50.000	50.000
ÜS-E-indickung		mit Polymer	mit Polymer	ohne Polymer	ohne Polymer	mit Polymer	mit Polymer	mit Polymer	mit Polymer
PS-E-indickung		statisch	statisch	statisch	maschinell	maschinell	maschinell	maschinell	maschinell
Überschussschlamm									
Trockenrückstand (TR)	[%]	5,0	6,0	4,4	4,0	6,0	6,0	6,0	6,0
Glühverlust (GV)	[%]	68	68	68	68	70	70	70	70
spezifische TR-Fracht	[g/(E·d)]	62,0	39,7	62,0	35,0	39,7	39,7	39,7	39,7
TR-Fracht	[kg/d]	1.240	794	1.240	700	1.985	1.985	1.985	1.985
oTR-Fracht	[kg/d]	843	540	843	476	1.390	1.390	1.390	1.390
CSB/oTR-Verhältnis	[-]	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6
CSB-Konzentration	[mg/l]	54.400	65.280	48.356	43.520	67.200	67.200	67.200	67.200
CSB-Fracht	[kg/d]	1.349	864	1.349	762	2.223	2.223	2.223	2.223
inkorporierter Stickstoffanteil (i _N)	[mg N/g oTR]	93,0	140,0	93,0	122,0	140,0	140,0	140,0	140,0
N _{ges} -Konzentration	[mg/l]	3.162	5.712	2.811	3.318	5.880	5.880	5.880	5.880
N _{ges} -Fracht	[kg/d]	78	76	78	58	195	195	195	195
NH ₄ -N-Konzentration	[mg/l]	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
inkorporierter Phosphoranteil (i _P)	[mg P/g oTR]	43,0	58,0	43,0	67,0	58,0	58,0	58,0	58,0
P _{ges} -Konzentration	[mg/l]	1.462	2.366	1.300	1.822	2.436	2.436	2.436	2.436
P _{ges} -Fracht	[kg/d]	36	31	36	32	81	81	81	81
P _{ges} -Anteil im Schlamm	[g P _{ges} /kg TR]	29	39	29	46	41	41	41	41
PO ₄ -P-Konzentration	[mg/l]	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Volumenstrom	[m³/d]	25	13	28	18	33	33	33	33
Primärschlamm									
Trockenrückstand (TR)	[%]		5,0		5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
Glühverlust (GV)	[%]		75		75	75	75	75	75
spezifische TR-Fracht	[g/(E·d)]		35,0		35,0	35,0	35,0	35,0	35,0
TR-Fracht	[kg/d]		700		700	1.750	1.750	1.750	1.750
oTR-Fracht	[kg/d]		525		525	1.313	1.313	1.313	1.313
CSB/oTR-Verhältnis	[-]		1,6		1,6	1,6	1,6	1,6	1,6
CSB-Konzentration	[mg/l]		60.000		60.000	60.000	60.000	60.000	60.000
CSB-Fracht	[kg/d]		840		840	2.100	2.100	2.100	2.100
inkorporierter Stickstoffanteil (i _N)	[mg N/g oTR]		34,0		34,0	34,0	34,0	34,0	34,0
N _{ges} -Konzentration	[mg/l]		1.275		1.275	1.275	1.275	1.275	1.275
N _{ges} -Fracht	[kg/d]		18		18	45	45	45	45
NH ₄ -N-Konzentration	[mg/l]		20,0		20,0	20,0	20,0	20,0	20,0
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]		0,3		0,3	0,7	0,7	0,7	0,7
inkorporierter Phosphoranteil (i _P)	[mg P/g oTR]		7,0		7,0	7,0	7,0	7,0	7,0
P _{ges} -Konzentration	[mg/l]		263		263	263	263	263	263
P _{ges} -Fracht	[kg/d]		4		4	9	9	9	9
P _{ges} -Anteil im Schlamm	[g P _{ges} /kg TR]		5		5	5	5	5	5
PO ₄ -P-Konzentration	[mg/l]		0,8		0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]		0,0		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Volumenstrom	[m³/d]		14		14	35	35	35	35

Für die Umsatzraten der UltraSep-Anlage wurden die Kenndaten aus den durchgeführten Labor- bzw. großtechnischen Versuchen für SASS von der KA Wermelskirchen und ÜS und PS von der KA Hückeswagen übernommen. In Tabelle 9 sind die Kenndaten zusammengefasst.

Tabelle 9: Kenndaten des UltraSep-Verfahrens für die untersuchten Schlammfrachten der KA Hückeswagen (FA) und KA Wermelskirchen (SASS)

Beschreibung Verfahren	Einheit	1	2	3	4	5
		SASS	SASS	FA	FA	FA
		Ultrasep ÜS	Ultrasep ÜS+PS	Ultrasep PS	Ultrasep ÜS	Ultrasep ÜS+PS
		HL-Faulung	HL-Faulung	konv. Faulung	konv. Faulung	konv. Faulung
		20.000 E	20.000 E	< 50.000 E	> 50.000 E	> 50.000 E
Integration VK		nein	ja	ja	ja	ja
Abtrennung Faserstoffe		ja	ja	ja (PS-Schlamm)		ja (PS-Schlamm)
Erhöhung Belebungsbeckenkapazität		nein	ja			
Erhöhung Faulraumkapazität		nein	nein	ja	nein	ja
Steigerung Faulgasausbeute		ja	ja	gering	ja	ja
Ziel: P-Gehalt im entsorg. Schlamm < 2 %		nein	nein	nein	ja	ja
Ultrasep ÜS SASS (Wermelskirchen)		ÜS SASS	ÜS+PS	PS	ÜS	ÜS+PS
Aufschlussgrad CSB	%	51	-	-	-	-
N-Rückbelastung	%	30	-	-	-	-
P-Rückbelastung	%	17	-	-	-	-
Energie thermisch	kW/m ³	5,80	-	-	-	-
Energie elektrisch	kW/m ³	12,95	-	-	-	-
Lauge*	kg/m ³	5,20	-	-	-	-
Ultrasep Faulungsanlage (Hückeswagen)		ÜS SASS	ÜS+PS	PS	ÜS	ÜS+PS
CSB-Aufschluss	%	-	-	73	62	Geringer Wirkungsgrad bei Behandlung von ÜS+PS. Berücksichtigung der Einzelergebnisse für ÜS + PS.
N-Rückbelastung	%	-	-	77	45	
P-Rückbelastung PO4-P	%	-	-	26	20	
P-Rückbelastung P-Ges	%	-	-	46	40	
Energie thermisch	kW/m ³	-	-	5,8	5,8	
Energie elektrisch	kW/m ³	-	-	12,95	12,95	
Lauge*	kg/m ³	-	-	5,2	3,1	
Feststoffabtrennung		ÜS SASS	ÜS+PS	PS	ÜS	ÜS+PS
CSB-Reduktion	%	49	-	68	59	-
TR-Reduktion	%	57	-	77	27	-
oTR-Reduktion	%	50	-	77	24	-
Hochlastfaulung		ÜS SASS nur Fl.	ÜS+PS	PS	ÜS	ÜS+PS
hydr. Aufenthaltszeit	d	10	-	-	-	-
spezifischer Gasertrag	l CH ₄ /kg CSB	300	-	-	-	-
CSB-Abaugrad	%	93	-	-	-	-
N-Rückbelastung	%	n. a.	-	-	-	-
P-Rückbelastung	%	n. a.	-	-	-	-
Normale Faulung mit Ultrasep		ÜS SASS ges		PS nur Flüssig	ÜS Ges	ÜS+PS
hydr. Aufenthaltszeit	d	15	-	15	11	-
spezifischer Gasertrag	l/kg oTR zu	439	-	926	306	-

Bei der Hochlast-Faulung wurde für die Ermittlung des Gasertrags nur die Flüssigkeitsphase aus der UltraSep-Anlage berücksichtigt. Die Versuche zur Fest-/Flüssigtrennung des ÜS wiesen keine gute Abscheideleistung auf. Eine weitere Aufbereitung der Faserstoffe aus dem reinen ÜS wurde daher nicht berücksichtigt. Bei der Variante SASS mit UltraSep ÜS + PS erfolgt daher eine Entsorgung in der Landwirtschaft. Bei der konventionellen FA wird keine Fest-/Flüssigtrennung für den ÜS durchgeführt. Der Stoffstrom wird vollständig der FA zugeführt. In Tabelle 11 (siehe Anhang) sind die Frachten für die einzelnen Varianten zusammengestellt, die durch den Auf-

schluss mit dem UltraSep-Verfahren entstehen. Bei den Varianten mit P-Eliminierung wurde angesetzt, dass Phosphor in der Belebungsanlage über Bio-P entfernt wird. Die in den Versuchen auf der Kläranlage Hückeswagen mit chemischer Phosphorelimination ermittelten Rücklösungs-raten für $\text{PO}_4\text{-P}$ von 20 % wurden daher um den Faktor 3 auf 60 % erhöht. Dieser Wert ist durch Laborversuche noch zu bestätigen. Die gelöste P-Fracht kann z. B. durch Zugabe von Magnesiumchlorid gefällt werden (z. B. Modifikation des Lysophosverfahrens). Für die Variantenuntersuchung für die FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS wurde eine P-Rückgewinnungsrate von 95 % angesetzt. Die Kombination des UltraSep-Verfahren mit auf dem Markt vorhandenen Verfahren zur Eliminierung von Phosphor aus der Flüssigkeitsphase bietet ein gutes Potential. Hier sind jedoch weitere Untersuchungen erforderlich, um die Prozessbedingungen zu optimieren, da z. B. die Zugabe der Natronlauge eventuell zu einer zu starken pH-Erhöhung für die weiteren Prozessschritte führt. Mit den gewählten Annahmen kann der P-Anteil von $42 \text{ g P}_{\text{ges}} / \text{g TM}_{\text{entsorgt}}$ (konventionelle Faulung) auf $32 \text{ g P}_{\text{ges}} / \text{g TM}_{\text{entsorgt}}$ reduziert werden (Abbildung 81 und Tabelle 12 siehe Anhang). Hiermit liegt die P-Gesamtfracht im entsorgten Schlamm mit den gewählten Standardannahmen von ca. $1,8 \text{ g P} / (\text{E} \cdot \text{a})$ im Zulauf der Anlage weiterhin über den Anforderungen der Klärschlammverordnung, die eine Reduzierung des P-Gehaltes im Schlamm auf $20 \text{ g P}_{\text{ges}} / \text{g TM}_{\text{entsorgt}}$ fordert. Bei Schlämmen mit geringeren spezifischen P-Frachten im Zulauf könnte mit dem Verfahren eine ausreichende Reduzierung der P-Frachten erreicht werden.

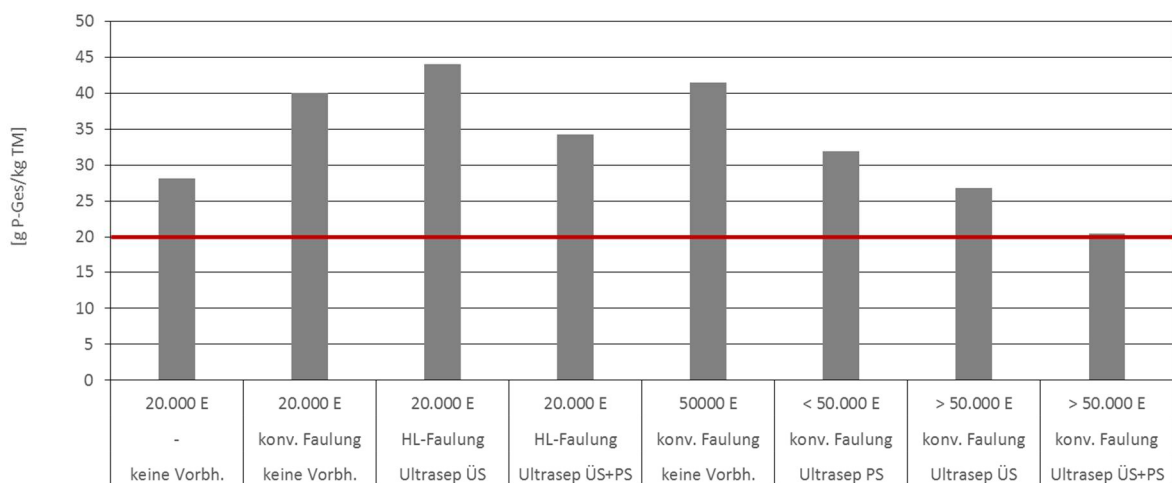


Abbildung 81: P-Gehalt in der entsorgten Schlammfracht bezogen auf die entsorgte Schlammfracht der Grundvariante im Vergleich zur Vorgabe der Klärschlammverordnung [2]

Mit der Kombination der UltraSep-Anlage für den ÜS und PS können die Anforderungen mit $21 \text{ g P}_{\text{ges}} / \text{g TM}_{\text{entsorgt}}$ fast erreicht werden. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass die geringeren P-Gehalte nicht durch eine Steigerung der P-Elimination erreicht werden sondern durch höhere entsorgte TR-Frachten (Anteil Faserstoffe PS). Dies zeigt sich auch bei der SASS, trotz gleicher

entsorgter P-Frachten ergeben sich bei höheren oTR-Abbaufrachten höhere P-Gehalte im Schlamm.

In Abbildung 82 sind die TR-Frachten im Zulauf und Ablauf der Faulung zusammengestellt. Mit der Integration des UltraSep-Verfahrens auf der SASS und dem Ausschleusen der Feststofffraktion reduziert sich die zugeführte Rohschlammfracht deutlich. Weiterhin verbessert sich der Anteil an leicht abbaubaren Stoffen im Zulauf der HL-Faulung. Unter diesen Randbedingungen kann eine hydraulische Aufenthaltszeit von 6 d und eine zulässige Raumbelastung von $6 \text{ kg CSB}_{\text{zu}} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ angesetzt werden. Hiermit ergeben sich im Vergleich zur konventionellen Faulung mit 710 m^3 ein um $1/5$ kleineres erforderliches Faulraumvolumina. Die Faulgasproduktion liegt dagegen nur ca. 50 % niedriger. Bei der Integration der UltraSep-Anlage für den PS bei einer konventionellen FA ergibt sich auch eine deutliche Reduzierung des erforderlichen Faulraumvolumens durch die Reduzierung der Frachten, aber auch durch die geringere erforderliche hydraulische Aufenthaltszeit. Die erforderliche hydraulische Aufenthaltszeit wurde mit 15 d angesetzt, da die Laborversuche aufzeigten, dass durch den Aufschluss ein weitgehender oTR-Abbau schon nach 15 d erfolgt. Bei überlasteten Faulungsanlagen oder bei einer geplanten Zusammenlegung von Kläranlagen bietet hier das UltraSep-Verfahren durch die Steigerung der Faulraumkapazität Optimierungspotenziale. Bei der Umsetzung ist jedoch zu berücksichtigen, dass die Faulgasproduktion sich durch das Ausschleusen der Feststoffphase des Primärschlammes deutlich reduziert. Die Einbindung der UltraSep-Anlage für den ÜS führt zu einer Gasertragssteigerung und auch zu einer Erhöhung der Faulraumkapazität. In Tabelle 13 (siehe Anhang) **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.** sind die Rohschlammfrachten, die Frachten im Ablauf der Faulung, im Zentrat und in dem entsorgten Schlamm sowie die Energieproduktion zusammengestellt.

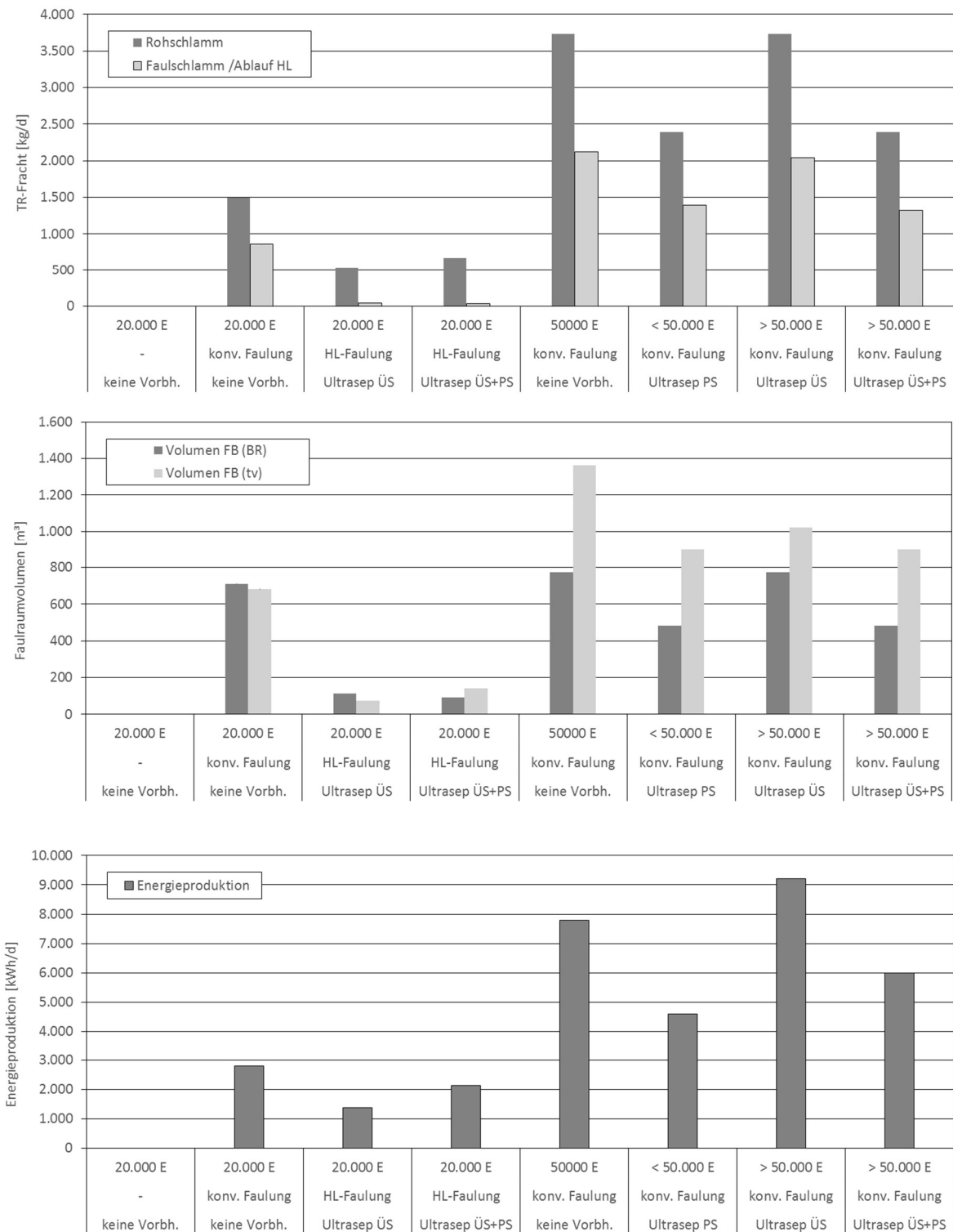


Abbildung 82: TR-Frachten im Zulauf und Ablauf der Faulungsanlage, erforderliches Faulraumvolumen und Energieproduktion für die untersuchten Varianten

1.5.5 Wirtschaftlichkeitsbewertung

Für die Beurteilung der Wirtschaftlichkeit wurden die Investitions- und Betriebskosten für die Umsetzung der untersuchten Varianten zusammengestellt. Für die Ermittlung der Investitionskosten wurde eine Aufteilung Bautechnik : Maschinenteknik : EMSR von 60 : 20 : 20, ein Zinssatz von 2 % und die folgenden Abschreibungszeiten angesetzt:

- Bautechnik 30 a
- Maschinenteknik 15 a
- E-Technik 10 a

Für die UltraSep-Anlage wurde vereinfacht aufgrund der höheren Abnutzung durch die Zugabe von Lauge die gesamten Investitionen über 10 Jahre abgeschrieben. Die Zusammenstellung der Kosten für die UltraSep-Anlage erfolgte auf Grundlage der Pilotierung für eine Schlammmenge von 24.000 m³ / a und ist in Tabelle 13 (siehe Anhang) dargestellt. Aufbauend auf dieser Zusammenstellung wurden spezifische Kosten pro behandelte Jahresschlammmenge ausgerechnet. Sie liegen für die Investitionen bei 10,6 € / m³ und für die Betriebskosten bei 3,4 €/m³/a.

Die Investitionskosten für die Integration der Faulungsanlagen und Vorklärung wurde auf Grundlage von vorliegenden Richtpreisangeboten sowie Literaturdaten zusammengestellt [15] (siehe Tabelle 13 und **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.**).

Für die Betriebskosten wurden nur die Änderungen im Vergleich zur Grundvariante (SASS bzw. konventionelle Faulung) ermittelt. Folgende Kostengruppen wurden berücksichtigt und sind in Tabelle 13 zusammengestellt.

Aufwendungen:

- Betriebskosten UltraSep
- Betriebskosten VK, HL-Faulung inklusive Peripherie (Aquabench)
- zusätzlicher Energiebedarf in der biologischen Stufe durch die Rückbelastung

Einnahmen:

- Reduzierte Kosten für die Klärschlamm Entsorgung
- Erhöhung der Stromerzeugung durch ein BHKW. Für die Varianten mit der konventionellen Faulung wird davon ausgegangen, dass der zusätzliche Gasertrag von den vorhandenen BHKWs verstromt werden kann.
- Reduzierung des Energiebedarfs in der biologischen Stufe durch die Integration einer Vorklärung

- Einsparung des Wärmebedarfs für die Gebäude durch Integration einer FA
- Für die nachgeschalteten Verfahrensstufen zur Rückgewinnung von Wertstoffen wie P-Eliminierung, Pyrolyse, Pelletherstellung wurden keine Investitionskosten ermittelt, sondern spezifische Herstellkosten in € / t Wertstoff (s. Tabelle 21) und den Erlösen in € / t Wertstoff gegenübergestellt. In der Variantenuntersuchung wurde die Pelletherstellung berücksichtigt. Alternativ wäre auch die Verwertung über eine Pyrolyse möglich.

In Abbildung 83 ist die Änderung der Jahreskosten gegenübergestellt. Die Einbindung des UltraSep-Verfahrens bietet sich insbesondere für Kläranlagen mit SASS an. Durch den Aufschluss mit dem UltraSep-Verfahren kann die Flüssigphase in einer kompakten Hochlastfaulung anaerob behandelt werden. Hiermit ergeben sich aufgrund des geringeren Bauvolumens im Vergleich zur konventionellen Faulung ein deutliches Einsparpotential von 76.000 € / a. Weiterhin kann die Anlage zu einer nährstoffeliminierenden Anlage umgebaut werden und damit die biologische Stufe entlastet werden bzw. zusätzliche Einwohner angeschlossen werden. Dieser monetäre Vorteil wurde im Rahmen der Wirtschaftlichkeitsuntersuchung nicht berücksichtigt. Ein kritischer Punkt ist die Nutzung der Feststoffphase des ÜS. Die Pilotversuche haben eine geringe Trennleistung für den reinen ÜS aufgezeigt. Zielführend könnte eine Mitnutzung in der Hochlastfaulung sein, dies könnte jedoch zu einer Reduzierung des Schlammalters führen und damit zu größeren Faulraumvolumen. Weiterführende Untersuchungen zur Einbindung einer Hochlastfaulung auf kleinen Kläranlagen ist aufgrund der positiven Ergebnisse der Wirtschaftlichkeitsuntersuchung zu empfehlen.

Für die Kläranlagen mit konventioneller Schlammfaulung ergibt sich kein Kostenvorteil durch die Einbindung der UltraSep-Anlage. Insbesondere die Wertstoffrückgewinnung aus den abgetrennten Feststoffen ist noch nicht wirtschaftlich und führt zu zusätzlichen Kosten von 100.000 € / a. Der Einsatz der UltraSep-Anlage bietet sich daher nur an bei einer Überlastung der Faulung bzw. bei einer geplanten Erhöhung der Faulraumkapazität z. B. bei Konzepten zur gemeinsamen Schlammbehandlung von mehreren Kläranlagen an einem Standort. Die Anforderungen der Klärschlammverordnung können bei der Variante UltraSep ÜS + PS durch die P-Eliminierung fast eingehalten werden. Hier ergeben sich zusätzliche Einsparungen da auf das P-Recycling mit Kosten von 500 € / t Asche verzichtet werden kann sowie die Mitverbrennung in Kohlekraftwerken mit deutlich geringeren Entsorgungskosten im Vergleich zur Monoverbrennung möglich ist.

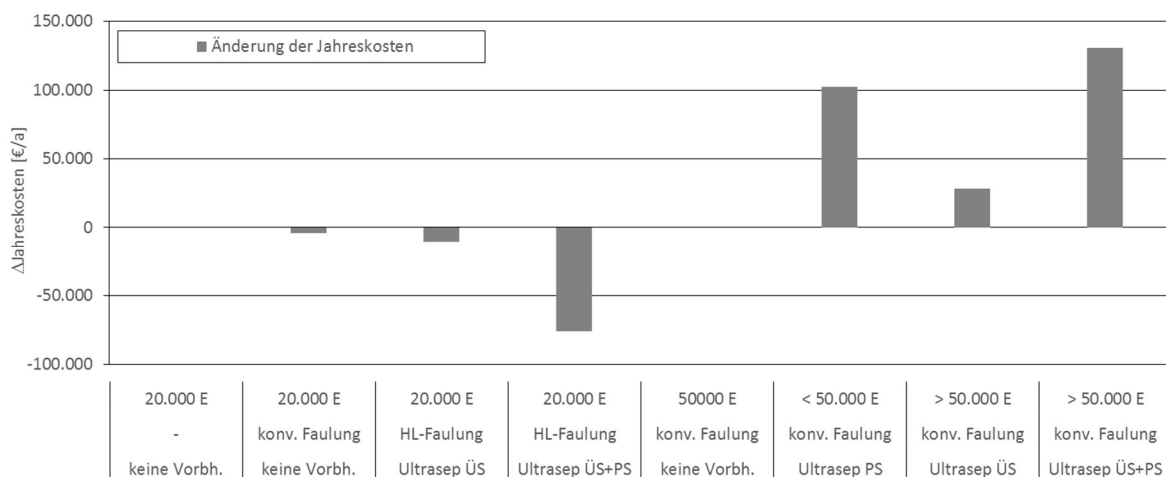


Abbildung 83: Änderung der Jahreskosten im Vergleich zur Grundvariante ohne UltraSep für 20.000 und 50.000 E

1.5.6 Ökologische Bewertung

Eine ökologische Bewertung des Verfahrens ist grundsätzlich auf die spezifischen Gegebenheiten und die unterschiedlichen Umsetzungskonzepte zu beziehen. Grundsätzlich kann festgestellt werden, dass für SASS ohne weitere Schlammaufbereitung der in diesem Projekt vorgestellte Desintegrationsansatz aus ökologischer Sicht sinnvoll ist. Für größere Kläranlagen ist dies ebenfalls im Einzelfall zu prüfen. Eine exakte Bewertung kann jedoch erst erfolgen, wenn alle Produktströme im Rahmen der Verwertungskonzepte sowie deren Folgeprodukte genau beziffert werden können.

1.5.7 Verwertungsstrategien

In zahlreichen Gesprächen haben verschiedene Kläranlagenbetreiber ihr großes Interesse an alternativen Schlammbehandlungsverfahren insbesondere für kleinere Kläranlagen bestätigt. Hierfür dürfte sich ein Markt für entsprechende Technologien entwickeln. Mit wem und wie im Detail eine weitere Verwertung ausgeführt wird, lässt sich zum aktuellen Zeitpunkt noch nicht konkret festlegen.

1.6 Zusammenfassung der erzielten Erkenntnisse

Im Rahmen der Projektarbeit konnte der Nachweis der technischen Machbarkeit des Kernprozesses erfolgreich erbracht werden. Dabei erfolgten neben der Einstellung der anlagentechnischen Betriebsparameter Untersuchungen zum Klärschlammaufschluss in Abhängigkeit der Verfahrensparameter Temperatur, pH-Konditionierung und Ultraschalleintrag.

Die durchgeführten Versuchsreihen für die separate Behandlung von Primär- und Überschussschlamm (PS, ÜS) im kombinierten Desintegrationsverfahren zeigen, dass mit Aufschlussgraden bis zu 70 % beide Schlämme effektiv desintegriert und ein erheblicher Anteil an Organik als gelöster CSB in die Flüssigkeitsphase überführt werden kann. Die alkalische Hydrolyse in Abhängigkeit des pH-Werts bewirkt den größten Anteil am Desintegrationsvorgang. Sowohl der thermische als auch mechanische Aufschluss mittels Ultraschall haben einen geringeren Anteil am Aufschlussgrad. Gleichzeitig konnte nachgewiesen werden, dass die Ultraschallbehandlung einen stark beschleunigenden Einfluss auf die alkalische Hydrolyse hat. Dies ist auf die deutliche Reduktion der Partikelgröße (ca. 70 %) und die Zerkleinerung der EPS-Strukturen zurückzuführen. Als Prozessparameter werden 60 °C, ein pH-Wert von 9 – 10 für PS sowie 9,5 – 10 für ÜS und ein spezifischer Energieeintrag des Ultraschalls von 1.000 kJ / kg TS empfohlen.

Für die Verwertung der Stoffströme zeigt sich, dass die Feststofffraktion effektiv separiert, getrocknet und sowohl als Brennstoff (Brennwert ca. 15 MJ / kg) als auch für eine stoffliche Verwertung in einer Flash-Pyrolyse oder Hydrothermalen Carbonisierung (HTC) genutzt werden kann. Die Rücklösungsraten von Phosphor als gelöste Orthophosphate belaufen sich auf ca. 20 % bis max. 48 % und sind abhängig vom Umfang der chemischen P-Elimination. Das Desintegrationsverfahren kann eine P-Rückgewinnung prinzipiell unterstützen, erfordert jedoch für einen effektiven Nutzen eine vermehrt biologische P-Elimination im Kläranlagebetrieb.

Für den anaeroben Abbau des aufgeschlossenen PS zeigte sich eine Steigerung der Gasausbeute um 12 %. Die separierte Flüssigkeitsphase weist insgesamt einen sehr hohen spez. Gasertrag auf. Gleichzeitig steht der Faulung durch die Ausschleusung der Feststofffraktion jedoch weniger Organik zur Verfügung. Hieraus resultiert ein reduzierter Gasertrag von etwa 47 % des unbehandelten PS. Bei der Desintegration von ÜS ergibt sich eine deutliche Steigerung der spez. Gasausbeute um bis zu 52 %, die maßgeblich auf die Desagglomeration der Schlammflocken infolge der Ultraschallbehandlung zurückzuführen ist. Darüber hinaus stellen die vorläufigen Versuchsergebnisse zum Einsatz der Flüssigkeitsphase in einer Hochlast-Faulung mit einem Abbau des CSB von bis zu 94 % einen aussichtsreichen Ansatz dar.

Die wirtschaftliche Anschlussfähigkeit des UltraSep-Verfahrens wurde anhand der Basisdaten des Pilotbetriebs für eine simultan aerob stabilisierende Anlage (SASS) und eine konventionell

betriebene Faulungsanlage (FA) unter Berücksichtigung verschiedener technischer Umsetzungskonzepte betrachtet. Bei einer SASS mit 20.000 E zeigt sich für das UltraSep-Verfahren mit Hochlast-Faulung ein deutliches Einsparpotential von 76.000 € / a. Daher sind weiterführende Untersuchungen zur Einbindung des Verfahrens in kleineren Kläranlagen zu empfehlen.

Bei einer konventionellen FA mit 50.000 E ergibt sich hingegen kein Kostenvorteil. Dennoch bietet sich potentiell ein Einsatz bei einer Überlastung der Faulung bzw. einer geplanten Erhöhung der Faulraumkapazität an.

2. Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Im Verbundprojekt UltraSep: „Innovatives Verfahren zur stofflichen und energetischen Verwertung von Klärschlamm“ ist der wesentliche Teil der Kosten durch Personalausgaben entstanden. An zweiter Stelle folgten Ausgaben für Verbrauchsmaterialien und Chemikalien zum Zwecke der Versuchsdurchführung, Probenaufbereitung und Analyse im Rahmen der Arbeitspakete AP 2 bis AP 4.

3. Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit

Die im Projekt geleisteten Arbeiten waren dem Arbeitsplan angemessen. Ebenfalls waren die durchgeführten Forschungsarbeiten im Teilprojekt des Verbundprojektes sowie die dafür aufgewandten Ressourcen notwendig und angemessen, da sie der im Projektantrag formulierten Planung entsprachen und alle wesentlichen im Arbeitsplan formulierten Aufgaben erfolgreich bearbeitet wurden. Darüber hinaus waren keine zusätzlichen Ressourcen für das Projekt notwendig.

4. Voraussichtlicher Nutzen, insbesondere Verwertbarkeit der Ergebnisse

Erfindungen / Schutzrechtsanmeldungen

In den Teilvorhaben 02WQ1398 A/B/C wurden keine Erfindungen getätigt bzw. Schutzrechtsanmeldungen vorgenommen.

Wirtschaftliche Erfolgsaussichten

Das Projekt zeigte, dass eine technische Realisierung möglich und die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens besonders für kleinere Kläranlagen erreichbar ist. Hier gilt es, als nächsten Schritt eine Anlage zu errichten, die die ermittelten Prozessparameter des Verfahrens im Ganzjahresbetrieb auf einer KA umsetzt. Dabei sollte die Anlagen auch weiterhin Optimierungsmöglichkeiten offenhalten und einen teilexperimentellen Charakter haben. Die Verwertung der Stoffströme muss nicht auf den vollständigen Volumenstrom bezogen sein. Hieraus kann dann ein verlässliches Kostengefüge anhand einer vorzeigbaren Referenzeinheit inkl. der Verwertungswege für die verschiedenen Fraktionen abgeleitet werden.

Zum einen besteht in Folge des Ausstiegs aus der landwirtschaftlichen Entsorgung des Klärschlammes ein erheblicher Bedarf an neuen Entsorgungskapazitäten. Zum anderen liegt aufgrund der endlichen Phosphorressourcen ein großes Interesse an Verfahren vor, die ein Phosphorrecycling ermöglichen. Die Marktlage für neue Verfahren, die wirtschaftlich konkurrenzfähig zu den bestehenden Verfahren sind, ist in Deutschland damit ausgezeichnet. Auch weltweit ist aufgrund

der ständig wachsenden Weltbevölkerung und der zunehmenden Industrialisierung ein steigender Bedarf an Entsorgungskapazitäten zu erwarten. Insbesondere für Verfahren, die ein Phosphorrecycling beinhalten, liegt ein enormes Potential zur Etablierung auf dem Gebiet der Klärschlamm Entsorgung vor.

Aufgrund dieser Zusammenhänge sind die Chancen für eine erfolgreiche Vermarktung des neuen Verfahrens als sehr gut einzuschätzen.

Wissenschaftliche und / oder technische Erfolgsaussichten

Das Projekt hat dazu beigetragen, die Expertise im Bereich der Prozessentwicklung und -bewertung für Klärschlamm weiter zu stärken. Daraus folgt, dass zukünftig bei der Bearbeitung thematisch ähnlicher Projekte und möglicher Anschlussprojekte auf dieses Wissen zurückgegriffen werden kann.

Wissenschaftliche und wirtschaftliche Anschlussfähigkeit

Auf wissenschaftlicher Ebene hat das UltraSep-Projekt eine Erweiterung der Forschungsaktivitäten im Themengebiet Klärschlammbehandlung und Aufschluss von Biomasse ermöglicht. Es wurden die wesentlichen wissenschaftlichen Zusammenhänge hinsichtlich dieser neuen Klärschlammbehandlungsmethode aufgezeigt. Aus den in UltraSep gewonnenen Forschungsergebnissen ergeben sich Synergien zu weiteren abwasser- und biotechnologischen Prozessen, die Gegenstand zukünftiger Projekte sein können.

Für die Entwicklung eines geschlossenen Prozesses waren die Basis-Daten aus dem Betrieb und die produzierten Stoffströme zur Untersuchung im Labor- und Technikumsmaßstab erforderlich. Die Zusammensetzungen der durch den Aufschluss entstehenden Stoffströme war stark von den gewählten Betriebsparametern und den Grundeinstellungen des Kernprozesses abhängig.

Eine Veröffentlichung der Ergebnisse ist insbesondere auf der IFAT 2022 ist vorgesehen. Die Projektpartner konnten mit Hilfe des Projekts ihre fachliche Kompetenz auf dem Gebiet des Technologietransfers mit Schwerpunkt Wasseraufbereitung belegen und sich für weitere interessierte Industriekunden als attraktiven Partner präsentieren.

5. Fortschritte auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen

Im Projektzeitraum sind uns keine Kenntnisse über Ergebnisse Dritter bekannt geworden, welche für die Durchführung des Vorhabens relevant waren. Hierzu wurden in regelmäßigen Abständen Literatur- und Patentrecherchen durchgeführt.

6. Erfolgte und geplante Veröffentlichungen

Aus dem Gesamtprojekt entstandene Publikationen und Präsentationen sind:

Im Rahmen einer Vortragsreihe der Hans Eisenmann-Akademie (TU München) erfolgte am 14.01.2021 ein Vortrag zum Projekt und zur stofflichen und energetischen Nutzung von Klärschlamm durch Lukas Rüller (UMSICHT).

Eine weitere Veröffentlichung der wissenschaftlichen Erkenntnisse des Projekts erfolgte im Rahmen der Dissertation von Lukas Rüller im September 2021 (Ruhr-Universität Bochum).

Präsentationen des Gesamtprojektes auf Tagungen und Kongressen:

Die Präsentation der Ergebnisse ist auf der nächsten IFAT im München (nach aktueller Planung im Mai 2022) vorgesehen.

Abkürzungsverzeichnis

A _{CSB}	CSB-bezogener Aufschlussgrad
AP	Arbeitspaket
aTR	Anorganischer Trockenrückstand
Bio-P	Vermehrte biologische Phosphorelimination
BKKW	Blockheizkraftwerk
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
CSB _R	Chemischer Sauerstoffbedarf des Referenzaufschlusses
d(0,5)	Volumengewichtete mittlere Partikelgröße
DK	Dampfkarbonisierung
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V.
E	Einwohner
EGSB	Expanded Granular Sludge Bed
EPS	Extrazelluläre Polymere Substanzen
EW	Einwohnerwert
EMSR	Elektrische Mess-, Steuer- und Regelungstechnik
FA	Faulungsanlage
GV	Glühverlust
HL-Faulung	Hochleistungs-Faulung
HMF	Hydroxymethylfurfural
HTC	Hydrothermale Carbonisierung
IBC	Intermediate Bulk Container
IC	Ionenchromatographie
ICP-OES	Optische Emissionsspektrometrie mit induktiv gekoppeltem Plasma
KA	Kläranlage
MAP	Magnesium-Ammonium-Phosphat
NaOH	Natronlauge

oTR	organischer Trockenrückstand
P	Phosphor
PO ₄	Ortho-Phosphat
PS	Primärschlamm
PW	Prozesswasser
R _P	Rücklösegrad Phosphor
SASS	Simultan aerob stabilisierter Schlamm
TKN	Total Kjeldahl Nitrogen (Gesamter Kjeldahl-Stickstoff)
TM	Trockenmasse
TR	Trockenrückstand
TS	Trockensubstanz
ÜS	Überschussschlamm
VK	Vorklärung

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Aufstellung der Pilotanlage: Container mit Leiteinrichtung (l.) und Verfahrenscontainer (r.).....	5
Abbildung 2: Bürocontainer mit Heißwassertherme und Prozesssteuerung (l.) und Verfahrenscontainer mit Anlagenkomponenten (r.).....	5
Abbildung 3: Exzentrerschneckenpumpen (l.) und Frequenzumrichter für Pumpen u. Rührwerk (r.)	6
Abbildung 4: Plattenwärmetauscher (l.) und schallisolierte Ultraschalleinheit (r.).....	7
Abbildung 5: Mechanische Separation durch Trommelzentrifuge (l.) und Filterpresssystem (r.)	7
Abbildung 6: Benutzeroberfläche der Anlagensteuerung (CODESYS-basiert).....	9
Abbildung 7: Setup Regelparameter der Exzentrerschneckenpumpen	10
Abbildung 8: Datenaufzeichnung und Visualisierung via „Grafana“	10
Abbildung 9: Aufschlussgrad für die thermische Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit von Temperatur und Behandlungszeit.....	15
Abbildung 10: Aufschlussgrad für die thermische Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit von Temperatur und Behandlungszeit.....	15
Abbildung 11: Volumengewichteter mittlerer Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ und Aufschlussgrad in Abhängigkeit der Temperatur und Behandlungszeit für Überschussschlamm	16
Abbildung 12: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbten PS (o. l., o. r.) sowie thermisch behandelten PS (u. l., u. r.)	16
Abbildung 13: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbten ÜS (o. l., o. r.) sowie thermisch behandelten ÜS (u. l., u. r.)	17
Abbildung 14: Kombierter thermischer und mechanischer Aufschluss von Primärschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags für unterschiedliche Temperaturen	18
Abbildung 15: Kombierter thermischer und mechanischer Aufschluss von Überschussschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags für unterschiedliche Temperaturen	18
Abbildung 16: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit des pH-Werts und TR	20

Abbildung 17: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit der zugeführten Menge an Natronlauge (20 m.-%) pro kg TS	20
Abbildung 18: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit des pH-Werts und TR	21
Abbildung 19: Aufschlussgrad für die alkalische Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit der zugeführten Menge an Natronlauge (20 m.-%) pro kg TS	21
Abbildung 20: Volumengewichteter mittlerer Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ und Aufschlussgrad in Abhängigkeit des pH-Werts für die alkalische Desintegration von Überschussschlamm	22
Abbildung 21: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbten PS (o. l., o. r.) sowie mit pH 10,5 alkalisch behandelten PS (u. l., u. r.)	22
Abbildung 22: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbten ÜS (o. l., o. r.) sowie mit pH 10,5 alkalisch behandelten ÜS (u. l., u. r.)	23
Abbildung 23: Kombiniertes alkalischer und mechanischer Aufschluss von Primärschlamm für eine Reaktionszeit von 10 min und 24 h sowie einem Energieeintrag von 50 kJ / l	24
Abbildung 24: Kombiniertes alkalischer und mechanischer Aufschluss von Überschussschlamm für eine Reaktionszeit von 10 min und 24 h sowie einem Energieeintrag von 50 kJ / l	24
Abbildung 25: Aufschlussgrad der mechanischen Desintegration von Primärschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags (3 % TR)	26
Abbildung 26: Aufschlussgrad der mechanischen Desintegration von Überschussschlamm in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags	26
Abbildung 27: Mittlerer Partikelgrößendurchmesser $d(0,5)$ und Aufschlussgrad in Abhängigkeit des spez. Energieeintrags für die mechanische Desintegration von ÜS	27
Abbildung 28: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbten PS (o. l., o. r.) sowie mit 1.800 kJ / kg TS Ultraschall behandelten PS (u. l., u. r.)	27
Abbildung 29: Mikroskopische Aufnahmen von unbehandeltem und gefärbten ÜS (o. l., o. r.) sowie mit 2.000 kJ / kg TS Ultraschall behandelten ÜS (u. l., u. r.)	28
Abbildung 30: Zusätzlicher Aufschluss durch Ultraschall im kombinierten Verfahren in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags und der Ultraschalleistung (ÜS)	29
Abbildung 31: Zusätzlicher Aufschluss durch Ultraschall im kombinierten Verfahren in Abhängigkeit des spezifischen Energieeintrags und des Volumenstroms (ÜS)	29

Abbildung 32: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads für eine tagesspezifische Versuchsreihe (PS; US 9 kW bzw. 4,5 kW)	31
Abbildung 33: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für eine tagesspezifische Versuchsreihe (PS; US 9 kW)	31
Abbildung 34: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte und Versuchsreihen (PS; US 9 kW)	32
Abbildung 35: Erzielter Aufschlussgrad durch Ultraschall in Relation zum thermisch-alkalischen Aufschluss (PS; US 9 kW)	32
Abbildung 36: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads für eine tagesspezifische Versuchsreihe (ÜS; US 9 kW bzw. 4,5 kW)	33
Abbildung 37: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte und Versuchsreihen (ÜS; US 9 kW)	34
Abbildung 38: Erzielter Aufschlussgrad durch Ultraschall in Relation zum thermisch-alkalischen Aufschluss (ÜS; US 9 kW)	34
Abbildung 39: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads für eine tagesspezifische Versuchsreihe (RS; US 9 kW bzw. 4,5 kW)	35
Abbildung 40: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte (RS; US 9 kW)	35
Abbildung 41: Betrachtung der einzelnen Prozessschritte des kombinierten Verfahrens anhand des Aufschlussgrads einer tagesspezifische Versuchsreihe (AS; US 9 kW)	36
Abbildung 42: Anteile der thermischen, alkalischen und mechanischen Desintegration am Aufschlussgrad für unterschiedliche pH-Werte (AS; US 9 kW)	37
Abbildung 43: Separierte Faserfraktion nach der Behandlung von Primärschlamm (Trommelzentrifuge)	39
Abbildung 44: TR der separierten Feststofffraktion für verschiedene Prozessparameter sowie für unterschiedliche Trocknungszeiten und -temperaturen (PS, Trommelzentrifuge)	40
Abbildung 45: Pelletieranlage mit (l.) Koller und Flachmatrize (m.) sowie Brikettierpresse (r.)	41

Abbildung 46: Getrocknete Faserfraktion und hergestellte Pellets (l.) sowie hergestellte Briketts (r.)	41
Abbildung 47: Flashpyrolyse-Einheit mit Reaktor (h.), Heißgasfiltration (m.) und Kondensationseinheit (v.)	43
Abbildung 48: Heiße, ablativ Scheibe (l.), Zuführeinheit für Biomasse (m.) und Rundstab aus der separierten Feststofffraktion des PS (r.)	44
Abbildung 49: Zeitlicher Verlauf der Komponenten des Pyrolysegases	44
Abbildung 50: Wässrige Kondensatfraktion (l.) und ölhaltige Kondensatfraktion (r.)	45
Abbildung 51: Intermediate 200 °C - Veränderung der Reaktionsprodukte im zeitlichen Verlauf	46
Abbildung 52: Reaktor (Durchmesser 2 m) zur Behandlung der Faserfraktion mit DK	47
Abbildung 53: Rücklösegrad R_P und PO_4 -P-Konzentration der Flüssigkeitsphase für die Desintegrationsschritte im kombinierten Verfahren (PS)	49
Abbildung 54: Korrelation zwischen Aufschlussgrad CSB und dem Rücklösegrad R_P für die thermische, alkalische und mechanische Desintegration (PS)	50
Abbildung 55: Rücklösungsgrad R_P und PO_4 -P-Konzentration der Flüssigkeitsphase für die Desintegrationsschritte im kombinierten Verfahren (ÜS)	51
Abbildung 56: Korrelation zwischen Aufschlussgrad CSB und dem Rücklösegrad R_P für die Behandlung im kombinierten Verfahren (ÜS)	52
Abbildung 57: TKN in der Flüssigkeitsphase und Feststofffraktion ohne und mit thermischer, alkalischer und mechanischer Desintegration im kombinierten Verfahren (PS)	53
Abbildung 58: TKN in der Flüssigkeitsphase für die thermische, alkalische, mechanische und kombinierte Desintegration (ÜS)	53
Abbildung 59: TKN in der Feststofffraktion für die thermische, alkalische, mechanische und kombinierte Desintegration von (ÜS)	54
Abbildung 60: Bilanzierung der Phosphor- und Stickstofffracht für die Behandlung von PS	55
Abbildung 61: Bilanzierung der Phosphor- und Stickstofffracht für die Behandlung von ÜS	56
Abbildung 62: Spezifischer Gasertrag für unbehandelten und desintegrierten PS sowie der separierten Flüssigkeitsphase für unterschiedliche Prozessparameter	57
Abbildung 63: Relativer Gasertrag des desintegrierten PS und der separierten Flüssigkeitsphase in Bezug auf den unbehandelten Schlamm	58

Abbildung 64: Spezifischer Gasertrag für unbehandelten und desintegrierten Überschussschlamm	59
Abbildung 65: Spezifischer Gasertrag für unbehandelten sowie thermisch, alkalisch und mechanisch desintegrierten Überschussschlamm	60
Abbildung 66: Versuchsreaktor (l.) und enthaltene Granular-Partikel (r.) zum anaeroben Abbau der separierten Flüssigkeitsphase	61
Abbildung 67: Schwermetallkonzentration der separierten Feststofffraktion von PS	62
Abbildung 68: Schwermetallkonzentration der separierten Feststofffraktion von ÜS	62
Abbildung 69: Einsatzkonzepte für das UltraSep-Verfahren.....	63
Abbildung 70: Entscheidungsbaum für die Einbindung der UltraSep-Anlage bei SASS mit einer Anschlussgröße kleiner 25.000 E	64
Abbildung 71: Entscheidungsbaum für die Einbindung einer UltraSep-Anlage bei FA mit einer Anschlussgrößer kleiner 50.000 E	65
Abbildung 72: Entscheidungsbaum für die Einbindung einer UltraSep-Anlage bei FA mit einer Anschlussgröße größer 50.000 E	65
Abbildung 73: SASS ohne Vorbehandlung der Schlammströme	66
Abbildung 74: Umbau SASS zu einer konventionellen Faulung	66
Abbildung 75: SASS mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS	67
Abbildung 76: SASS mit Integration einer Vorklärung und Einbindung einer UltraSep-Anlage für den ÜS + PS	67
Abbildung 77: FA ohne Vorbehandlung der Schlammströme	68
Abbildung 78: FA mit einer UltraSep-Anlage für den PS-Schlamm	68
Abbildung 79: FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS-Schlamm und Integration einer P-Elimination	69
Abbildung 80: FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS und PS-Schlamm	69
Abbildung 81: P-Gehalt in der entsorgten Schlammfracht bezogen auf die entsorgte Schlammfracht der Grundvariante im Vergleich zur Vorgabe der Klärschlammverordnung [2] .	72
Abbildung 82: TR-Frachten im Zulauf und Ablauf der Faulungsanlage, erforderliches Faulraumvolumen und Energieproduktion für die untersuchten Varianten	74

Abbildung 83: Änderung der Jahreskosten im Vergleich zur Grundvariante ohne UltraSep für 20.000 und 50.000 E	77
Abbildung 84: R&I-Fließbild der UltraSep-Pilotanlage	95

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Gegenüberstellung der Zielsetzung und der erreichten Ergebnisse (AP 1).....	4
Tabelle 2:	Gegenüberstellung der Zielsetzung und der erreichten Ergebnisse (AP 2).....	8
Tabelle 3:	Gegenüberstellung der Zielsetzung und der erreichten Ergebnisse (AP 3 und AP 4) 38	
Tabelle 4:	Versuchsparameter der Pelletierung	41
Tabelle 5:	Brennwertcharakterisierung der separierten und getrockneten Feststofffraktion nach der Behandlung von PS im kombinierten Verfahren.....	42
Tabelle 6:	Analysewerte Mineralien in Faser- und Grobkoksfraktion.....	44
Tabelle 7:	Literaturdaten zur Stickstoff- und Phosphorinkorporation in PS und ÜS [17]	70
Tabelle 8:	Kenndaten der Schlammbehandlung der untersuchten Varianten.....	70
Tabelle 9:	Kenndaten des UltraSep-Verfahrens für die untersuchten Schlammfrachten der KA Hückeswagen (FA) und KA Wermelskirchen (SASS)	71
Tabelle 11:	Inhaltsstoffe der Kondensatfraktionen der PS-Pyrolyse.....	96
Tabelle 12:	Schlammfrachten nach der Behandlung mit der UltraSep-Anlage für die untersuchten Varianten	97
Tabelle 13:	Schlammfrachten im Rohschlamm, Ablauf der Faulung, Zentrat und Entwässerung	98
Tabelle 14:	Kostenzusammenstellung für die Integration einer UltraSep-Anlage	99
Tabelle 15:	Investitionskosten UltraSep-Anlage für einen Durchsatz von 24.000 m ³ /a.....	99
Tabelle 16:	Investitionskosten Umbau SASS zu einer konventionellen Faulung (EW = 20.000 E)	100
Tabelle 17:	Investitionskosten SASS mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS-Schlamm (EW = 20.000 E)	100
Tabelle 18:	Investitionskosten SASS mit Integration einer Vorklärung und Einbindung einer UltraSep-Anlage für den ÜS- und PS-Schlamm (EW = 20.000 E)	100
Tabelle 19:	Investitionskosten FA mit einer UltraSep-Anlage für den PS-Schlamm (EW < 50.000 E)	101
Tabelle 20:	Investitionskosten FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS-Schlamm und P- Elimination (EW > 50.000 E)	101

Tabelle 22: Investitionskosten: FA mit einer Ultrasepanlage für den ÜS- und PS-Schlamm sowie P-Elimination (EW > 50.000 E).....	101
Tabelle 23: Spezifische Kosten für die Wertstoffrückgewinnung	102

Literaturverzeichnis

- [1] Umweltbundesamt (2019) Öffentliche Abwasserentsorgung
- [2] BMU (2017) Verordnung über die Verwertung von Klärschlämmen, Klärschlammgemisch und Klärschlammkompost (Klärschlammverordnung - AbfKlärV)
- [3] Deutsches Institut für Normung (2000) Charakterisierung von Schlämmen - Bestimmung des Trockenrückstandes und des Wassergehaltes (**DIN EN 12880:2001-02**)
- [4] Deutsches Institut für Normung Wasserbeschaffenheit_- Bestimmung des chemischen Sauerstoffbedarfs (ST-CSB)_- Küvettentest (ISO_15705:2002). Beuth Verlag GmbH: Berlin, Berlin (**DIN ISO 15705:2003-01**)
- [5] DWA (2016) Merkblatt DWA-M 302 Klärschlammintegration
- [6] Deutsches Institut für Normung Partikelgrößenanalyse - Partikelmessung durch Laserlichtbeugung (**DIN ISO 13320:2020-01**)
- [7] Kunst S, Helmer C, Knoop S (2000) Betriebsprobleme auf Kläranlagen durch Blähschlamm, Schwimmschlamm, Schaum. Handbuch zur Identifizierung und Bekämpfung fädiger Bakterien. Springer Berlin Heidelberg: Berlin, Heidelberg
- [8] Barth M (2011) Erschließung von Biogaspotenzialen aus Überschussschlamm mit Hilfe der Kombination aus Desintegration und anaerober Schlammstabilisierung
- [9] Rudolph K-U, Köppke K-E, Wokittel F, Nacke O (2002) Halbtechnische Untersuchungen zur thermischen Klärschlammintegration zur Steigerung der Faulgasausbeute sowie der Schlammengenreduzierung
- [10] Lehne G, Müller A, Schwedes J (2001) Mechanical disintegration of sewage sludge. Water Science and Technology 43:19–26
- [11] Deutsches Institut für Normung Wasserbeschaffenheit_- Bestimmung von gelösten Anionen mittels Flüssigkeits-Ionenchromatographie_- Teil_1: Bestimmung von Bromid, Chlorid, Fluorid, Nitrat, Nitrit, Phosphat und Sulfat (ISO_10304-1:2007); Deutsche Fassung EN_ISO_10304-1:2009. Beuth Verlag GmbH: Berlin, Berlin (**DIN EN ISO 10304-1:2009-07**)
- [12] Rüdell H, Kösters J, Schörmann J (2011) Bestimmung von Elementgehalten in Umweltproben durch ICP-OES
- [13] Deutsches Institut für Normung Schlamm, behandelte Bioabfälle und Böden_- Bestimmung des Kjeldahl-Stickstoffs. Beuth Verlag GmbH: Berlin, Berlin (**DIN EN 16169:2012-11**)

- [14] DWA (2011) Leitfaden Nr. 2-13: Betrieb von Abwasseranlagen. Die Phosphorbilanz im kommunalen Abwasser
- [15] DWA (Hrsg) (2015) Schlammfäulung oder gemeinsame aerobe Stabilisierung bei Kläranlagen kleiner und mittlerer Größe. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft Abwasser und Abfall e. V: Hennef (Sieg)
- [16] DWA (2014) Biologische Stabilisierung von Klärschlamm. DWA: Hennef
- [17] ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AL-1.3 Rückbelastung aus der Schlammbehandlung -Menge und Beschaffenheit der Rückläufe. In: KA-Wasserwirtschaft, Abwasser, Abfall 47, 1181–1187

Tabelle 10: Inhaltsstoffe der Kondensatfraktionen der PS-Pyrolyse

Acids+BB21:E54	Gew %	Gew. %
Acetic acid	1,42	2,09
Propionic acid	0,49	0,10
Nonaromatic Alcohols		
Methanol	n.d.	0,73
Ethylene glycol	<0.20	0,37
Nonaromatic Aldehydes		
Acetaldehyde, hydroxy-	<0.20	0,00
Nonaromatic Ketones		
Acetol (Hydroxypropanone)	<0.02	0,04
Butanone, 1-hydroxy-2-	<0.02	0,00
Cyclopenten-1-one, 2-	0,05	0,02
Cyclopenten-1-one, 2-hydroxy-3-methyl-2 ⁻¹	0,70	0,20
2-Cyclopenten-1-one, 2-methyl- *	0,32	
2-Cyclopenten-1-one, 3-methyl- *	0,24	
Cyclopenten-1-one, 3-ethyl-2-hydroxy-2- *	0,19	
Butyrolactone, gamma- *	0,17	
Furans		
Furfuryl alcohol, 2-	0,15	0,00
Furanone, 2(5H)-	<0.05	0,00
Furaldehyde, 2-	<0.02	0,00
Benzenes		
1,4-Benzenediol, 2-methyl- *	0,05	
Lignin derived Phenols		
Phenol	0,45	0,04
Phenol, 4-ethyl-	0,28	0,01
Phenol, 4-vinyl- *	0,53	
Cresol, ortho- *	0,13	
Cresol, para- *	0,18	
Cresol, meta- *	0,10	
Guaiacols (Methoxy phenols)		
Guaiacol	0,53	0,05
Guaiacol, 4-ethyl-	0,28	0,01
Guaiacol, 4-propenyl-(trans) (Isoeugenol)	0,40	0,00
Vanillin	<0.10	0,00
Guaiacol, 4-methyl- *	0,17	
Guaiacol, 4-vinyl- *	0,53	
Isoeugenol, cis- *	0,10	
Syringols (Dimethoxy phenols)		
Syringol	0,30	0,03
Syringol, 4-ethyl-	0,11	0,00
Syringol, 4-methyl- *	0,08	
Syringol, 4-vinyl- *	0,14	
Syringol, 4-allyl- *	0,12	
Syringol, 4-(1-propenyl)-, cis *	0,07	
Syringol, 4-(1-propenyl)-, trans- *	0,24	
Acetosyringone *	0,04	
Sugars		
Anhydro-β-D-glucopyranose, 1,6-	0,27	0,14

Tabelle 11: Schlammfrachten nach der Behandlung mit der UltraSep-Anlage für die untersuchten Varianten

		0b		0a		1		2		0c		3		4		5	
		SASS		SASS		SASS		SASS		FA		FA		FA		FA	
		keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.	keine Vorbh.
		20.000 E	20.000 E	20.000 E	20.000 E	20.000 E	20.000 E	20.000 E	20.000 E	50000 E	50000 E	50000 E	50000 E	50000 E	50000 E	50000 E	50000 E
Desintegrierter Schlamm ÜS (Zentrat)																	
TR-Reduktion	[%]			56,5		27,3								27,3		27,3	
oTR-Reduktion	[%]			50,0		23,5								23,5		23,5	
CSB-Reduktion	[%]			49,0		58,7								58,7		58,7	
CSB-Rücklösung	[%]			51,0		41,3								41,3		41,3	
N-Rücklösung	[%]			36,0		49,5								49,5		49,5	
NH ₄ -N-Rücklösung	[%]			30,0		45,0								45,0		45,0	
P-Rücklösung	[%]			34,5		40,4								80,8		80,8	
PO ₄ -P-Rücklösung	[%]			17,2		20,1								60,3		60,3	
TR-Fracht	[kg/d]	1.240	794	539	509	1.985				1.985	1.985	1.443	1.443			1.443	
oTR-Fracht	[kg/d]	843	540	422	364	1.390				1.390	1.390	1.063	1.063			1.063	
CSB-Fracht	[kg/d]	1.349	864	688	315	2.223				2.223	2.223	918	918			918	
N _{org} -Fracht	[kg/d]	78	76	12	21	195				195	195	70	70			70	
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]	0,0	0,0	10	19	0,0				0,0	0,0	64	64			64	
NH ₄ -N-Konzentration	[mg/l]	0,5	0,5	843	1.493	0,5				0,5	0,5	2.646	2.646			2.646	
P _{org} -Fracht	[kg/d]	36	31	5,4	9,4	81				81	81	47,3	47,3			47,3	
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]	0,0	0,0	3	5	0,0				0,0	0,0	35	35			35	
PO ₄ -P-Konzentration	[mg/l]	0,8	0,8	224	366	0,8				0,8	0,8	1.469	1.469			1.469	
Q	[m ³ /d]	25	13	12	13	33				33	33	24	24			24	
Desintegrierter Schlamm ÜS (Festsstoff)																	
TR-Fracht	[kg/d]			701		191								542		542	
oTR-Fracht	[kg/d]			422		112								327		327	
CSB-Fracht	[kg/d]			661		447								1.305		1.305	
N _{org} -Fracht	[kg/d]			66		37								125		125	
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]			13		7								24		24	
P _{org} -Fracht	[kg/d]			31		23								33		33	
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]			4		2								13		13	
Q	[m ³ /d]			16		5								9		9	
Desintegrierter Schlamm PS (Zentrat)																	
TR-Reduktion	[%]					76,5						76,5		76,5		76,5	
oTR-Reduktion	[%]					77,0						77,0		77,0		77,0	
CSB-Reduktion	[%]					68,0						68,0		68,0		68,0	
CSB-Rücklösung	[%]					32,0						32,0		32,0		32,0	
N-Rücklösung	[%]					84,7						84,7		84,7		84,7	
NH ₄ -N-Rücklösung	[%]					77						77,0		77,0		77,0	
P-Rücklösung	[%]					46						46,0		46,0		46,0	
PO ₄ -P-Rücklösung	[%]					26						26,0		26,0		26,0	
TR-Fracht	[kg/d]		700		165	1.750				411	411	1.750	411			411	
oTR-Fracht	[kg/d]		525		121	1.313				302	302	1.313	302			302	
CSB-Fracht	[kg/d]		864		244	2.223				712	712	2.223	712			712	
N _{org} -Fracht	[kg/d]		18		12	45				29	29	45	29			45	
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]		0,3		11	0,7				26	26	0,7	26			0,7	
NH ₄ -N-Konzentration	[mg/l]		20,0		982	20,0				982	982	20,0	982			20,0	
P _{org} -Fracht	[kg/d]		4		1,3	9				3,2	3,2	9	3,2			9	
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]		0,0		0,7	0,0				1,8	1,8	0,0	1,8			0,0	
PO ₄ -P-Konzentration	[mg/l]		0,8		68	0,8				68	68	0,8	68			0,8	
Q	[m ³ /d]		14		11	35				27	27	35	27			35	
Desintegrierter Schlamm PS (Festsstoff)																	
TR-Fracht	[kg/d]					536						1.339				1.339	
oTR-Fracht	[kg/d]					404						1.011				1.011	
CSB-Fracht	[kg/d]					596						1.388				1.388	
N _{org} -Fracht	[kg/d]					6,3						15,7				15,7	
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]					3,2						8,1				8,1	
P _{org} -Fracht	[kg/d]					2,4						6,0				6,0	
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]					0,2						0,6				0,6	
Q	[m ³ /d]					3,3						8,2				8,2	
P-Eliminierung (ÜS-Zentrat)																	
P-Eliminierung	[%]													95		95	
PO ₄ -P _{org} -Fracht	[kg/d]													33,6		33,6	
NH ₄ -N _{org} -Fracht	[kg/d]													33,6		33,6	

Tabelle 12: Schlammfrachten im Rohschlamm, Ablauf der Faulung, Zentrat und Entwässerung

		0b	0a	1	2	0c	3	4	5
		SASS	SASS	SASS	SASS	FA	FA	FA	FA
		keine Vorbh.	keine Vorbh.	Ultrasep US	Ultrasep US+PS	keine Vorbh.	Ultrasep PS	Ultrasep US	Ultrasep US+PS
		20.000 E	20.000 E	20.000 E	20.000 E	50000 E	< 50.000 E	> 50.000 E	> 50.000 E
Rohschlamm									
TR-Fracht	[kg/d]	1.240	1.494	539	673	3.735	2.396	3.735	2.396
oTR-Fracht	[kg/d]	843	1.065	422	485	2.702	1.691	2.702	1.691
CSB-Fracht	[kg/d]	1.349	1.728	688	558	4.446	2.935	4.446	2.935
N _{ges} -Fracht	[kg/d]	78	93	12	32	239	223	206	190
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]	0	0	10	30	0,7	26	55	80
NH ₄ -N-Konzentration	[mg/l]	0,5	10,5	843	1.259	10,5	439	803	1.341
P _{ges} -Fracht	[kg/d]	36	35	5	11	90	84	56	50
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]	0	0	3	5	0	2	15	17
PO ₄ -P-Konzentration	[mg/l]	0,8	0,8	223,9	230,1	0,8	31,0	221,2	281,7
Q	[m³/d]	25	27	12	23	68	60	68	60
Zul. Raumbelastung	[kg CSB ₂₀ /(m³*d)]			6	6				
Zul. Raumbelastung	[kg oTR ₂₀ /(m³*d)]		1,5			3,5	3,5	3,5	3,5
vorbh. Raumbelastung	[kg oTR ₂₀ /(m³*d)]		1,5			2,0	1,9	2,6	1,9
Hydraulische Aufenthaltszeit	[d]		25	6	6	20	15	15	15
Volumen FB (B ₈)	[m³]		710	115	93	772	483	772	483
Volumen FB (L)	[m³]		681	73	141	1.362	898	1.021	898
Energieproduktion									
spezifischer Gasertrag US	[l/kg oTR ₂₀]		395			295	295	447	447
spezifischer Gasertrag PS	[l/kg oTR ₂₀]				926	580	926	580	926
spezifischer Gasertrag ges	[l/kg oTR ₂₀]					433	408	512	532
spezifischer Gasertrag US	[l/kg CSB ₂₀]			300	300				
spezifischer Gasertrag PS	[l/kg CSB ₂₀]				926				
Gasmenge	[m³/d]		421	206	320	1.171	689	1.382	901
CH ₄ -Gehalt	[%]		64	64	64	64	64	64	64
Energieproduktion	[kWh/d]		2.800	1.374	2.131	7.795	4.589	9.201	5.994
zusätzliche BHKW-Leistung	[kW _{el}]		32	16	24	89	52	105	68
Faulschlamm /Ablauf HL									
TR-Fracht	[kg/d]	1.240	857	48	39	2.122	1.398	2.045	1.321
oTR-Fracht	[kg/d]	843	428	43	35	1.089	693	1.012	616
CSB-Fracht	[kg/d]	1.349	685	69	56	1.742	1.108	1.619	986
N _{ges} -Fracht	[kg/d]	78	93	12	32	239	223	206	190
NH ₄ -N-Fracht	[kg/d]	0	27	4	11	68	70	76	70
NH ₄ -N-Konzentration	[mg/l]	1	975	306	461	998	1.171	1.119	1.171
P _{ges} -Fracht	[kg/d]	36	35	5	11	90	84	56	50
PO ₄ -P-Fracht	[kg/d]	0,8	1,7	0,3	0,5	4,5	4,2	2,8	2,5
PO ₄ -P-Konzentration	[mg/l]	32	64	22	23	66	70	41	42
Abbau oTR US	[-]		0,55	0,55	0,55	0,55	0,55	0,55	0,55
Abbau oTR Ultrasep US	[-]		0,61	0,61	0,61	0,61	0,61	0,61	0,61
Abbau oTR PS	[-]		0,65	0,65	0,65	0,65	0,65	0,65	0,65
Abbau oTR Ultrasep PS	[-]		0,78	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78
Abbau Ultrasep CSB	[-]			0,90	0,90				
Entwässerung (Zentrat)									
TR-Fracht	[kg/d]	37	26			64	42	61	40
oTR-Fracht	[kg/d]	25	13			33	21	30	18
CSB-Fracht	[kg/d]	40	21			52	33	49	30
inkorporierter Stickstoffanteil (i _N)	[mg N/g oTR]	93	93			93	93	93	93
N _{ges} -Fracht	[kg/d]	2	21			54	54	60	54
N _{ges} -Konzentration	[mg/l]	127	1.034			1.057	1.214	1.174	1.209
inkorporierter Phosphoranteil (i _P)	[mg P/g oTR]	30	30			30	30	30	30
P _{ges} -Fracht	[kg/d]	1,4	1,7			4,3	3,8	3,0	2,4
P _{ges} -Konzentration	[mg/l]	73	83			85	84	59	54
Q	[m³/d]	19	20			51	45	51	45
spez. N-Rückbelastung	[g/(E *d)]	0,12	1,06	0,61	1,62	1,08	1,09	1,20	1,09
Entwässerung (Abfuhr)									
TR-Fracht	[kg/d]	1.203	832		191	2.058	1.356	1.984	1.282
oTR-Fracht	[kg/d]	818	415		112	1.056	672	982	598
CSB-Fracht	[kg/d]	1.309	665		447	1.689	1.075	1.571	957
N _{ges} -Fracht	[kg/d]	76	72		37	185	169	146	136
P _{ges} -Fracht	[kg/d]	35	33		23	85	80	53	48
P _{ges} -Fracht im TM	[g P _{ges} /kg TM]	28	40	0	118	42	59	27	37
P _{ges} -Fracht im TM inkl. Fasertstoffe	[g P _{ges} /kg TM]	28	40	44	34	42	32	27	21
Q	[m³/d]	6	7			17	15	17	15
Entwässerungsgrad	[%]	25	25			25	25	25	25

Tabelle 13: Kostenzusammenstellung für die Integration einer UltraSep-Anlage

		0b	0a	1	2	0c	3	4	5
		SASS	SASS	SASS	SASS	FA	FA	FA	FA
		keine Vorbh.	keine Vorbh.	Ultrasep ÜS	Ultrasep ÜS+PS	keine Vorbh.	Ultrasep PS	Ultrasep ÜS	Ultrasep ÜS+PS
		20.000 E	20.000 E	20.000 E	20.000 E	50000 E	< 50.000 E	> 50.000 E	> 50.000 E
Aufwendungen									
Jahreskosten Ultrasep	[€/a]			46.249	52.217		58.019	54.842	112.861
Jahreskosten Integration VK	[€/a]		14.616		14.616				
Jahreskosten HL-Faulung *	[€/a]		159.925	65.190	75.420				
Jahreskosten Pyrolyse	[€/a]				29.319		73.297		73.297
Jahreskosten Pellittherstellung	[€/a]				3.811		9.529		9.529
Jahreskosten P-Fällung	[€/a]							55.000	55.000
Jahreskosten ARückbelastung	[€/a]		1.657	963	2.548	0	39	468	22
Summe	[€/a]	0	176.198	112.403	148.613	0	67.587	110.310	177.412
Erträge									
ASchlammstörkung	[€/a]	0	40.644	54.961	110.781	0	102.516	10.823	113.339
ASromerzeugung BHKW	[€/a]	0	132.851	65.173	101.124	0	-152.138	66.691	-85.448
Einsparung Wärmebedarf KA	[€/a]		3.000	3.000	3.000				
Einsparung ABelüftung (mit VK)	[€/a]		4.000		4.000				
Wertsstoff Biokohle	[€/a]				13.388		33.469		33.469
Wertsstoff Heizöl	[€/a]				10.175		25.436		25.436
Wertsstoff Pellet	[€/a]				5.864		14.659		14.659
Wertsstoff Dünger	[€/a]							4.363	4.363
Summe	[€/a]	0	180.495	123.134	224.769	0	-34.963	81.877	46.914
Änderung der Jahreskosten	[€/a]	0	-4.297	-10.731	-76.156	0	102.550	28.433	130.498
spezifische Kosten									
spezifischer Invest Ultrasep	[€/m³]			10,6	10,6		10,6	10,6	10,6
spezifische Betriebskosten Ultrasep	[€/m³/a]			3,4	3,4		3,4	3,4	3,4
spezifische Kosten Pyrolyse	[€/t TR]				150		150		150
spezifische Kosten Pellittherstellung	[€/t Pellet]				65		65		65
spezifische Kosten P-Fällung	[€/E °a]							1,1	1,1
spezifischer Invest VK	[€/m³]		800		800				
spezifischer Invest VK	[€/E °a]		0,43		0,43				
spezifische Betriebskosten VK	[€/E °a]		0,30		0,30				
spezifischer Invest HL-Faulung*	[€/m³]	6.100	3.050	6.100	6.100				
spezifischer Invest HL-Faulung*	[€/E °a]	2,26		2,26	2,77				
spezifische Betriebskosten HL-Faulung*	[€/E °a]	1,00		1,00	1,00				
spezifische Kosten Klärschlamm	[€/t TM]	300,00	300,00	300,00	300,00	400,00	400,00	400,00	400,00
ALuftbedarf Rückbelastung	[kg O₂/d]	10,16	90,80	52,78	139,60	0,00	2,15	25,65	1,23
spezifischer O₂-Ertrag	[kg O₂/kWh]	4,00	4,00	4,00	4,00	4,00	4,00	4,00	4,00
AEnergiebedarf Belebungsstufe	[kWh/a]	927	8.286	4.816	12.738	0	196	2.340	112
spezifisch ABelüftung (mit VK)	[kWh/(E °a)]		1,0		1,0				
Kosten Fremdbezug	[€/kWh]	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20
BHKW Stromgestehungskosten	[€/kWh]	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
Durchsatz Ultrasepverfahren (ÜS+PS)	[m³]			10.184	11.498		12.775	12.075	24.850
Produktionsmengen Pellets	[t/a]				59		147		147

* inklusive Peripherie (Gasbehälter, BHKW, Rohranbindung)
grün: Alternativerwertstoff, nicht in der Summenbildung berücksichtigt

Tabelle 14: Investitionskosten UltraSep-Anlage für einen Durchsatz von 24.000 m³/a

Investitionskosten	Leistungsdaten	Material [€]	Betriebskosten				
			Strom [kW]	Gas / Wärme [kW]	Personal [h]	Chemikalien	Instandhaltung
Ultraschaller (2 x)	2 x 5 kW, 2.000 l / h	70.000,00	10				
Wärmetauscher Doppelrohr	2.000 l / h						
Wärmetauscher Platten	2.000 l / h	7.560,00					
Pumpen + FU (3 Stk.)	2.000 l / h	9.450,00	4,5				
Dosierung NaOH	20 l / h	2.500,00	0,1			1 kg NaOH / m³	
Therme	35 kW	7.080,00	0,1	11,7			
MSR-Technik	IDM, T, p, Füllstand, pH	42.000,00	0,1				
Dekanter / Presse	3.000 l / h	64.000,00	11				
Verbindungen	Rohrleitungen, Ventile, etc.	15.000,00					
Container	2 Stck. + Infrastruktur	12.000,00	0,1		1		
			Summe	25,9	11,7	365	24000
			Kosten	41.440,00	5.616,00	14.600,00	12.000,00
Gesamt		254.590,00	Gesamt	80.656,00			
Annahme Betriebsstunden [h / a]	8000,0						
Annahme Strompreis [€ / kWh]	0,20						
Annahme Wärmepreis [€ / kWh]	0,06						
Annahme Personalkosten [€ / h]	40,00						
Annahme Behandelte KS [m³ / a]	24.000,00						
Invest	10,6	€/m³					
Betriebskosten	3,4	€/m³/a					

Tabelle 15: Investitionskosten Umbau SASS zu einer konventionellen Faulung (EW = 20.000 E)

	VK			HL-Faulung			SASS VK + HL	
Investitionskosten BT (€)	80.000 €	60%	3.572 €/a	1.299.202 €	60%	58.009 €/a	1.379.202 €	61.581 €/a
Investitionskosten MT (€)	26.667 €	20%	2.075 €/a	433.067 €	20%	33.704 €/a	459.734 €	35.779 €/a
Investitionskosten ET (€)	26.667 €	20%	2.969 €/a	433.067 €	20%	48.212 €/a	459.734 €	51.181 €/a
Summe Investitionskosten (€)	133.333 €			2.165.337 €			2.298.671 €	
<i>Kapitalkosten gesamt</i>	8.616 €/a			139.925 €/a			148.541 €/a	
<i>Spez. Kapitalkosten</i>	0,4 €/(E*a)			7,0 €/(E*a)			7,4 €/(E*a)	
<i>Betriebskosten gesamt</i>	6.000 €/a			20.000 €/a			26.000 €/a	
<i>Spez. Betriebskosten</i>	0,3 €/(E*a)			1,0 €/(E*a)			1,3 €/(E*a)	
Jahreskosten (brutto)	14.616 €/a			159.925 €/a			174.541 €/a	
Spez. Jahreskosten	0,7 €/(E*a)			8,0 €/(E*a)			8,7 €/(E*a)	

Tabelle 16: Investitionskosten SASS mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS-Schlamm (EW = 20.000 E)

	VK			HL-Faulung			Ultrasep			SASS VK + HL	
Investitionskosten BT (€)	80.000 €	60%	3.572 €/a	421.449 €	60%	18.818 €/a	0 €	0%	0 €/a	501.449 €	22.390 €/a
Investitionskosten MT (€)	26.667 €	20%	2.075 €/a	140.483 €	20%	10.933 €/a	0 €	0%	0 €/a	167.150 €	13.009 €/a
Investitionskosten ET (€)	26.667 €	20%	2.969 €/a	140.483 €	20%	15.639 €/a	99.378 €	100%	11.063 €/a	266.528 €	29.672 €/a
Summe Investitionskosten (€)	133.333 €			702.415 €			99.378 €			935.127 €	
<i>Kapitalkosten gesamt</i>	8.616 €/a			45.390 €/a			11.063 €/a			65.070 €/a	
<i>Spez. Kapitalkosten</i>	0,4 €/(E*a)			2,3 €/(E*a)			0,6 €/(E*a)			3,3 €/(E*a)	
<i>Betriebskosten gesamt</i>	6.000 €/a			20.000 €/a			51.360 €/a			77.360 €/a	
<i>Spez. Betriebskosten</i>	0,3 €/(E*a)			1,0 €/(E*a)			2,6 €/(E*a)			3,9 €/(E*a)	
Jahreskosten (brutto)	14.616 €/a			65.390 €/a			62.423 €/a			142.429 €/a	
Spez. Jahreskosten	0,7 €/(E*a)			3,3 €/(E*a)			3,1 €/(E*a)			7,1 €/(E*a)	

Tabelle 17: Investitionskosten SASS mit Integration einer Vorklärung und Einbindung einer UltraSep-Anlage für den ÜS- und PS-Schlamm (EW = 20.000 E)

	Faulung			Ultrasep			SASS HL	
Investitionskosten BT (€)	419.592 €	60%	18.735 €/a	0 €	0%	0 €/a	419.592 €	18.735 €/a
Investitionskosten MT (€)	139.864 €	20%	10.885 €/a	0 €	0%	0 €/a	139.864 €	10.885 €/a
Investitionskosten ET (€)	139.864 €	20%	15.571 €/a	88.021 €	100%	9.799 €/a	227.885 €	25.370 €/a
Summe Investitionskosten (€)	699.320 €			88.021 €			787.341 €	
<i>Kapitalkosten gesamt</i>	45.190 €/a			9.799 €/a			54.989 €/a	
<i>Spez. Kapitalkosten</i>	2,3 €/(E*a)			0,5 €/(E*a)			2,7 €/(E*a)	
<i>Betriebskosten gesamt</i>	20.000 €/a			45.490 €/a			65.490 €/a	
<i>Spez. Betriebskosten</i>	1,0 €/(E*a)			2,3 €/(E*a)			3,3 €/(E*a)	
Jahreskosten (brutto)	65.190 €/a			55.289 €/a			120.479 €/a	
Spez. Jahreskosten	3,3 €/(E*a)			2,8 €/(E*a)			6,0 €/(E*a)	

Tabelle 18: Investitionskosten FA mit einer UltraSep-Anlage für den PS-Schlamm (EW < 50.000 E)

	UltraSep			FL + UltraSep ÜS	
	€	%	€/a	€	€/a
Investitionskosten BT (€)	0 €	0%	0 €/a	0 €	0 €/a
Investitionskosten MT (€)	0 €	0%	0 €/a	0 €	0 €/a
Investitionskosten ET (€)	128.095 €	100%	14.260 €/a	128.095 €	14.260 €/a
Summe Investitionskosten (€)	128.095 €			128.095 €	
Kapitalkosten gesamt	14.260 €/a			14.260 €/a	
<i>Spez. Kapitalkosten</i>	0,3 €/(E*a)			0,3 €/(E*a)	
Betriebskosten gesamt	136.236 €/a			136.236 €/a	
<i>Spez. Betriebskosten</i>	2,7 €/(E*a)			2,7 €/(E*a)	
Jahreskosten (brutto)	150.497 €/a			150.497 €/a	
Spez. Jahreskosten	7,5 €/(E*a)			7,5 €/(E*a)	

Tabelle 19: Investitionskosten FA mit einer UltraSep-Anlage für den ÜS-Schlamm und P-Elimination (EW > 50.000 E)

	UltraSep			FL + UltraSep PS	
	€	%	€/a	€	€/a
Investitionskosten BT (€)	0 €	0%	0 €/a	0 €	0 €/a
Investitionskosten MT (€)	0 €	0%	0 €/a	0 €	0 €/a
Investitionskosten ET (€)	135.516 €	100%	15.087 €/a	135.516 €	15.087 €/a
Summe Investitionskosten (€)	135.516 €			135.516 €	
Kapitalkosten gesamt	15.087 €/a			15.087 €/a	
<i>Spez. Kapitalkosten</i>	0,3 €/(E*a)			0,3 €/(E*a)	
Betriebskosten gesamt	169.336 €/a			169.336 €/a	
<i>Spez. Betriebskosten</i>	3,4 €/(E*a)			3,4 €/(E*a)	
Jahreskosten (brutto)	184.423 €/a			184.423 €/a	
Spez. Jahreskosten	9,2 €/(E*a)			9,2 €/(E*a)	

Tabelle 20: Investitionskosten: FA mit einer Ultrasepanlage für den ÜS- und PS-Schlamm sowie P-Elimination (EW > 50.000 E)

	UltraSep			FL + UltraSep PS	
	€	%	€/a	€	€/a
Investitionskosten BT (€)	0 €	0%	0 €/a	0 €	0 €/a
Investitionskosten MT (€)	0 €	0%	0 €/a	0 €	0 €/a
Investitionskosten ET (€)	327.659 €	100%	36.477 €/a	327.659 €	36.477 €/a
Summe Investitionskosten (€)	327.659 €			327.659 €	
Kapitalkosten gesamt	36.477 €/a			36.477 €/a	
<i>Spez. Kapitalkosten</i>	0,7 €/(E*a)			0,7 €/(E*a)	
Betriebskosten gesamt	169.336 €/a			169.336 €/a	
<i>Spez. Betriebskosten</i>	3,4 €/(E*a)			3,4 €/(E*a)	
Jahreskosten (brutto)	205.814 €/a			205.814 €/a	
Spez. Jahreskosten	10,3 €/(E*a)			10,3 €/(E*a)	

Tabelle 21: Spezifische Kosten für die Wertstoffrückgewinnung

MAP-Fällung		
Herstellkosten	[€/(E*a)]	1,1
Produktionsmengen Dünger	[t Struvit/t P im Zentrat]	1,30
Dünger	[€/t]	100
Pyrolyse		
Herstellkosten	[€/t]	150
Biokohle Erlös	[€/t]	100
Kondensat Erlös	[€/t]	190
Produktionsmengen Biokohle	[t Biokohle / t Faserstoffe]	0,25
Produktionsmengen Heizöl	[t Heizöl / t Faserstoffe]	0,1
Produktionsmengen Kondensat	[t Kondensat / t Faserstoffe]	0,3
Produktionsmengen Asche	[t Asche / t Faserstoffe]	0,15
Pelittierung		
Herstellkosten	[€/t]	15
Trocknung	[€/t]	50
Pellets Erlös	[€/t]	100
Produktionsmengen	[t Pellets / t Faserstoffe]	0,3