:metabolon

forschung

Kompendium der Forschungsgemeinschaft :metabolon

2015 - 2018

Technology
Arts Sciences
TH Köln

Kompendium_Vorlage9.indd 1 15.01.2019 14:41:24

Herausgeber

Prof. Dr. Michael Bongards

Wissenschaftlicher Leiter des Projekts :metabolon

Telefon: 02261 8196-6419

michael.bongards@th-koeln.de

:metabolon Lehr- und Forschungszentrum der TH Köln

Am Berkebach 1

51789 Lindlar

Redaktion, Layout:

Dipl.-Biol. Nicole Ley

Wissenschaftliche Mitarbeiterin

Technische Hochschule Köln, Campus Gummersbach

nicole.ley@th-koeln.de

Druckerei:

printaholics GmbH

Gestaltung · Druck · Verarbeitung · Neue Medien

Am Faulenberg 9, 51674 Wiehl

ISSN 2199-4498

Gummersbach, Dezember 2018

Das Forschungsprojekt :metabolon wird gemeinschaftlich von der TH Köln und dem BAV durchgeführt.

Die Förderung erfolgt durch die Europäische Union sowie den EFRE „Europäischer Fonds für regionale Entwicklung" unter dem Slogan „Investition in unsere Zukunft".

EUROPÄISCHE UNION
Investition in unsere Zukunft
Europäischer Fonds
für regionale Entwicklung

EFRE.NRW
Investitionen in Wachstum
und Beschäftigung

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

Kompendium_Vorlage9.indd 2 15.01.2019 14:41:24

Inhalt

Impressum 2

Vorwort

Zirkuläre Wertschöpfung in bewegten Zeiten 5

Bioenergie, Biomasse

Umwelt- und klimafreundliche Wärmeversorgung mittels Biomasse von Wohngebieten im Bestand sowie innovative Wärmeversorgungskonzepte für Neubaugebiete im Rheinisch-Bergischen Kreis 7

Kakaoschalen-basierter Pyrolyseofen zur Bereitstellung von Wärme zum Kochen in Westafrika 13

Untersuchung der Wirkung einer biologischen Vorbehandlung von Stroh für den optimierten Einsatz von Faserstoffen in der Biogasproduktion 19

Einfluss der Zerkleinerungstechnik auf den Energieeinsatz bei der Pelletierung von Biomasse am Beispiel von Miscanthus 26

Einfluss der Zerkleinerungstechnik auf die Qualität von Miscanthuspellets 32

Biogas

Biogas Measurements for Monitoring & Control of Anaerobic Digestion 38

Entwicklung eines Prototyps für die automatisierte Messung des Qualitätsparameters FOS/TAC während des Fermentationsprozesses 42

Prozesswasser

Effect of the herbicide glyphosate and its main metabolite AMPA on the biogas production by anaerobic digestion 48

Phosphorarme Anti-Scaling Zusätze bei der indirekten Einleitung von aufbereitetem Deponiesickerwasser in eine kommunale Kläranlage – Fallstudie 55

OPC UA for Data Acquisition and Data Analysis in :metabolon Semi-Technical Landfill Leachate Treatment Plant 61

Entwicklung eines Regler-Systems zur Integration von Regenklärbecken in die bestehende Abwasserinfrastruktur in der Trennkanalisation 69

Computational Intelligence Techniques for Prediction of NH_4-N and COD in Wastewater Treatment Plants 77

Karbonisierung

Karbonisierung von Biomasse in einem Technikum-HTC-Batch Reaktor 83

Ecological Life Cycle Assessment

Environmental life cycle assessment at :metabolon 88

moorwerk

Zirkuläre Wertschöpfung in bewegten Zeiten

Prof. Dr. Michael Bongards - wissenschaftlicher Leiter :metabolon

Noch vor zwei Generationen konnte sich ein Ingenieur der gesellschaftlichen Akzeptanz seiner Arbeit sicher sein: Er entwickelte schöne, neue Technologien, die den Menschen das Leben einfacher und komfortabler gestaltete. So wurde z.B. die nukleare Technik in der Zeit nach dem Zweiten Weltkrieg als Lösung für alle Energieprobleme dieser Welt angesehen.
In der heutigen Zeit hingegen werden neue Technologien oftmals als Bedrohung für unsere Gesellschaft angesehen. Disruptive technische Innovationen verursachen ökonomische Umwälzungen, diese – in Verbindung mit immer öfter auftretenden ökologischen Katastrophen – erzeugen Unsicherheit und Ablehnung.
Das Dreieck der Nachhaltigkeit[1] zeigt das komplexe Wechselspiel, in das die Technologieentwicklung heute eingebunden ist (Abbildung 1):

Abbildung 1: Das Dreieck der Nachhaltigkeit mit den Dimensionen des technischen Fortschritts.

Historische Entwicklung

Betrachten wir die globale Technologieentwicklung in einem größeren historischen Rahmen, so wird immer häufiger prognostiziert, dass unsere westliche Gesellschaft ihre technologische Führungsrolle in den nächsten Jahrzehnten an Asien verliern wird. Asiatische Gesellschaften haben oftmals eine positivere Einstellung zu technologischen Entwicklungen als wir Europäer und akzeptieren auch eher die damit verbundenen gesellschaftlichen Veränderungen. Erst mit der industriellen Revolution im 18ten Jahrhundert setzte sich Europa an die Spitze des technischen Fortschritts, eine Position, die in den Jahrtausenden davor oft von China eingenommen worden war[2]. Diese Position kann also durchaus wieder verloren werden.
Sehen wir uns dazu noch unsere moderne westliche Gesellschaft mit ihren immer heterogeneren Wertvorstellungen an, so sind für die Verbreitung innovativer Technologien zahlreiche neue Herausforderungen zu meistern. So beeinflussen Gesetzgebung und Verwaltungsvorschriften die Einführung und Verbreitung neuer Techniken. Was wäre unsere

1 Munasinghe, Mohan (1993): Environmental Economics and Sustainable Development. Washington, D.C.: World Bank (World Bank environment paper, no. 3).

2 www.zeit.de/2018/41/ingenieure-autoindustrie-motoren-dieselskandal-ansehen/seite-5; (abgerufen: 14.11.18)

Recycling-Technologie ohne den „Grünen Punkt"? Und – ganz aktuell – wo stände die Akzeptanz der Elektromobilität ohne den Diesel-Skandal?
Allerdings entspricht die Einführung neuer Technologien, wie sie z.B. für die Energiewende erforderlich sind, oft einem quälend langsamen Prozess, der mit gesellschaftlichen Konflikten und langwierigen Abstimmungsprozessen verbunden ist. Um es allen Beteiligten zu erleichtern, sind Hinweise zur Einbindung der Öffentlichkeit entwickelt worden und liegen als Richtlinie VDI 70002 vor. Sie geben den Projektmanagern und allen Beteiligten einen Einblick in die notwendige gesellschaftliche Einbindung ihrer Arbeit.

Aktuelle Ansätze

Zirkuläre Wertschöpfung mit der großflächigen Verbreitung erneuerbarer Energien und nachhaltiger Mobilitätskonzepte wird unser Alltagsleben vielfältig umgestalten:
Energie und Rohstoffe werden hochpreisiger und sind in ihrem Vorkommen endlich. Neue Mobilitätskonzepte, z.B. der Abschied vom eigenen Auto als Schlüssel zur mobilen Freiheit, müssen entwickelt, umgesetzt und auch akzeptiert werden. Und nicht zuletzt muss ein verändertes Bewusstsein gegenüber dem uneingeschränkten Flugverkehr entstehen.
Für solche und ähnliche Ziele müssen noch zahlreiche Hürden überwunden werden, um eine breite Akzeptanz zu gewährleisten. Schließlich hat die klassische lineare Ökonomie mit ihrem hohen Ressourcenverbrauch unsere Verhaltensweisen geprägt und war zunächst auch recht komfortabel.
Dazu müssen wir unsere technischen Entwicklungen auf ihren gesellschaftlichen Wert überprüfen. So formulierte der Psychologe und Umweltwissenschaftler Andreas Ernst:

„Im Grunde verhindert der technologische Fortschritt,
dass wir unsere Lebensweise den begrenzten Ressourcen auf der Erde anpassen."

Die weite Verbreitung innovativer Elektronik-Produkte in Verbindung mit deren schnellen Alterung auf Grund des technischen Fortschritts ist hierfür ein Beispiel. Sie führt zu Ressourcenverschwendung und einer großen Menge an Elektronik-Abfällen.

Zukunftsperspektiven

Wie können wir im Hinblick auf diese Hindernisse und Schwierigkeiten neue Technologien entwickeln?
Das Projekt :metabolon stellt sich diesen Herausforderungen mit seinem ganzheitlichen Konzept:

- Interdisziplinäre Teams entwickeln Technologien, die dem Schließen von Stoffkreisläufen – bei minimalem Ressourcenverbrauch – dienen. Auf diese Weise öffnen wir langfristig den Weg zu einer zukunftsfähigen Gesellschafts- und Wirtschaftsordnung.
- Die neuen Verfahren zur Stoffwandlung werden ökologisch bewertet – mittels LCA (Life Cycle Assessment) wird der ökologische Fußabdruck über die gesamte Lebenskette betrachtet.
- In :metabolon erfolgt eine frühzeitige Bewertung der ökonomischen Machbarkeit von neuen Entwicklungen im Vergleich mit klassichen Technologien.
- Gemeinsam mit dem Kooperationsparter BAV (Bergischer Abfallwirtschaftsverband) ist es unser Ziel, Fakten und Kenntnisse zur nachhaltigen Bewirtschaftung der vorhandenen Ressourcen in der Öffentlichkeit zu verbreiten – und zwar beginnend bei den Kindern. Gerade die Erziehung zu einer neuen Bescheidenheit im Umgang mit unwiederbringlichen Ressourcen kann nicht früh genug beginnen.

Als Wissenschaftler sehen wir uns in der Pflicht, innovative Lösungen an die Öffentlichkeit zu tragen[3]. Nicht zuletzt hierzu dient auch dieses Kompendium.

Ich wünsche eine interessante Lektüre

3 VDI: Ethische Grundsätze des Ingenieurberufs; (2002);
https://www.vdi.de/bildung/ethische-grundsaetze/ethische-grundsaetze/ (abgerufen: 14.11.18)

Umwelt- und klimafreundliche Wärmeversorgung mittels Biomasse von Wohngebieten im Bestand sowie innovative Wärmeversorgungskonzepte für Neubaugebiete im Rheinisch-Bergischen Kreis

Beuel, Patrick[1]; Mockenhaupt, Thomas[1]; Rieker, Christiane[1]

[1]*Cologne Institute for Renewable Energy (CIRE), TH Köln, Betzdorfer Str. 2, 50679 Köln*

Abstract

Wärmebereitstellung aus Biomasse gewinnt zunehmend an Bedeutung. Die vorliegende Arbeit fasst Machbarkeitsstudien zum Thema Nahwärme-Netze in Kürten zusammen. Dabei wurde das Biomassepotenzial der Region betrachtet sowie der Wärmebedarf der Häuser ermittelt. In die wirtschaftliche Bewertung flossen mögliche Förderungen des Bundes sowie Vergleichswerte für andere Energieträger mit ein. Das Ergebnis ist ein Wärmepreis zwischen 7,6 Cent/kWh und 10,8 Cent/kWh gegenüber einer CO_2-Einsparung von bis zu 84 %. Eine Biomasse-Nahwärmeversorgung in Kürten ist differenziert zu betrachten.

1 Einleitung

Seit Sommer 2008 werden Klimaschutzkonzepte in Kommunen gefördert und dienen als strategische Planungs- und Entscheidungshilfen zur dauerhaften Verankerung des Klimaschutzes in den Regionen. Bei diesen integrierten Klimaschutzkonzepten werden alle wichtigen Einsatzfelder betrachtet, z.B. welche technischen und wirtschaftlichen Potenziale zur Minderung von Treibhausgasen vorhanden sind.
Der Übergang der Nutzung nicht nachhaltiger, fossiler Energieträger zu einer nachhaltigen Energieversorgung (Strom und Wärme) ist ein wichtiger Teilaspekt in der Entscheidungsfindung.
Im Rahmen der kommunalen Verankerung des Klimaschutzes sollen dabei lokale Kapazitäten und Ressourcen optimal eingesetzt sowie Bevölkerung und Wirtschaft zum Mitmachen angeregt werden [1].

1.1 Hintergrund

In der Forschung beschäftigt sich das Bioenergie-Team des Cologne Institute for Renewable Energy (CIRE) unter anderem mit Nutzungskaskaden biogener Reststoffe und der energetischen Nutzung nachwachsender Rohstoffe und Reststoffe.
Im Rahmen der Lehrveranstaltung „Technologie der Biomassenutzung" werden Machbarkeitsstudien in Kommunen und Städten durchgeführt. So wurde am Beispiel von Nahwärme-Netzen nachgewiesen, dass eine zentrale Wärmeversorgung über kurze Distanzen bereitgestellt werden kann.
Einen weiteren Pluspunkt stellt die Wertschöpfung in der heimischen Region dar. In diesem Zusammenhang wurden Machbarkeitsstudien im Wintersemester 2016/17 in Ortsteilen der Gemeinde Kürten (ca. 20.000 Einwohner) erstellt.

1.2 Ziel der Arbeit

Die Machbarkeitsstudien beinhalten die Aspekte Ressourcen und Verfügbarkeit, technische und organisatorische Umsetzung sowie Wirtschaftlichkeit und CO_2-Bilanzierung einer Wärme- bzw. Stromversorgung durch Bioenergie.
Im nachfolgenden Text werden der Aufbau, das methodische Vorgehen und ein exemplarischer Ergebnisausblick der Machbarkeitsstudien vorgestellt.

2 Aufbau und methodisches Vorgehen

Unter diesen Punkt fallen die Wärmebedarfsermittlung, die Anlagendimensionierung sowie die zu beachtenden rechtlichen Aspekte eines solchen Bioenergievorhabens, auf die im Folgenden eingegangen wird.

2.1 Ressourcen und Verfügbarkeit

Die Machbarkeitsstudien bauen auf dem Biomassepotenzial der jeweiligen Region auf. Anhand der Daten des Forstbetriebsbezirks Kürten und der Potenzialstudie „Erneuerbare Energien NRW Teil 3 - Biomasse-Energie" ist bei Betrachtung der einzelnen Sektoren festzustellen, dass ein hohes Potenzial an Biomasse zur Erzeugung von Wärme in der Umgebung von Kürten vorhanden ist. Die Forstwirtschaft stellt hierbei den größten Anteil bereit, aber auch im Sektor Land- und Abfallwirtschaft sind ebenfalls Potenziale vorhanden [2, 3].
Für eine weniger aufwändige Entwicklung und Realisierung eines Bioenergiedorfes sollte hier die Verwendung von brennbaren Stoffen wie Holz bevorzugt werden. So benötigt die Verbrennung – im Gegensatz zum Vergärungsprozess, der für das Herstellen von Biogas benötigt wird – keine aufwändige Anlagentechnologie oder komplexe Überwachung. Des Weiteren sind weniger rechtliche Rahmenbedingungen zu beachten und auch die Anzahl der Projektbeteiligten fällt geringer aus [4].
Grundsätzlich ist die Verfügbarkeit von Holz als nachwachsendem Rohstoff für die Gemeinde Kürten gegeben (Jahreseinschlag ca. 9.700 Fm/a). Allerdings ist – durch die hohe Anzahl an Waldbesitzern (550) – der logistische und vertragsrechtliche Aufwand sehr groß [2]. Hier könnte der Biomassehof :metabolon bei Lindlar eine günstigere Alternative darstellen: Hier wurde ein Liefervertrag mit einem Großhändler innerhalb eines 20km-Radius geschlossen und auch die bestehende Infrastruktur kann genutzt werden, so dass ein zusätzlicher volkswirtschaftlicher Nutzen für die Region generiert werden könnte.

2.2 Technische und organisatorische Umsetzung

Eine Methode, um die Heizlast zu ermitteln, ist die DIN 12831. Hierbei wird jedes einzelne Gebäude auf seine bauphysikalischen Eigenschaften hin untersucht. Allerdings

weist diese Methode gewisse Schwächen auf, da sowohl interne als auch externe Gewinne nicht berücksichtigt werden und der zeitliche Aufwand enorm ist.

Aus diesem Grund wurde bei dieser Studie ein vereinfachtes Verfahren in Anlehnung an DIN 4701 angewendet. Zu den wesentlichen Daten gehören das Baujahr, die beheizte Quadratmeterzahl und der Gebäudetyp. Mit der Internetanwendung "TIM-Online", einem topographischen Informationsmanagementprogramm des Landes NRW, wurden die Gebäudegrundflächen der einzelnen Häuser bestimmt, katalogisiert und dem entsprechenden Gebäudetyp zugeordnet [5]. Aus dem ermittelten Wärmebedarf und den typischen Vollbenutzungsstunden für die verschiedenen Gebäudetypen kann die benötigte Heizleistung bestimmt werden.

Anschließend wurden Jahresdauerlinien für die jeweiligen Ortsteile erstellt. Diese zeigen die Heizleistung sowie die Außentemperatur als Funktion der Zeit (Stunden pro Jahr). Aus der Jahresdauerlinie kann abgelesen werden, wie lange eine bestimmte Heizleistung von den Verbrauchern angefordert wird. Daraus lassen sich Informationen zur Kesselauslegung sowie zu den Kessellaufzeiten ableiten (Abbildung 1) [4, 6].

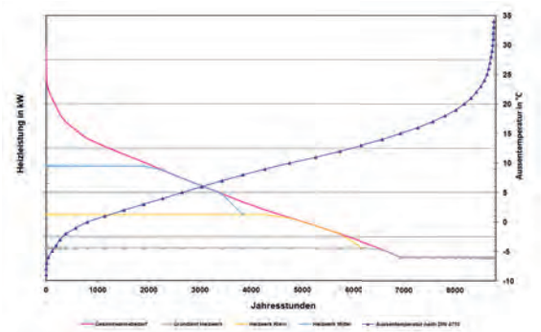


Abbildung 1: Geordnete Jahresdauerlinie der Außentemperatur und Heizlast

Aufgrund der zeitlichen Streuung in den auftretenden Leistungsspitzen ist für die Auslegung der Wärmeerzeugungssysteme ein Gleichzeitigkeitsfaktor zu berücksichtigen. Aufgetragen in der Jahresdauerlinie reduziert dieser Faktor die notwendige Leistung der Wärmeerzeuger gegenüber der Summe der Nennleistungen der Einzelverbraucher, wodurch die Investitionskosten eines Nahwärmenetzes reduziert werden können (Abbildung 1 und 2) [4, 6].

Die Anlagenauslegung wird aufbauend auf der Jahresdauerlinie berechnet. Hierbei sind die Berechnungen in die Kategorien Wärmeerzeuger, Pufferspeicher, Rohrnetz, Pumpen und Größe des Brennstofflagers aufgeteilt.

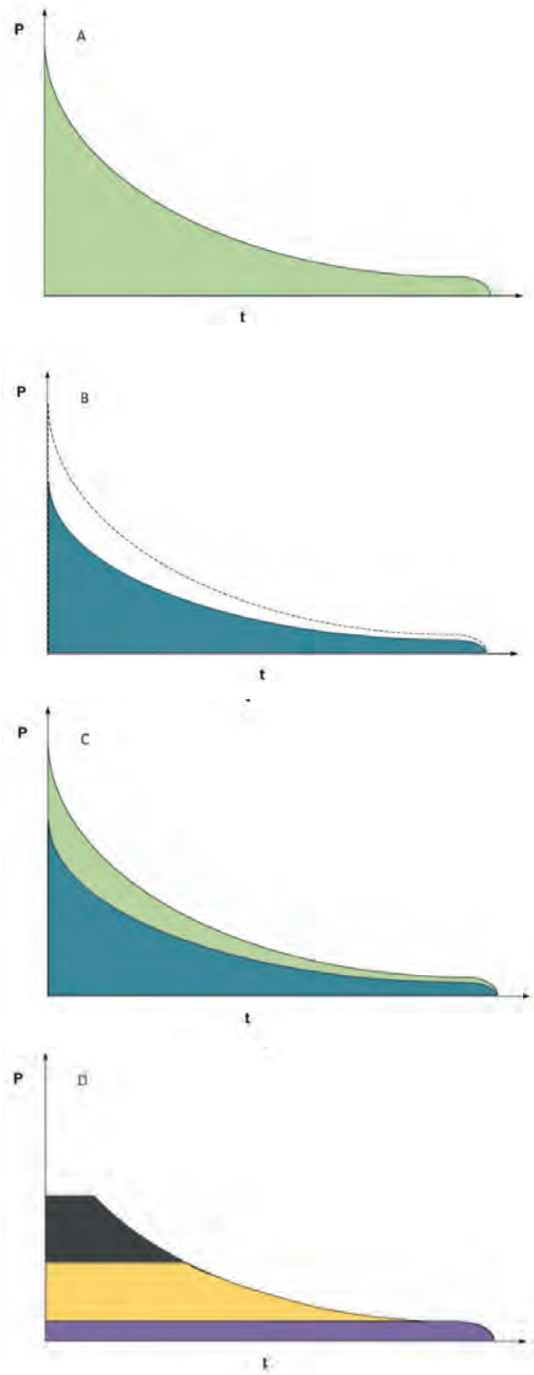


Abbildung 2: Exemplarische Darstellung der Jahresdauerlinie mit Gleichzeitigkeitsfaktor: Veränderte Energiemengen und Anlagenauslegung. A: Originale Jahresdauerlinie. B: Um Gleichzeitigkeit reduzierte Jahresdauerlinie. C: Vergleich der originalen und der reduzierten Jahresdauerlinie. D: Qualitative Anlagenauslegung mit Gleichzeitigkeitsfaktor [eigene Darstellung]

Während der Konzeptionierung der Nahwärme-Netze ist die Genehmigungsbedürftigkeit der erstellten Anlagenkonzepte für die jeweiligen Ortsteile nach BImSchG (Bundesimmissionsschutzgesetz) als Bestandteil der Machbarkeitsstudien überprüft worden [7].

Des Weiteren wurden in den Studien eine Vielzahl an möglichen Betreibermodellen vorgestellt, um den Akteuren bei der Gestaltung einer Anlagentechnischen Unternehmensinfrastruktur einen Überblick zu verschaffen. So stellen der Eigenbetrieb durch private oder gewerbliche, wie z.B. durch die Kommune oder Energieversorgungsunternehmen (EVUs), als auch ein Betrieb unter Einbeziehung Dritter (z.B. Beteiligung verschiedener, an der Realisierung des Vorhabens interessierter Partner) die gängige Praxis dar. Allerdings bietet auch ein Betrieb unter Einbeziehung von Finanzinvenstoren, eine sogenannte „Contracting-Lösung", eine weitere Option [4].
Zum Abschluss erfolgte eine ökologische Bewertung unter Verwendung der Gemis-Datenbank sowie eine Wirtschaftlichkeitsberechnung nach der VDI-Richtlinie 2067, in die auch Fördermöglichkeiten mit einbezogen wurden [8, 9, 10, 11].

3 Zusammenfassung der Ergebnisse

In diesem Abschnitt wird dargelegt, ob die konzipierten Anlagenkonstellationen einen wirtschaftlichen Betrieb im Vergleich zum aktuellen Versorgungssystem ermöglichen. Zudem werden die ökologischen Vorteile einer erneuerbaren Nahwärmeversorgung diskutiert.

3.1 Ergebnisse für die Bestandsgebiete

Für die untersuchten Gebiete in der Umgebung von Kürten wurden Wärmepreise von 7,6 Cent/kWh bis zu 10,8 Cent/kWh, je nach Beteiligungsrate der Gebäude und Anlagenauslegung, berechnet.
Zur Einordnung der Ergebnisse wurde ein Vergleich der Kosten von typischen Einzelfeuerungsanlagen inklusive Brennstoffkosten und der spezifischen Gesamtwärmekosten bei einem Anschluss an das örtliche Nahwärmenetz durchgeführt (Abbildung 3).

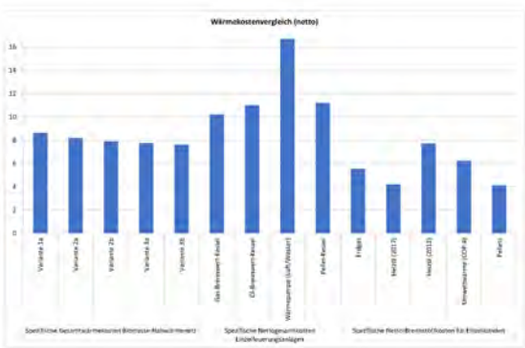


Abbildung 3: Exemplarischer Auszug des Wärmekostenvergleichs (Teilgebiet Kürten-Mitte) [12, 13, 14]

Die Berechnung und der Vergleich mit üblichen Anlagen- und Energiekosten machte deutlich, dass der Anschluss an ein Nahwärme-Netz günstiger als die Neuerrichtung von Einzelanlagen ist, wenn davon ausgegangen wird, dass die technische Nutzungsdauer der verbauten Altanlagen überschritten und somit eine Erneuerung erforderlich ist. Im Falle eines Anschlusses an das Nahwärmenetz können die Wärmegestehungskosten durchschnittlich um bis zu 35 % gesenkt werden.
Hervorzuheben sind die positiv ausfallenden CO_2-Bilanzen. Hierbei wurden die geplanten Anlagenvarianten mit den gängigsten Wärmeversorgungsanlagen, bezogen auf den äquivalenten CO_2-Ausstoß der eingesetzten Brennstoffe, verglichen. Je nach Anlagenvariation können gegenüber den angenommenen Referenzszenarien bis zu 84 % der CO_2-Emissionen eingespart werden. Aufgrund des hohen Potenzials an Biomasse aus der Forst- und Landwirtschaft in der Gemeinde Kürten können kurze Lieferwege zu regionalen Herstellern realisiert werden, so dass zudem die regionale Wertschöpfung erhöht werden kann.

3.2 Ergebnisse für das Neubaugebiet Biesfeld-West

In diesem Gebiet lag der Fokus der Untersuchung auf der Nutzung nachwachsender Rohstoffe zur Energieerzeugung. Aufgrund sinkender Wärmeverbräuche, bedingt durch die einzuhaltenden Energiestandards in Neubausiedlungen, wurde deutlich, dass die Wärmeabnahmedichte des geplanten Biomasse-Nahwärmenetzes unterhalb einer Grenze liegen würde, die eine vertretbare Umsetzung aus betriebswirtschaftlicher Sicht gefährdet. Um diese Erkenntnis zu validieren, wurde mit Hilfe einer Wirtschaftlichkeitsanalyse gezeigt, dass der Betreiber der Energieversorgung für die Belieferung einen spezifischen Preis von 12,5 ct/kWh ansetzen muss. Ausschlaggebend für ein wirtschaftlich darstellbares Konzept ist folglich eine Minderung der Wärmeverluste über das Netz. Dieser Ansatz kann durch die Umsetzung eines sogenannten „kalten Nahwärme-Netzes" verfolgt werden. Das Konzept eines kalten Nahwärmenetzes unterscheidet sich in erster Linie von einem „konventionellen" Nahwärme-Netz durch die deutlich niedrigeren Vorlauftemperaturen und die dadurch geringeren Netzwärmeverluste an die Umgebung. Das Prinzip hinter diesem Konzept ist ein Nahwärme-Netz für Gebiete

mit einer relativ kleinen Wärmeabnahmedichte (<1,5 MWh/m*a), wie sie z.B. Neubaugebiete mit geringem Wärmebedarf darstellen [4, 15]. Des Weiteren besteht ein kaltes Nahwärme-Netz in der Regel aus einem zentralen Wärmeerzeuger (z.B. Erdsonden), der eine konstante Vorlauftemperatur gewährleistet. Statt einer Hausübergabestation bilden Wärmepumpen die Schnittstelle zum internen Heizkreislauf. Diese heben die konstant niedrige Vorlauftemperatur auf die gewünschte Heizkreislauftemperatur an, was wiederum für die Haus-Wärmepumpen zweckmäßig ist, da diese mit einem annähernd konstanten COP (Coefficient of Performance) von 4.0 betrieben werden können [15].

4 Fazit und Ausblick

Unter den ermittelten wirtschaftlichen Gesichtspunkten ist eine Biomasse-Nahwärmeversorgung für die Bestandsgebiete in Kürten differenziert zu betrachten. Eine Minderung der Treibhausgasemissionen lässt sich aus technischer Sicht verwirklichen. Das öffentliche Interesse an einer nachhaltigen und klimaschonenden Nahwärmeversorgung aus Biomasse wird auf Basis der erstellten Studien als entscheidend für die wirtschaftliche Realisierbarkeit des Projekts angesehen. Da die Wirtschaftlichkeit eines Nahwärmenetzes mit der Anzahl der angeschlossenen Gebäude pro Fläche steigt, ist ein möglichst 100-prozentiger Anschlussgrad anzustreben. Auch die Auswahl eines passenden Betreibermodells kann die Wirtschaftlichkeit positiv beeinflussen.

Im Falle eines bestehenden Interesses müssten die tatsächlichen Verbrauchswerte erfragt und die Wärmebedarfsrechnung daraufhin angepasst werden. Ebenso wäre es notwendig, die Energieversorgungskosten der aktuell eingesetzten Heizsysteme aller anzuschließenden Gebäude zu ermitteln, um genauere Vergleichswerte für die Wirtschaftlichkeitsberechnung zu erhalten.

Für Neubaugebiete ist das Konzept der kalten Nahwärme als zukunftsweisend anzusehen. Es liefert zudem einen Ansatz, die Energiewende in den Wärmesektor zu integrieren. Der Betrieb der Wärmepumpen kann anteilig durch selbst erzeugte Elektrizität einer Photovoltaikanlage erfolgen oder zukünftig dann angereizt werden, wenn im Stromnetz Überschüsse vorhanden sind. Es entsteht folglich eine flexible Last, die über variable Stromtarife gesteuert werden kann oder in der Lage ist, weitere netzdienliche Aufgaben innerhalb eines Smart-Grids wahrzunehmen.

Als innovatives und noch in der „Experimentierphase" befindliches Konzept eröffnet das kalte Nahwärmenetz neue Forschungsgebiete, in denen z.B. durch Pilotprojekte mit Energieversorgern und Anlagenherstellern Konzepte für die Zukunft entwickelt werden können.

5 Danksagung

Für ihre Mitarbeit bedanken wir uns bei Herrn Simon Möser (Klimamanager im Rheinisch-Bergischen Kreis) und Herrn Sascha Bormann (Stadtverwaltung Kürten) sowie den folgenden Personen, die an den Machbarkeitsstudien mitgewirkt haben:
Dennis Dreyer, Jendrik Gillaschke, Julian Muenzberg, Dennis Grimm, Christian von Kalben, Lukas Stanzel, Sebastian Fischer, Henning Otten, David Schreckenberg, Zita Laumen, Rene Zerwes, Anna Bet, Jacek Zagozdon.

Quellen:

[1] Goeke, B.: Richtlinie zur Förderung von Klimaschutzprojekten in sozialen, kulturellen und öffentlichen Einrichtungen (Kommunalrichtlinie) im Rahmen der Nationalen Klimaschutzinitiative des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz, Bau und Reaktorsicherheit (BMUB), 2016

[2] Gröning, R: Forstbetriebsbezirk Kürten. Kürten: Landesbetrieb Wald und Holz NRW, 2012.

[3] Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen, „Potenzialstudie Erneuerbare Energien NRW Teil 3 - Biomasse-Energie (LANUV-Fachbericht 40)," 2014. [Online]. Verfügbar: http://www.lanuv.nrw.de/landesamt/veroeffentlichungen/publikationen/fachberichte/?tx_com merce_pi1%5BshowUid%5D=209&tx_commerce_pi1%5BcatUid%5D=4&cHash=3e156c7a947ca 079f4a-e93be8dc7219b, [Zugriff: 14.12.2016].

[4] FNR, „Dachleitfaden Bioenergie," 2014.

[5] Bezirksregierung Köln, „TIM-Online," [Online]. Verfügbar: http://www.bezreg-koeln.nrw.de/brk_internet/tim-online/index.html, [Zugriff: 27.11.2016]

[6] Hartmann, H.; Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (Hrsg.): Handbuch Bioenergie-Kleinanlagen, Gülzow-Prüzen, 2013.

[7] C.H. Beck oHG. (2014) 1. BImSchV. In Bundesimmissionsschutzgesetz (S. 71-100). München: Deutscher Taschenbuch Verlag.

[8] Verein Deutscher Ingenieure (VDI) e.V. (2012). VDI 2067 Blatt 1: Wirtschaftlichkeit gebäudetechnischer Anlagen: Grundlagen und Kostenberechnung. Düsseldorf: Beuth Verlag GmbH.

[9] KfW. (2014). Merkblatt der KfW- Bank: Risikogerechtes Zinssystem- Anlage zur Konditionenübersicht für Endkreditnehmer.

[10] KfW. (2016a). Antrag auf Gewährung eines Tilgungszuschusses im Programm 271, 281 (pp. 4): KfW-Programm Erneuerbare Energien „Premium.

[11] KfW. (2016b). Merkblatt der KfW- Bank: KfW- Programm Erneuerbare Energien „Premium" (pp. 8).

[12] C.A.R.M.E.N. e.V. (2016). Kostenvergleich verschiedener Heizsysteme im Gebäudebestand; Centrales Agrar-Rohstoff Marketing- und Energie-Netzwerk e.V. Straubing: C.A.R.M.E.N. e.V.

[13] C.A.R.M.E.N. e.V. (2017). Preisentwicklung bei Holzpellets - Der Holzpellet-Preis-Index, [Online], Verfügbar: https://www.carmen-ev.de/infothek/preisindizes/holzpellets, [Zugriff: 06.02.2017]

[14] Statistisches Bundesamt. (2000-2016). Energiepreisentwicklung - Lange Reihen von Januar 2000 bis Dezember 2016, Wiesbaden.

[15] Hangartner, D.; Sulzer, M.: Kalte Fernwärmenetze (Anergienetze). Grundlagen-/Thesenpapier; Horw, Mai 2014

Kakaoschalen-basierter Pyrolyseofen zur Bereitstellung von Wärme zum Kochen in Westafrika

Beuel, Patrick[1]; Laumen, Zita[1]; Peters, Kathrin[1]; Mockenhaupt, Thomas[1]; Rieker, Christiane[1]

[1]Cologne Institute for Renewable Energy (CIRE), TH Köln, Betzdorfer Str. 2, 50679 Köln

Abstract

Erste Untersuchungen haben gezeigt, dass die biogenen Abfälle der Kakao- und Schokoladenproduktion als Energieträger geeignet sind. Aus diesem Anlass hat sich die Forschungsgemeinschaft :metabolon, bestehend aus dem Bergischen Abfallwirtschaftsverband und der Technischen Hochschule Köln, und die Eifelgemeinde Nettersheim zusammen geschlossen, um im Rahmen eines Kooperationsprojekts zu untersuchen, welche Nutzungsmöglichkeiten für die energetische Verwertung in Frage kommen. Im Rahmen dessen wurde ein kostengünstiger kakaoschalen-basierter Pyrolyseofen konzipiert, mit dem Ziel die Restbiomassen aus der Kakaoproduktion als alternative Brennstoffquelle nutzbar zu machen und dabei gesellschaftliche und soziale Strukturen sowie umwelttechnische Aspekte vor Ort (Forstwirtschaft) zu berücksichtigen.

1 Einleitung

Afrika ist das größte Kakaoanbaugebiet der Welt. Allein die Länder Ghana und Elfenbeinküste ernten zusammen jährlich 2.446.000 Tonnen Kakao [1]. Bei der traditionellen Ernte verbleiben die Kakaoschalen (äußere Schale der Kakaofrucht) auf den Plantagen. Dies führt zum einen dazu, dass die Bodenstruktur verdichtet wird und damit eine Produktionsbeeinträchtigung einhergeht [2]. Zum anderen verbleibt ein ungenutztes Biomassepotenzial in der Plantage (Kakaoschalen). In diesem Projekt wird ein Low-Budget-Pyrolyseofen konzeptioniert, der einfach nachzubauen und vom Gebrauch sicher ist sowie aus leicht verfügbaren Materialien besteht.

1.1 Hintergrund

Die energetische Verwertung von Kakaoschalen sollte ortsgebunden und bedarfsgerecht erfolgen, wodurch die Idee entstand, die produzierte Wärme fürs Kochen einzusetzen.
So wird die traditionell verwendete Holzkohle in großen Mengen nachgefragt [3], welche durch die Verwendung von Kakaoschalen substituiert werden könnte. Eine weitere positive Folge wäre eine mögliche Reduktion der jährlichen Waldvernichtung von 13 Millionen Hektar [4].
70 bis 90 Prozent aller Haushalte in Afrika nutzen Holz oder Holzkohle zum Kochen [5], hierbei hat Holzkohle eine doppelt so hohe Energiedichte wie unbehandeltes Brennholz [6]. Aus diesem Grund erscheint es sinnvoll die anfallenden Kakaoschalen direkt zum Kochen zu nutzen oder in einem Pyrolyseprozess zu verkohlen. Im Folgenden wird ein Prototyp eines Pyrolyseofens vorgestellt und die spezifischen Kenngrößen von Kakaoschalen und Kakaoschalenkohle aufgezeigt.

1.2 Ziel der Arbeit

Im Rahmen dieser Arbeit wurde eine Technologie zur Verwertung bislang ungenutzter Biomasse ermittelt, die sowohl einen energetischen Nutzen bringt als auch ohne hohe Kosten umzusetzen ist. Hierbei wurde der Fokus auf Wärmeerzeugung mit dem Ziel der Verkohlung von Kakaoschalen gelegt. Zu diesem Zweck wurde extra ein Pyrolyseofen entworfen, auf dem – im Zuge der Verkohlung der Kakaoschalen – zeitgleich gekocht werden kann.
Durch die große Menge an anfallenden Kakaoschalen kann so eine Alternative zum Holz und gegebenenfalls ein monetärer Ertrag geschaffen werden. Das Kochen mit traditionellen Feuerstellen kann dabei aufrechterhalten werden.

2 Material und Methodik

2.1 Marktanalyse mit Dominanzmatrix

Im Rahmen des Projektes wurden vier im Handel erhältliche Pyrolyseöfen miteinander verglichen und anhand folgender Faktoren bewertet:
Komplexität des Baus, Volumen (für den Energieinhalt), Sicherheit, Endprodukte (im Hinblick auf ihre Verwertung), Material (aufgrund von Wärmeübertragung), Beschaffung (leichte Verfügbarkeit) und schließlich die Kosten.
Mit Hilfe einer Dominanzmatrix wurden die Kriterien Beschaffung und Kosten als wichtigste Faktoren bestimmt [7]. Die Beschaffung ist wesentlich, da die Materialien gut verfügbar sein sollten. Und die Kosten sind letztlich für die Realisierung des Projekts ausschlaggebend.
Mittels einer Nutzwertanalyse wurden die vier ausgewählten Öfen anhand dieser Kriterien und ihrer Gewichtung bewertet und schließlich zwei Öfen ausgewählt:

- der „Sampada Pyrokocher“ [8] und
- der „Fasskocher“ [9].

Diese beiden Öfen wurden bei der Konzeption eines eigenen Ofens als Vorlage herangezogen [7].

2.2 Entwicklung und Konstruktion eines Prototyps

Es wurde ein Prototyp eines Pyrolyseofens entsprechend der Vergleiche mit einigen im Handel erhältlichen Öfen erstellt und gebaut (Abbildung 1).

Abbildung 1:
Prototyp Pyrolyseofen [7]

Der neu entwickelte Ofen orientiert sich am TLUD- Prinzip (Top Lift Up Draft) der Kaskad-E GmbH aus der Schweiz und besteht aus zwei Dosen. Die größere, äußere Dose hat ein Volumen von 4,39 l und die kleinere, innere Dose, die als Brennkammer dient, ein Volumen von 1,8 l.
Durch eine Erhöhung der Konstruktion wurde eine Luftzufuhr auch im Bodenbereich ermöglicht. Der Ofen wurde mit handelsüblicher Aluminiumfolie abgedichtet. Ein Kaminaufsatz mit dem Radius der Brennkammer wurde auf den Ofen gesetzt, damit die Flamme sich besser ausbilden kann.

3 Ergebnisse und Diskussion

3.1 Feuerungsversuche mit Kakaoschalen: Temperaturverlauf

Mit dem Prototyp wurden 0,172 kg Kakaoschalen pyrolysiert, der Vorgang dauerte acht Minuten. Der Temperaturverlauf wurde auf der Außenhülle, in vertikalen Abständen von 2 cm, gemessen und dabei wurden Temperaturen bis zu ca. 115 °C gemessen (Abbildung 2).

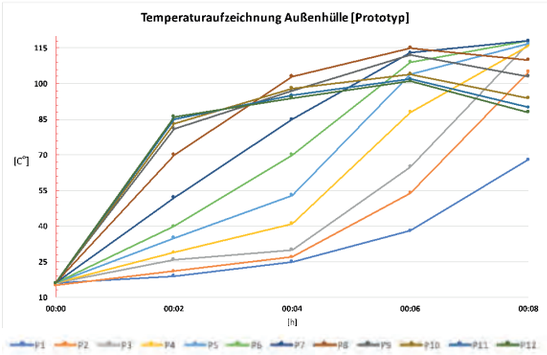


Abbildung 2: Temperaturverlauf an der Außenhülle des Prototyp-Pyrolyseofens [7]

Die Temperatur der Flamme wurde in einem zwei-Minuten-Intervall gemessen (Abbildung 3).

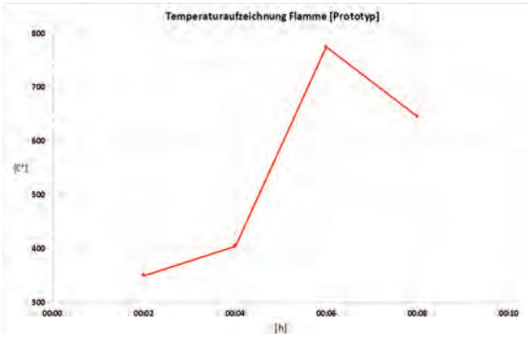


Abbildung 3: Temperatur der Flamme des Prototyps [7]

3.2 Laboruntersuchung des Pyrolyseproduktes (Biokohle)

Anschließend wurden verschiedene Laborversuche mit den Kakaoschalen sowie der Pyrolysekohle durchgeführt. Dabei wurden von beiden Substraten Brennwert, Trockensubstanz (TS)und organische Trockensubstanz (oTS) bestimmt (Tabelle 1). Anhand der ermittelten Ergebnisse konnte nachgewiesen werden, dass der Brennwert der Kakaoschalen in etwa dem Brennwert von Holz, der ca. 15 MJ/kg beträgt, entspricht. Im Vergleich dazu liegt der Brennwert der Kakaoschalen-Kohle mit 23 MJ/kJ ca. 30 % unterhalb des Literaturwertes von (28 MJ/kg bis 32 MJ/kJ).

Tabelle 1: Ergebnisse TS, oTS und Brennwert von Kakaoschalen und Kakaoschalen-Kohle, nach [7]

	Kakaoschalen	Kakaoschalen-Kohle
TS [%]	87,59	95,67
oTS [%]	95,29	81,47
Brennwert [MJ/kg]	15,89	23,08

In einem weiteren Schritt wurden drei Versuchsreihen zur Berechnung des Brennwerts der Kakaoschalen und der Kakaokohle durchgeführt, deren Ergebnisse gemittelt wurden. Abschließend wurde die Energieausbeute nach folgender Formel berechnet:

$$Energieausbeute = \frac{(Massenbilanz * Brennwert_{Kohle})}{Brennwert_{Kakaoschale}} \; [\%]$$

Formel 1: Berechnung der Energieausbeute

Tabelle 2: Massenbilanz und Energieausbeute Pyrolyseversuche mit Prototyp, nach [7]

Gemittelte Massenbilanz [%]	32,41
Brennwert Kakaoschale, gemittelt [MJ/kg]	15,89
Brennwert Kakaoschalenkohle, gemittelt [MJ/kg]	23,08
Energieausbeute [%]	47,08

Die gemittelte Massenbilanz beträgt 32,41%, woraus sich – nach o.g. Formel – zusammen mit den Brennwerten von Kakaoschalen und Kakaoschalenkohle eine Energieausbeute von 47,08 % ergibt.

Bei der Umwandlung von Holz zu Holzkohle beträgt die Energieausbeute 50 % [10]. Das errechnete Ergebnis zeigt also, dass die Kakaoschalen in puncto Energieausbeute problemlos als Substitution von Holz genutzt werden könnten.

3.3 Upscaling „Barrelyser“

Im Rahmen einer weiteren Ofenentwicklung (Barrelyser) wurde ein neues Konzept erstellt. So wurden hierbei Verbesserungen in Bezug auf folgende Punkte durchgeführt:

- Volumina der Brennkammern
- Sicherheitsaspekte
- Luftzufuhr
- Vereinfachte Durchführbarkeit des Aufbaus

Mit der 3D-CAD-Konstruktionssoftware „Solid Works“ wurde eine Konstruktionsanleitung erstellt. Ein schematischer Aufbau und Prototyp ist in Abbildung 4 zu sehen.

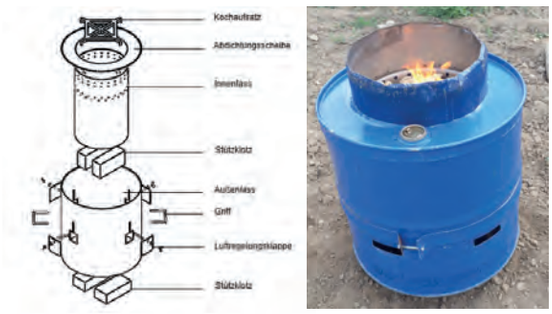


Abbildung 4: Aufbau des Barrelyser [7]

Die Dimensionen und das verwendete Material sind in Tabelle 3 aufgeführt.

Tabelle 3: Dimensionen und Material Barrelyser [7]

	Brennkammer (innen)	Brennhülle (außen)
Höhe	65,21 cm	67,79 cm
Radius	14,20 cm	21,61 cm
Volumen	40,7 l	99,44 l
Material	Ölfass	Ölfass

3.4 Kostenanalyse

Da die Kosten als ein wichtiger Faktor definiert wurden, wurde mit Hilfe eines Excel-Tools eine Kostenanalyse des Barrelysers durchgeführt. Hierbei können die spezifischen Kosten variiert werden [7].

In einem ersten Schritt wurden einige Schätzungen bezüglich der Herstellungskosten des Ofens getroffen:

Es wurde von je zwei Werkstattmitarbeitern in zwei Werkstätten vor Ort ausgegangen und das Lohnniveau auf 0,09 €/h angesetzt (aus Daten der ghanaischen Regierung [11]). Zudem wurde vorausgesetzt, dass die Kakaoschalen als kostenlose Restbiomasse zur Verfügung stehen.

Es wurden so genannte Fixkosten als Kosten für die Werkstätten sowie das zugehörige Werkzeug festgelegt. Hierunter fallen die Jahresraummiete der Werkstätten, für die Werte aus dem deutschen Markt herangezogen wurden [12], da sich die Daten in Ghana und der Elfenbeinküste als intransparent erwiesen. Auch für die Werkzeugkosten wurde auf dem deutschen Markt recherchiert [Marktkenntnis]. Die benötigten Gesamtfixkosten beliefen sich auf ca. 3.150 €.

Hierbei muss jedoch berücksichtigt werden, dass diese Werte nicht auf Afrika übertragbar sind und man davon ausgehen muss, dass sie im Falle einer Umsetzung vor Ort deutlich niedriger ausfallen würden.

Anschließend erfolgte eine Festlegung der variablen Kosten, zunächst der Personal- und Betriebsmittelkosten: Hierbei wurde mittels einer Zeiterfassung die benötigte Arbeitszeit für den Ofenbau ermittelt. Die Strompreise wurden durch Daten der GIZ festgelgt [13]. Anhand dieser Werte belaufen sich die Gesamtkosten für Personal und Betriebsmittel auf ca. 0,38 € pro Ofen.

Abschließend wurden für die Festlegung der Materialkosten des Ofens zwei verschiedene Szenarien betrachtet. Im „Best Case“ wurde davon ausgegangen, dass die Ölfässer zur Herstellung des Pyrolyseofens kostenlos verfügbar sind. Im „Worst Case“ wurde schließlich ein Preis für die Fässer angenommen. Die Kosten für ein 60 Liter Fass belaufen sich auf ca. 25 €, für ein 216 Liter Fass auf ca. 49 € [Marktkenntnis].

In diesem Zusammenhang wurde auch die Stückzahl der Öfen variiert, 100 oder 200 Stück, und die entsprechenden Gesamtkosten berechnet.

Aufgrund der großen Verfügbarkeit der Ölfässer ist es jedoch sehr wahrscheinlich, dass sie kostenlos bereitgestellt werden können.

Zuletzt wurde die Amortisationszeit aus dem Vergleich mit den Einsparungen durch den vermiedenen Holzkohlekauf ermittelt. Dafür wurde ein Holzkohlepreis von 0,08€/kg und ein Bedarf für eine fünfköpfige Familie von 2 kg Holzkohle pro Tag angenommen [14].

Tabelle 4: Kosten für den Bau und Vertrieb des Barrelysers, nach [7], alle Angaben in €

		Anzahl	Summe [€]
Fixkosten			3.150,00
Variable Kosten			
Personal- und Betriebsmittel			0,38/Stück
Materialkosten	Worst Case		79,98/Stück
	Best Case		4,19/Stück
Gesamtkosten	Worst Case	100	111,49
		200	95,74
	Best Case	100	35,69
		200	19,94

Im Worst Case amortisiert sich die Anschaffung bei Anschaffungskosten von 95,74 € für den Pyrolysekocher nach 18 Monaten, d.h. ca. 1,51 Jahren, und im Best Case nach lediglich vier Monaten bei Anschaffungskosten für den Pyrolysekocher von 19,94 €.
Aufgrund der großen Verfügbarkeit von Ölfässern vor Ort kann davon ausgegangen werden, dass der Best Case deutlich wahrscheinlicher ist.

4 Fazit und Ausblick

Die Brennwerte der Kakaoschalen sind hoch genug, um das Kochen auf der Pyrolyseflamme zu ermöglichen. Der Brennwert von Kakaoschalenkohle ist etwas niedriger als der Literaturwert von Holzkohle. Aber aufgrund der hohen Verfügbarkeit von Kakaoschalenkohle im Vergleich zu Holzkohle lohnen sich weiterführende Untersuchungen.
Der entwickelte Prototyp ist einfach zu bauen und anzuwenden. Zudem wurde bei der Entwicklung auf kostengünstige und gut verfügbare Materialien geachtet. Um diese Angaben auf die Märkte in Ghana und der Elfenbeinküste anzupassen, müsste jedoch noch eine genauere Recherche vor Ort durchgeführt werden.
Im Rahmen des Projekts wurde darauf verzichtet, den Wirkungsgrad und die Leistung des Pyrolyseofens zu bestimmen. In weiteren Versuchen müsste noch eine kontrollierte Abgasführung installiert werden, um die Sicherheit beim Gebrauch zu erhöhen.

Die Bewertung der Wirtschaftlichkeit wurden auf Basis einiger Annahmen durchgeführt. So wurden die Werte der Fixkosten dem deutschen Markt entnommen. Um diese Angaben auf den Märkten in Ghana und der Elfenbeinküste anzupassen, wäre eine Zusammenarbeit mit Partnern vor Ort empfehlenswert. Es ist davon auszugehen, dass die angenommenen Kosten in den betrachteten Ländern deutlich niedriger ausfallen würden.
Den wesentlichsten Einflussfaktor auf den Stückpreis des Pyrolyseofens stellt der Preis für die benötigten Ölfässer dar. Hierbei ist entscheidend, ob sie kostengünstig, z.B. aus Produktionsprozessen, zur Verfügung stehen oder käuflich erworben werden müssen. Abschließend ist das Lohnniveau in den betrachteten Ländern zu erwähnen, das deutlichen Schwankungen unterliegt.

Quellen:

[1] International Cocoa Organization (2014/2015), ICCO Quarterly Bulletin of Cocoa Statistics, Vol. XXXIX, No. 3, Cocoa year.

[2] Scherle, I.; Balabajew, L.; Junker, I.; Dreher, D.; Zavarei, M.; Pentzien, F.; Grützen-bach, J.; Gerl, V.; Susic, H.; Kuznetsov, A.; Krätschmar, J.: "Analyse der weltweiten Kakaoproduktion und -verarbeitung", TH Köln, Cologne Institute for Renewable Energy, Projektarbeit, Köln 2017.

[3] Samir Amous APEX-ebbd, Tunis, THE ROLE OF WOOD ENERGY IN AFRICA, [Online]. Verfügbar: http://www.fao.org/docrep/x2740e/x2740e00.htm, [Zugriff: 12.07.2017].

[4] Jörg Reimer, Direktor Schweizer, Tropenholznutzung und Tropenwaldzerstörung Fakten zu einer Kontroverse, [Online]. Verfügbar: http://www.holzhandelszentrale.ch/pdf/tropenholznutzung.pdf, [Zugriff: 09.07.2017].

[5] Michael Brüntrup (DIE), Harry Hoffmann (ZALF), Klas Sander (Weltbank), Jan Radermacher, Der Holzweg ist der richtige, 2016, [Online] Verfügbar: https://www.welt-sichten.org/artikel/32628/der-holzweg-ist-der-richtige, [Zugriff: 09.07.2017].

[6] Dr.-Ing. Dieter Seifert, Traditionelle Holzkohle in Afrika – ein Kontinent in Gefahr, 2016, [Online]. Verfügbar: http://vignette1.wikia.nocookie.net/solarcooking/images/f/fb/Holzkohle_in_Afrika_und_ARTIS-Institutes.pdf/revision/latest?cb=20160917182721, [Zugriff: 01.07.2017].

[7] Rüther, T.; Schneider, B.; Arians, C.; Böhm, A.; Gelhorn, A.; Kleinschmidt, C.; Scherle, I.; Sanz, A.; Arndt, N.; Hellfeuer C.: "Planung, Berechnung und Konstruktion eines Low Budget Pyrolyseofens zur Verkohlung von Biomasse (speziell Kakaoschalen)", TH Köln, Cologne Institute for Renewable Energy, Projektarbeit, Köln 2017.

[8] El-Carbonero.de, Bau- und Betriebsanleitung El Carbonero, 2013. [Online]. Verfügbar: http://el-carbonero.de//index.php/bauplan.html. [Zugriff: 01.02.2017].

[9] Sampada, "Sampada Holzvergaserofen", 2012. [Online] Verfügbar: http://www.sampada.de/Sampada-Holzvergaserofen/Sampada-Holzvergaserofen::1.html, [Zugriff: 01.05.2017].

[10] Matthias Rompe, "Fass- Pyrolyseofen", 2015. [Online]. Verfügbar: http://pimpmybauernhof.de/wir-kochen-holzkohle, [Zugriff: 01.05.2017].

[11] Quicker, P.; Weber, K.: „Biokohle- Herstellung, Eigenschaften und Verwendung von Biomassekarbonisaten", Springer, Aachen 2016.

[12] G.o. Ghana, „Government of Ghana Official Portal", [Online]. Verfügbar: http://www.ghana.gov.gh/index.php/media-center/news/2023-%09government-announces-increment-in-minimum-wage-salaries-for-public-workers, [Zugriff: 27.05.2017].

[13] Tonaton- The greatest market place in Ghana, 2017, [Online]. Verfügbar: https://tonaton.com/en/ad/office-space-for-rent-in-tema-for-rent-greater-accra, [Zugriff: 27.05.2017].

[14] Delegation der Deutschen Wirtschaft, Fact Sheet Ghana, 2015, [Online] Verfügbar: https://www.giz.de/fachexpertise/downloads/2015-de-factsheet-ghana.pdf. [Zugriff: 28.05.2017]

[15] U.N.D. Programme, „Nama Study For A Sustainable Charcoal Value Chain In Ghana", [Online] Verfügbar: http://www.undp.org/content/dam/undp/library/Environmen%20and%20Energy/MDG%20Carbon%20Facility/NAMA%20Stud%20Ghana%20final.pdf. [Zugriff: 28.05.2017]

Untersuchung der Wirkung einer biologischen Vorbehandlung von Stroh für den optimierten Einsatz von Faserstoffen in der Biogasproduktion

Krämer, Johannes[1]; Bursche, Jamile[1], Rögener, Frank[2]; Rieker, Christiane[1]

[1]*Cologne Institute for Renewable Energy, University of Applied Sciences Cologne, Betzdorfer Str.2, D-50679*

[2]*Institute of Chemical Process Engineering and Plant Design, University of Applied Sciences Cologne, Betzdorfer Str.2, D-50679*

Abstract

Biogenic residues, e.g., wheat straw, are gaining great interest for bioenergy production due to global climate change and competition between food and bioenergy markets. The biodegradability of straw is restricted due its high content of lignocellulose. Suitable pretreatments need to be applied prior to producing bioenergy. This study investigated the effect of using compost as a natural source of microorganisms that are able to degrade lignocellulosic materials to produce methane. Wheat straw and compost were mixed and incubated at 21°C over 22 and 56 days. Methane production of straw (S), straw and compost without incubation time (SK_Roh), straw and compost after 22 (SK_22T), and after 56 (SK_56T) days of incubation time were assessed. Results reveal methane

yields from 222-265 L/kgVS - 261 L/kgVS S; 222 L/kgVS SK_Roh; 265 L/kgVS SK_22T and 230 L/kgVS SK_56T.
The microbial activity during the biological pretreatment was low, which led to increases (at a lower level) in the methane production of SK_22T compared to S and SK_Roh. Inhibitory substances might form after 22 days, since methane production was lower for SK_56T. As the pretreated SK_22T produced the highest methane yield, the influence of temperature and the storage time at incubation should be further investigated.

1 Einführung

Die Vorräte an fossilen Energieträgern haben sich über lange Zeiträume gebildet und die dem Menschen zugänglichen Ressourcen neigen sich dem Ende zu. Da ihre energetische Nutzung große Mengen des Treibhausgases CO_2 freisetzt, wird eine Substituierung durch erneuerbare Energien angestrebt. Außerdem führt die Steigerung des Bevölkerungswachstums zu einem Wettbewerb zwischen Nahrungsmittel- und Bioenergiemärkten durch die Erhöhung der Lebensmittelnachfrage bei gleichzeitig steigendem Energiebedarf weltweit. Die sogenannte Debatte „Tank oder Teller" steht wieder in der Diskussion. Die in Deutschland angestrebten Bemühungen, eine klimafreundliche und nachhaltige Energieversorgung sicherzustellen, schließen die Gewinnung von Biogas mit ein. Zum einen kann die Biogastechnologie einen geschlossenen Nährstoffkreislauf aufweisen, zum anderen bietet die vergleichbar einfache Speicherbarkeit die Möglichkeit Schwankungen im deutschen Stromnetz durch den Energiemix auszugleichen [2]. Mit dem Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) 2017 soll unter anderem der bislang für den Betrieb von Biogasanlagen weit verbreitete Einsatz des Rohstoffes Mais stark unterbunden werden [7]. Des Weiteren besteht eine ökologische Gefahr für die Umwelt durch den Anbau von Monokulturen für die Biogasproduktion, wie z.B. ein negativer Einfluss auf den Boden (erhöhter Pestizid- und Düngereinsatz), Reduktion von Biodiversität usw. [19]. Deshalb gewinnen biogene Rest- und Abfallstoffe, die als Nebenprodukte landwirtschaftlicher/industrieller Aktivitäten anfallen, als potenzielle Rohstoffe für die Energieproduktion an Bedeutung. Eine ökologisch sinnvolle Alternative zu herkömmlichen Nachwachsenden Rohstoffen (NawaRo´s) in der Biogasproduktion kann beispielsweise der Einsatz von Reststoffen, wie z.B. Stroh als Koppelprodukt der Getreideproduktion, darstellen [17].

Je nach Anbaukonzept wird Stroh einen immer beträchtlicheren Anteil am Potenzial innerhalb der Bioenergiebereitstellung haben. Laut Schütte [18] wurden im Jahr 2011 ca. 280 Mio. t Getreidestroh in der EU-27 geerntet. Allein in Deutschland fielen im Jahr 2010 ca. 35,4 Mio. t Stroh an [4]. Für die energetische Nutzung stehen ca. 20 - 40% des Aufkommens zur Verfügung; das entspricht ca. 56 Mio. t pro Jahr (900 PJ/a), davon etwa 11,3 Mio. t Stroh (170 PJ) in Deutschland, unter Berücksichtigung der Humusbilanz.
Aufgrund der hohen Lignocellulosefraktion im Stroh ist es allerdings nicht möglich, einen vollständigen Aufschluss des Strohs während der fermentativen Prozesse zu erreichen [3, 19]. Bei der Nutzung der Faseranteile aus Weizenstroh für die Bioenergiegewinnung gibt es somit noch ein deutliches Verbesserungspotenzial.
Eine Optimierung der energetischen Biomasseverwertung ist folglich nur durch entsprechende Verfahrensentwicklungen für dieses spezielle Substrat möglich. Die energiereichen Stoffkomponenten Cellulose und Hemicellulose können durch eine dichtgelagerte Fibrillenstruktur der Zellwände und eine Inkrustierung mit Lignin nur schwer von den Mikroorganismen in einer Biogasanlage erreicht werden [17, 23]. Um die Abbaurate von Stroh im Biogasprozess zu verbessern, müssen die Lignocellulosestrukturen aufgeschlossen werden [23].
Durch mechanische Vorbehandlung kann die Oberflächenstruktur von Weizenstroh physikalisch aufgebrochen und eine Verringerung der Partikelgröße herbeigeführt werden, je nach Verfahren lässt sich so teilweise auch die Lignocellulosestruktur auflösen [20]. Zur mechanischen Vorbehandlung von Stroh kommen Prallreaktoren, wie z.B. Lochscheibenzerkleinerer, Dissolver, Extruder, Mühlen, Zerfaserer und Häckseler zum Einsatz [17; 20; 23].
Neben der einfachen mechanischen Vorbehandlung von Stroh für den Biogasprozess wurden in den letzten Jahren auch zunehmend kombinierte Vorbehandlungsmethoden untersucht [2; 12].
Darüber hinaus wurden Studien mit mikrobiologischer Vorbehandlung in Zusammenhang mit Silierung durchgeführt [12; 21; 1].
Synergetische Effekte beim Methanertrag wurden durch den Einsatz von Kompost in der Batch-Fermentation ermittelt [14; 15]. Hier diente die Zugabe von Kompost dazu, das Wachstum von Cellulose-abbauenden Mikroorganismen zu gewährleisten. Diese Aufschlussverfahren ermöglichten eine schnellere Verwertung der Polysaccharide durch den Abbau von Lignocellulosekomplexen, was zu einer Verbesserung und oder zur Beschleunigung der Biogasproduktion führte.

Aufbauend auf diesen Erkenntnissen ist das Ziel dieser Arbeit, die Wirkung einer biologischen Vorbehandlung von Weizenstroh durch Einsatz von Kompost für den optimierten Einsatz von faserstoffhaltigen Substraten in der Biogasproduktion zu untersuchen.
Hierbei liegt der Schwerpunkt auf der weitgehenden Umsetzung der energetisch relevanten organischen Bestandteile in den bisher nur unzureichend erschließbaren biogenen Anteilen von Weizenstroh. Durch den Aufschluss der Lignocellulosefraktion mittels eines biologischen Vorbehandlungsverfahrens soll die Verwertbarkeit der Biomasse durch die Mikroorganismen im nachfolgenden Fermenter begünstigt werden. Das Potenzial von fermentierbarem Zucker soll erhöht werden, um die Energieausbeute in Form der Biogasgewinnung zu optimieren.
Weitergehende Fragestellungen befassen sich mit dem möglichen synergetischen Einfluss der mechanischen Aufbereitung in Kombination mit einer biologischen Vorbehandlung für eine optimierte energetische Nutzung.

2 Materialien und Methoden

2.1 Inokulum und Substrate: Vorbereitung

Das im Laborversuch verwendete Weizenstroh stammt aus einem landwirtschaftlichen Betrieb aus dem Oberbergischen Kreis in Nordrhein-Westfalen. Und bei dem verwendeten Kompost handelt es sich um Kompostmaterial aus dem Nachrotteprozess der Kompostieranlage des Entsorgungszentrums Leppe in Lindlar-Remshagen.
Die eingesetzte Rindergülle stammt aus dem Nachgärbehälter einer Biogasanlage aus dem Rheinisch-Bergischen Kreis in Nordrhein-Westfalen. Vor der Verwendung als Inokulum wird die Rindergülle sieben Tage bei 37° C gemäß der VDI 4630 (2016) gelagert.

2.2 Analytische Methoden

Die Bestimmung von Trockensubstanz-Gehalt (TS) und organischem Trockensubstanz-Gehalt (oTS) werden nach DIN EN 12880 (2001) und DIN EN 18279 (2001) durchgeführt.
Um das Verhältnis der flüchtigen organischen Säuren (FOS) zur Pufferkapazität (TAC = Total Anorganic Carbon) zu bestimmen, werden die FOS/TAC-Werte gemäß den Anweisungen des Herstellers durchgeführt [11].

2.3 Vorbehandlungsmethoden

2.3.1 Mechanische Vorbehandlung

Zur Substratvorbereitung des eingesetzten Weizenstrohs kommt eine 22 kW Hammermühle vom Typ MPZ 600 der Firma Mütek Systemtechnik zum Einsatz. Die Prallzerkleinerung des Mahlgutes erfolgt durch rotierende Messer, die das Substrat an Metallplatten zerschlagen [13]. Das unbehandelte Stroh wird von der Hammermühle auf eine Partikelgröße von 2-4 mm zerkleinert.

2.3.2 Biologische Vorbehandlung

Zur biologischen Vorbehandlung wird das im Vorfeld auf 2-4 mm zerkleinerte Weizenstroh (S) als Triplikat in einem Verhältnis von 1:3 mit Kompost (K) vermischt. Nach der Herstellung der SK-Mischungen werden diese in zylindrische Gefäße gefüllt, welche mit Plastiktüten ausgelegt sind. Nach der Befüllung der Gefäße mit den jeweiligen Substraten, werden die Plastiktüten luftdicht verknotet. Anschließend werden die Gefäße mit einem Deckel luftdicht verschlossen und für eine Verweilzeit von 22 Tagen (SK_22T) bzw. 56 Tagen (SK_56T) bei einer Raumtemperatur von 22 °C trocken gelagert.

2.4 Batch-Fermentation zur Ermittlung des Biogasertrages

Die Gasmessung erfolgt im mesophilen Bereich im Labormaßstab gemäß der VDI-Richtlinie 4630 (2016). Die Batch-Gärtests werden als Triplikate angesetzt.

3 Ergebnisse und Diskussion

Im Rahmen der Prozessüberwachung wurden die Basisparameter TS sowie oTS der verwendeten Substrate ermittelt.
In Tabelle 1 sind die TS- und oTS-Werte der verwendeten Substrate angegeben. Da Stroh einen sehr geringen Feuchteanteil besitzt, wurde hier der höchste TS-Gehalt mit 88,55 % TS und 85,70 % oTS gemessen. Da das Kompostsubstrat einen TS-Gehalt von 53,87 % und einen oTS-Gehalt von 23,65 % aufweist, ergibt sich ein Gehalt der jeweiligen SK-Mischung von TS 66,35 % und oTS 46,41 %. Aufgrund des hohen Feuchteanteils der Gülle hat dieses Substrat den niedrigsten TS- und oTS-Gehalt von 6,37 % TS und 4,72 % oTS.

Tabelle 1: Basisparameter verwendeter Substrate

Proben	TS (%)	oTS (%)	oTS (%TS)
Kompost	53,87	23,65	43,90
Stroh	88,55	85,70	96,78
S+K	66,35	46,41	69,95
Gülle	6,37	4,72	74,08

Zur Ablaufkontrolle der Laborfermentation wurden zusätzlich zur Gasmessung der pH-Wert und der FOS/TAC-Wert überwacht.

Das Ergebnis der Prozessparameter FOS/TAC zeigt vor der Fermentation einen Wert von 0,17 in dem verwendeten Impfsubstrat. Dies spricht für optimale Vergärungsbedingungen. Die Bakterien in der Rindergülle waren somit ungesättigt und aufnahmefreudig für die Verstoffwechselung eines Gärsubstrates. Auch der pH-Wert lag mit 7,6 zu Beginn des Laborversuches im Normbereich, was ebenfalls für optimale Prozessbedingungen spricht. Nach der Fermentation wurden erneut FOS/TAC- sowie pH-Wert-Messungen in jedem der Fermenter durchgeführt. Der FOS/TAC-Wert lag mit einem Mittelwert von 0,13 im Normbereich nach einer abgeschlossenen Batch-Fermentation. Wie zu erwarten lag der Wert mit 0,13 im unteren Bereich und zeigte somit eine vollständige Verstoffwechselung der fermentierbaren, organischen Bestandteile an. Der pH-Wert lag mit einem Durchschnitt von 8,2 ebenfalls im Normbereich für eine abgeschlossene Fermentation, was bedeutet, dass keine Übersäuerung vorlag. Somit kann von einer guten Auslastung der Bakterien während des Versuches ausgegangen werden.

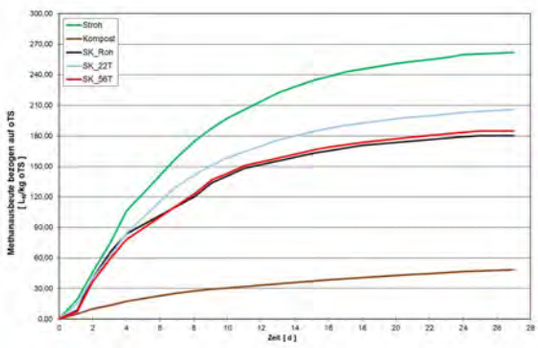


Abbildung 1: kumulierte Gasausbeute bezogen auf oTS

Des Weiteren wurde in einem Batchversuch die Methanproduktion der Ausgangsmaterialien Stroh und Kompost sowie der Substratmischungen (SK_Roh, SK_22T und SK_56T) untersucht. Die betrachtete Verweilzeit während des Batchversuches betrug 27 Tage. Abbildung 1 zeigt die Methanausbeute der täglichen Gasmessung.

Der Kurvenverlauf belegt, dass mit dem vorbehandelten Stroh eine Methanausbeute von ca. 261,88 LN/kg oTS erreicht wurde. Dies entspricht den bekannten Literaturwerten für mechanisch vorbehandeltes Weizenstroh in der Biogasproduktion [16; 10; 9; 2].

Der Kurvenverlauf der Kompostfermentierung zeigt hingegen eine geringe Methanausbeute von ca. 50 LN/kg oTS. Diese geringe Gasausbeute kann auf den hohen Anteil an schwer abzubauenden Substanzen im Kompost zurückzuführen sein. Im Gegensatz zu der Monofermentation von Kompost, weist die Monofermentation des Weizenstrohs eine höhere Methanausbeute auf, was auf den vergleichsweise höheren Anteil an umsetzbaren Substratbestandteilen zurückzuführen ist.

Im Vergleich dazu wurden mit den Substratmischungen SK_Roh, SK_22T und SK_56T Methanausbeuten zwischen 180,15 LN/kg oTS für SK_Roh, 205,76 LN/kg oTS für SK_22T und 184,60 LN/kg oTS für SK_56T erreicht.

Die Graphen lassen deutlich erkennen, dass die produzierten Methangasmengen der Substratmischungen unterhalb der Methanausbeute des mechanisch zerkleinerten Strohs liegen. Da die SK Substratmischungen jeweils aus einem Verhältnis von 1:3 (Stroh:Kompost) bestehen, wird demnach der Anteil an schwer umsetzbaren Substanzen des Gemisches, durch den Einsatz von Kompost, erhöht. Damit scheint sich die Abbaubarkeit der Substrate für die Vergärung des Gemisches zu verschlechtern.

Trotzdem zeigen die Ergebnisse einen Unterschied in der Methanausbeute zwischen den vorbehandelten Substratmischungen und der Messreihe mit der unbehandelten Substratmischung SK_Roh. Hier zeigt die Darstellung in Abbildung 1, dass die Lagerungsdauer einen Einfluss auf die Vergärbarkeit der Lignocellulosefraktion hat. Mit einer Lagerungsreaktionszeit von 22 Tagen (SK_22T) erzielt das Substrat vergleichsweise ca. 14 % mehr Methan als die Substratmischung ohne biologische Vorbehandlung (SK_Roh).

Die Messungen ergaben keinen signifikanten Unterschied in der Methanproduktion von SK_Roh und SK_56T. Somit konnte gezeigt werden, dass die längere Verweilzeit von insgesamt 56 Tagen der SK_56T Probe keinen positiven Einfluss auf die Gasproduktion hat. Das kann eventuell daran liegen, dass der abgebaute Lignocellulosekomplex der Probe SK_22T nach 56 Tagen an Zersetzungsprozessen in der Substratmischung beteiligt war und deshalb nicht mehr für die Methanproduktion

zur Verfügung stand. Hierzu sind jedoch weiterführende Untersuchungen erforderlich, um die Rolle der Vorbehandlungsmethoden auf die chemische Zusammensetzung der Proben für die Biogasfermentation besser beurteilen zu können.

Um die Wirkung der biologischen Vorbehandlung auf die Faserstoffanteile des Strohs durch den Einsatz von Kompost beurteilen zu können, wurde der Methananteil der SK-Mischungen auf einen korrelierten Gasertrag durch den Strohanteil (1:3) in den SK-Mischungen umgerechnet. Dieser korrelierte Strohertrag ist in Abbildung 2 dargestellt.

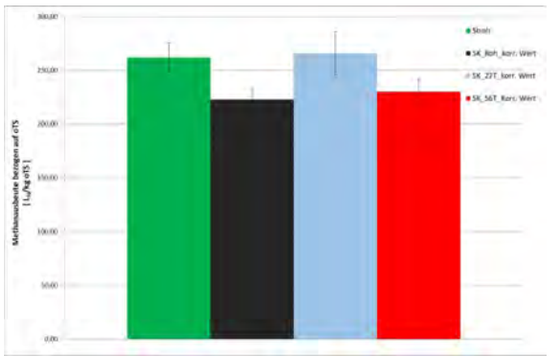


Abbildung 2: Vergleich des Stroh-Methanertrages mit den korrelierten Methanerträgen der Substratmischungen SK_Roh, SK_22T und SK_56T

In Abbildung 2 ist die Methanproduktion von Stroh zusammen mit den korrelierten Werten des Strohertrags der Substratmischungen SK_Roh, SK_22T und SK_56T dargestellt. Hier sind nur geringe Abweichungen der Gasausbeute von Stroh mit und ohne Kompostvorbehandlung zu erkennen. Der korrelierte Methanertrag von SK_22T liegt mit 265,85 LN /kg oTS leicht über dem mit Stroh erzielten Wert von 261,88 LN /kg oTS während SK_Roh und SK_56T mit dem korrelierten Wert (gemäß 222,58 LN/kg oTS und 230,09 LN/kg oTS) unter der Methanausbeute der Strohfermentation liegen. Die Abweichung ist jedoch so gering, dass sich an diesem Punkt noch nicht festlegen lässt, ob ein synergetischer Effekt der mechanischen und enzymatischen Vorbehandlungen stattgefunden hat, welcher sich positiv auf die Methanproduktion auswirkt. Ähnliche Ergebnisse wurden bei Thomsen et. al. [21] beobachtet. Hier gab es keine signifikanten Unterschiede in der Methanausbeute von Weizenstroh unabhängig davon, ob das inkubierte Substrat biologisch vorbehandelt wurde oder nicht. Außerdem zeigte diese Studie, dass silierte Proben eine höhere Methanproduktion haben als nicht-silierte Proben.

In der vorliegenden Untersuchung wurde ebenfalls eine geringere Methanausbeute in der Probe (SK_Roh), die im Vorfeld nicht inkubiert wurde, beobachtet. Grund dafür sind wahrscheinlich die fehlenden Fermentationsprodukte (z.B. Fettsäuren) während der Inkubationszeit. Es ist zu vermuten, dass solche Zwischenprodukte als Substrat für die anaerobe Vergärung dienen und somit eine Verbesserung der Biogasfermentation ermöglichen. Durch die Kombination der Vorbehandlungen von Silierung und Pilzmetabolismus kann die Bildung von fermentationsfördernden Zwischenprodukten begünstigt werden.

Literaturvergleiche zeigten auch eine positive Wirkung auf die Methanausbeute bei der Verwendung von Kompost als Inokulum in Batch-Fermentationstests [14]. Die Zugabe von Kompost führte zu einer schnelleren Biogasproduktion und zu einer 6 %igen Erhöhung des Biogases im mesophilen Bereich.

Der Einfluss der Inkubationszeit wurde bei Mustafa et al. [12] beobachtet. Er hat Reisstroh mit einem Weißfäulepilz für 10, 20 und 30 Tage vorbehandelt. Je länger die Zeitdauer der Inkubation war, desto höher wurde die produzierbare Menge an Biogas bei einer anschließenden Batch-Fermentation.

Ein ähnlich positiver Effekt auf die Gasausbeute durch eine längere Vorbehandlungszeit konnte unter den gewählten Parametern in dieser Studie nicht nachgewiesen werden. Die geringere Methanproduktion von SK_56T weist darauf hin, dass durch eine Überschreitung der Lagerzeit während der biologischen Vorbehandlung von mehr als 30 Tagen ein Hemmungsprozess stattgefunden haben könnte. Es kann vermutet werden, dass dies auf die zusätzliche Bildung von Zwischenprodukten zurückzuführen ist, welche als Abbauprodukte der Lignocellulose-Komplexe des Strohs entstehen.

In diesem Zusammenhang sollten die Umstände der enzymatischen Vorgänge näher untersucht werden, um eventuell durch eine Optimierung der Vorbehandlung deutlichere Effekte erzielen zu können. So bestehen Zweifel bezüglich des positiven Effekts durch den Zusatz von Kompost zu Strohproben, wenn das Substratgemisch länger als 30 Tage gelagert wird.

Bezogen auf den Substratabbau konnte jedoch kein Einfluss auf die Methanproduktion festgestellt werden. Somit wurde hier unter Zugabe von Kompost zur biologischen Vorbehandlung von Stroh weder ein Hemmungsprozess noch ein synergetischer Effekt auf die Methanerträge beobachtet werden.

Zur genaueren Beurteilung der durchgeführten biologischen Vorbehandlungen muss hier eine detaillierte Analyse der untersuchten Substratproben durchgeführt werden.

4 Fazit und Ausblick

Im Rahmen dieser Studie wurde die Wirkung einer biologischen Vorbehandlung von Stroh für den optimierten Einsatz von Faserstoffen in der Biogasproduktion untersucht. Hierzu wurde mechanisch zerkleinertes Weizenstroh mit Kompost vermischt und unter Ausschluss von Sauerstoff bei Raumtemperatur gelagert. Ziel dieser Vorbehandlung war die Aktivierung von Mikroorganismen im Kompostmaterial für einen enzymatischen Aufschluss des verwendeten Weizenstrohs.

Zur Beurteilung der biologischen Vorbehandlung wurden Laborversuche durchgeführt, um die Auswirkung der Vorbehandlung auf die Methangasausbeute im Biogasprozess zu untersuchen.

Bei der Untersuchung der Fermentationseigenschaften wurde biologisch vorbehandeltes Weizenstroh mit unbehandeltem Stroh verglichen. Des Weiteren wurde die Verweilzeit der biologischen Vorbehandlung variiert. Die Methanproduktion der durchgeführten Batchversuche entsprach den bekannten Literaturwerten für mechanisch vorbehandeltes Weizenstroh. In den durchgeführten Fermentationsversuchen konnte jedoch keine signifikante Steigerung der Gasausbeute durch die biologische Vorbehandlung festgestellt werden. Da jedoch die Substratmischung SK_22T etwas höhere Gaswerte aufgewiesen hat, ist ein minimaler Effekt der Vorbehandlung nicht ganz auszuschließen.

Aus diesem Grund müssen die Umstände der enzymatischen Vorgänge näher untersucht werden, um eventuell durch eine Optimierung der Vorbehandlung einen deutlicheren Effekt erzielen zu können. Hierzu kann beispielsweise die biologische Vorbehandlung bei verschiedenen Temperaturen untersucht werden, um den Einfluss verschiedener Mikroorganismen aus den Kompostierungsphasen zu vergleichen.

Mögliche Gründe für den nur geringfügigen Effekt der enzymatischen Vorbehandlung können in der Prozesstemperatur und/oder dem Wassergehalt der Proben liegen.

Zur genaueren Beurteilung der durchgeführten biologischen Vorbehandlung wird eine detaillierte Analyse der untersuchten Substratproben empfohlen, um eventuelle enzymatische Vorgänge während der durchgeführten Vorbehandlung erkennen und optimieren zu können.

Quellen:

[1] Ambye-Jensen, M.; Thomsen, S.T.; Zsófia Kádár, Z. and Meyer, A. S., Ensiling of wheat straw decreases the required temperature in hydrothermal pretreatment, Biotechnol Biofuels, 6:116, August 2013.

[2] Antonczyk, S.; Arthur, R. und Scherer, P., Vergärung von Stroh - Ergebnisse aus der Forschung, Fachtagung Biogas aus Stroh, 30 August, Heiden, 2016.

[3] Braun, R., Anaerobic digestion: a multi-faceted process for energy environmental management and rural development, Improvement of crop plants for industrial end uses, Ranalli, P (Ed.), Dordrecht, Springer, 2007, pp. 335-416, ISBN: 978-1-4020-5485-3.

[4] Broschüre der Bundesregierung zur Zukunft der Bioraffinerietechnologie "Roadmap Bioraffinerien" (2012), [Online] Verfügbar: https://www.bmel.de/SharedDocs/Downloads/Broschueren/RoadmapBioraffinerien.html, [Zugriff am 19.06.2017].

[5] DIN EN 12879, Charakterisierung von Schlämmen - Bestimmung des Glühverlustes der Trockenmasse, Deutsches Institut für Normung e.V.; Berlin: Beuth Verlag GmbH, 2001.

[6] DIN EN 12880, Charakterisierung von Schlämmen - Bestimmung des Trockenrückstandes und des Wassergehalts, Deutsches Institut für Normung e.V.; Berlin: Beuth Verlag GmbH, 2001.

(7) EEG 2017 - Gesetz für den Ausbau erneuerbarer Energien, [Online] Verfügbar: https://www.gesetze-im-internet.de/eeg_2014/BJNR106610014.html, [Zugriff am 18.07.2017].

[8] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR: 2013), [Online] Verfügbar: https://mediathek.fnr.de/biogas.html, [Zugriff: 18.07.2017].

[9] Kaparaju, P.; Serrano, M.; Thomsen, A.B.; Kongjan, P. and Angelidaki, I., Bioethanol, biohydrogen and biogas production from wheat straw in a biorefinery concept, Bioresour. Technol., vol. 100, pp. 2562-2568, January, 2009.

[10] Lehmann, T., Strohvergärung (k)ein Problem durch Hydrolyse und Bioextrusion, Fachtagung Biogas aus Stroh, 30 August, Heiden, 2016.

[11] Moerschner, J. Fermenter-Doktor - GmbH: Anleitung zur Ermittlung des FOS/TAC mittels Titration. Stuttgart-Mühlhausen, 2008.

[12] Mustafa, A.M.; Poulsen, T.G.; Xia, Y. and Sheng, K., Combinations of fungal and milling pretreatments for enhancing rice straw biogas production during solid-state anaerobic digestion, Bioresour. Technol., vol. 224, pp. 174-182, January 2017.

[13] Mütek - Betriebsanleitung Zerkleinerungsmaschine Typ MPZ 600, D-70794 Filderstadt: mütek Systemtechnik, Hartmut Müller GmbH, 2011.

[14] Neumann, L. and Scherer, P., Impact of bioaugmentation by compost on the performance and ecology of an anaerobic digester fed with energy crops, Bioresour. Technol., vol. 102, pp. 2931 2935, November 2010.

[15] Niu, M.; Wang, S.; Xu, W.; Ge, A. and Wang, H. Effect of a cellulose-degrading strain on anaerobic fermentation of corn straw, Adv. Mat. Res., vol. 356-360, pp. 2510-2514, October 2011.

[16] Reinhold, G. und Friedrich E., Vergärung von Stroh Stand und Perspektiven, 2. Internationale Fachtagung Strohenergie, 29-30 März, Berlin, 2012.

[17] Reinhold, G. (2014), Standpunkt zur Vergärung von Stroh in landwirtschaftlichen Biogasanlagen, [Online] Verfügbar: www.tll.de/www/daten/publikationen/standpunkte/st_bstroh.pdf, [Zugriff am 24.07.2017].

[18] Schütte, A., Förderung der Strohnutzung in Deutschland. 2. Internationale Fachtagung Strohenergie, 29-30 März, Berlin, 2012.

[19] Stinner, W. und Rensberg, N. (2011), Perspektive der Biogasgewinnung aus nachwachsenden Rohstoffen Bewertung von Substratalternativen zu Silomais (Studie). [Online] Verfügbar: http://www.forumue.de/perspektive-der-biogasgewinnung-aus-nachwachsenden-rohstoffen-bewertung-von-substratalternativen-zu-silomais/ [Zugriff am 22.06.2017].

[20] Stinner, W.; Wedwitschka, H.; Zehnsdorf, A.; Moeller, L.; Brummer, V.; Herbes C.; Röhl M.; und Roth, S., „Strohaufbereitung durch Silierung," , Fachtagung Biogas aus Stroh, 30 August, Heiden, 2016.

[21] Thomsen, S.T.; Londoño, J.E.G.; Ambye-Jensen, M.; Heiske, S.; Kádár, S. and Meyer, A.S., Combination of ensiling and fungal delignification as effective wheat straw pretreatment, Biotechnol Biofuels, 9:16, January 2016.

[22] VDI 4630 (VDI-Handbuch Energietechnik), Vergärung organischer Stoffe Substratcharakterisierung, Probenahme, Stoffdatenerhebung, Gärversuche; Düsseldorf, Verein Deutscher Ingenieure e.V., 2016.

[23] Schwarz B. und Faßauer, B., Strohbasierte Biogaspellets als alternatives Inputsubstrat in Biogasanlagen, 1. Fachtagung Biogas aus Stroh, 30 August, Heiden, 2016.

Einfluss der Zerkleinerungstechnik auf den Energieeinsatz bei der Pelletierung von Biomasse am Beispiel von Miscanthus

Kotte, Andreas[1]; Fonque Gamboa, Agustin[1]; Gaese, Dagmar[1]

[1]Institut für Bau- und Landmaschinentechnik, Technische Hochschule Köln, Betzdorfer Str. 2, 50679 Köln

Abstract

Mit dem Ziel, den Einfluss der Zerkleinerungstechnik auf den Energieeinsatz bei der Pelletierung von Miscanthus in Labormaßstab zu untersuchen, leistet diese Arbeit einen kleinen Beitrag bei der Forschung im Bereich der Effizienz und Wirksamkeit neuer innovativer Verfahren, Maschinen und Rohstoffen.

Um dieses Ziel zu erreichen wird im ersten Schritt durch Mähdrescher geerntetes Miscanthus mit zwei unterschiedlichen Zerkleinerungsmaschinen zerkleinert: einmal mit einer Zerfaserungsmaschine und dann mit einer Nachzerkleinerungsmaschine, die nach dem Prinzip einer Hammermühle funktioniert. Das zerkleinerte Material wird als nächstes auf einen Wassergehalt für eine möglichst optimale Pelletierung konditioniert und anschließend unter gleichen Maschineneinstellungen pelletiert. Während des Pelletiervorgangs wird die elektrische Wirkleistung mit Hilfe einer Messeinrichtung gemessen und der Energieeinsatz ermittelt. Relevante Qualitätsmerkmalen der produzierten Pellets werden entsprechend geltender ISO Normen untersucht.

Der mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerte Miscanthus zeigt eine höhere Schüttdichte und beim Pelletieren einen höheren Materialdurchsatz. In direktem Zusammenhang dazu ergibt sich für dieses Material ein höheres

Wirkleistungsniveau für die ganze Pelletieranlage. Alle Untersuchungen mit dem zerfaserten Material weisen einen niedrigen elektrischen Energieeinsatz auf. Somit wird die gestellte Hypothese einer energiesparenden Wirkung des Zerfaserungsverfahrens auf die Pelletierung von Miscanthus als halmgutartigem Rohstoff unter den hier untersuchten Pelletierbedingungen bestätigt. Die Ergebnisse der Qualitätsuntersuchungen ergeben eine leicht höhere Qualität der Pellets, deren Biomasse mit der Hammermühle zerkleinert wurde.

1 Einleitung

Biomasse wird heutzutage auf unterschiedliche Weise zur Energiegewinnung genutzt. 2016 wurden 12,6 % des deutschen Primärenergieverbrauchs aus erneuerbaren Energiequellen produziert, 7,4 % davon aus Biomasse; diese ist dabei mit 88,1 % der wichtigste Energieträger der erneuerbaren Wärmebereitstellung [1].

Neben den klassischen Energieträgern wie Holz und landwirtschaftlichen Reststoffen haben sich in den letzten Jahren andere Pflanzen als wesentliche Primärenergieträger im Bioenergiebereich etabliert. Moderne Verbrennungsanlagen bieten hohen Wirkungsgrad und einfache Handhabung, wodurch Holzpellets zu einer guten Alternative für die Biomasseheizung mit wachsender Nachfrage werden [2]. Notwendig sind hierbei noch die Optimierung und Weiterentwicklung der Produktionskette und Prozesstechniken für die Pelletherstellung sowie die Suche nach alternativen, schnell nachwachsenden Rohstoffen.

Ziel der in diesem Artikel präsentierten Forschung, ist die Untersuchung des Einflusses von zwei unterschiedlichen Zerkleinerungstechniken (Hammermühle und Zerfaserungsmaschine) auf den Energieeinsatz bei der Pelletierung von Biomasse am Beispiel von Miscanthus. Es wurde hierbei folgende Hypothese aufgestellt: Energieeinsparung beim Zerfaserungsverfahren gegenüber der Zerkleinerung mit der Hammermühle bei der Pelletierung von halmgutartigen Rohstoffen.

Der zu untersuchende Miscanthus wird auf dem Gelände von :metabolon auf der Deponie Leppe in Lindlar zerkleinert und zur Technischen Hochschule Köln in Köln-Deutz transportiert, wo er aufbereitet und im Labormaßstab pelletiert wird. Messung des Energieeinsatzes und Bestimmung dreier Qualitätsmerkmale der produzierten Pellets (Wassergehalt, Schüttdichte und mechanische Festigkeit) werden durchgeführt.

2 Materialien und Methoden

2.1 Material

Untersuchungsgegenstand ist hier Miscanthus (Miscanthus x giganteus), ein Hybrid aus Miscanthus sinensis und Miscanthus sachariflorus, der als mehrjähriges Großgras jährlich bis zu 4 m hoch werden kann. Die Bedeutung von Miscanthus für die Energiegewinnung ist beträchtlich gewachsen; heute wird Miscanthus häufig als nachwachsender Rohstoff angebaut und jährlich zwischen Februar und April geerntet. Miscanthus wird u.a. als Baumaterial und zunehmend als Festbrennstoff in Form von Häcksel, Briketts oder Pellets in geeigneten Feuerungsanlagen verwendet [3].

2.2 Versuchsaufbau

2.2.1 Zerkleinerung

Die Zerkleinerung bewirkt eine Homogenisierung des Rohmaterials und Schaffung einer günstigen Partikelstruktur, die sich beim Pelletieren positiv auswirken. Beim Zerkleinern des Miscanthus werden eine in der TH Köln entwickelte Zerfaserungsmaschine und eine Nachzerkleinerungsanlage Typ MPZ 600 der Firma Mütek Systemtechnik, die funktionell einer Hammermühle ähnelt, eingesetzt. Diese Maschinen, die sich auf dem Forschungsgelände von :metabolon befinden, stellen zwei unterschiedliche Zerkleinerungsverfahren dar: einmal in Form der Zerfaserung und dann als Zerschlagung des Rohstoffes.

Das hier angewendete Zerfaserungsverfahren sowie die Zerfaserungsmaschine sind patentierte Entwicklungen von Gaese, Schilling und Rickert, entstanden aus Forschungsaktivitäten durch Zerkleinerung von Stängel-, Halm- und Blattgut an der Technischen Hochschule Köln in Kooperation mit der Raiffeisen-Waren-Zentrale Rhein-Main eG [4].

2.2.2 Konditionierung

Die Konditionierung mit Wasser begünstigt die Aktivierung des im Material enthaltenen Lignins. Hierbei ist der Erweichungspunkt des als natürliches Bindemittel wirkenden Lignins vom Wassergehalt der Biomassematrix abhängig [5].

In diesen Untersuchungen wird nur die Variable „Wassergehalt“ betrachtet. Der Wassergehalt des zerkleinerten

Miscanthus wird für eine möglichst optimale Pelletierung erhöht.
Bei der Konditionierung des Materials werden eine Mischtrommel und ein Wasserzerstäuber benutzt. Für die Misch- und Pelletiervorgänge wird eine Versuchsmenge von fünf Kilogramm Miscanthus festgelegt. Das zu konditionierende Material wird in die Mischtrommel gegeben, wo die errechnete Menge an Wasser mit dem Wasserzerstäuber in die drehende Mischtrommel eingesprüht wird. Danach wird die Mischtrommel verschlossen und der zerkleinerte Miscanthus zwei Minuten lang durchgemischt. Nach Ende des Mischvorgangs wird eine Probe zur Bestimmung des Wassergehalts entnommen.

2.2.3 Pelletierung

Ziel der Pelletierung ist die Steigerung der Homogenität der Merkmale des Ausgangsmaterials. Für die hier durchgeführten Untersuchungen wird eine Pelletpresse Typ 14-175 der Firma Amandus Kahl verwendet. Diese ist für Kleinproduktionen im Labormaßstab konzipiert und bietet die Möglichkeit, einzelne Prozessparameter individuell auf das Pelletiergut anzupassen. Die Bedienungseinrichtung der Maschine macht eine Einstellung der Förderschnecke- und Kollerdrehzahl möglich. Die Versuche werden bei einer Kollerfrequenz von 49,5 Hz und möglichst maximaler Leistung der Pelletpresse durchgeführt.

2.3 Messtechnik

Bei der Messung des Energieeinsatzes wird die ganze Pelletieranlage als eine Einheit betrachtet, die sich aus Presse, Förderschnecke und Steuerung zusammensetzt. Zur Ermittlung des Energieeinsatzes bei dem Pelletiervorgang wird der in Abbildung 1 skizzierte Messaufbau verwendet.

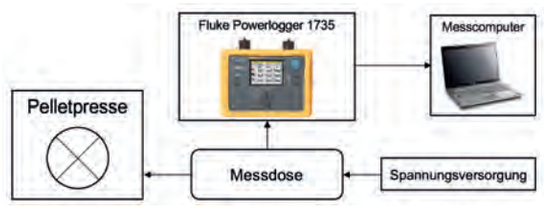


Abbildung 1: Messaufbau zur Ermittlung des Energieeinsatzes [6].

Für die Messung des Energieeinsatzes wird ein Messgerät Power Logger 1735 der Firma Fluke verwendet; notwendig ist dabei eine spezielle Messdose zur Anbringung der Messzangen des Messgerätes zwischen der Pelletieranlage und der normalen Spanungsversorgung. Bei der Messung wird eine Abtastrate von 2 Hz gewählt; dies ermöglicht eine maximale Aufnahmezeit von 31 Minuten. Die Messdaten werden anschließend auf einen Rechner übertragen und verarbeitet.

2.4 Energieeinsatz

Die Erfassung der eingebrachten elektrischen Energie erfolgt über die gemessene Wirkleistung der Pelletieranlage. Basierend auf der erfassten elektrischen Wirkleistung berechnet das Messgerät die pro Zeiteinheit (0,5 Sekunden) verbrauchte elektrische Energie. Der Gesamtenergieeinsatz wird anschießend berechnet.
Der durchschnittliche Energieeinsatz des Pelletiervorgangs pro Kilogramm Pellets wird mit folgender Formel ermittelt:

$$E_D = E_G / m_V$$

E_D: Durchschnittlicher Energieeinsatz [Wh/kg]
E_G: Gesamtenergieeinsatz [Wh]
m_V: Masse des Versuchs [kg]

2.5 Pelletqualität

Für die Untersuchung der Pelletqualität werden Wassergehalt, Schüttdichte, und mechanische Festigkeit der Pellets bestimmt. Der Wassergehalt wird in einem Schnellmessverfahren mit einem Infrarot-Feuchtemessgerät nach Verifizierung seiner Genauigkeit mit dem Trockenofen in Anlehnung an die Norm DIN EN ISO 18134-2 bestimmt [7]. Die Messung der Schüttdichte wird in Anlehnung an die Norm DIN EN ISO 17828 durchgeführt [8]. Die mechanische Festigkeit der Pellets erfolgt nach der Norm DIN EN ISO 17831-1 [9]. Alle aufgeführten Qualitätsmerkmale werden durch die Pelletierung beeinflusst.

3 Ergebnisse

Der mit der Hammermühle zerkleinerte Miscanthus weist mit 168 kg/m³ eine kleinere Schüttdichte auf als das mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerte Material (223,8 kg/m³).
Die nachfolgende Tabelle 1 zeigt die Ergebnisse der Wassergehaltsbestimmung des konditionierten, zerkleinerten Miscanthus innerhalb der acht untersuchten Proben unter Berücksichtigung der jeweils unterschiedlichen Zerkleinerungsmethoden.

Tabelle 1: Wassergehalt des zerkleinerten Miscanthus [6, verändert].

Probe	Zerkleinerungs-methode	Wasser-zugabe	Wasser-gehalt
1	Hammermühle	200 g	13,8 %
2	Zerfaserung	200 g	13,2 %
3	Hammermühle	300 g	15,8 %
4	Zerfaserung	300 g	15,3 %
5	Hammermühle	350 g	16,2 %
6	Zerfaserung	350 g	15,2 %
7	Hammermühle	400 g	17,1 %
8	Zerfaserung	400 g	16,7 %

3.1 Materialdurchsatz

Das zerfaserte Material zeigt bei gleicher Maschineneinstellung eine schnellere Förderung als der mit der Hammermühle zerkleinerte Miscanthus und wird mit entsprechend höherer Geschwindigkeit pelletiert. Dies hat direkten Einfluss auf den Materialdurchsatz der Maschine, der in Abbildung 2 dargestellt wird. Die Balken sind paarweise nach gleicher Wasserzugabe angeordnet.

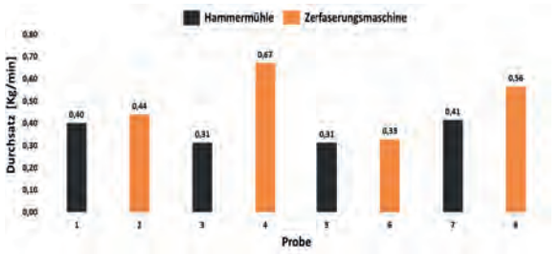


Abbildung 2: Materialdurchsatz beim Pelletieren [6, verändert].

3.2 Leistungsverlauf

Abbildung 3 zeigt exemplarisch den Leistungsverlauf bei der Pelletierung der Proben 3 und 4.
Die schwarze Linie stellt dabei den Leistungsverlauf des Materials aus der Hammermühle dar, die orange Linie präsentiert den Leistungsverlauf des mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerten Miscanthus.
In beiden Fällen ist ein Rauschen zu erkennen, das sich über die komplette Versuchsdauer erstreckt. Eine Differenz von circa 1.000 Watt in der elektrischen Wirkleistung und drei Minuten in der Versuchsdauer lassen sich hier deutlich erkennen.

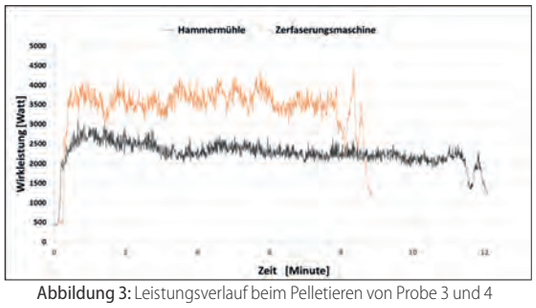


Abbildung 3: Leistungsverlauf beim Pelletieren von Probe 3 und 4 [6, verändert].

3.3 Energieeinsatz

Der berechnete durchschnittliche Energieeinsatz ist in Abbildung 4 zu sehen. Die Balken sind paarweise nach gleicher Wasserzugabe angeordnet. Alle Proben aus dem mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerten Miscanthus zeigen einen niedrigeren Energieeinsatz auf.

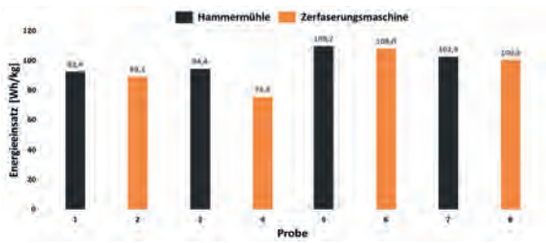


Abbildung 4: Durchschnittlicher Energieeinsatz [6, verändert].

3.4 Pelletqualität

Die Ergebnisse der Untersuchung von Wassergehalt, Schüttdichte und mechanischer Festigkeit der Pellets werden in Tabelle 2 zusammengefasst.

Tabelle 2: Wassergehalt, Schüttdichte und mechanischer Festigkeit der Pellets [6, verändert].

	Zerkleiner-ungsmethode	Wasser-gehalt [%]	Schütt-dichte [kg/m³]	Mech. Festigkeit [%]
1	Hammermühle	10,5	621,1	97,0
2	Zerfaserung	10,2	615,1	95,3
3	Hammermühle	9,0	601,8	91,1
4	Zerfaserung	9,5	559,6	85,0
5	Hammermühle	9,2	631,1	97,7
6	Zerfaserung	10,5	623,2	97,3
7	Hammermühle	11,4	613,1	96,5
8	Zerfaserung	11,9	610,4	96,2

Die Norm DIN EN ISO 17225-6:2014 schreibt für Pellets aus Miscanthus einen Wassergehalt von weniger als 10% vor. Entsprechend der Norm DIN EN ISO 17225-6:2014 sollen Pellets aus Miscanthus eine Schüttdichte von über 580 kg/m^3 haben und nach der Norm DIN EN ISO 17831-1 sollen die Pellets eine mechanische Festigkeit von mehr als 97,5 % erfüllen.

4 Fazit

Der Wassergehalt des konditionierten Miscanthus aus der Zerfaserungsmaschine ist bei allen vier Vergleichsreihen mit gleicher Wasserzugabe niedriger. Die Pellets aus dem mit der Hammermühle zerkleinerten Material weisen jedoch bei drei der vier Vergleichsreihen einen niedrigeren Wassergehalt auf.

Der zerfaserte Miscanthus zeigt bei gleicher Maschineneinstellung eine schnellere Förderung und entsprechend höheren Materialdurchsatz beim Pelletieren als das mit der Hammermühle zerkleinerte Material. Das zerfaserte Material lässt, wie erwartet, bei gleichen Maschineneinstellungen eine höhere Wirkleistung beobachten. Dies kann mehrere Ursachen haben: zum einen besitzt das zerfaserte Material eine höhere Dichte, zum anderen weisen die zerkleinerten Materialien unter dem Mikroskop, nach Angaben von Gersthahn [10] und Wenghoefer [11], strukturell-morphologische Unterschiede auf; diese unterschiedliche Beschaffenheit hat wahrscheinlich verschiedene Auswirkung auf die Förderung der Maschine. Außerdem lässt sich nicht ausschließen, dass der unterschiedliche Wassergehalt sich ebenfalls auswirkt.

Die Ergebnisse der Wirkleistung zeigen ein Rauschen, das sich über die komplette Versuchsdauer erstreckt. Eine deutliche Leistungs- und Versuchsdauerdifferenz (ca. 1.000 Watt und drei Minuten im Falle von Proben 3 und 4) lässt sich auch erkennen. Es kann davon ausgegangen werden, dass diese auf den unterschiedlichen Materialdurchsatz zurückzuführen sind.

Aus dem berechneten durchschnittlichen elektrischen Energieeinsatz beim Pelletieren ist bei allen vier Vergleichsreihen ein niedrigerer elektrischer Energieverbrauch des mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerten Miscanthus festzustellen.

Diese Ergebnisse lassen die gestellte Hypothese einer energiesparenden Wirkung des Zerfaserungsverfahrens auf die Pelletierung von Miscanthus als halmgutartigem Rohstoff unter den hier untersuchten Pelletierbedingungen bestätigen.

Bei der Betrachtung der Ergebnisse bezüglich der Pelletqualität scheint es, dass bei dem hier untersuchten Miscanthus die Pellets aus dem mit der Hammermühle zerkleinerten Material leicht bessere Qualitätsmerkmale zeigen. So weisen die Pellets aus der Hammermühle eine höhere Schüttdichte auf. Die Ergebnisse der mechanischen Festigkeit zeigen, dass die Pellets aus der Hammermühle ebenfalls eine höhere mechanische Festigkeit erreichen. Eine plausible Erklärung wäre hier, dass wegen des langsameren Fliessverhaltens im Presskanal das im Material vorhandene Lignin günstigere Bedingungen erreicht, um eine stärkere Bindung der Partikel zu ermöglichen.

Quellen:

[1] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, Bioenergie, [Online] Verfügbar: https://mediathek.fnr.de/grafiken/daten-und-fakten/bioenergie.html [Zugriff:21.08.2017].

[2] Deutsches Pelletinstitut, Pelletproduktion und Inlandsbedarf in Deutschland 2011-2016, inkl. Prognose 2017, [Online] Verfügbar: http://www.depi.de/media/filebase/files/infothek/images/Pelletproduktion_und_Inlandsbedarf.jpg [Zugriff:21.08.2017].

[3] Lehr- und Forschungsstationen Campus Klein-Altendorf Universität Bonn, Miscanthus-Anbau, [Online] Verfügbar: http://www.miscanthus.de/miscanthusanbau-lang.html [Zugriff:21.08.2017].

[4] PatentDe, Patentschrift DE 100 42 195 C 2, [Online] Verfügbar: http://www.patent-de.com/pdf/DE10042195C2.pdf [Zugriff:21.08.2017].

[5] Englisch, M., Hartmann, H. und Kaltschmitt M., Mechanische Aufbereitung, Energie aus Biomasse - Grundlagen, Techniken und Verfahren, Kaltschmitt M., Hartmann H. und Hofbauer H. (Hrsg.), Berlin Heidelberg, Springer-Verlag, 2016, pp. 417-491, ISBN 978-3-662-47437-2.

[6] Kotte, A., Einfluss der Zerkleinerungstechnik auf Energieeintrag und Pelletqualität bei der Pelletierung von Stroh und Miscanthus, [Masterarbeit (nicht veröffentlicht)], Technische Hochschule Köln, 2016.

[7] DIN EN ISO 18134-2, Biogene Festbrennstoffe - Bestimmung des Wassergehaltes - Ofentrocknung - Teil 2: Gesamtgehalt an Wasser - Vereinfachtes Verfahren (ISO 18134-2:2015)

[8] DIN EN ISO 17828, Biogene Festbrennstoffe – Bestimmung der Schüttdichte (ISO 17828:2015)

[9] DIN EN ISO 17831-1, Biogene Festbrennstoffe – Bestimmung der mechanischen Festigkeit von Pellets und Briketts – Teil 1: Pellets (ISO 17831-1:2015)

[10] Gersthahn, D., Einfluss der Zerkleinerungstechniken und Konditionierung auf die Pelletqualität von Miscanthus, [Bachelorarbeit (nicht veröffentlicht)], Technische Hochschule Köln, 2013.

[11] Wenghoefer, V. Ch., Entwicklung einer optimierten Produktion von Miscanthus-Mischpellets für Kleinfeuerungsanlagen, [DISSERTATION], Rheinischen Friedrich- Wilhelms- Universität zu Bonn, veröffentlicht 2014, Verfügbar: http://hss.ulb.uni-bonn.de/2014/3475/3475.pdf [Zugriff:21.08.2017].

Einfluss der Zerkleinerungstechnik auf die Qualität von Miscanthuspellets

Kotte, Andreas[1]; Fonque Gamboa, Agustin[1]; Gaese, Dagmar[1]

[1]*Institut für Bau- und Landmaschinentechnik, Technische Hochschule Köln, Betzdorfer Str. 2, 50679 Köln*

Abstract

Ziel der hier präsentierten Arbeit ist es, den Einfluss der Zerkleinerungstechnik, am Beispiel einer Zerfaserungsmaschine und einer Hammermühle, auf die Qualität von Miscanthuspellets in Labormaßstab zu untersuchen. Zur Erfüllung dieses Zieles wird im ersten Schritt durch Mähdrescher geernteter Miscanthus mit zwei unterschiedlichen Zerkleinerungsmaschinen zerkleinert: zum einen mit einer Zerfaserungsmaschine und dann mit einer Nachzerkleinerungsmaschine, die nach dem Prinzip einer Hammermühle funktioniert. Das zerkleinerte Material wird als nächstes auf einen Wassergehalt - für eine möglichst optimale Pelletierung - konditioniert und anschließend unter gleichen Maschineneinstellungen pelletiert. Anhand der international geltenden ISO-DIN Normen werden Wassergehalt, Schüttdichte und mechanische Festigkeit der produzierten Pellets als relevante und durch die Pelletierung beeinflusste Qualitätsmerkmale von nicht-holzartigen Pellets untersucht.

Der mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerte Miscanthus zeigt eine höhere Schüttdichte und beim Pelletieren einen höheren Materialdurchsatz; möglicherweise wirkt sich die andersartige Beschaffenheit der Materialien auf die festgestellte, unterschiedliche Förderung der Förderschnecke bei gleichbleibender Maschineneinstellung aus. Die Untersuchungen ergeben eine leicht bessere Qualität der Pellets, deren Biomasse mit der

Hammermühle zerkleinert wurde; gleichzeitig scheint es so, als ob der Miscanthus aus der Zerfaserungsmaschine einfacher zu pelletieren sei.

1 Einleitung

Biomasse spielt heutzutage eine relevante Rolle bei der Energiegewinnung. 2016 wurden 12,6 % des gesamten deutschen Primärenergieverbrauchs (13.383 PJ) aus erneuerbaren Energiequellen (1.689 PJ) produziert, 58,5 % davon aus Biomasse [1]. Neben Holz und Reststoffen aus der Landwirtschaft werden aktuell schnellwachsende Pflanzen als Primärenergieträger benutzt [2]. So bewirken der hohe Wirkungsgrad und die einfache Handhabung moderner Verbrennungsanlagen, dass Holzpellets zu einer Alternative für die Biomasseheizung geworden sind; dementsprechend wachsen Produktionskapazitäten und Nachfrage kontinuierlich [3]. Notwendig ist hierbei allerdings noch die Suche nach alternativen, schnell nachwachsenden Rohstoffen sowie die Weiterentwicklung der Prozesskette und Prozesstechnik für die Pellet-Produktion.

In diesem Artikel werden die Ergebnisse der Untersuchung des Einflusses von zwei unterschiedlichen Zerkleinerungsverfahren (Zerschlagen mit einer Hammermühle und Zerfaserung mit einer Zerfaserungsmaschine) auf die Qualität von Pellets am Beispiel von Miscanthuspellets präsentiert. Das hier benutzte Konzept der Pelletqualität entspricht den international geltenden Normen der ISO 17225-Reihe für biogene Festbrennstoffe und wird anhand von drei der von der Pelletierung beeinflussten und in der Norm DIN EN ISO 17225-6:2014 definierten Qualitätsmerkmale (Wassergehalt, Schüttdichte und mechanische Festigkeit) und Spezifikationen bestimmt [4]. Der zu untersuchende Miscanthus wird auf dem Gelände des Forschungsprojektes :metabolon auf der Deponie Leppe in Lindlar zerkleinert und zur Technischen Hochschule Köln (TH Köln) in Köln-Deutz transportiert, wo er aufbereitet und pelletiert wird, und die Qualitätsmerkmale festgestellt werden.

2 Materialien und Methoden

2.1 Material

Gegenstand der Untersuchungen ist hier Miscanthus oder Riesen-Chinaschilf (Miscanthus x giganteus). Miscanthus wird u.a. als Baumaterial und zunehmend als Energieträger für die Wärmegewinnung in Form von Briketts oder Pellets in geeigneten Feuerungsanlagen verwendet. Die Bedeutung von Miscanthus als schnell wachsende Pflanze für die Energiegewinnung ist beträchtlich gewachsen. Heute wird Miscanthus als nachwachsender Rohstoff angebaut und jährlich vor dem Wiederaustrieb zwischen März und April geerntet [5].

2.2 Versuchsaufbau

2.2.1 Zerkleinerung

Die Zerkleinerung des zu pelletierenden Materials ist erforderlich, um eine günstige morphologische Struktur der Partikel zu schaffen. Der zu untersuchende Miscanthus wird in der :metabolon Forschungshalle für trockene Aufbereitung zerkleinert. Die Zerkleinerung erfolgt zum einen mit einer für Forschungszwecke in der TH Köln weiterentwickelten Zerfaserungsmaschine sowie zum anderen mit einer Nachzerkleinerungsmaschine Typ MPZ 600 der Firma Mütek Systemtechnik, die funktionell einer Hammermühle ähnelt.

Die hier verwendeten Zerfaserungsmaschine und Zerfaserungsverfahren sind patentierte Entwicklungen von Gaese, Schilling und Rickert, die aus Forschungsaktivitäten im Bereich der Zerkleinerung von Stängel-, Halm- und Blattgut an der TH Köln entstanden [6]. Hammermühlen haben sich in der Praxis als geeignete Anlagen zur Zerkleinerung von Biomasse etabliert [7].

2.2.2 Konditionierung

Ziel der Konditionierung ist die Aktivierung der Bindungseigenschaften der Partikel durch Erweichung des im Material vorhandenen Lignins, um somit eine bessere Festigkeit der Pellets zu erreichen. In diesen Untersuchungen wird nur der variable „Wassergehalt" betrachtet, der die Qualität der Pellets beeinflusst. Der Erweichungspunkt von Lignin, das im Pelletiervorgang als natürliches Bindemittel wirkt, ist vom Wassergehalt des Rohstoffs abhängig [7]. Der Wassergehalt des zerkleinerten Miscanthus wird für eine möglichst optimale Pelletierung am Institut für Bau- und Landmaschinentechnik der TH Köln für die Pelletierung konditioniert.

2.2.3 Pelletierung

Durch die Pelletierung wird eine Steigerung der Homogenität der Merkmale des Ausgangsmaterials erzielt. Vorteile der Pelletierung sind u.a. geringerer Wassergehalt

des Brennstoffes, höhere volumetrische Energiedichte, geringere Staubentwicklung bei Umschlagprozessen und hohe Materialhomogenität; nachteilig sind dabei die höheren Produktionskosten [7]. Für die Untersuchungen wird eine Pelletpresse Typ 14-175 der Firma Amandus Kahl und eine Matrize mit einem Presskanaldurchmesser von 6 mm verwendet. Diese ist für Kleinproduktionen im Labormaßstab konzipiert und bietet die Möglichkeit, einzelne Prozessparameter an das Pelletiergut anzupassen.

2.3 Messtechnik

Für die Bewertung der Pelletqualität werden drei Eigenschaften der Pellets (Wassergehalt, Schüttdichte und mechanische Festigkeit) in Anlehnung an die normativen, in der Norm DIN EN ISO 17225-6:2014 angegebenen, Verweisungen bestimmt. Diese Eigenschaften der Pellets werden durch die Pelletierung beeinflusst. Die Probenahme wird in Anlehnung an die Norm ISO 18135 durchgeführt [8].

2.3.1 Wassergehalt

Zur Bestimmung des Wassergehalts wird hier ein schnelleres Messverfahren mit einem Infrarot-Feuchtemessgerät Typ MA150C der Firma Sartorius angewendet, nach Vergleich und Verifizierung seiner Genauigkeit mit der genauen, aber zeitaufwändigen Messmethode mit dem Trockenofen (in Anlehnung an die Norm DIN EN ISO 18134-2). Für die Berechnung des Wassergehalts wird folgende Gleichung verwendet [9]:

$$M=(m_2 - m_3) / (m_2 - m_1) \times 100$$

M: Wassergehalt [%]
m_1: Masse des leeren Trocknungsbehälters [g]
m_2: Masse des Trocknungsbehälters und der Prüfmenge vor dem Trocknen [g]
m_3: Masse des Trocknungsbehälters und der Prüfmenge nach dem Trocknen [g]

2.3.2 Schüttdichte

Die Schüttdichte dient als Maß für den Platzbedarf bei Transport und Lagerung. Die Bestimmung der Schüttdichte wird in Anlehnung an die Norm DIN EN ISO 17828 durchgeführt. Die Berechnung der Schüttdichte wird anhand nachfolgender Gleichung durchgeführt [10]:

$$\rho = (m_2 - m_1) / V$$

ρ: Schüttdichte [kg/m³]
m_2: Masse des befüllten Behälters [kg]
m_1: Masse des leeren Behälters [kg]
V: Volumen des Behälters [m³]

2.3.3 Mechanische Festigkeit

Die mechanische Festigkeit ist ein Maß für die Beständigkeit der Pellets gegenüber Stoß und Abrieb bei Handhabung und Transport. Die Bestimmung der mechanischen Festigkeit der Pellets erfolgt nach der Norm DIN EN ISO 17831-1 unter Anwendung eines Pellettesters TUMBLER 1000 der Firma BEA (Bioenergy Anlagenplanung) und einer Plan-Siebmaschine Typ AS400 Control der Firma Retsch. Die mechanische Festigkeit der Pellets wird nach folgender Gleichung berechnet [11]:

$$MF = m_2 / m_1 \times 100$$

MF: mechanische Festigkeit [%]
m_1: Masse der gesiebten Pellets vor der Behandlung in der Trommel [g]
m_2: Masse der gesiebten Pellets nach der Behandlung in der Trommel [g]

3 Ergebnisse - Pelletqualität

Der mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerte Miscanthus zeigt unter den hier untersuchten Bedingungen eine einfachere Förderung und bei gleichbleibender Maschineneinstellung während der Pelletierung einen höheren Materialdurchsatz, wie in Tabelle 1 zu sehen ist.

Tabelle 1: Materialdurchsatz beim Pelletieren. [12, verändert]

Probe	Zerkleinerungs-methode	Durchsatz [kg/min]
1	Hammermühle	0,40
2	Zerfaserung	0,44
3	Hammermühle	0,31
4	Zerfaserung	0,68
5	Hammermühle	0,31
6	Zerfaserung	0,33
7	Hammermühle	0,42
8	Zerfaserung	0,57

Dieses Material scheint leichter pelletierbar zu sein als das mit der Hammermühle zerkleinerte.

3.1 Wassergehalt

Tabelle 2 präsentiert den Vergleich der Messmethoden mit Trockenofen nach Norm DIN EN ISO 18134-2 und mit Infrarot-Feuchtemessgerät zur Bestimmung des Wassergehalts des zerkleinerten Miscanthus. Die schnelle Messung mit dem Infrarot-Feuchtemessgerät wird mit demselben Probenmaterial aus dem gemischten Miscanthus durchgeführt, um einen exakten Vergleich beider Verfahren zu gewährleisten.

Tabelle 2: Vergleich der Wassergehalts-Messmethode [12, verändert]

Material	Wassergehalt [%]	
	Trocken-ofen	Infrarot-Feuchtemessgerät
zerfasert ohne Konditionierung	11,4	11,4
zerschlagen ohne Konditionierung	11,2	11,2
zerfasert, bei 200g Wasserzugabe	13,2	13,2
zerschlagen, bei 200g Wasserzugabe	13,8	13,8

Tabelle 3: Wassergehalt von konditioniertem Miscanthus und Pellets [12, verändert]

	Methode Zerkleinerung	Wasser-zugabe [g]	Wassergehalt [%]	
			Miscan-thus	Pel-lets
1	Hammermühle	200	13,8	10,5
2	Zerfaserung	200	13,2	10,2
3	Hammermühle	300	15,8	9,0
4	Zerfaserung	300	15,3	9,5
5	Hammermühle	350	16,2	9,2
6	Zerfaserung	350	15,2	10,6
7	Hammermühle	400	17,1	11,4
8	Zerfaserung	400	16,7	11,9

Tabelle 3 zeigt den Wassergehalt des für die Pelletierung konditionierten Miscanthus und der daraus produzierten Pellets. Die Ergebnisse weisen für den konditionierten Miscanthus aus der Hammermühle einen höheren Wassergehalt auf, als für das Material aus der Zerfaserungsmaschine. Bei den Ergebnissen der Pellets haben hingegen die Proben aus der Zerfaserungsmaschine einen höheren Wassergehalt - außer im Falle der Proben 1 und 2.
Die Norm DIN EN ISO 17225-6:2014 definiert für Pellets aus Miscanthus einen Wassergehalt von weniger als 10%; diese Anforderung wird nur von den Proben 3, 4 und 5 erfüllt.

3.2 Schüttdichte

Der mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerte Miscanthus besitzt mit 223,8 kg/m^3 eine höhere Schüttdichte als das mit der Hammermühle zerkleinerte Material (168 kg/m^3). In Tabelle 4 sind die Ergebnisse der Schüttdichte der Pellets zu sehen.
Entsprechend der Norm DIN EN ISO 17225-6:2014 sollen Pellets aus Miscanthus eine Schüttdichte von über 580 kg/m^3 haben. Alle Pellets halten diese Anforderung ein, mit Ausnahme der Probe 4 aus dem zerfaserten Material mit 559,6 kg/m^3. Die Pellets aus dem mit der Hammermühle zerkleinerten Material haben alle eine höhere Schüttdichte.

Tabelle 4: Schüttdichte der Pellets [12, verändert]

Probe	Zerkleinerungs-methode	Schüttdichte [kg/min]
1	Hammermühle	621,1
2	Zerfaserung	615,1
3	Hammermühle	601,8
4	Zerfaserung	559,6
5	Hammermühle	631,1
6	Zerfaserung	623,2
7	Hammermühle	613,1
8	Zerfaserung	610,4

3.3 Mechanische Festigkeit

Tabelle 5 zeigt die mechanische Festigkeit der untersuchten Pellets nach Norm DIN EN ISO 17831-1. Diese schreibt für Pellets aus Miscanthus eine mechanische Festigkeit von mehr als 97,5 % vor. Hier erfüllen nur die Pellets aus dem mit der Hammermühle zerkleinerten Material der

Probe 5 mit einer mechanischen Festigkeit von 97,7 % die Anforderung der Norm.

Tabelle 5: Mechanische Festigkeit der Pellets [12, verändert]

Probe	Zerkleinerungs-methode	Mechanische Fes-tigkeit [%]
1	Hammermühle	97,0
2	Zerfaserung	95,3
3	Hammermühle	91,1
4	Zerfaserung	85,0
5	Hammermühle	97,7
6	Zerfaserung	97,3
7	Hammermühle	96,5
8	Zerfaserung	96,2

4 Fazit

Der mit der Zerfaserungsmaschine zerkleinerte Miscanthus weist mit 223,8kg/m^3 eine höhere Schüttdichte vor der Konditionierung auf als das mit der Hammermühle zerkleinerte Material (168kg/m^3) und ergibt beim Pelletieren höhere Materialdurchsätze bei gleichbleibender Maschineneinstellung.

Unter dem Mikroskop zeigen Proben von Miscanthus, der mit Zerfaserungsmaschine und Hammermühle zerkleinert wurden, strukturell-morphologische Unterschiede auf [13; 14]. Plausibel ist es hier, dass die andersartige, morphologische Beschaffenheit der Partikel sowie der unterschiedliche Wassergehalt, Einfluss auf den festgestellten unterschiedlichen Materialdurchsatz bei gleichbleibender Maschineneinstellung haben.

Der Wassergehalt des konditionierten Miscanthus aus der Hammermühle ist bei allen Versuchsreihen mit gleicher Wasserzugabe höher als der des konditionierten Materials aus der Zerfaserungsmaschine. Nach der Pelletierung liegt der Wassergehalt der Pellets, mit Ausnahme der Probe 1, bei allen Proben aus der Hammermühle niedriger. Hier könnte die durch den niedrigeren Materialdurchsatz bedingte, längere Verweilzeit des Miscanthus in der Matrize die Ursache sein.

Der Wassergehalt der Pellets muss laut Norm DIN EN ISO 17225-6:2014 unter 10 % liegen. Diese Anforderung wird nur von zwei der vier Proben aus dem mittels Hammermühle zerkleinerten Miscanthus und von einer der vier Proben aus der Zerfaserungsmaschine erfüllt.

Die Pellets aus der Hammermühle zeigen eine höhere Schüttdichte. Grund für eine stärkere Kompaktierung kann hier auch die längere Verweilzeit der Pellets in der Matrize sein. Nach Verlassen des Presskanals expandieren die kurz zuvor unter Druck stehenden Pellets wieder; bei einer längeren Verweilzeit ist eine bessere Bindung der Partikel durch das vorhandene Lignin möglich. Die Norm schreibt für Miscanthuspellets eine minimale Schüttdichte von 580 kg/m^3 vor; diese Anforderung wird nur von der Probe 4 nicht erfüllt.

Die Ergebnisse der mechanischen Festigkeit lassen erkennen, dass die Pellets aus der Hammermühle eine höhere Festigkeit erreichen, aber dennoch nur die Pellets der Probe 5 mit einer festgestellten mechanischen Festigkeit von 97,7 % die Norm-Anforderung erfüllt.

Bei der vergleichenden Bewertung der Ergebnisse aller durchgeführten Untersuchungen bezüglich der Pelletqualität scheint es, dass unter den hier betrachteten Pelletierbedingungen die Pellets aus dem mit der Hammermühle zerkleinerten Miscanthus leicht bessere Qualitätsmerkmale zeigen. Gleichzeitig scheint es so, als ob der Miscanthus aus der Zerfaserungsmaschine einfacher zu pelletieren sei.

Quellen:

[1] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, Bioenergie - Primärenergieverbrauch 2016, Primärenergieverbrauch erneuerbarer Energieträger 2016, [Online] Verfügbar: https://mediathek.fnr.de/grafiken/daten-und-fakten/bioenergie.html [Zugriff:21.08.2017].

[2] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, Energiepflanzen, [Online] Verfügbar: https://bioenergie.fnr.de/bioenergie/energiepflanzen/ [Zugriff:21.08.2017].

[3] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, Holzpellets -Produktion und Verbrauch in Deutschland, [Online] Verfügbar: https://mediathek.fnr.de/pelletproduktion-in-deutschland.html [Zugriff:21.08.2017].

[4] DIN EN ISO 17225-6, Biogene Festbrennstoffe –Brennstoffspezifikationen und -klassen –Teil 6: Klassifizierung von nicht-holzartigen Pellets (ISO 17225-6:2014).

[5] Lehr- und Forschungsstationen Campus Klein-Altendorf Universität Bonn, Miscanthus-Anbau, [Online] Verfügbar: http://www.miscanthus.de/miscanthusanbau-lang.html [Zugriff:21.08.2017].

[6] PatentDe, Patentschrift DE 100 42 195 C 2, [Online] Verfügbar: http://www.patent-de.com/pdf/DE10042195C2.pdf [Zugriff:21.08.2017].

[7] Englisch, M., Hartmann, H. und Kaltschmitt M., Mechanische Aufbereitung, Energie aus Biomasse - Grundlagen, Techniken und Verfahren, Kaltschmitt M., Hartmann H. und Hofbauer H. (Hrsg.), Berlin Heidelberg, Springer-Verlag, 2016, pp. 417-491, ISBN 978-3-662-47437-2.

[8] DIN EN ISO 18135, Biogene Festbrennstoffe - Probenahme (ISO/DIS 18135:2015)

[9] DIN EN ISO 18134-2, Biogene Festbrennstoffe - Bestimmung des Wassergehaltes - Ofentrocknung - Teil 2: Gesamtgehalt an Wasser - Vereinfachtes Verfahren (ISO 18134-2:2015)

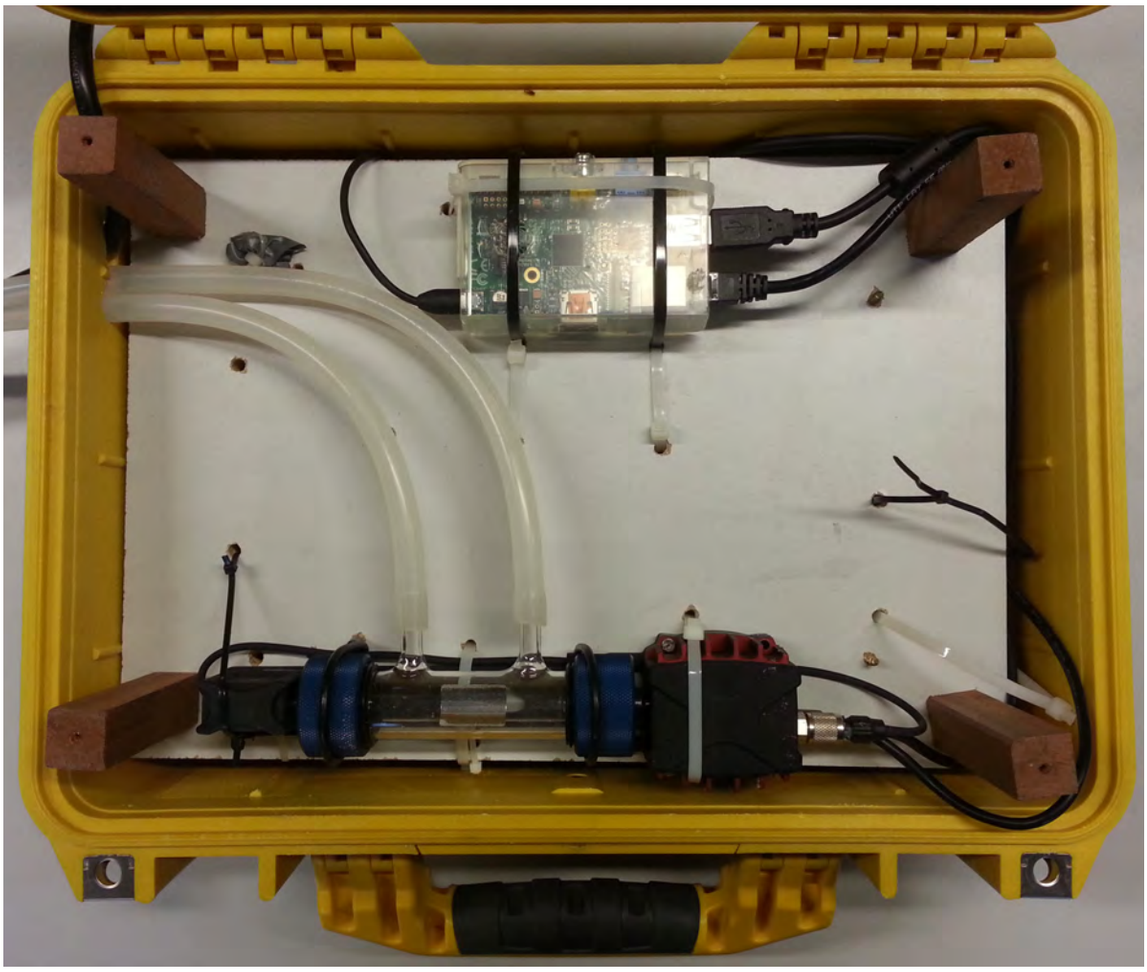
[10] DIN EN ISO 17828, Biogene Festbrennstoffe –Bestimmung der Schüttdichte (ISO 17828:2015)

[11] DIN EN ISO 17831-1, Biogene Festbrennstoffe – Bestimmung der mechanischen Festigkeit von Pellets und Briketts –Teil 1: Pellets (ISO 17831-1:2015)

[12] Kotte, A., Einfluss der Zerkleinerungstechnik auf Energieeintrag und Pelletqualität bei der Pelletierung von Stroh und Miscanthus, [Masterarbeit (nicht veröffentlicht)], Technische Hochschule Köln, 2016.

[13] Gersthahn, D., Einfluss der Zerkleinerungstechniken und Konditionierung auf die Pelletqualität von Miscanthus, [Bachelorarbeit (nicht veröffentlicht)], Technische Hochschule Köln, 2013.

[14] Wenghoefer, V. Ch., Entwicklung einer optimierten Produktion von Miscanthus-Mischpellets für Kleinfeuerungsanlagen, [DISSERTATION], Rheinische Friedrich- Wilhelms- Universität zu Bonn, veröffentlicht 2014, Verfügbar: http://hss.ulb.uni-bonn.de/2014/3475/3475.pdf [Zugriff:21.08.2017].



Biogas Measurements for Monitoring & Control of Anaerobic Digestion

Eccleston, Robin[1]; Bongards, Michael[1]

[1]*Institut für Automation und Industrial IT, Technische Hochschule Köln, Steinmüllerallee 1, 51643 Gummersbach*

Abstract

In this paper, results are presented from testing a newly developed MEMS based spectroscopic sensors for the online monitoring of the anaerobic digestion process. A MEMS sensor for biogas composition is tested in the laboratory, and at the :metabolon facility. Methane measurement was possible with an RMSEP of 0.95 % and Carbon dioxide measurement was possible with an RMSEP of 3.4 %. The use of gas production data for indication of process imbalances is also tested showing that it is possible to use variations in gas production as a result of intermittent feeding in order to control the feeding rate of a biogas plant. This was tested using the Anaerobic Digestion Model No. 1 for simulation and validation of control strategies.

1 Introduction

The anaerobic digestion growth industry has undergone a rapid growth in recent years [1], supported by government subsidy programs. Following this growth period, the schemes are now reducing the subsidies available [2] which is making the profitable operation of anaerobic digesters more challenging. It is expected that some of the existing biogas plants will change to on-demand production in order to maximise income [3].

Newly designed MEMS based spectroscopic sensors for online measurement of key process parameters have been tested in order to give more information about the process. This will then allow finer control and optimisation of biogas plants when compared to traditional measurement techniques, which is important for the case of on-demand production which will result in more rapidly changing process conditions. There is a further requirement for monitoring, as the biogas industry generally has a lack of online monitoring and it is more typical that process parameters are infrequently measured [4].

A combination of experience and literature is normally used in order to determine operational thresholds for the feeding levels of a biogas plant. This is rarely the optimal level and tends to be conservative due to the high costs associated with a failure from overfeeding. In order to make an estimation of the health of the digester, variations in the process parameters and biogas production rate are being analysed. This will provide information about the biological system and the level of stress that is under. This will be performed for the case of on-demand production which will result in more transients providing greater insight to the reactor condition.

2 Method

A MEMS based sensor from Spectral Engines [5] was used, which measures in the region of 3000nm-3700nm, and was used for testing the measurement of biogas composition. This was combined with a gas measurement cell with a 10 cm path length. The use of the measurement cell has the benefit that the electronics and measurement components are isolated from the biogas, which typically contains hydrogen sulphide and can be corrosive to electronics.

The system was tested in a laboratory, and at the :metabolon [6] facility at the 1000 L pilot scale plant and the landfill gas site.

The pilot scale digester is also fitted with an AwiFlex-Cool+ gas analysis unit, which measures Methane, Carbon Dioxide, Hydrogen Sulphide, and Hydrogen concentrations each hour. These measurement values were used to train and test machine learning algorithms. The algorithms are then used to calculate gas concentrations from the measured spectra. The system ran for 109 days, with the data from the first 76 days used for training, and the remaining 33 days for testing.

In order to investigate whether additional information regarding the reactor state could be determined from the gas production rate, laboratory tests were performed to investigate how the relationship changes between substrate feeding rate and biogas production rate when considering the scenario of on-demand production. A CSTR (continuous stirred-tank reactor) system with 8 reactors were used, with the reactors fed either slurry or milled grass silage with increasing organic loading rates, and the biogas production rate was monitored.

The expectation from these tests was that as the loading rate increases and thus the stress that the system is under increases, then the rate at which biogas production changes as a result of feeding events will also change. As the system has more stress and less available capacity, then this will result in changes, for example a slower transition in the gas production rate. Previous work [7] has found such a relationship, although this was performed in the scenario of continuous feeding and required the introduction of new disturbances in order to evaluate the digester condition.

The test was also performed using the 1000 L pilot scale digester at :metabolon, where maize silage was fed in increasing amounts. The gas production rate was recorded during the test period, and was analysed as specific responses to feeding events.

A second order kinetics model can be used to describe the rate of gas production [8], which gives a gas production profile dependant on the kinetic parameters of the feedstock. A genetic algorithm was created to estimate the parameters of the original material fed to the reactor by attempting different combinations and minimising the errors. A range of modelling techniques were then tested in order to give an assessment of the digester condition.

Finally, simulations were ran using the ADM1 [9], using a MATLAB® toolbox created by Daniel Gaida [10], and a control scheme was written using the output of the above work, which gave an estimation of the process inhibition.

The simulation would then control the feeding rate to find the maximum possible organic loading rate before inhibition would occur.

3 Results

For the gas sensor, methane prediction is performed with an RMSEP (Root Mean Square Error of Prediction) of 0.95 % and carbon dioxide prediction with an RMSEP of 3.4 %. The result for methane is shown in Figure 1.

During the testing period, there were rapid transients due to the digester being opened for maintenance, where the sensor tracked the rapid changes well. Other gases such as hydrogen and oxygen are not possible to measure due to having no asymmetrical dipole moment [11], and hydrogen sulphide is not present in high enough concentrations to be measured. The spectroscopic gas sensor is a viable alternative to some of the existing systems on the market, and is capable of performing measurements of two gases simultaneously every several minutes. A short measurement period is important when considering quick changes which may occur as the result of on demand production.

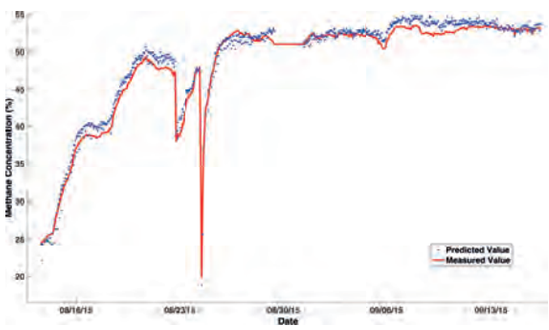


Figure 1: Predicted methane concentration compared to measurement from electrochemical system.

The tests using the CSTR systems showed that there is a difference in the response as the digester approaches inhibition, and this difference was exploited in order to make an assessment of the digester performance and inhibition levels. For the 1000 L system, the results seen were similar with an observable difference in the gas response as the digester became inhibited.

The kinetic modelling gave good results for feeding in the cases where there was no inhibition occurring. This technique was also applied to the gas profiles where inhibition had occurred, resulting in behaviour that was more difficult to model. The model was altered in order to include several inhibition factors, however this had difficulties due to the increased search space.

An alternative approach was tested, which looked at the error between the kinetic profile reconstruction and the measured gas profiles, and it was found that when inhibition occurs then this modelling accuracy is reduced and the error is significantly higher. By looking at this error, it was possible to estimate when the inhibition of the anaerobic digester was occurring.

Figure 2 shows the estimation of the inhibition from the gas production profile for the pilot scale test. In this case, as the feeding rate was being rapidly increased over a short period of time, the inhibition began occurring very suddenly, however in the case of an automated control mechanism, the feeding rate would be slowly increased which would allow more time to converge on the optimum feeding rate.

In the figure, it can be seen that the feeding events on day 2 and day 4 caused no problems, and that at day 7 the feeding event was high enough that some inhibition began to occur, however the digester recovered. For day 9, the feeding event was too high and the digestion process collapsed and did not recover for the remainder of the test.

There was a further feeding event on day 11 which resulted in some biogas being produced, however from the gas production profile it is clear that the process was inhibited.

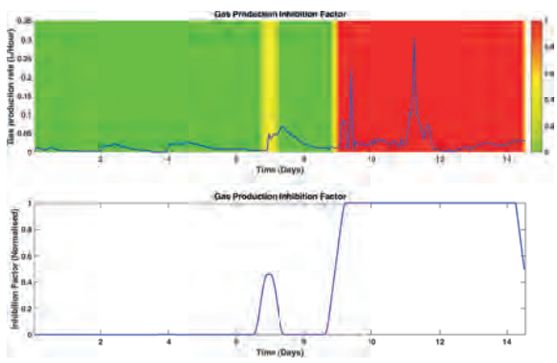


Figure 2: Inhibition detection from analysis of gas production profiles

From the simulations using the ADM1 package, the results showed that the control scheme works well and that the feeding rate converged on a good optimum, where an increase in the organic loading rate did not result in significantly more methane produced, but started to decrease the stability.

This shows that over the long term the approach worked in the simulations. This also confirmed that the measure of digester stability functioned well for the simulations and indicates that it could be a suitable monitoring parameter without requiring additional instrumentation.

4 Outlook

The findings from this work have shown that MEMS technology can play an important role in the online monitoring of the anaerobic digestion process, and that for measuring biogas composition it already has good accuracy. The results also show that the sensor tested for this work could replace two separate gas sensors, whilst isolating the measurement equipment from the biogas completely, ensuring that the equipment is protected for example from high levels of hydrogen sulphide.

This research has also shown that modulated feeding for flexible on-demand power production, combined with online measurements, can provide an improved understanding of the anaerobic digestion process and inhibition state.

This information can then be used to select a stable optimum feeding level that is determined for each digester, and adjusted with time to reflect any changes in the digester conditions. Simulations have validated this control technique over a longer time period, however further work to validate this control technique in the laboratory or at a larger scale is an important next step.

Furthermore, this optimisation method could be combined with a PID controller in order to improve the convergence behaviour and reduce any overshooting. It would be also of interested to test this approach over a wider range of intervals between feeding events, and with a much wider range of feedstocks. This would ensure functionality in a wider range of scenarios.

References:

[1] Woodcote Media Ltd., "ADBA: UK biogas industry has grown 30% year on year | Bioenergy Insight Magazine." [Online]. Available: http://www.bioenergy-news.com/display_news/10714/ADBA_UK_biogas_industry_has_grown_30_year_on_year/. [Accessed: 05-Jul-2017].

[2] Ofgem E-Serve, "Feed-in Tariff: Guidance for Licensed Electricity Suppliers (Version 8.1)." Ofgem, 2016.

[3] T. Persson, J. Murphy, A.-K. Jannasch, E. Ahern, J. Libetrau, M. Trommler, and J. Toyama, "A perspective on the potential role of renewable gas in smart energy grids." IEA Bioenergy, 2014.

[4] H. Spanjers and J. van Lier, "Instrumentation in anaerobic treatment: research and practice," Water Sci. Technol., vol. 53, no. 4–5, pp. 63–76, Mar. 2006.

[5] Spectral Engines, "M-Series for Mid Infrared," 2016. [Online]. Available: http://www.spectralengines.com/products/spectral-sensors/m-series-for-mir. [Accessed: 26-Jan-2017].

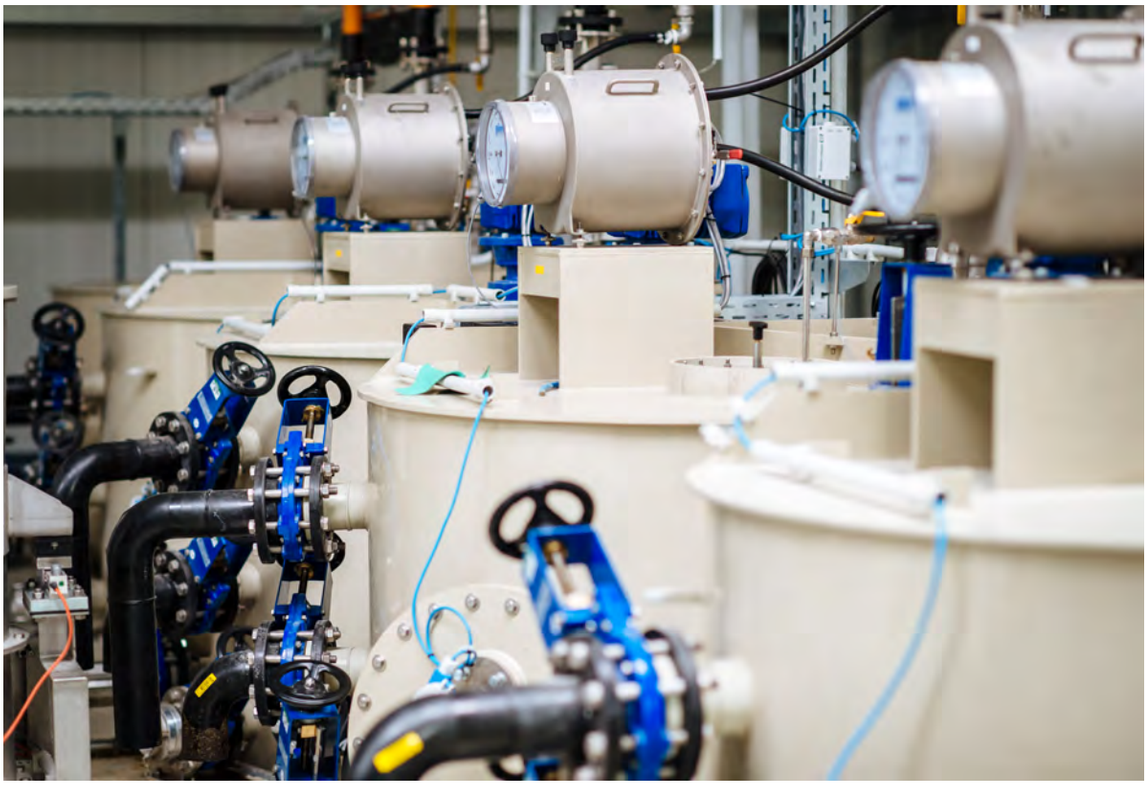
[6] ":metabolon - gärten der technik." [Online]. Available: www.metabolon.de. [Accessed: 25-May-2015].

[7] J.-P. Steyer, P. Buffière, D. Rolland, and R. Moletta, "Advanced control of anaerobic digestion processes through disturbances monitoring," Water Res., vol. 33, no. 9, pp. 2059–2068, Jun. 1999.

[8] D. M. Wall, P. O'Kiely, and J. D. Murphy, "The potential for biomethane from grass and slurry to satisfy renewable energy targets," Bioresour. Technol., vol. 149, pp. 425–431, 2013.

[9] D. J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. V Kalyuzhnyi, S. G. Pavlostathis, A. Rozzi, W. T. M. Sanders, H. Siegrist, and V. a Vavilin, "The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1)," Water Sci. Technol., vol. 45, no. 10, pp. 65–73, Jan. 2002.

[10] D. Gaida, "Dynamic Real-time substrate feed optimization of anaerobic co-digestion plants," Leiden



Entwicklung eines Prototyps für die automatisierte Messung des Qualitätsparameters FOS/TAC während des Fermentationsprozesses

Wenzel, Philip[1]; Speuser, Winfried[2]

[1]Institut für Automation und Industrial IT, Technische Hochschule Köln, Steinmüllerallee 1, 51643 Gummersbach

[2] Gebr. Heyl Vertriebsgesellschaft für innovative Wasseraufbereitung mbH, Max-Planck-Straße 16, 31135 Hildesheim

Abstract

Die Anforderungen bei der Verwertung von biologischen Restoffen mittels einer Vergärungsanlage ergeben sich aus den Prozesszielgrößen Qualität, Stabilität und Energie- bzw. Kosteneffizienz. Durch eine optimal dosierte und auf den Vergärungsprozess abgestimmte Zugabe von Substraten wird die bestmögliche Energie- bzw. Kosteneffizienz einer Biogasanlage erreicht. Dafür muss der Zustand der Vergärung im Fermenter genau bekannt und langfristig erfasst sowie dokumentiert werden. Dies wird durch regelmäßige Laboranalysen des FOS/TAC-Wertes erreicht. Der Anlagenbetreiber erhält genaue Kenntnis über die Abbauleistung im Fermenter und kann dadurch Rückschlüsse auf die Qualität und Stabilität der Biogasproduktion ziehen. Potenzielle Störungen können durch eine Änderung des Wertes frühzeitig identifiziert und gezielt beseitigt werden. Die Anlage kann effizienter und kostengünstiger betrieben werden. Das Ziel besteht in der Weiterentwicklung und Optimierung der manuellen FOS/TAC-Laboranalytik zu einem kontinuierlichen, online-fähigen Messverfahren, welches eine engmaschigere Überwachung und zuverlässige Regelung des Prozesses bei weniger Personalaufwand ermöglicht.

1 Einleitung

Der weltweit weiter steigende Energiebedarf ist ungebrochen. Nur durch erheblichen Aufwand können neue Abtragungsstandorte fossiler Energieträger erschlossen werden. Darüber hinaus sind ihre Endlichkeit und ihr schädliches Treibhauspotenzial bekannt, so dass der enorme Energiebedarf durch erneuerbare Energieträger gedeckt werden muss.

Aus diesen Gründen wird Biogas, das bei der Vergärung organischer Reststoffe entsteht, auch zukünftig eine wesentliche Rolle beim Ausbau erneuerbarer Energien spielen. Hierbei wird Methan, welches unter anderem auf Kläranlagen und Abfallvergärungsanlagen anfällt, nach geeigneter Aufbereitung energetisch genutzt. Um das vorhandene Potenzial von Biogas umfangreich und optimal nutzen zu können, ist die Entwicklung innovativer Technologien zur Anlagenüberwachung unabdingbar. So kann die Effizienz von Substratnutzung und eingesetzter Anlagentechnik noch deutlich gesteigert werden.

Der Verlauf der anaeroben Vergärung gliedert sich in verschiedene Stufen, an denen jeweils unterschiedliche Bakterien beteiligt sind. Am Ende der anaeroben mikrobiellen Nahrungskette entsteht aus dem Kohlenstoffanteil der organischen Substanz ein Gemisch aus Kohlenstoffdioxid (CO_2) und Methan (CH_4) – Biogas. Ein Ziel bei der Produktion von Biogas ist es einen möglichst hohen Methangehalt zu erreichen. Dieser ist jedoch abhängig von der Art des Substrats sowie der Effektivität des Vergärungsprozesses und so kann es zu schwankenden Resultaten kommen.

Um solche Schwankungen zu vermeiden und den Biogasprozess effektiv zu steuern und zu regeln, ist es wichtig den Zustand der Biologie im Fermenter möglichst genau zu bestimmen. Bisher wird der FOS/TAC-Wert als einer der Indikatoren für den gegenwärtigen biochemischen Zustand im Fermenter aufgenommen und ausgewertet. Hierbei steht „FOS" für Flüchtige Organische Säuren und „TAC" für Totales Anorganisches Carbonat (alkalische Pufferkapazität). Der FOS/TAC- Wert gibt somit das Verhältnis des Gehaltes an flüchtigen Fettsäuren zur Pufferkapazität an. Dieser Wert wird wöchentlich gemessen, um Änderungstendenzen frühzeitig zu erkennen und gegebenenfalls eingreifen zu können.

Bei der Bestimmung des FOS/TAC-Wertes sind verschiedene Faktoren, wie z.B. zeitlicher Abstand zwischen Probenentnahme und Messwertbestimmung sowie einheitliche Bestimmungsmethode, entscheidend, so dass bei geringfügigen Veränderungen durchaus große Fluktuationen der Werte auftreten können. Um eine möglichst optimale Prozessüberwachung zu garantieren, sollten diese Faktoren vereinheitlicht werden, so dass Abweichungen vom „Normalwert" der spezifischen Anlage erkannt werden können.

Ein Ziel des BMBV geförderten Projekts „Semizentral[1]" ist daher die Weiterentwicklung und Optimierung der manuellen FOS/TAC-Laboranalytik zu einem kontinuierlichen, online-fähigen Messverfahren, um Fehlerquellen durch abweichende Methoden oder Laborbedingungen mit einem automatischen Messgerät zu minimieren.

2 Materialien und Methoden

Am Forschungsstandort :metabolon der Technischen Hochschule Köln befindet sich die Technikums-Biogasanlage (Abbildung 1), welche für die Erprobung, Verifizierung und Optimierung des FOS/TAC-Analysators genutzt wird.

Die Anlage verfügt über zwei identische Straßen mit je einem Fermenter, Nachgärer und Endlager, die über ein Fassungsvermögen von je $1m^3$ verfügen. Der FOS/TAC-Analysator ist mit der zweiten Straße der Technikumsanlage verbunden und entnimmt Substratproben direkt aus dem Fermenter. Diese Proben müssen nach einem speziellen Verfahren filtriert und verdünnt werden, damit eine zuverlässige Analyse der FOS/TAC-Werte möglich ist.

Abbildung 1: Technikumsbiogasanlage der TH Köln auf :metabolon

2.1 FOS/TAC-Analysator und Probenaufbereitung

Zur Bestimmung von FOS- und TAC-Konzentrationen werden repräsentative Fermenterproben mit Schwefelsäure (0,1 N) titriert. Für den TAC-Wert wird vom

1 Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für schnell wachsende Urbane Räume

pH-Ausgangswert zu pH 5,0 titriert und für den FOS-Wert von pH 5,0 bis pH 4,4. Die hierbei verbrauchten Mengen an Säure werden mittels der folgenden Formel umgerechnet:

$$\frac{FOS}{TAC} = \frac{(H_2SO_4\ Verbrauch\ von\ pH\ 5\ bis\ 4{,}4\ in\ ml * 1{,}6 - 0{,}15) * 500}{H_2SO_4\ Verbrauch\ bis\ pH\ 5\ in\ ml * 250} \quad (1)$$

Das gesamte Messverfahren erfordert eine repräsentative Probenentnahme, eine nachfolgende Substratfiltration mit Verdünnung der Probe und die eigentliche Säuretitration im Labor [5]. Diese Arbeitsschritte werden i.d.R. manuell durchgeführt und unterliegen nicht zu unterschätzenden Fehlerquellen, da der Messwert der Analyse teils deutlich von der Durchführung der Messung bestimmt wird.

Um mögliche Fehlerquellen zu eliminieren und eine nachhaltige, zuverlässige Messung garantieren zu können, wurde die automatische Probenentnahme und -aufbereitung konzeptioniert.

Da es sich bei den zu messenden Proben teilweise um extrem viskose und feststoffhaltige Medien handelt, wurde zur Förderung der Proben eine Schneckenexzenter-Pumpe eingesetzt. Um eine Titration der Probe bei kontinuierlicher Durchmischung zu ermöglichen, ist es erforderlich die dem Fermenter entnommene Probe durch Filtration und anschließende Verdünnung aufzubereiten.

Nach Tests mit verschiedenen Filtertypen wurde ein Crossflow-Filter ausgewählt, welcher – im Gegensatz zu allen Dead-End-Filtern – den entscheidenden Vorteil hat, nur unter Extrembelastung zu verblocken. Das Filter-Permeat wird entsprechend den Empfehlungen aus der Laborpraxis im Verhältnis 1:9 mit Wasser verdünnt.

Im Rahmen der Verfahrenserprobung wurde ein hydraulisches System aus Behältern, Pumpen, Ventilen und einem Rührwerk entwickelt, um nach Abschluss des Verdünnungsvorgangs 1.000 ml fließfähige, homogene Probe für die Messung zur Verfügung zu stellen.

Für die Bestimmung der FOS/TAC-Werte aus der aufbereiteten Probe wird eine Messkammer aus Polyacrylglas verwendet, welche beständig gegen die im Fermenter vorkommenden Substanzen sowie das Titrationsmittel Schwefelsäure ist und mit Anschlüssen für pH-Elektrode, Zu- und Abläufe ausgestattet ist. Als pH-Elektrode wurde eine Standardelektrode mit Lochdiaphragma und einem Messbereich von 0 bis 12 ausgewählt, die sich bei Voruntersuchungen mit unterschiedlichen Elektroden als am besten geeignet gezeigt hat.

Die Dosierung der Schwefelsäure erfolgt mittels einer weiterentwickelten, hochpräzisen und sich selbst-justierenden Mikro-Kolbenpumpe, deren Hübe in 1,5 µl Schritten von 1,5 µl bis 2,5 ml variierbar sind. Des Weiteren ist die Pumpfrequenz stufenlos einstellbar, so dass die Titration anfangs mit hoher Frequenz und großem Hubvolumen sehr schnell abläuft, und gegen Ende mit kleinerer Frequenz und geringem Hubvolumen sehr genau erfolgt.

Die Steuerung des gesamten Prozesses sowie die Berechnung der FOS/TAC-Werte aus den bei der Titration verbrauchten Mengen an Schwefelsäure übernimmt ein entsprechend adaptiertes Mikrocontroller-System. Die Messapparatur ist hydraulisch so ausgeführt, dass die gezogene Probe nach der Analyse – je nach Auswahl – sowohl in den Fermenter zurückgeführt als auch verworfen werden kann.

2.2 Technische Anforderungen und Versuchsaufbau

Der für die Tests an der Biogas-Versuchsanlage der TH Köln aufgebaute Prototyp wurde nach einem modularen System konzipiert, so dass einzelne Geräte-Baugruppen möglichst einfach mechanisch und elektrisch adaptiert, oder auch für Prüfarbeiten ausgetauscht werden können. Der FOS/TAC-Analysator inklusive Probenaufbereitung und Verdünnungssystem wurde im Technikum, in unmittelbarer Nähe zu der Biogas-Versuchsanlage aufgestellt und hydraulisch an der zweiten Fermenter-Straße angeschlossen. Das Substrat wurde vom Feed des Fermenters abgezogen und in größeren IBC-Gebinden zur Verfügung gestellt, so dass ausreichend viele Versuche mit mehreren, unterschiedlich zusammengesetzten Substraten gefahren werden konnten. Abbildung 2 und 3 zeigen Bilder des Geräteaufbaus.

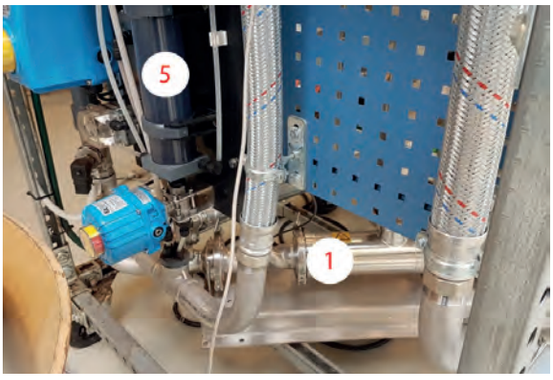


Abbildung 2: Schneckenexzenterpumpe des Prototyps (1)

Abbildung 3: Mobiler Prototyp FOS/TAC-Analysator

Die Fermenterprobe wird mit Hilfe der Schneckenexzenterpumpe des Prototyps (1) angesaugt und über die Leitungen zum Crossflow-Spaltfilter (2) geführt. Von dort fließt das Filtrat in den 100 ml Vorlaufbehälter (3), bis dieser bis zum Überlauf gefüllt ist.
Danach wird die Flüssigkeit mittels einer Schlauchpumpe (4) in den 1.000 ml Mischbehälter (5) gepumpt.
Das Frischwasser gelangt direkt in den 100 ml Vorlaufbehälter, ohne vorher den Filter zu passieren und wird ebenfalls mit der Schlauchpumpe in den Mischbehälter gepumpt.
Ein integriertes Rührwerk vermischt Frischwasser und Substrat. Nach Abschluss der Vermischung wird die gefilterte und verdünnte Probe mittels einer weiteren Schlauchpumpe (10) in das Reaktionssystem bzw. die Messkammer (6) gepumpt.
Die Mikrokolbenpumpe (9) dosiert anschließend die Schwefelsäure (8) in die Messkammer, in welcher kontinuierlich mittels Rührstab und einem magnetischen Drehfeld gerührt wird.
Zur Erfassung des pH-Werts während der Titration dient die temperaturkompensierte pH-Sonde (7), welche von oben in die Messkammer eingeschraubt ist.
Zur Überwachung, Steuerung und Auswertung des ganzen Prozesses dient der Controller des Geräts (11), welcher die komplette elektronische Hardware und die Software enthält.

Zur detaillierten Anzeige der Roh- und Messdaten wurde ein Laptop (12) am Controller angeschlossen.

2.3 Funktionsweise und Messablauf des Analysators

Das verfahrenstechnische Konzept und der mechanische Aufbau des Analysemoduls sind in der folgenden Abbildung schematisch dargestellt

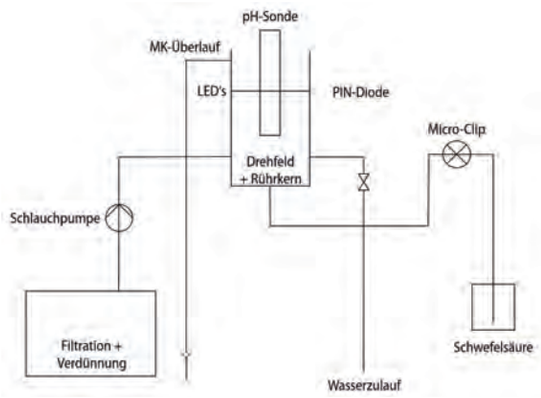


Abbildung 4: Konzept des Analysemoduls

Der an Funktionsmustern erprobte Messablauf wurde vollständig automatisiert und in der Mikrocontroller-Steuerung des Prototypen konfiguriert:

- Leerwert-Bestimmung der Messkammer (MK) zur Überprüfung von Verschmutzungen
- Messkammer-Befüllung mit Probe und Überwachung der Überlaufs
- Schwefelsäure-Dosierung (Micro-Clip) gekoppelt mit der Pumpensteuerung und kontinuierlicher pH-Messung auf 5 bzw. 4,4
- FOS- und TAC-Berechnung aus dem Säureverbrauch bis zum Titrationsendpunkt
- Absaugen des Mediums und Entleeren der Messkammer
- Spülen des hydraulischen Systems und Verwurf des Spülwassers
- Befüllung der Messkammer mit Verdünnungswasser und anschließende Titration zur Überprüfung des FOS/TAC-Nullwertes
- Abgleich des Messwerts der Probe und des Nullwerts
- Auswertung und Messwertdarstellung auf dem Display

3 Ergebnisse und Diskussion

3.1 Auswertung

Die Proben, die durch den automatisierten FOS/TAC-Analysator aus dem Gärsystem entnommen wurden, wurden zur Validierung ebenfalls im Labor des Forschungsstandortes :metabolon einer manuellen Titration mit dem Labormessgerät TrioLine 6000 unterzogen. Die manuell untersuchten Proben wurden im Labor zentrifugiert, um Feststoffe abzutrennen und anschließend mit VE-Wasser verdünnt. In Abbildung 5 ist ein Vergleich der erfassten Messwerte aus dem Dauertest an der Technikumsversuchsanlage dargestellt.

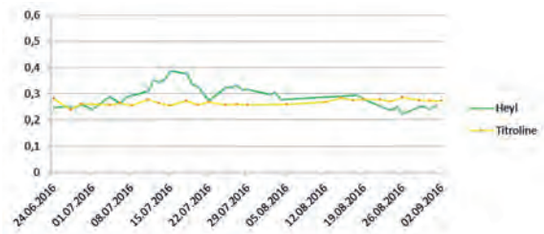


Abbildung 5: Messwertvergleich Heyl-Analysator / Titroline 6000 Laborgerät

Die grüne Linie zeigt die Messwertkurve des FOS/TAC-Online-Analysators und in gelb ist die entsprechende Kurve des Titroline Laborgeräts aufgetragen.

Die relativ großen Abweichungen zum Laborgerät, die um den 15.07.2016 herum auftraten, wurden durch einen fehlerhaft abgestimmten Elektronik-Chip für die pH-Wertmessung verursacht. Nach Erkennen des Problems wurde das Bauteil ausgewechselt, wodurch die weiteren Messungen des Geräts deutlich genauer und mit geringerer Streuung durchgeführt werden konnten.

Im Rahmen des vom BMBF geförderten Verbundprojektes Semizentral[2], sind auf der Basis eines validierten Methodenkonzepts Funktionsmuster und Prototypen entwickelt worden, die für eine automatisierte FOS/TAC-Messung erfolgreich erprobt werden konnten. Ein Vergleich der an der Biogas-Versuchsanlage der TH Köln ermittelten online-Messwerte mit den im Labor titrierten Werten zeigt eine ausreichend gute Übereinstimmung. Dies gilt insbesondere für die Analyse und Bewertung von Trendverläufen des FOS/TAC-Werts.

Der für die Prozessstabilität bei Biogas-Anlagen kritische FOS/TAC-Wert lässt sich durch ein online-fähiges Verfahren direkt am Fermentationsbehälter bestimmen.

2 www.semizentral.de/home

Die Probenentnahme und -aufbereitung funktioniert bis zu sehr hohen Trockensubstanzgehalten von 30 % TS einwandfrei. Belastungen mit höheren TS-Gehalten werden bei den geplanten Folgearbeiten mit berücksichtigt werden müssen.

4 Zusammenfassung

Das Ziel dieser Forschung bestand in der Weiterentwicklung und Optimierung der manuellen FOS/TAC-Laboranalytik zu einer kontinuierlichen, online-fähigen Messung. Auf diesem Weg wird eine engmaschige und einheitliche Kontrolle des Fermenterprozesses ermöglicht.

Der FOS/TAC-Wert hat direkten Einfluss auf die Qualität des erzeugten Gases, bezogen auf den Methananteil. Nur bei regelmäßiger Kontrolle dieses Parameters kann sichergestellt werden, dass eine effektive Vergärung stattfindet und die Biomasse im Fermenter nicht abstirbt. Weshalb der Wert oftmals zeit- und kostenintensiv in externen Laboren manuell geprüft wird.

Um diesen Vorgang zu automatisieren sowie ökonomischer zu gestalten, wurde in diesem Teilprojekt ein online-fähiges Messgerät entwickelt, das diese Aufgaben selbstständig und kontinuierlich übernehmen kann.

Als Grundvoraussetzung einer nachhaltig zuverlässigen Messung wurde die automatische Probennahme und -aufbereitung konzeptioniert. Um anschließend eine Titration der Probe durchzuführen, wurde diese filtriert und verdünnt. Umgesetzt wurde dieses durch ein hydraulisches System aus Behältern, Pumpen, Ventilen und einem Rührer, damit am Ende des Verdünnungsvorgangs 1.000 ml fließfähige, homogene Probe für die Messung zur Verfügung stehen.

Für die Bestimmung der FOS/TAC-Werte aus der aufbereiteten Probe wurde eine Messkammer aus Polyacrylglas verwendet, welche beständig gegen alle im Fermenter vorkommenden Substanzen sowie das Titrationsmittel Schwefelsäure ist.

Die Steuerung des gesamten Prozesses übernimmt ein Mikrocontroller-System im Steuergerät inklusive der Berechnung der FOS/TAC-Werte aus den bei der Titration verbrauchten Mengen an Schwefelsäure.

Der für die Tests an der Biogas-Versuchsanlage der TH Köln aufgebaute Prototyp wurde nach einem modularen Systemprinzip konzipiert, so dass einzelne Gerätebaugruppen möglichst einfach mechanisch und elektrisch adaptiert oder ausgetauscht werden können. Die

automatisierte FOS/TAC-Messung wurde im Forschungsbetrieb am Fermentersystem erfolgreich getestet. Die Funktionsweise des hydraulischen Systems und der mechanischen Integration wurde durch vielfältige Tests validiert.
Die pH-Titration und Messwertbestimmung arbeiten vollautomatisch und zuverlässig. Die Vergleichsmessungen, die auf dem Forschungsstandort :metabolon stattgefunden haben, zeigen, dass eine Integrierbarkeit des Verfahrens im Fermentationsprozess verfahrenstechnisch umsetzbar und betriebstechnisch automatisierbar ist. Aufgrund dieser Erkenntnisse sollen die Ergebnisse für die Weiterentwicklung zum praxistauglichen Seriengerät nachhaltig verwertet werden.

5 Ausblick

Der automatisierte FOS/TAC-Analysator wird zur Zeit einer weiteren Testphase unterzogen. Für diesen Schritt wurde der Analysator an die Vergärungsanlage der AVEA auf dem Standort :metabolon in Lindlar angeschlossen (Abbildung 6).

Abbildung 6: Anpassung und Einhausung des FOS/TAC-Analysators

Um äußere Einflüsse durch Schmutz zu unterbinden, wurde der Aufbau den Bedingungen angepasst (Abbildung 7).
Diese weitere Validierungsphase des Analysators wird genutzt, um unter extremen Realbedingungen an einer Vergärungsanlage für organische Abfälle zu testen und gegebenenfalls zu optimieren.

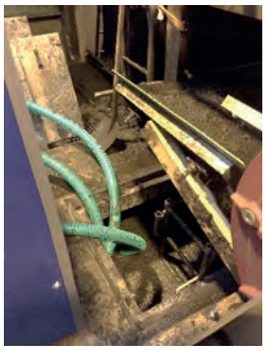


Abbildung 7: Zuführungsleitungen des zu analysierenden Substrates

Quellen:

[1] Tabatabaei. M, Biogas, Fundamentals, Process, and Operation, Springer, 2018, ISBN 978-3-319-77334-6

[2] Prof. Dr. Weiland, P., Rieger,C.: Institut für Technologie und Biosystemtechnik, Abt. Technologie, Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL): „Prozessstörungen frühzeitig erkennen", BIOGAS Journal 4/06

[3] Dr. Wiese, J., Ralf König HACH LANGE GmbH: „Prozessbegleitende Fermenterüberwachung auf Biogasanlagen", DVGW energie wasser-praxis 09/2006

[4] Nordmann, W. (1977): Die Überwachung der Schlammfaulung: KA Informationen für das Betriebspersonal. Beilage zur Korrespondenz Abwasser 3/77

[5] Hach-Lange Information (2007): Praxisbericht „gezielte Steuerung von Biogasanlagen mittels FOS/TAC"

Effect of the herbicide glyphosate and its main metabolite AMPA on the biogas production by anaerobic digestion

Balsam, Matthias[1]; Rehorek, Astrid[1]

[1]*Institute for Sustainable Technologies and Computational Services for Environmental and Production Processes (STEPs), University of Applied Sciences Cologne, Betzdorfer Str. 2, 50679 Cologne, Germany*

Abstract

The inhibition potential of glyphosate and the main glyphosate metabolite AMPA under anaerobic conditions in terms of net total gas (CH_4 and CO_2) production was examined with an anaerobic test system. Concentrations between actual found concentration in the environment and concentration level with high inhibition effect were selected. In order to determine which anaerobic degradation step was inhibited the volatile fatty acid profile was analysed in addition to the net gas production. It was shown that the methanogenesis was the main inhibited step during degradation of cellulose. However, the hydrolysis was also inhibited. Moreover, clear evidence for the presence of iso-fatty acids (iso-butyric and iso-valeric acid) in the inhibited test series was found that could be used as inhibition indicator.

1 Introduction

Glyphosate (GLY) is a broad spectrum, non-selective herbicide widely used in the agriculture for urban weed and vegetation control as well as for home garden use. The increasing use of herbicides like glyphosate accrues environmental pollution in soil and water by these substances and their metabolites. Amino methyl phosphonic acid (AMPA), the main metabolite of glyphosate, is also a widespread pollutant in the environment all over the world [1]–[4]. Glyphosate treatment for desiccation is done shortly before harvest. Increased glyphosate residue was found in food and animal feed [5].

Furthermore, significant concentrations of herbicides in organic waste [6] and cattle feed were detected in concentration ranges of 0.4 to 0.9 mg glyphosate per kg feed [7]. Daily intake of high concentration of glyphosate by animal feed and/or water could be hazardous for livestock. On the other hand, the excreted glyphosate can directly enter the microbiological systems such as waste water treatment plants and biogas plants and can induce inhibition due to their microbiological activity.

The high effectiveness of glyphosate arises from the inhibition of 5-enolpyruvyl shikimate 3-phosphate synthase (EPSPS) [8]. The EPSPS is involved in the biosynthesis of aromatic amino compounds (tyrosine, phenylalanine and tryptophane) in plants, algae, fungi and bacteria [9]. The reduction of flavin mononucleotide (FMN), which is a co-factor of EPSPS, is required for the action of EPSPS. Glyphosate chelates manganese cations and disturbs this reduction.

Studies showed that glyphosate has a cytotoxic effect to human placental, embryonic kidney and liver cell lines even in low dilutions and affects bacteria such as Enterococcus spp. [7, 10, 11].

Thus, the aim of this study was, to verify the inhibitory effect of glyphosate and AMPA in the biogas production of an anaerobic system. Therefore, an inhibition test at different concentrations of glyphosate and AMPA was performed by measurement of the specific net gas generation. Furthermore, in order to verify whether or not the inhibition affects the hydrolysis, acetogenesis, acidogenesis or methanogenesis, the volatile fatty acids (VFA) were analysed after each test series by ion chromatography (IC) and a profile was established.

2 Material and methods

2.1 Inhibition test

Each tests series were performed in an eight batch system. The batch systems were designed according to DIN 38414. The testing series were performed over a period of 30 days and measurements were carried out on workdays. Therefore, 150 mL anaerobic sludge was incubated with 1 g microcrystalline cellulose (AlfaAeasa GmbH, Karlsruhe, Germany) in a batch reactor system (Figure 1) and the different amounts of glyphosate (Molekula GmbH, Munich, Germany) or AMPA (Sigma Aldrich, St. Louise, USA) were added (except for the blank) and flushed by nitrogen gas for 1 minute. Afterwards, the reactor was connected to an eudiometer tube and stored at 35°C in a water bath, stirred with a stirrer at 300 rpm for 30 days. The biogas measurement was done by displacement of sodium sulphate solution in the eudiometer tube by the biogas produced in the reaction. The sodium sulphate solution comprised 200 g sodium sulphate decahydrate (Merck KGaA, Darmstadt, Germany) and 30 mL 96 % H_2SO_4 (AppliChem GmbH, Darmstadt, Germany) in 970 mL deionised water. The solution was coloured with a few drops of methyl orange (Merck KGaA, Darmstadt, Germany).

The test series were performed with different concentration of glyphosate and AMPA. Each concentration was tested in duplicate. The applied concentrations, in the different test series, are represented in Table 1. For all test series eight anaerobic batch reactors (Figure 1) in a light protected chamber were available and used in concurrent operation mode.

The anaerobic sludge was obtained from a local industrial anaerobic treatment system. Before the tests, the sludge was stored for one week at 35°C.

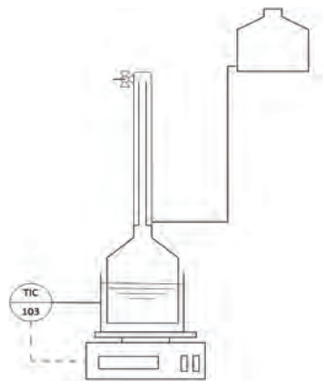


Fig. 1: Anaerobic batch reactor according to DIN 38414

Table 1: Concentration of glyphosate and AMPA in the different test series

No.	Glyphosate [mmol·L^{-1}]			AMPA [mmol·L^{-1}]
	Series 1	Series 2	Series 3	Series 4
1	0.0015	1.5	20	20
2	0.015	15	30	40
3	0.15	50	40	60

2.2 Analysis of volatile fatty acids

The analysis was performed by ion chromatography using 792 Basic Metrohm (Metrohm, Herisau, Switzerland) equipped with a Metrosep Organic Acids (250 mm x 7.8 mm) column. The mobile phase consisted of 0.005 mol L^{-1} H_2SO_4 (AppliChem GmbH, Darmstadt, Germany) and the flow speed was 0.6 mL min^{-1}. Aliquots (10 mL) of the sample were centrifuged for 20 min at 6000 rpm and filtrated via nylon syringe filters with 0.45 µm pore size, followed by a second filtration with nylon syringe filters with 0.2 µm pore size. Concentrations of VFAs were calculated after calibration with external standards for acetic, propionic, butyric, iso-butyric, valeric and iso-valeric acids. Furthermore, glyphosate and AMPA were analysed in the same analytical run.

3 Results and discussion

3.1 Anaerobic digester test performance

The experimental protocol was designed to determine the inhibition concentration of glyphosate for anaerobic cultures. For the glyphosate metabolite AMPA, the test was performed in the same concentration range.
The results obtained by the inhibition tests are shown in Figs. 2 to 4. All results are the means of duplicate measurements. Gas volumes are presented cumulatively. In all experiments biogas production was observed and the generation showed an exponential increase according to zero-order kinetics, except for glyphosate 30, 40 and 50 mmol·L^{-1} and AMPA 20, 40 and 60 mmol·L^{-1} due to the inhibition of these samples. The percentage of the biogas production was more than 50 % after 7 days of anaerobic digestion and 100 % after 30 days with exception of the test series 3, where still a slight gas production occurs after 30 days for the blank and the non-inhibited sample (Figure 2).

3.2 Inhibitory effect of glyphosate

Test series 1

Figure 2 presents the biogas production in the presence of glyphosate in low concentrations of 0.0015; 0.015 and 0.15 mmol·L^{-1}, respectively. The curves for 0.0015 and 0.15 mmol·L^{-1} are slightly higher than the blank whereas 0.015 mmol·L^{-1} is slightly lower than the blank. The deviation is in the range of the experimental error. Regarding to that, no inhibitory effect was detected over the entire concentration range.

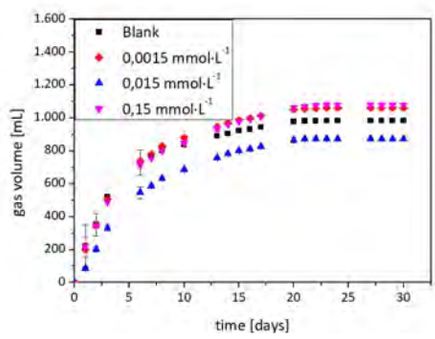


Fig. 2: Effect on biogas production during anaerobic batch fermentation of 50 ml anaerobic sludge and 1 g microcrystalline cellulose in the presence of 0.0015; 0.015 and 0.15 mmol·L^{-1} glyphosate.

Test series 2

The glyphosate concentration tested in the range from 1.5 to 50 mmol·L^{-1} showed a significant inhibitory effect of approximately 80 % at a concentration of 50 mmol·L^{-1} (Figure 3). In these samples, a percentage of biogas production of more than 50 % was reached after 1 day. 95 % of biogas production was completed after 10 days.

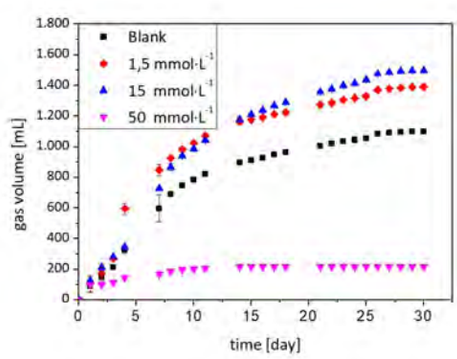


Fig. 3: Effect on biogas production during anaerobic batch fermentation of 50 mL anaerobic sludge and 1 g microcrystalline cellulose in the presence of 1.5; 15 and 50 mmol·L^{-1} Glyphosate

Test series 3

The glyphosate concentration of 20 mmol·L^{-1} showed an inhibition during the exponential growth phase (Figure 4). The experiment shows that the biogas production was reduced in the presence of 20 mmol·L^{-1} glyphosate for the first 20 days of incubation. The total amount of biogas did not significantly change in comparison to the blank solution after 30 days.

The evaluation of the result implies that the activity of the bacteria was only inhibited at the beginning of the anaerobic digestion. This suggests that glyphosate was degraded to a concentration that does not inhibit the process. As reported in test series 2 the concentration of 15 mmol·L^{-1} has no inhibitory effect on the anaerobic digestion.

Furthermore, the tested concentrations of 30 and 40 mmol·L^{-1} have a high inhibitory effect on anaerobic digestion. The relative inhibition was 80 % and 97 % respectively. The biogas production rate of 50 % was reached after 4 and 1 day, respectively.

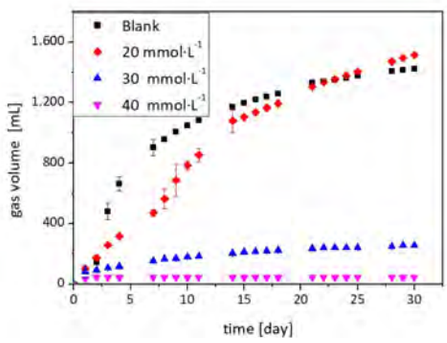


Fig. 4: Effect on biogas production during anaerobic batch fermentation of 50 mL anaerobic sludge and 1 g microcrystalline cellulose in the presence of 20; 30 and 40 mmol·L^{-1} Glyphosate

3.3 Inhibition effect of AMPA

Test Series 4

Figure 5 presents the biogas production in the presence of the glyphosate metabolite AMPA in concentration ranges of 20; 40 and 60 mmol·L^{-1}. The tested concentrations were in the same range as for the inhibited samples from test series 2 and 3.

All tested concentrations have a high inhibitory effect. In this test series, only 8 to 10 % of the volume of biogas was produced compared to the blank.

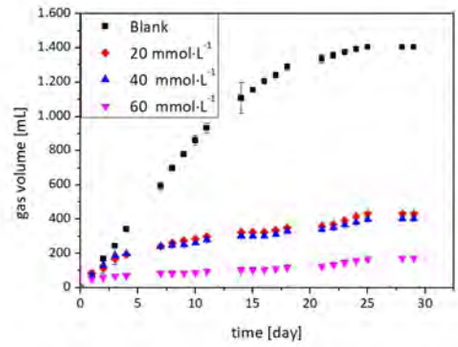


Fig. 5: Effect on biogas production during anaerobic batch fermentation of 50 mL anaerobic sludge and 1 g microcrystalline cellulose in the presence of 20; 40 and 60 mmol·L^{-1} AMPA

3.4 Volatile fatty acid profile for the glyphosate tests series

The analysis of the individual VFAs was performed after the inhibition test measurement of the batch system. This analysis was not performed for test series 1.

Test series 2

The VFA profile of the blank and the non-inhibited samples in the concentration range of 1.5 and 15 mmol·L^{-1} show low concentration of acetic acid (0.02 - 0.03mL·L^{-1}). This indicates that all the generated acetic acid was transferred into biogas (CH_4 and CO_2). In addition, the concentration of fatty acids iso-butyric, butyric, iso-valeric and valeric acid were very low. Based on that, it can be assumed that the substrate was metabolised into short-chain fatty acids, which were further metabolised into propionic acid and acetic acid. No inhibition of the hydrolysis and acidogenesis took place. However, propionic acid has accumulated in the non-inhibited samples. As it is known the acetogenesis is the slowest step during anaerobic fermentation [12] whereas the methanogenesis is the fastest step [13]. As seen in Figure 3 the methane production in this test series was completed after approximately 17 days. Afterwards, the residual substrate was transformed into fatty acids and subsequently into propionic acid. The decreasing pH value (at the end of the test < 6) inhibited the last metabolic step from propionic acid to acetic acid.

The VFA profile of the inhibited sample was different to the non-inhibited ones. All VFAs where detected. This suggests that the hydrolysis and the acidogenesis were not inhibited. Furthermore, the acetogenesis was not completely inhibited due to the high concentration of

acetic acid. However, as it was shown in the biogas production measurement, the methanogenesis was inhibited. With the accumulation of the acetic acid a general inhibition of all anaerobic steps occurred. It is known that the anaerobic digestion can be inhibited if the concentration ratio of acetic acid to propionic acid is >0.8 [14]. In this case, the acetic to propionic ratio is 3.3.

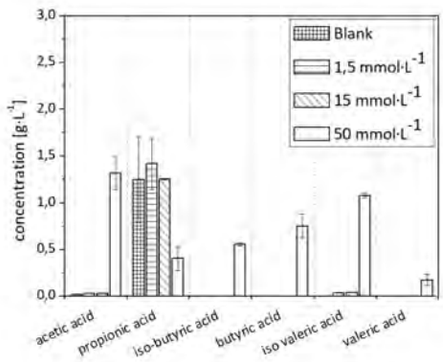


Fig. 6: VFA profile of anaerobic batch fermentation after 30 days in in the presence of 1.5, 15 and 50 mmol·L^{-1} glyphosate.

Test Series 3

The blank and non-inhibited sample (20 mmol·L^{-1}) showed a similar VFA profile as detected in test series 2. The concentration of acetic acid was very low. This indicates that the generated acetic acid was transformed into biogas as seen in test series 2. Furthermore, the fatty acids iso-butyric, butyric, iso-valeric and valeric acid were not present in these samples. Considering that, the cellulose was completely hydrolysed and transformed into short-chain fatty acids followed by conversion into propionic acid. As it was discussed in test Series 2, the accumulation of the propionic acid probably took place after the biogas production stopped.

The inhibited samples in the concentration range of 30 and 40 mmol·L^{-1} have nearly the same profile as the inhibited samples with 50 mmol·L^{-1} from test series 2. All VFAs were detected. Due to that no strong inhibition of the hydrolysis and acidogenesis occured. However, the VFA concentration of the sample with 30 mmol·L^{-1} is higher than the VFA concentration of the 40 mmol·L^{-1} sample, with the result that the biogas production of the 40 mmol·L^{-1} was also lower and the hydrolysis was also inhibited by the presence of glyphosate. Other factors like a decrease of the pH do not inhibit the hydrolysis considering that the hydrolysis has its optimum at lower pH values [15]. From the fact that the concentration of the long-chain volatile fatty acids was higher it can be concluded that the acidogenesis was also inhibited.

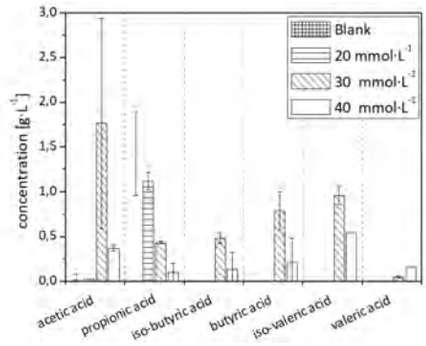


Fig. 7: VFA profile of anaerobic batch fermentation after 30 days in the presence of 20, 30 and 40 mmol·L^{-1} glyphosate, respectively.

3.5 Volatile fatty acid profile for the AMPA test series

Figure 7 presents the VFA profile of test series 4. For the blank, the concentration of acetic acid and propionic acid were still high after 30 days. This indicates that the fermentation process was not completed. Due to the higher sludge age in this test series, a lower buffer capacity of the anaerobic sludge existed and the methanogenesis was inhibited by too low a pH before the intermediates were transformed. The samples with an AMPA concentration of 20 mmol·L^{-1} have high values of acetic, propionic, iso-butyric and butyric acids, whereas the samples with 40 and 60 mmol·L^{-1} AMPA had high concentrations of iso-butyric and butyric as well as low concentrations of iso-valeric and valeric acid. Thus, the VFA profile of the inhibited sample is different compared to test series 2 and 3. In test series 2 and 3 iso-valeric acid was the main intermediate. Considering this fact it can be assumed that the acidogenesis was strongly inhibited because the transformation of long chain VFAs to short chain VFAs was not completed and the long chain VFAs were more present in these samples.

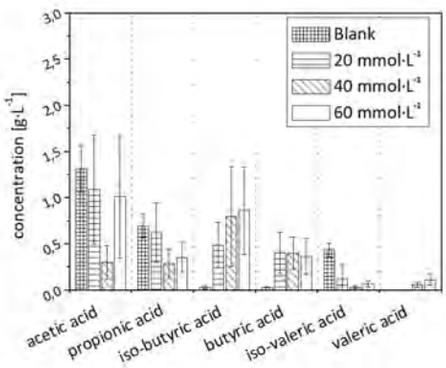


Fig. 8: VFA profile of anaerobic batch fermentation after 30 days in the presence of 20, 40 and 60 mmol·L^{-1} AMPA

The acidogenesis is not strongly inhibited by AMPA because the long chain VFAs were metabolised to short chain VFAs but the transformation by the acetogenesis and methanogenesis (Figure 7) were not completed due to the inhibition.

4 Conclusions

As shown in test series 1, there was no inhibition of the anaerobic pathway for digestion of VFAs from cellulose by glyphosate in the concentration of about 0.0015 to 0.15 $mmol \cdot L^{-1}$. However, for higher concentrations, it was shown that glyphosate mainly inhibits the methanogenes, which is responsible for the methane formation. This high concentration can be critical if glyphosate accumulates in the anaerobic sludge due to the low degradation ability in anaerobic environments. Furthermore, it was shown that glyphosate also inhibits the hydrolysis (test series 3) considering that the concentrations of the valeric, iso-valeric and butyric acids were lower in sample with 40 $mmol \cdot L^{-1}$ and 30 $mmol \cdot L^{-1}$ glyphosate. This effect was not observed in the AMPA test series. Valeric, iso-valeric acid and butyric acids were higher or in the same concentration level. These results indicate that the entry of glyphosate into the environment can affect the anaerobic microbiological activity.

It is obvious in all tests that the isomeric fatty acids, iso-valeric acid and iso-butyric acid were present in high concentrations in the inhibited test series. These isomeric fatty acids could therefore be used as indicators for an inhibited process. In future studies we would like to use an anaerobic batch digester equipped with on-line ion chromatography system to get more detail information about the time-dependent volatile fatty acid profile in an inhibited system.

References:

[1] Aparicio, V. C., De Gerónimo, E., Marino, D., Primost, J., Carriquiriborde, P., and Costa, J. L., Environmental fate of glyphosate and aminomethylphosphonic acid in surface waters and soil of agricultural basins., Chemosphere, vol. 93, no. 9, pp. 1866–1873, Nov. 2013.

[2] Botta, F. et al., Transfer of glyphosate and its degradate AMPA to surface waters through urban sewerage systems., Chemosphere, vol. 77, no. 1, pp. 133–139, Sep. 2009.

[3] Botta, F. et al., Transfer of glyphosate and its degradate AMPA to surface waters through urban sewerage systems., Chemosphere, vol. 77, no. 1, pp. 133–139, Sep. 2009.

[4] Struger, J., Thompson, D., Staznik, B., Martin, P., McDaniel, T., and Marvin, C., Occurrence of glyphosate in surface waters of southern Ontario, Bull. Environ. Contam. Toxicol., vol. 80, no. 4, pp. 378–384, 2008.

[5] Baig, M. N., Darwent, A. L., Harker, K. N., and Donovan, J. T. O., Preharvest Applications of Glyphosate Affect Emergence and Seedling Growth of Field Pea (Pisum sativum) Preharvest Applications of Glyphosate Affect Emergence and Seedling Growth of Field Pea (Pisum sativum) 1, vol. 17, no. 4, pp. 655–665, 2003.

[6] Kupper, T., Bucheli, T. D., Ortelli, D., and Edder, P., Dissipation of pesticides during composting and anaerobic digestion of source-separated organic waste in full-scale plants, pp. 215–220, 2005.

[7] Krüger, M., Shehata, A. A., Schrödl, W., and Rodloff, A., Glyphosate suppresses the antagonistic effect of Enterococcus spp. on Clostridium botulinum., Anaerobe, vol. 20, pp. 74–78, Apr. 2013.

[8] Duke, S. O. and Powles, S. B., Glyphosate: A once-in-a-century herbicide, in Pest Management Science, vol. 64, no. 4, pp. 319–325.

[9] Zulet, A., Gil-Monreal, M., Villamor, J. G., Zabalza, A., van der Hoorn, R. a L., and Royuela, M., Proteo-

lytic pathways induced by herbicides that inhibit amino acid biosynthesis., PLoS One, vol. 8, no. 9, p. e73847, Jan. 2013.

[10] Gasnier, C., Dumont, C., Benachour, N., Clair, E., Chagnon, M. C., and Séralini, G. E., Glyphosate-based herbicides are toxic and endocrine disruptors in human cell lines, Toxicology, vol. 262, no. 3, pp. 184–191.

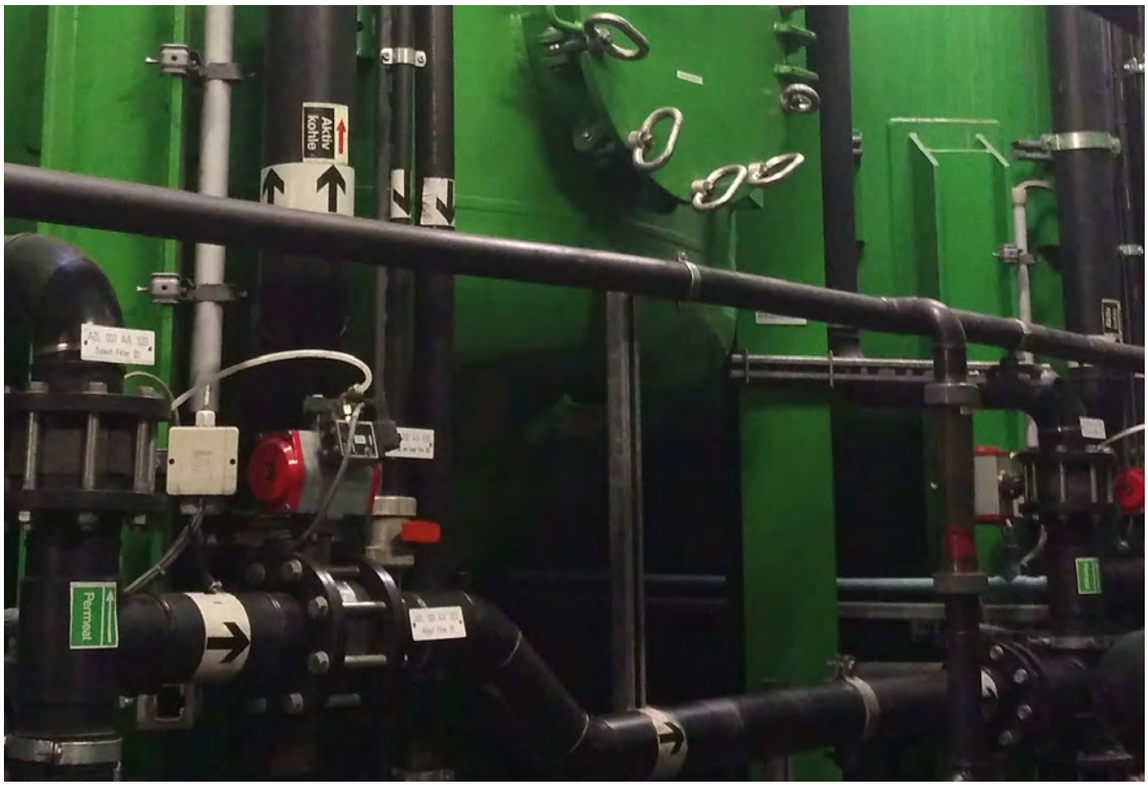
[11] Shehata, A. A., Kühnert, M., Haufe, S., and Krüger, M., Neutralization of the antimicrobial effect of glyphosate by humic acid in vitro., Chemosphere,vol. 104, pp. 258-261, Nov. 2013.

[12] Mähnert, P., Kinetik der Biogasproduktion aus nachwachsenden Rohstoffen und Gülle, [Dissertation], Humboldt-Universität zu Berlin, 2007.

[13] Madsen, M., Holm-Nielsen, J. B., and Esbensen, K. H., Monitoring of anaerobic digestion processes: A review perspective, Renew. Sustain. Energy Rev., vol. 15, no. 6, pp. 3141–3155, Aug. 2011.

[14] Callaghan, F. J., Wase, D. a J., Thayanithy, K., and Forster, C. F., Continuous co-digestion of cattle slurry with fruit and vegetable wastes and chicken manure, Biomass and Bioenergy, vol. 22, pp. 71–77, 2002.

[15] Fang, H. H. P. and Liu, H., Effect of pH on hydrogen production from glucose by a mixed culture, Bioresour. Technol., vol. 82, no. 1, pp. 87–93, 2002.



Phosphorarme Anti-Scaling Zusätze bei der indirekten Einleitung von aufbereitetem Deponiesickerwasser in eine kommunale Kläranlage – Fallstudie

Steiner, Christoph[1]; Beese-Vasbender, Pascal[2]; Wolf, Christian[2]; Gath, Michael[2]; Rehorek, Astrid[1]

[1]Institute for Sustainable Technologies and Computational Services for Environmental and Production Processes (STEPs), Technische Hochschule Köln, Betzdorfer Str. 2, 50679 Köln,

[2]Forschungsgemeinschaft :metabolon, Bergischer Abfallwirtschaftsverband, Braunswerth 1-3, 51766 Engelskirchen,

Abstract

Durch Druckentspannung und pH-Wert Erhöhung von gereinigtem Deponiesickerwasser nach einer Aktivkohlestufe kann es durch die daraus resultierende Verschiebung im Kalk-Kohlensäure-Gleichgewicht zu Ablagerungen in der Peripherie der Anlage (z.B. in Ablaufrohren) kommen. Durch Einsatz eines Härtestabilisators können diese stark reduziert werden.

In der vorliegenden Veröffentlichung werden die Ablagerungen hinsichtlich ihrer Zusammensetzung analysiert, unterschiedliche Härtestabilisatoren mittels Effektivitätstest auf ihre Eignung für den Einsatz untersucht und die minimale inhibitorische Konzentration (MIC) bestimmt.
Da der gesamte Phosphor-Gehalt im Abwasser von ökologischer und ökonomischer Relevanz ist und die Härtestabilisatoren je nach aktiver Gruppe (Phosphonsäure) zum Phosphoreintrag in Oberflächengewässer beitragen

wird in einer abschließenden Kosten-Nutzen-Analyse eine Empfehlung für einen der drei getesteten Härtestabilisatoren gegeben.
Obwohl der Härtestabilisator 1 (HS 1) rund 54 % teurer ist und mit 25 µL/L höher dosiert werden muss als das bisher verwendete ATMP (20 µL/L), ergibt sich durch den geringeren Beitrag zum P_{ges} bei der Abwasserabgabe letztendlich eine Kostenersparnis von ca. 44 % gegenüber dem Härtestabilisator ATMP.

1 Einführung

Die Zentraldeponie Leppe wurde im Dezember 1982 als Deponie für Siedlungsabfälle (gemäß Technischer Anleitung zur Verwertung, Behandlung und sonstigen Entsorgung von Siedlungsabfällen, Deponieklasse II [2]) in Betrieb genommen und hat einen planfestgestellten Ablagerungsbereich von 39 ha mit einem möglichen Volumen von ca. 9 Millionen m^3. Die Deponie wird als Reaktordeponie im Taleinschnitt mit Basisabdichtung und Oberflächenabdichtung betrieben, bei der, zur Vermeidung von Emissionen, Deponiegas und Deponiesickerwasser gefasst und verstromt bzw. behandelt werden. Die Umsetzungsvorgänge im Deponiekörper befinden sich in der stabilen Methangärungsphase [3] und das Deponiesickerwasser weist einen pH-Wert zwischen 7,6 und 7,9 auf. Damit liegt der pH-Wert in einem Bereich, in dem es bereits zu Ausfällungen von Karbonaten kommen kann (Abbildung 1).

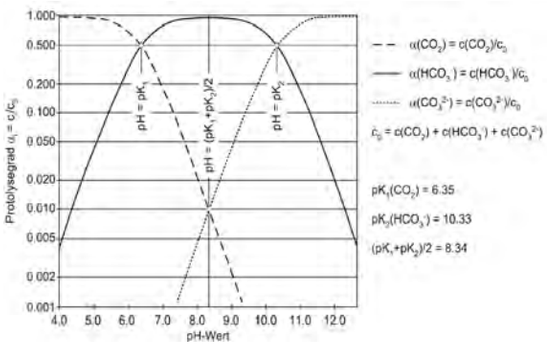


Abbildung 1: Protolysediagramm der Kohlensäure und ihrer zugehörigen Anionen [1]

In der Deponiesickerwasseraufbereitungsanlage der Zentraldeponie Leppe wird das Deponiesickerwasser zur Einhaltung der Einleitungskriterien [4] in einer kommunalen Kläranlage (indirekte Einleitung) in einem mehrstufigen Verfahren aufbereitet. Die Verfahrensschritte umfassen eine biologische Reinigungsstufe über Nitrifikation/Denitrifikation und einer nachgeschalteten Nitrifikation mit anschließender Ultrafiltration für den Zellrückhalt sowie eine abschließende physikalische Reinigungsstufe mit Aktivkohlefilter. Nach den Aktivkohlefiltern tritt eine Druckentspannung im aufbereiteten Deponiesickerwasser auf, so dass Kohlenstoffdioxid aus der wässrigen Phase entweicht. Dadurch wird das Kalk-Kohlensäure-Gleichgewicht dahingehend verschoben, dass die Ausfällung von Karbonaten begünstigt wird. Die Ableitung zur kommunalen Kläranlage verläuft über eine Strecke von einem Kilometer mit teilweise langsamer Fließgeschwindigkeit, was wiederum die Ablagerung von Karbonaten begünstigt.
Um die ausgeprägte Bildung von Ablagerungen in der Ableitung von der Deponiesickerwasseraufbereitungsanlage zur kommunalen Kläranlage zu vermeiden, wird dem Anlagenablauf ein Härtestabilisator (Aminotrimethylenphosphonsäure – ATMP) von 20 µL/L zudosiert. Zusätzlich wird eine jährliche Spülung der Rohrleitung vorgenommen, um geringfügige Ablagerungen von wenigen Millimetern pro Jahr zu entfernen. Der Gesamtphosphorgehalt im Ablauf der Deponiesickerwasseraufbereitungsanlage liegt im Bereich ≤ 2 mg/L vor der Dosierung des Härtestabilisators. Der Härtestabilisator Aminotrimethylenphosphonsäure trägt allerdings mit seinen drei Phosphongruppen zu wesentlich höheren Gesamtphosphorgehalten (Abbildung 2) in der Ableitung zur kommunalen Kläranlage bei, was sich wiederum negativ auf die Veranlagung bei der Abwasserabgabe auswirkt.

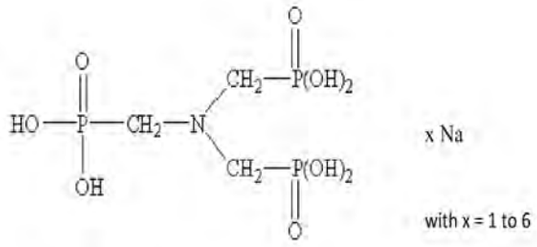


Abbildung 2: Strukturformel von ATMP [2]

Härtestabilisatoren mit geringerem Phosphorgehalt bzw. phosphorfreie Härtestabilisatoren sind seit geraumer Zeit auf dem Markt verfügbar. Deren Effektivität gilt es jedoch anlagenspezifisch zu testen.
Der sogenannte „Threshold-Effekt" beschreibt den Effekt durch Einsatz von chemischen Zusatzstoffen, wie z.B. Härtestabilisatoren, bei dem die Oberfläche der sich anfänglich bildenden Kristalle durch Adsorption blockiert wird. Damit wird beispielsweise die Bildung von Calcit

durch Stabilisierung mittels amorphem und kolloidalem Kalziumkarbonat entscheidend verzögert.
In der Forschungsgemeinschaft :metabolon wurden zwei alternative Härtestabilisatoren mit dem Anlagenablauf der Deponiesickerwasseraufbereitungsanlage auf ihre Effektivität zur Inhibierung der Bildung von Karbonaten getestet. Das Ziel hierbei war es, den Phosphoreintrag deutlich zu verringern und eine sowohl ökologisch als auch ökonomisch optimale Lösung zu finden.

2 Material und Methoden

Mit der Methode und der Zielsetzung aus [5] wurde der Härtestabilisator Effektivitätstest in 250 mL Bechergläsern durchgeführt. Der Anlagenablauf des aufbereiteten Deponiesickerwassers wurde kurz vor jedem Test frisch entnommen. Nach 15 min Equilibrationszeit, wurde mit einem Milliliter Natriumhydroxid (1 mol/L) die Fällungsreaktion stimuliert und die Änderung des pH-Wertes (ΔpH) mittels einer pH Sonde (WTW Multi 3420 mit SenTix® 940-3) über eine Stunde lang verfolgt.
Die verschiedenen Konzentrationen des Härtestabilisators wurden in separaten Ansätzen kurz vor der Messung hergestellt (Tabelle1).

Tabelle 1: Konzentrationen der Härtestabilisatoren (unterschiedliche Ansätze)

	ATMP [ppm]	HS 1 [ppm]	HS 2 [ppm]
1	Ohne	Ohne	Ohne
2	10	10	10
3	20	20	20
4	30	25	30
5	40	30	40
6		40	50
*	20	25	30
* = optimale Inhibierungskonzentration lt. Herstellerangabe			

In einem zusätzlichen Ansatz wurde die pH abhängige Effektivität der Härtestabilisation beispielhaft an HS 1 durch Zugabe von Natriumhydroxid bis zu einem pH-Wert von 11 untersucht (Tabelle 2).
Der pH-Wert von 11 liegt außerhalb des vom Hersteller angegebenen Wirkungsbereichs. Der Nachweis, um welche Karbonatverbindungen es sich bei den Ablagerungen handeln könnte, erfolgte über eine Energiedispersive Röntgenspektroskopie (EDX) mit freundlicher Unterstützung von Dr. J.-P. Grote vom Max-Planck-Institut für Eisenforschung GmbH (Abbildung 3).

Tabelle 2: Eigenschaften der Härtestabilisatoren

	HS 1 [6]	HS 2 [7] [8]
Einsatzgebiet	Kühl- und Prozesswassersysteme	Kühl- und Prozesswassersysteme
pH-Bereich	7,0 - 10,0	5,0 - 10,0
Effekt	Threshold-Effekt Phosphonsäure, Polycarbonsäure	Threshold-Effekt, Polycarbonsäure
Phosphor	Ja (1 Phosphongruppe)	frei von Phosphor
biologisch abbaubar	schwer biologisch abbaubar	biologisch abbaubar

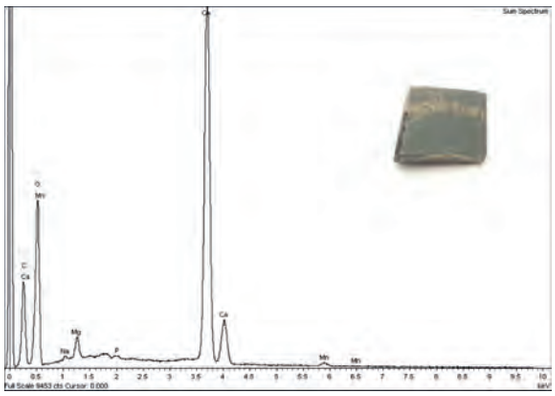


Abbildung 3: EDX-Analyse der Ablagerung

Ein einfacher Karbonat-Nachweis wurde über die Zugabe von Salzsäure (Konzentration 1 mol/L) durchgeführt. Dabei konnte die Freisetzung von Kohlenstoffdioxid beobachtet werden (Abbildung 4).

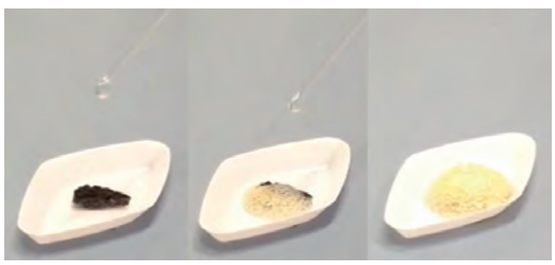


Abbildung 4: Einfacher Karbonatnachweis mit HCl

Tabelle 3: Daten der Energiedispersiven Röntgenspektroskopie

Element	Gewichts-prozent	Standardab-weichung	atomarer Anteil [%]
Kohlen-stoff	9,19	0,13	16,25
Sauer-stoff	44,19	0,24	58,65
Natrium	0,25	0,04	0,23
Magne-sium	1,26	0,04	1,10
Phos-por	0,19	0,03	0,13
Calcium	43,83	0,21	23,22
Mangan	1,09	0,07	0,42
Summe	100,00		

3 Ergebnisse und Diskussion

Die EDX-Analyse einer Ablagerung aus dem Anlagenablauf weist darauf hin, dass es sich mit hoher Wahrscheinlichkeit überwiegend um Kalziumkarbonat-Ablagerungen (vermutlich Calcit) handelt (Abbildung 3).

Die Bildung von Kalziumkarbonat-Ablagerungen sollte durch die gewählten Härtestabilisatoren - unter den gegebenen Standortbedingungen - inhibiert werden können. In Abbildung 5 ist der gesamte Verlauf eines Härtestabilisator Effektivitätstestes am Beispiel von ATMP dargestellt.

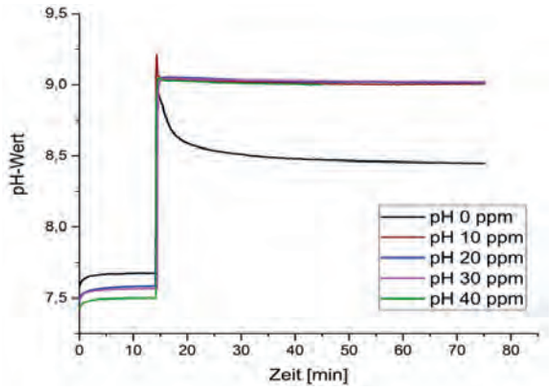


Abbildung 5a: Zugabe von Natriumhydroxid nach 14 min, Härtestabilisation mit ATMP

Nach Zugabe von Natriumhydroxid wird die Fällung von Kalziumkarbonat stimuliert, hierdurch wird dem Kalk-Kohlensäuregleichgewicht Karbonat entzogen. Zum Ausgleich des Gleichgewichtes dissoziiert das im Wasser überschüssig vorhandene Hydrogenkarbonat zum Karbonat und gibt dabei ein Proton frei, wodurch sich im Versuchsablauf über eine Stunde eine Abnahme des pH-Wertes zeigt.

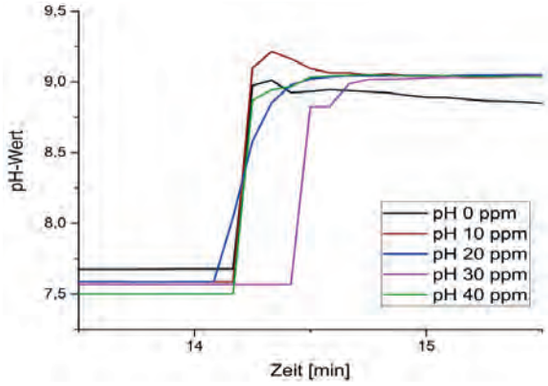


Abbildung 5b: Zugabe von Natriumhydroxid nach 14 min, Härtestabilisation mit ATMP (Detailausschnitt)

Im Falle von ATMP wird die minimale Konzentration zur Inhibierung der Bildung von Kalziumkarbonat bereits bei 10 ppm erreicht. Diese ergibt sich aus der Hälfte der pH-Änderung ohne Zugabe eines Härtestabilisators [5]. Eine stabile Inhibierung der Bildung von Kalziumkarbonat stellt sich allerdings erst ab 20 ppm ein (Abbildung 6).

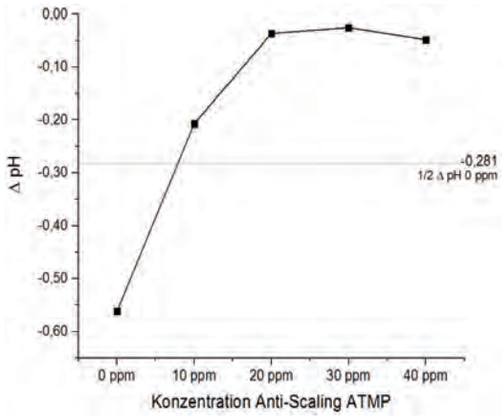


Abbildung 6: Minimale inhibitorische Konzentration (-0,281) von ATMP

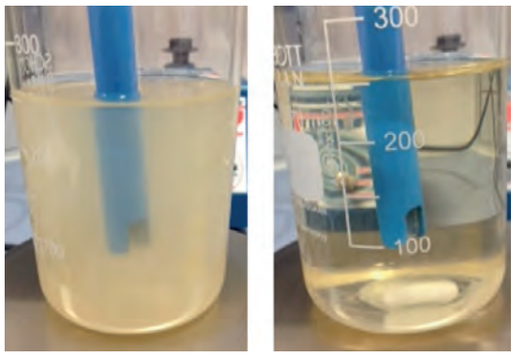


Abbildung 7: Anlagenablauf nicht-härtestabilisiert (links) und härtestabilisiert (rechts)

Höhere Konzentrationen des Härtestabilisators bewirken keine wesentliche Verbesserung bei der Inhibierung der Karbonatfällung. Der Unterschied zwischen einem nicht-härtestabilisierten und einem härtestabilisierten Anlagenablauf ist aus Abbildung 7 ersichtlich.
Im Vergleich zu ATMP liegt die optimale Härtestabilisation vom phosphorarmen HS 1 im Bereich von 25 ppm und vom phosphorfreien HS 2 im Bereich von 30 ppm (Abbildung 8 und Abbildung 9).

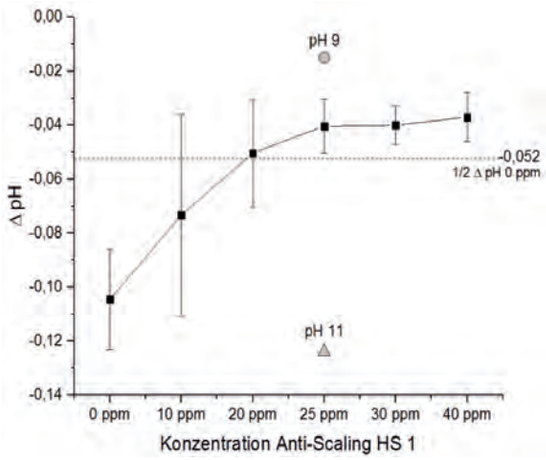


Abbildung 8: Minimale inhibitorische Konzentration (-0,052) von HS 1

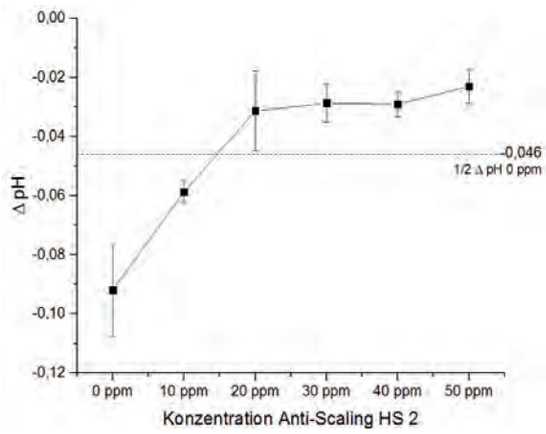


Abbildung 9: Minimale inhibitorische Konzentration (-0,046) von HS 2

Beide Härtestabilisatoren zeigen eine ähnliche Effektivität bei der Härtestabilisierung wie ATMP bei einem 79 % (HS 1) sowie einem 100% (HS 2) geringerem Phosphoranteil. Die Härtestabilisatoren inhibieren die Bildung von Karbonaten zuverlässig bis zu einem pH-Wert von 10.
Am Beispiel von HS 1 zeigt sich, dass die Härtestabilisation bei pH-Werten > 10 versagt und es zur Bildung von Karbonaten kommt (Abbildung 8).

Anstiege im pH-Wert auf > 10 können gelegentlich beim Wechsel der nicht pH-stabilisierten Aktivkohle auftreten, wodurch periodisch Karbonatschichten aufgebaut werden (Abbildung 3). Bei der Bewertung zur Umstellung der Härtestabilisation war neben der Effektivität der Inhibierung von Karbonatablagerungen auch die biologische Abbaubarkeit des Anti-Scaling Zusatzes ein entscheidendes Kriterium.
Um negative Einflüsse durch Biofouling in der Ableitung zur kommunalen Kläranlage zu vermeiden, wurde der Härtestabilisator HS 1 dem biologisch abbaubaren HS 2 vorgezogen.
Mikrobiologische Aktivitäten in der Ableitung könnten zu weitaus günstigeren Bedingungen für eine Karbonatfällung führen und somit den Nutzen des Anti-Scaling Zusatzes relativieren. Die Eignung von HS 2 als effektiven phosphorfreien Härtestabilisator müsste in längerfristigen Untersuchungen und realitätsnahen Bedingungen einer Deponiesickerwasseraufbereitungsanlage untersucht werden.

Tabelle 4: PO_4-Konzentration nach Zugabe von ATMP und deren Anteil an der Gesamtveranlagung für Deponiesickerwasser im Monatsvergleich

Monat	PO_4-Konz. nach HS-Zugabe [mg/L]	Rechen-wert	Anteil Gesamtver-anlagung [%]
01/16	3,70	18,25	2,89
02/16	4,30	24,25	3,66
03/16	1,90	0,25	0,06
04/16	6,40	45,25	5,89
05/16	2,10	2,25	0,34
06/16	1,00	0	0
07/16	0,77	0	0
08/16	1,60	0	0
09/16	3,10	12,25	1,86
10/16	11,00	87,25	19,87
11/16	22,00	205,25	30,59
12/16	17,00	148,25	22,39
01/17	3,10	12,25	1,45
02/17	13,00	110,25	11,18

3.1 Kosten-Nutzen-Analyse

Der Härtestabilisator HS 1 ist rund 54 % teurer als ATMP und es müssen für eine zuverlässige Härtestabilisation 25µL/L HS 1 anstelle von 20 µL/L ATMP in den Anlagenablauf dosiert werden.
Dennoch reduziert sich mit HS 1 der jährliche Phosphoreintrag um 26 %. Während ATMP mit 12 mg/L Phosphor zur Veranlagung der Abwasserabgabe beiträgt, sind es bei HS 1 nur 2,5 mg/L Phosphor.
Bedingt durch die geringeren Abgaben bei der Veranlagung von P_{ges} (Tabelle 4) ergibt sich trotz der Mehrkosten und der höheren Dosierung von HS 1 eine Kostenersparnis von knapp 44 % gegenüber dem Härtestabilisator ATMP.

4 Fazit

Die Härtestabilisation des aufbereiteten Deponiesickerwassers ist aufgrund der gegebenen physikalisch-chemischen Einflüsse, wie einem pH-Wert am Anlagenablauf zwischen 7,6 – 7,9 und der Druckentspannung nach den Aktivkohlefiltern nötig, um die Bildung von Kalziumkarbonatablagerungen zu unterdrücken.
Der Effektivitätstest der Härtestabilisation über die Messung der pH-Änderung bei induzierten Bedingungen zur Karbonatfällung liefert gute Rückschlüsse über die Eignung eines Härtestabilisators. Mit gängigen Laborgeräten kann so der optimale Härtestabilisator bzw. dessen optimale Dosierkonzentration ermittelt werden.
Die Umstellung auf einen phosphorarmen Härtestabilisator schont nicht nur die natürlichen Gewässer vor einer Überfrachtung mit Phosphor, sondern spart auch durch eine geringere P_{ges}-Veranlagung Kosten bei der Abgabe des aufbereiteten Deponiesickerwassers ein.
Die Härtestabilisation kann jedoch nicht verhindern, dass sich Karbonatablagerungen bei periodischen Anstiegen des pH-Wertes > 10, z.B. bei einem Aktivkohlewechsel, bilden. Bei Aufbereitungsanlagen, bei denen sich solche starken pH-Anstiege bei einem Aktivkohlewechsel nicht vermeiden lassen, können unter anderem pH-stabilisierte Aktivkohlen eingesetzt werden. Hierbei sind sicherlich die erhöhten Kosten der pH-stabilisierten Aktivkohle den Kosten einer Rohrreinigung bzw. -sanierung gegenüberzustellen.
Weitere physikalisch-chemische Faktoren, mit denen sich verfahrenstechnisch die Ablagerung von Calcit unter den Standortbedingungen der Deponiesickerwasseraufbereitungsanlage der Zentraldeponie Leppe verringern lässt, sind die Anpassung des pH-Wertes < 7,5 und das luftdichte Verschließen der Abflussleitungen zur Verringerung des Gasaustausches.
Mit dem Einsatz von Härtestabilisatoren kann die Bildung von Kalziumkarbonat-Ablagerungen stark verringert, jedoch niemals völlig verhindert werden, so dass die wasserführenden Rohrleitungen trotzdem in gewissen Zeitabständen eine Reinigung benötigen.

Quellen:

[1] Girmscheid, G., Gamisch, T., Klein, T., and Meinlschmidt, A., Versinterung von Tunneldrainagen-Mechanismen der Versinterungsentstehung, Bauingenieur, vol. Band 78, no. Juni 2003, pp. 292–300, 2003.

[2] Bilitewski, B. and Härdtle, G., Abfallwirtschaft: Handbuch für Praxis und Lehre, 4., Aktual. Berlin [u.a.]: Springer Vieweg, 2013.

[3] Gujer, W., Siedlungswasserwirtschaft, 3. Auflage. Springer Verlag, 2007.

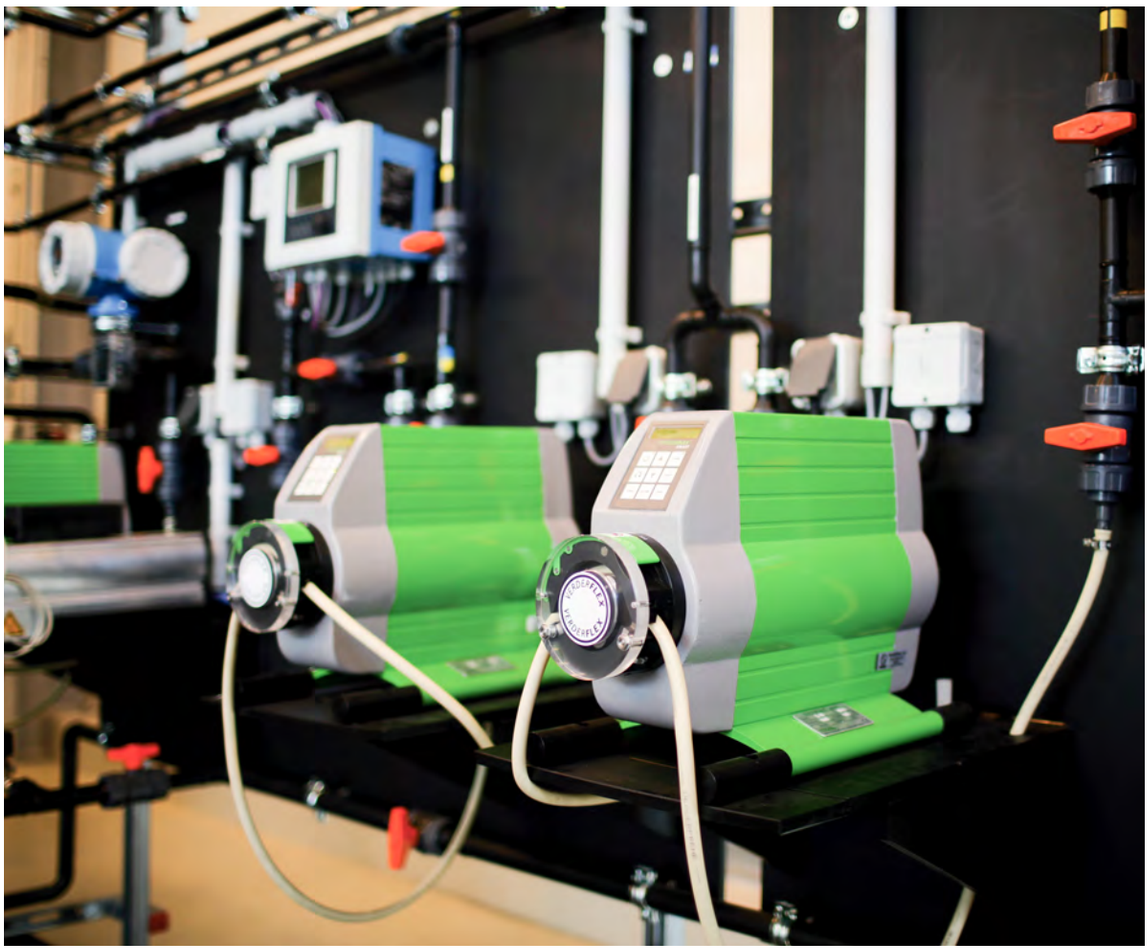
[4] Baden-Württemberg, G., Abwasserverordnung Anhang 51. Deutschland: http://www.gaa.baden-wuerttemberg.de/servlet/is/16491/2_2_1_51.pdf, 2017, p. 2.

[5] Zotzmann, J. and Regenspurg, S., Evaluating the Efficiency of Scaling Inhibitors in Geothermal Fluids at High Pressures and High Temperatures, World Geotherm. Congr. 2015, no. April, pp. 1–5, 2015.

[6] Kurita, Sicherheitsdatenblatt HS1, Ludwigshafen, 2016.

[7] Kurita, Sicherheitsdatenblatt HS2, Ludwigshafen, 2016.

[8] Kurita, Produktinformation HS2, Ludwigshafen, 2015.



OPC UA for Data Acquisition and Data Analysis in :metabolon Semi-Technical Landfill Leachate Treatment Plant

Lakshmi, Bagya[1]; Rajkumar, Deepthi[1]; Komal[1]; Omidi, Iman[1]; Bongards, Michael[1]

[1]*Institut für Automation und Industrial IT, Technische Hochschule Köln, Steinmüllerallee 1, 51643 Gummersbach*

Abstract

OPC Unified Architecture (OPC UA) is the standard of the OPC Foundation providing interoperability in process automation. The application developed with PI System for metabolon semi-technical landfill leachate treatment plant is implemented using OPC (OLE for Process Control) DA (Direct Access) communication. OPC UA is the interoperability standard for multi-vendor, multi-platform data exchange that is secure and reliable from small sensors up to IT Enterprise level systems. OPC UA provides open connectivity across multiple products, regardless of hardware platform or software operating system. This paper gives an overview over the architecture of OPC UA application in semi-technical landfill leachate treatment plant and its services. It also discusses the security concept in OPC UA which allows secure access over the internet and authorization for the users in semi-technical landfill leachate treatment plant.

1 Introduction

In today's world, there is a need for connecting data across various systems in an organization. Accessing these data across the systems for making decisions at various levels of business is challenging. The main reasons being process maintainability, keeping the process healthy, to keep track of the physical damage of the process plants. For example, considering a situation where there is damage in pump or valve, then there arises the need for combining data from various sources to arrive at a feasible solution [4]. So, there is a need for an improved tool to perform the above functions for arriving at a desired result.

With the expansion of the Industrial Systems and widely used advanced information technologies, the quantities and categories of data and information at various resolutions are increasing dramatically. But the platforms are mainly for applications and services in control centers, rather than the entire enterprise [3].

Industry 4.0 communication is not only based on pure data, but on the exchange of semantic information. In addition, transmission integrity is a key factor. These tasks are essential aspects of the OPC Unified Architecture. OPC UA contains a comprehensive description language and the communication services required for information models and is therefore universally usable.

The optimal approach is to implement a robust data platform for improving the capability of big data management and analytics. To manage data and models flexibly and to provide applications easily, the innovative platform should have four features- scalability, high reliability, service oriented and real time.

With the rapid growth of both structured and unstructured data from multiple sources, the current IT infrastructure needs to be reorganized to optimize the flow of big data to fulfil the intensive analytic applications. The implementation is to utilize the PI[1] system [12] to build a highly reliable and flexible common data repository.

2 OPC Communication

Process industries faced the biggest challenge of enabling the interoperability between various automation providers. This challenge was mitigated by a technology standard called OPC, which stands for OLE for process control. OLE is a technology developed by Microsoft that enables the user to create an object with one application and then link or embed it in the other application. The data can be passed from any data source to any OPC complaint application regardless of its vendor [16].

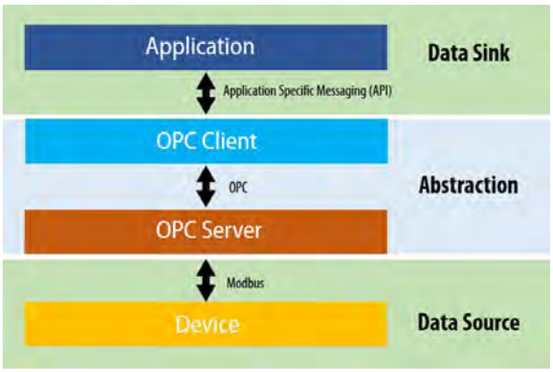


Figure 1: OPC Communication Architecture

OPC foundation is a non-profit organization with over 400 vendors of automation systems as its members. It is responsible for establishing and maintaining the OPC specifications that ensures seamless interoperability between various automation products. The OPC foundation maintains many OPC specifications. The specification mentions the behavior that the server is supposed to provide to the client applications that use them, not how to develop an OPC server [16]. The most common OPC specifications include:

OPC data access (OPC DA) - OPC DA provides real- time access to the process data. The client can request the OPC server for the most recent values of flow, pressure, temperature, level, etc. using OPC DA.

OPC historical data access (OPC HDA) - OPC HDA is used to retrieve and analyze historical data, which is typically stored in a plant historian.

OPC Alarm and events (OPC A&E) - OPC A&E is used for exchange of alarms and events between different vendors. An OPC client can request the OPC server a sequence of events list using OPC A&E.

OPC data exchange (OPC DX) - OPC DX defines how an OPC server exchanges data with the other OPC servers.

OPC extensible mark-up language (OPC XML) - OPC XML encapsulates process control data and thus makes it available across all operating systems.

OPC Unified architecture (OPC UA) - OPC UA was developed in response to OPC's broad adoption across all industries in addition to sharing the data throughout the enterprise.

1 PI stands for Plant Information (Tool used for visualizing the realtime data)

OPC is based on two components:

1. OPC server to read data from the device or to write data to the device.
2. OPC Client to access data from OPC server.

The OPC Server is used to communicate to the data source and expose a standard set of interfaces as specified in the OPC standard specifications. The interfaces exposed by the OPC server is used by an OPC client to access data from the data source. OPC technology therefore provides true interoperability between the products developed by various vendors. This gives the wide range of options for choosing the best in- class devices and applications without worrying about the communication between them [16].

OPC is based on client/server technology and has been implemented in almost every industry including process manufacturing, discrete automation, commercial operations and even municipal operations such as traffic control. Many devices could only accept limited number of simultaneous connections. Device loading, is greatly reduced by using OPC connectors because a single device-specific OPC connector requires only a single connection to the data source while simultaneously communicating with many applications [16].

OPC DA provides a standard way to access the real-time data or live data from the process control hardware and software. OPC DA ensures consistent communication between all devices and applications.

3 OPC UA

OPC UA provides a robust and reliable communication infrastructure having mechanisms for handling the semi-technical landfill leachate treatment plant. With its binary encoded data, it offers a high performing data exchange solution. An OPC UA server might provide a very simple model or a very complex model depending on the application needs. An OPC UA client can make use of the model or only access the data it needs and ignore the meta data accessible on the server [14].

With its information modeling capabilities OPC UA offers a high potential for becoming the standardized communication infrastructure for various information models from different domains. Several information models are already defined based on OPC UA making use of the generic and powerful Meta model of OPC UA. OPC UA has built-in support allowing several different standardized information models to be hosted in one OPC UA server [14].

3.1 Service Oriented Architecture

The OPC UA architecture is a Service Orientated Architecture (SOA) and is based on different logical levels. All the Base Services defined by OPC are abstract method descriptions which are protocol independent and provide the basis for the whole OPC UA functionality.

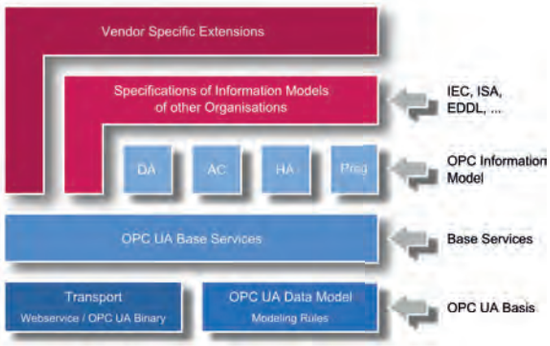


Figure 2: OPC UA Communication Architecture

3.1.1 Transport Layer

The transport layer transforms these methods into a protocol, which means it serializes/reserializes the data and transmits it over the network. Currently there are two TCP/IP based protocols specified for this purpose. One is a binary, high performance optimized TCP protocol and the second, a webservice based protocol. The binary protocol is mandatory and is supported by all UA stacks. In addition, there is a combination of both protocols, the so-called hybrid protocol. Here, a binary encoded (unencrypted) message is sent using an encrypted channel (HTTP). Additional protocols are possible and may be added when necessary.

3.1.2 Data Model

The OPC Information Model is not just a hierarchy based on folders, items and properties anymore, but a so-called Full Mesh Network based on Nodes instead. This network of Nodes can additionally transmit all varieties of meta information and diagnostic data. The closest image of a node would be an object, known from object-oriented programming (OOP). It can own attributes for read access (Data Access (DA), Historical Data Access (HDA)), methods which can be called (Commands), and triggered events

which can be fired (AE, DA Data Change) to exchange certain information between devices. An Event contains among other things a time of notification, a message and a severity. Nodes are used for process data as well as for all other types of meta data. The newly modelled OPC namespace now contains the Type Model used to describe all possible data types as well [19].

3.2 Key features of OPC UA

- service oriented architecture using asynchronous request/response paradigm
- combines all features of the previous "classic OPC" specifications
- bulk operations for all access operations
- bandwidth-friendly transmission
- redundancy support on client and server side, multiple redundancy
- heartbeat for connection monitoring in both directions; i.e. the server as well as the client recognize failures
- buffering of data and acknowledgements of transmitted data
- lost connections do not lead to data loss anymore; lost data packages can be fetched again [16].

A major reason for its success is that it eliminates the need to spend a lot of time and work developing proprietary communication interfaces. OPC Unified Architecture (UA) which provides solutions to the identified drawbacks of OPC Classic while meeting the requirements for use in a modern device architecture.
The devices are connected by wireless routers: a physical interruption of the connection does not lead to a loss of information, since information is automatically buffered in the OPC UA server for a time and can be retrieved as soon as the connection has been restored – a very important property in which a great deal of proprietary engineering effort was invested beforehand. The authentication, signing, and encryption security mechanisms integrated in OPC UA were used in addition to a closed mobile radio group to ensure the integrity of this partly-sensitive data [19].

3.3 Additional Features of OPC UA

OPC UA extends OPC Classic by adding important capabilities, such as platform independence, scalability and high availability. OPC UA is service-based and enables the central transfer of data over the Internet. This is accomplished through a unified information model that includes program calls and supports complex data structures, as required e.g. for the execution of multi-level tasks such as batch processing. The newly defined communication protocol is based on TCP. Only the Ethernet port 4840 needs to be enabled. In this way OPC UA allows data exchange between computers – also across firewall boundaries – and can be used with non-Windows computers. Designed to ensure reliable communications, the OPC UA standard offers the possibility to monitor the connections to buffer the data if a connection breaks, and forward it as soon as the connection is re-established. The OPC UA standard defines a comprehensive security concept, which is based on proven Internet security mechanisms [15].

3.4 Application of OPC UA in Industrial Processes

OPC UA paves the way for the implementation of new concepts with increased vertical and horizontal data integration. OPC UA technology allows the implementation of solutions that move intelligence from the supervisory control systems to the local components. This makes it possible to remotely use and process the available data and information, creating new value chains and business models. As a result, OPC UA is becoming established as the ideal foundation for turning the vision of an "Internet of Things" for factory environments into reality. The aim is to globally network all machines, warehouse systems and operating resources and make them available to production with decentralized intelligence, which locally and autonomously optimizes the manufacture, provides the products with a unique ID and determines the state and location of each product at any time [15].
OPC UA acts as a bridge between IT and Automation. The level of automation in the production process has been increasing for many years. In Europe, more and more qualified personnel are being replaced by fully automated machines and robots. The digital consistency is one of the three characteristics of Industry 4.0, in addition to horizontal and vertical integration. After mechanization (first), electrification (second) and information technology (third), the fourth industrial (r)evolution will now take place through the implementation of the Internet of Things and Services in the factory. Industry 4.0 describes a vision proposed by German scientists. Industry 4.0 is based on the convergence of IT and industrial

automation. The traditional automation pyramid with central PLC will be replaced by an OPC UA [15].
The application of OPC UA in landfill leachate treatment plant will be remarkable. The key features and the upgraded functionality of OPC UA makes it a best method for communication rather than previously used OPC DA. The service oriented architecture, security feature and the vision f Industry 4.0 makes OPC UA to be the best communication model for metabolon.

3.5 Security

It is not enough for securing an application's infrastructure. The application itself must be secured, too. Currently many applications have problems with (remote) buffer overflow attacks whereby an attacker could execute malicious code. Poor memory handling and the development of big monolithic application are often reasons for that. Using Web Services even increases the probability that such attacks occur, since many of them can be consumed directly or indirectly from outside (internet) [15].
A clear and well-structured application architecture is a good starting point. Thereby different separate layers with strictly defined responsibilities must be designed. Memory- and security-related measures can be assigned for each separate layer. By applying this approach problems with buffer overflows can be reduced. OPC Specifies a layered architecture and assigns specific security-related functionality in different layers:
The Application Layer is responsible for User Authorization and Authentication, the Communication Layer verifies and applies Application Authentication and finally the Transport Layer maintains Confidentiality and Integrity as security goals.
This layered architecture is depicted in Figure 3.

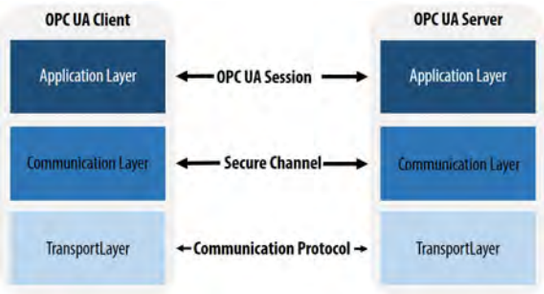


Figure 3: Security Architecture

Security must be maintained in the future and therefore it is important to check always whether libraries or cryptographic algorithms are still secure. It is even more important to be able to update or change applications with appropriate effort. This implies a modular design of the different layers, so that modules can be replaced without redesigning the whole application [15].
The OPC Servers provide interoperability among the systems from different vendors for the exchange of process data. The write access of the process data must be restricted as it may result in incorrect data being written. Therefore, there is a need to control the write access to protect sensitive plant data from being modified by in authorized clients. OPC Security must be well integrated with the Windows security and be as much transparent to the client application so that there is no necessity for a special connection to the server [15].
Security is built into OPC UA as security requirements has become so important in environments where automation is not running or separated in an isolated environment but is connected to the office network or even the internet and attackers start to focus on automation systems [17].
The chemicals involved in the semi-technical landfill leachate treatment plant must be maintained at limits and so it must be used by only authorized user. So, it is important to have this feature in built with OPC communication.

4 PI System

The PI System collects, stores, and manages data from the plant or process. The data sources should be connected to one or more PI Interface Nodes and then the interface nodes send it to PI Data Archive. Data is stored in the PI Data Archive and is accessible in the assets defined in PI AF (Asset Framework). Data can be accessed either directly from the PI Data Archive or from the PI AF Server using tools in the PI Visualization Suite (PVS) such as PI Process Book. Because of the usability advantages of PI AF, users are encouraged to consume data by accessing the PI AF Server rather than directly accessing the PI Data Archive [11].
The PI Data Archive collects, stores, and organizes data from data sources, providing an information infrastructure.
Operators, engineers, managers and other plant personnel can use client applications (PI Process Book) to connect to the PI Server to view data stored in the PI Server or in external data archive systems. The PI Data Archive used for the project is "Sickerwasser". It is important to

connect the PI Process book to the PI Data Archive Server [12].

The PI AF can automatically generate tags as assets. PI AF allows the definition of consistent representations of organizational assets and/or equipment and uses these representations in analyses that yield critical and actionable information. The PI AF Server used for the project is "SCHEURING15-PC". The following diagram describes the components of a typical PI System:

Figure 4: PI System Architecture

The PI Process book is having user-friendly graphical display interface and it also efficiently displays current and historical data. It helps in creating interactive graphical displays that can be saved and shared. It can easily switch between view and configuration modes. It creates dynamic, interactive displays and populate them with live data. The user can write scripts that automate displays and trends using Microsoft Visual Basic for Applications. The PI Process Book application contains one or more Process Books, which are collections of display entries.

The PI Process Book is a sophisticated PC tool for displaying plant information stored in the PI System archives and other sources. These display entries show data from one or more PI Systems as well as other static and dynamic information from outside sources such as schematic drawings, laboratory data, or specifications.

Displays often include dynamic trends of current values being collected. The data will be analyzed in a variety of ways, such as using a cursor to obtain specific values, scrolling backward through historical data, or zooming in to observe more detail. The display can show schematic or realistic process flow diagrams, values, trends and plots [12].

The PI Datalink is an Add-in to Excel for tabular data analysis. It provides end-user the ability to import data from the PI or AF Server for manipulation, comparison, or report generating. Data is imported in a variety of ways including archived, calculated, and filtered data [8]. PI Datalink includes a user interface to help you build functions and retrieve data. PI Datalink embeds functions in worksheet cells and can provide active updates of real-time data from your PI System [7].

5 Proposed System Architecture

The detailed explanation of the proposed method gives clear picture of the developed application using OPC DA. The proposed system architecture is depicted in the figure below. The :metabolon plant is the main data source and the PC in metabolon acts as client PC. OPC server is used as an interface for communication. The data is stored in PI server and processed using the PI System tools according to the user needs. The OPC DA Architecture acts as a bridge between the :metabolon Plant and the PC at metabolon.

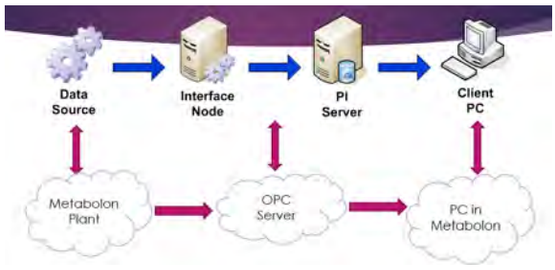


Figure 5: Proposed System Architecture

6 Outlook and future work

Many businesses rely on the forecast data to predict resource requirements or maintenance activities, to find differences between predicted and actual production yields. However, the data should be meaningful and accessible. The PI System tools in metabolon helps users to build their own role-specific displays and reports. The rapid response and monitoring is also a key factor for using PI System tools. The communication setup using OPC is a crucial step to integrate PI for data connectivity using PI interface.

The existing metabolon plant uses OPC DA communication and the future idea is to implement OPC UA communication. OPC UA is a crucial step to integrate modern technologies and concepts into industrial applications.

The strong meta model, the open and standardized service-oriented architecture and the ability of unifying different kind of OPC servers opens the door for new areas of application.

Especially in the field of process automation, it will help to simplify the integration of other applications like MES

(Manufacturing Execution Systems), HMI or SCADA systems.

This paper depicts the architecture and services of OPC application in semi-technical landfill leachate treatment plant. The use of OPC UA instead of OPC DA increases the scope and gives additional features. The 4th industrial revolution, or Industry 4.0, is gaining momentum in a wide range of industries and water treatment has been proved practically as a good example. The basic concepts of Industry 4.0 such as platform and vendor-independent communication, data security, standardization, decentralized intelligence and engineering, then a technology for M2M (Machine-to-Machine) or IoT (Internet of Things) applications is already available in OPC Unified Architecture. So, the future implementation of OPC UA broadens the scope of the application in semi-technical landfill leachate treatment plant.

References:

[1] Enabling Data Management at the Edge in Industrial IoT. (2016, November). Retrieved 2017, from Hewlett Packard: http://h20566.www2.hpe.com/hpsc/doc/public/display?docId=c05336740

[2] Gopal GopalKrishnan & Ray Verhoeff, OSIsoft. (2011). PISystem Data and Events in Enterprise and Line of Business. Retrieved 2016, from OSIsoft: http://cdn.osisoft.com/corp/en/media/presentations/2011/UsersConference2011/PDF/PT1242_OSIsoft_GopalKrishnan_PI_System_Data_and_Events_in_Enterprise_and_Line_of_Business.pdf

[3] H. Liu, J. Guo, W. Yu, T. Xia, R. Sun, M. Gardner, L. Zhu, and Y. Liu, (2016). Design 128 and Implementation of Enterprise-level Data Platform and Big Data Driven Applications. IEEE PES T&D Conference, (pp. 1-5).

[4] Managing and Delivering Sensor- Based Data. (2015). (OSIsoft) Retrieved 2016, from osisoft: http://www.osisoft.com/uploadedFiles/Content/Page_Modules/BR_PI%20Server_LT_EN.pdf

[5] Metabolon. (2017, February). Retrieved February 2017, from Metabolon: http://www.metabolon.de/metabolon

[6] OSI PI Software. (2015). (The University of Vermont) Retrieved 2016, from uvm.edu: https://www.uvm.edu/~uvmppd/allhands_ppts/2015ah_osi_pi_software_pelletier.pdf

[7] Osisoft. (2016). OSISOFT Technical Support. Retrieved 2017, from techsupport Osisoft: https://techsupport.osisoft.com/

[8] Pi Developers Club. (2016). Retrieved from PI Square -OSIsoft Community: https://pisquare.osisoft.com/community/developers-club

[9] PI Processbook essentials. (2015). Retrieved 2016, from OSISoft Live Library: https://livelibrary.osisoft.com/LiveLibrary/content/en/processbook-v4/

[10] Pi System Administrator for IT Professionals. (2015). Retrieved 2016, from http://cdn.osisoft.com/learningcontent/pdfs/PISystemAdministrator.pdf

[11] PI System Brochure. (2015). Retrieved December 2016, from OSISOFT: http://www.osisoft.com/uploadedFiles/Pages/PI_System/PI_Capabilities/Product_List/Pi%20System%20Brochure.pdf

[12] PI System Overview. (2014). (OSIsoft) Retrieved November 2016, from http://www.el.pcz.pl/backup/_dokumenty/ogloszenia/Overview.pdf

[13] Stephanie Marshall, Amy Feng, Paul Hagadone, Daniel LaForest. (2009). Fundamental Instruction Manual. Retrieved 2016, from http://www.chem.mtu.edu/chem_eng/current/new_courses/CM4120/2009/Fundamental%20PI%20Instruction%20Manual.pdf

[14] Lehnhoff, Sebastian & Mahnke, Wolfgang & Rohjans, Sebastian & Uslar, Mathias. (2011). IEC 61850 based OPC UA communication - The future of smart grid automation. https://www.researchgate.net/publication/267561083_IEC_61850_based_OPC_UA_communication_-_The_future_of_smart_grid_automation

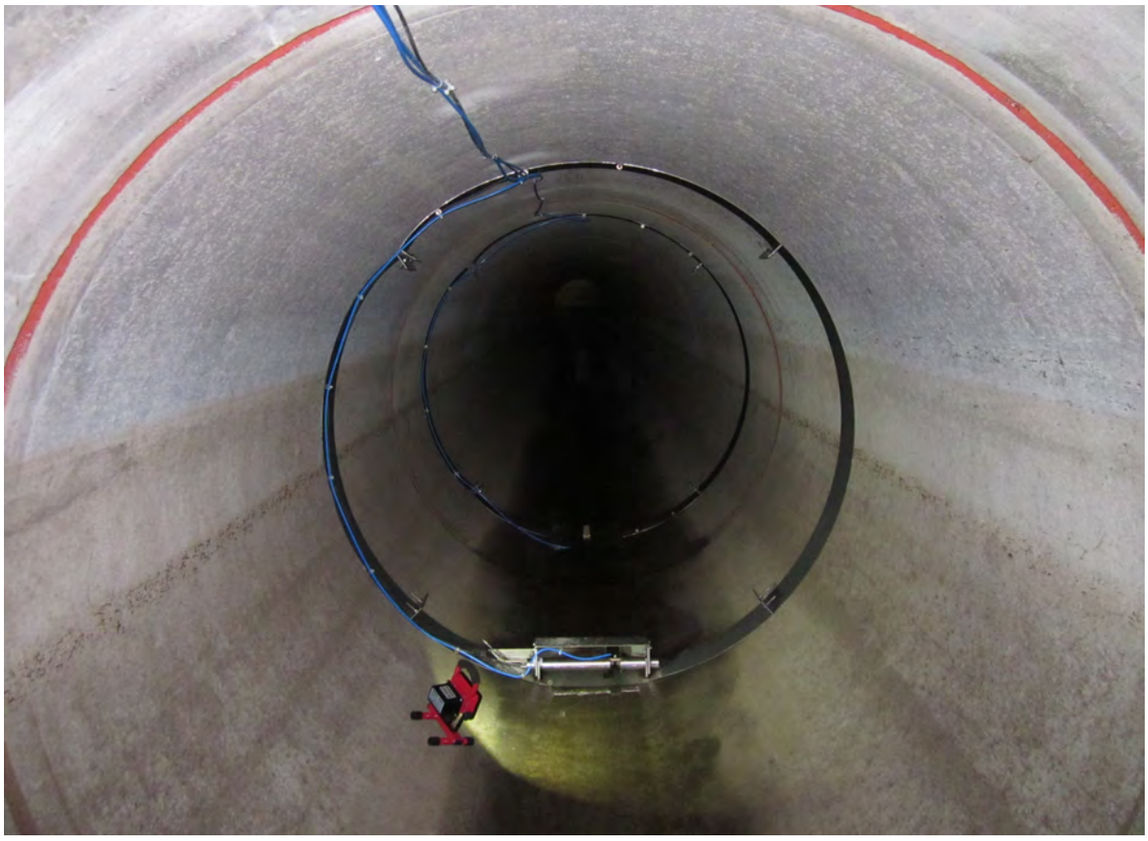
[15] Andreas Röck, Product Manager, Softing Industrial Automation GmbH Vaclav Bouse, Product Manager, Softing Industrial Automation GmbH German article published in "etz", ed. 3/2015 https://industrial.softing.com/uploads/softing_downloads/OPC-UA_echocollect_dataFEED_EN_150401.pdf

[16] By B.R. Mehta, Y. Jaganmohan Reddy, Industrial Process Automation Systems: Design and Implementation. Pg no 459

[17] A. Ginter, The Stuxnet Worm and Options for Remediation. Industrial Defender, Inc., 2010

[18] W. Mahnke, S.-H. Leitner and M. Damm, OPC Unified Architecture. Springer Verlag, Berlin, 2009

[19] Proceedings of the International Multiconference of Engineers and Computer Scientists 2009 Vol II IMECS 2009, March 18 - 20, 2009, Hong Kong, Service-oriented Architecture Design Aspects of OPC UA for Industrial Applications



Entwicklung eines Regler-Systems zur Integration von Regenklärbecken in die bestehende Abwasserinfrastruktur in der Trennkanalisation

Kusch, Wolfgang[1]; Kern, Peter[1]; Haag, Tanja[1]; Bongards, Michael[1]

[1]*Institut für Automation und Industrial IT, Technische Hochschule Köln, Steinmüllerallee 1, 51643 Gummersbach*

Abstract

In der Trennkanalisation werden Schmutz- und Regenwasser in getrennten Kanalsystemen gesammelt. Belastetes Regenwasser darf nach dem Trennerlass von 2004 des Landes NRW nicht mehr ungereinigt in die Gewässer geleitet werden. Aus diesem Grund werden in den nächsten Jahren in vielen Kommunen Regenklärbecken (RKB) zur Reinigung des Regenwassers errichtet. Das führt dazu, dass im Schmutzwasserkanal und der Kläranlage zusätzliche Wassermengen behandelt werden müssen. Allerdings sind das Schmutzwassernetz und die Kläranlage ohne Berücksichtigung dieser Wassermengen geplant worden. Es ist somit zu erwarten, dass es zu einer Überlastung von Kanal und Kläranlage im Fall des gleichzeitigen Entleerens der RKB kommen kann, selbst wenn das System über geringe Speicherreserven verfügt. Die Lösung eines smarten Reglers zur Steuerung der Entleerung der Regenklärbecken (kurz RKB-Regler), wie er in dem hier vorgestellten Forschungsprojektes entwickelt wurde, ist kostengünstiger als der konventionelle Ausbau von Schmutzwasserkanalnetz und Kläranlage. Eine Entlastung von Schutzwasser in die Gewässer ist auf jeden Fall zu vermeiden, damit die Umwelt nicht mehr belastet wird, als es durch das belastete Regenwasser der Fall wäre.

Um die Reinigungsleistung eines RKBs nachzuweisen, ist eine Messkampagne zur Ermittlung des Absetzverhaltens der abfiltrierbaren Stoffe erfolgt. Ziel war nachzuweisen, welche Auswirkungen unterschiedliche Betriebsweisen des Regenklärbeckens auf die Reinigungsleistung haben. Um eine Aussage bezüglich der Auswirkung aller RKB, die in Zukunft in dem betrachteten Kläranalageneinzugsgebiet gebaut und an den Schmutzwasserkanal angeschlossen werden, machen zu können, ist es notwendig dieses simulationstechnisch zu untersuchen. Als Software wurde dazu Simba# verwendet, die einen gleichzeitigen Test der RKB-Regler ermöglichte.

Anhand der Simulationen wird gezeigt, dass es ohne diesen RKB-Regler für die untersuchte Kläranlage volumenstromtechnisch nicht verkraftbar ist, wenn alle RKB bei hoher Belastung der Kläranlage gleichzeitig entleert werden.

Aus diesem Grund muss der RKB-Regler nachfolgend in der Praxis getestet werden.

1 Einführung

Der Bau von Regenklärbecken stellt die Entwässerungsbetriebe der Kommunen in NRW vor eine große, neue Herausforderung. Der Gesetzgeber fordert in NRW durch den Trennerlass von 2004 erhöhte Anforderungen an die Einleitung von Regenwasser aus kanalisierten Flächen in Gewässer. Mischwassersysteme sind hiervon häufig nicht betroffen, es geht um die Trennkanalisationen. Für Regenwasserkanäle gibt es eine zentrale Lösung: der Bau von Regenklärbecken (RKB) zur Reinigung des belasteten Regenwassers.

Die Kläranlage und das Schmutzwasserkanalnetz wurden bisher nicht auf die zusätzlichen Mengen an Schmutzwasser aus den RKB in niederschlagsreichen Phasen ausgelegt. Vor allem Kläranlagenbetreiber, die mit einem hohen Fremdwasseranteil zu kämpfen haben, werden Schwierigkeiten mit dem Betrieb ihrer Anlage bekommen, weil sich die bisher behördlich genehmigten Entleerungsstrategien der RKB negativ auf die Gesamtvolumina, die in der Kläranlage ankommen, auswirken. So haben der Fremdwasseranteil und die Entleerung der RKB heutzutage in etwa das gleiche Zeitfenster. Dieses führt in den meisten Fällen dazu, dass die Kläranlagen überlastet werden.

Es ist aber möglich diese Überlastung zu vermeiden. Dies geschieht, indem man regelungstechnisch in den Entleerungsmechanismus der RKB eingreift und die Entleerung so steuert, dass die Zulaufmenge der Kläranlage bei jeder RKB Entleerung berücksichtigt wird. Wenn es jedoch schon vor der Existenz eines RKBs im Kanalnetz Probleme mit einer Überlastung der Kläranlage gegeben hat, kann diese Art der Überlastung in Zukunft natürlich nicht durch einen anderen Entleerungsmechanismus verhindert werden. In einem solchen Fall liegt ein grundsätzliches Problem der Kläranlagenauslegung vor.

Betrachtet man hingegen die in Zukunft zu bauenden RKBs im jeweiligen Gesamtzusammenhang (Schmutzwassernetz und Kläranlage als Gesamtsystem), ist die Entleerungsstrategie für eine stark belastete Kläranlage entscheidend. Ein Abpumpen des ersten Spülstoßes im RKB bei Regenbeginn führt zu einer erhöhten Belastung der Kläranlage und bietet so gut wie keinen Nutzen für das Gewässer (Kapitel 2). Erfolgt die Entleerung des RKB nach Regenende ohne die Zufluss-Situation an der Kläranlage zu berücksichtigen, kann auch das bei einer am Limit arbeitenden Kläranlage zu einer Überlastung führen. Beide vorgenannten Punkte entsprechen in kombinierter Anwendung dem heutigen Stand der Technik. Es gibt nur eine sinnvolle Lösung: eine zentrale Überwachung und Regelung der RKB.

Von den Aufsichtsbehörden wird immer wieder bemängelt, dass ein längeres Aufstauen zu einem erhöhten Austrag an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) führt. Die Beweise hierfür sind aber wissenschaftlich nicht belegt; es gibt hierzu bisher keine wissenschaftlichen Veröffentlichungen.So ist es in unterirdisch angelegten RKB nicht wahrscheinlich, dass es durch längeres Aufstauen im RKB, zu Problemen mit der Wassergüte kommt, da es dort dunkel ist und die Temperatur nahezu konstant.

Eine entsprechende Messung des AFS hat gezeigt, dass es keinen Unterschied beim Absetzverhalten von AFS macht, ob das RKB wie aktuell behördlich genehmigt oder im Dauerstau betrieben wird (Kapitel 2). Aus diesem Grund kann ein längeres Aufstauen im RKB eher als ein Vorteil denn als Nachteil gesehen werden, da die Kläranlage in Zeiten starker Regenfälle entlastet wird.

Kapitel 3 wird sich mit diese Art der Regelung beschäftigen. Die Ergebnisse in Kapitel 4 zeigen, dass ein RKB-Regler die Kläranlage so weit entlastet, dass die Kläranlage nicht durch die RKB überlastet wird.

Der RKB-Regler stellt eine der sinnvollsten Lösungen dar, wie das Problem von Kläranlagen- und Kanalüberlastung, durch die RKB Entleerung, gelöst werden kann.

2 Messung von AFS an einem Regenklärbecken

Die Reinigungsleistung von RKB wird anhand der Menge der abfiltrierbaren Stoffe festgestellt. Eine Möglichkeit diese abfiltrierbaren Stoffe zu messen ist die Verwendung von Spectrolysern. Spectrolyser erfassen über eine optische Messung die aktuelle Absorption im vorbeiströmenden Medium. Für die hier vorgestellten Messergebnisse waren zwei Opus Sonden der Firma Trios im Einsatz. Durch entsprechende Parametrierung seitens Trios kann die Opus Sonde AFS messen.

Abbildung 1: Messung im Zulauf des RKB: Volumenstrommessung

Für die Auswertung ebenfalls erforderlich ist die Messung der Volumenströme im Zulauf, an der Drosselstrecke des RKB und die Überwachung des Füllstandes des RKB sowie der Pumpzeiten. Im Zulauf wurde für die Messung des gesamten Volumenstroms eine sogenannte Kanalmaus (Abbildung 1) der Firma Nivus verwendet. Die anderen, genannten Parameter wurden von den stationär installierten Messgeräten und einem temporär installierten Datenlogger erfasst.

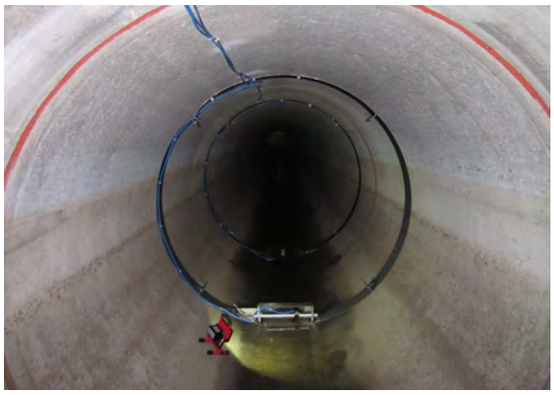


Abbildung 2: Messung im Zulauf des RKB: AFS Messung mittels Spectrolyser

Mit der Füllstandshöhenüberwachung können bei der Messdatenauswertung die Zeiträume detektiert werden, an denen das RKB über den Notüberlauf entlastet. In diesen Zeiträumen findet nämlich keine Reinigung des Regenwassers statt und die Menge an AFS ist im Zulauf- und Ablaufbereich gleich. Es werden also nur die Zeiträume betrachtet, in denen das RKB im Reinigungsbetrieb arbeiten kann.

Das RKB wurde ca. drei Monate im Normalbetrieb betrieben. Das bedeutet, dass die Entleerungspumpe eine Stunde nach jedem erkannten Regenbeginn läuft und das Becken nach Regenende entleert wird. Anschließend wird das RKB im Dauerstau betrieben. Aufgrund einer längeren Trockenperiode dauerte es fast zwei Monate bis es zum ersten Ansprechen der Drosselstrecke kam. Die verwertbaren Messergebnisse - ständiges Ansprechen der Drosselstrecke im Dauerstau - umfassen etwa einen Monat.

Tabelle 1: Regenereignisse bei Normalbetrieb des RKB

Zeitpunkt	Niederschlag	geklärt	Ø AFS Regenwasser	Ø AFS geklärtes Wasser	im RKB abgesetzt*
19.10.16 ab 04.30 Uhr	565 m^3	410 m^3	788 mg/l	175 mg/l	500 kg
20.10.16 ab 02.16 Uhr	998 m^3	599 m^3	1.100 mg/l	113 mg/l	1.100 kg
21.10.16 ab 20.52 Uhr	755 m^3	451 m^3	203 mg/l	114 mg/l	5 kg
24.10.16 ab 18.57 Uhr	833 m^3	508 m^3	174 mg/l	122 mg/l	17 kg
06.11.16 ab 20.34 Uhr	1.016 m^3	316 m^3	281 mg/l	121 mg/l	240 kg

*negative Werte bedeuten Ausspülung von AFS

Im Normalbetrieb zeigt sich, dass das Absetzverhalten im RKB nicht einheitlich ist.

Bei hoher AFS-Konzentration ist die Reinigungsleistung besser als bei geringeren AFS-Konzentrationen. Hierbei macht es keinen großen Unterschied, ob das RKB im Normalbetrieb oder im Dauerstau betrieben wird. Große Wassermengen in kurzer Zeit führen in beiden Betriebsstrategien dazu, dass die Reinigungsleistung des RKB gering ist.

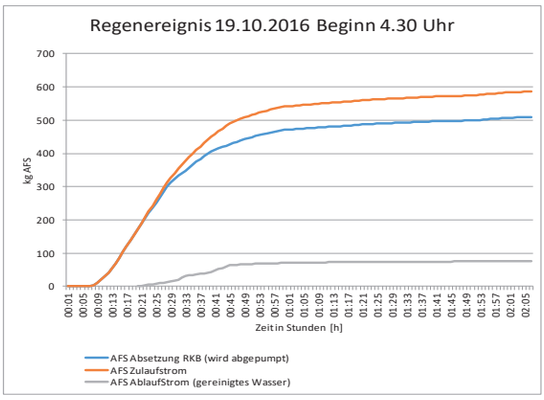


Abbildung 3: AFS Ströme eines Regenereignisses im RKB Normalbetrieb

Wenn es weniger stark regnet, ist die Fließgeschwindigkeit im RKB so gering, dass sich das AFS relativ gut absetzten kann. Die Ausspülphasen wie in Abbildung 3 dargestellt, kommen in beiden Betriebsstrategien mit in einem vergleichbaren Ablaufmuster vor. Da jedes Regenereignis seinen eigenen Charakter hat, kann man nur eine genauere Aussage treffen, wenn es zwei identische RKB am selben Ort mit derselben Menge an Niederschlag geben würde.

Tabelle 2: Regenereignisse im Dauerstau

Zeit	Niederschlag und gklärte Menge	Ø AFS Regenwasser	Ø AFS geklärtes Wasser	im RKB abgesetzt*
22.12.16 ab 06.56 Uhr	16 m³	173 mg/l	228 mg/l	0,1 kg
22.12.16 ab 07.30 Uhr	1.206 m³	181 mg/l	221 mg/l	-28 kg
24.12.16 ab 05.02 Uhr	284 m³	244 mg/l	237 mg/l	47 kg
26.12.16 ab 11.58 Uhr	326 m³	215 mg/l	223 mg/l	6 kg
04.01.17 ab 08.23 Uhr	9 m³	294 mg/l	400 mg/l	5,6 kg
10.01.17 ab 02.55 Uhr	1.370 m³	838 mg/l	650 mg/l	500 kg

*negative Werte bedeuten Ausspülung von AFS

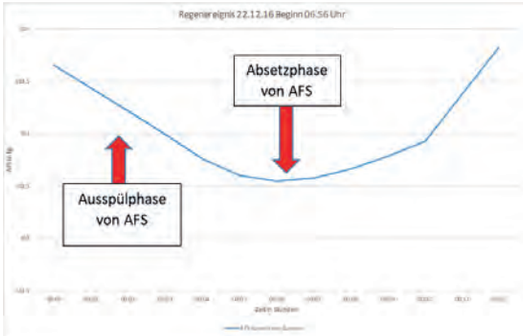


Abbildung 4: Absetzverhalten des AFS im RKB im Dauerstau, Regenereignis 22.12.16, ab 06.56 Uhr: Niederschlag 16 m³ (AFS: 173 mg/l), geklärt 16 m³ (AFS: 228 mg/l)

Die Reinigungsleistung des RKB entspricht in etwa den Literaturangaben [1]. Es kommt immer wieder zu Ausspülungen von AFS. Das RKB entspricht zwar dem Stand der Technik, wenn es jedoch zu starken Strömungen bei niedrigem Wasserstand kommt, erfolgen Remobilisierung und Austrag von AFS.
Hier müsste in einem Folgeprojekt anhand von Bilddatenverarbeitung festgestellt werden, was innerhalb des RKB bei verschiedenen Regenereignissen passiert, um Optimierungslösungen auszuarbeiten.

3 Simulationsmodell und Regler

Zur Simulation von Kanalnetz, Sonderbauwerken und Kläranlage wurde das Softwareprodukte Simba# [6] eingesetzt. Das Programm erlaubt eine zeitgleiche und interaktive Hydraulik- und Schmutzfrachtberechnung der genannten Komponenten.
Die sogenannten Haltungen oder Kanalrohre wurden aus einem GIS (Geografischen Informationssystem) erfasst und für Simba# zu Ersatzhaltungen manuell mit Hilfe von MS Excel aufbereitet. Die Ersatzhaltungen bilden Kanalnetzabschnitte ab, in denen es keine für die Simulation wichtigen Verzweigungen oder Rohrquerschnittsänderungen gibt. Als Gefälle wird ein gewichteter Mittelwert aller real existierenden Haltungen für jede Ersatzhaltung bestimmt. Aus allen Ersatzhaltungen wird das Kanalnetzmodell gebildet, wie es in Abbildung 5 gezeigt wird. Damit der Nutzer des Modells einen besseren Überblick hat, sind die meisten Teile des Kanalnetzes im Modell in Untersystemen gegliedert. Die Fließrichtung ist von links nach rechts, so dass am rechten Rand die Kläranlage als Senke dargestellt ist. Die abgebildeten Becken sind die Regenüberlaufbecken des Mischwasserkanalnetzes. Die Besonderheit des untersuchten Gebiets besteht darin, dass ein großer Teil des Kanalnetzes als Mischwassersystem,

also Schmutz- und Regenwasser in einem Kanal, und der Rest im Trennsystem ausgeführt ist. Im Modell wird das Trennsystem nur als Schmutzwasserkanal mit Hilfe der Kanalhaltungen abgebildet. Nur die Regenwasserkanäle werden als Quellen für die RKB dargestellt. Es ist davon auszugehen, dass das Regenwasserkanalnetz nach dem Stand der Technik ausgelegt ist und daher nicht detailliert betrachtet werden muss.

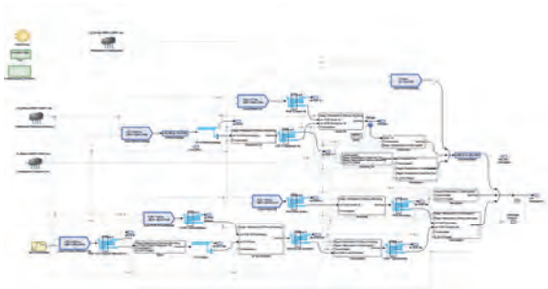


Abbildung 5 : Fließschema des untersuchten Kanalnetzes im Simba#-Modell

Die Berechnung der Hydraulik in den einzelnen Ersatzhaltungen erfolgt im teilgefüllten Rohr nach der Methode der „DIFW" (diffusive wave approximation) [2]. Bei negativem Gefälle, z.B. bei Bremsstrecken oder auch bei Druckleitungen, muss mit einem voll gefüllten Rohr (full pipe) und nicht nach der DIFW-Methode gerechnet werden. Dies hat den Grund, dass es sonst zu einem Rückstau, der nicht realistisch ist, kommt und somit das Simulationsergebnis nicht korrekt wäre. Bei der Fullpipe-Simulation wird die Zuflusswassermenge einer Haltung am anderen Ende nahezu zeitgleich wieder an die nächste Haltung abgegeben.

Das Modell des Regenklärbeckens ist unterschiedlich aufgebaut, je nachdem welche Regelstrategie die RKB fahren. Die Grundstruktur ist hingegen bei fast allen RKB gleich:

Nach der Beckenpassage wird das gereinigte Regenwasser über den Klärüberlauf in das Gewässer abgeleitet. Das eingestaute Wasser füllt zudem ein Spülwasserbecken, welches das Wasser für die automatische Reinigung des RKB vorhält. Die Reinigungseinrichtung ist meistens als Spülkippe ausgeführt. Entweder drosselt der Regenklärschlitz am Klärüberlauf die gereinigte Regenwassermenge (Q_{krit}) oder es ist eine regelbare Drossel im Abfluss des Spülwasserbeckens installiert, die dann die Abflussmenge auf maximal Q_{krit} begrenzt. Um das RKB entleeren zu können, wird eine Pumpe benötigt, die den Inhalt des RKB in den Schmutzwasserkanal befördert. Für starke Regenfälle besitzt jedes RKB einen vorgeschalteten Beckenüberlauf.

In Simba# werden Beckenanlagen, und damit auch RKB, aus verschiedenen Modellbausteinen abgebildet. Das Modell eines RKB besteht aus folgenden Bausteinen:

- Beckenvolumen bis Klärüberlauf (Modellbaustein Simba#: Absetzbecken mit Pumpenentleerung, NKS3)
- Beckenvolumen zwischen Klärüberlauf und Beckenüberlauf (Modellbaustein Simba#: Tank)
- Volumenstrommessung im Zulauf (Modellbaustein Simba#: Messung)
- Volumenstrommessung nach der Entleerungspumpe (Modellbaustein Simba#: Messung)
- Regellogik (Modellbaustein Simba# diverse Logikbausteine)

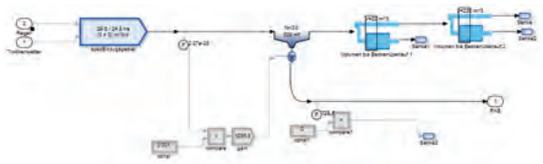


Abbildung 6: RKB mit Regler „leer-pumpen nach Regenende" in Simba#

Der Regler muss die Eigenschaft haben, dass er bei Bedarf die Pumpen der RKB einzeln abschaltet oder ggf. zuschaltet. Im Modell erhält deshalb jedes RKB seinen eigenen Regler. Dieser Regler greift auf die Ist-Werte der Zuflussmessung der Kläranlage zu. Der Regler ist im Modell (Abbildung 7) umgesetzt worden.

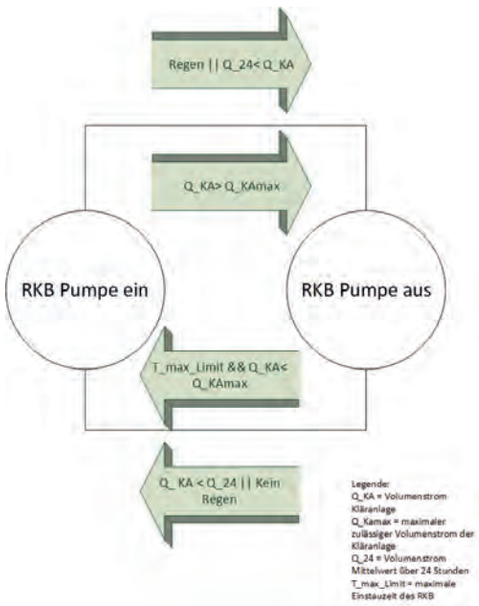


Abbildung 7: Reglerentwurf

Der Regler hat zwei Zustände. In dem einen Zustand ist die Pumpe des RKB eingeschaltet, im anderen ausgeschaltet. Zudem gibt es zwei Regelkreise.

Der **äußere Regelkreis** beschreibt den Normalbetrieb: Die Pumpe wird eingeschaltet, wenn es nicht regnet und das 24-Stundenmittel im Zufluss der Kläranlage nicht überschritten wird. Sobald es regnet oder der Fall eintritt, dass das 24-Stundenmittel im Zufluss der Kläranlage überschritten wird, wird die Pumpe ausgeschaltet. Somit wird vermieden, dass die Kläranlage zu stark belastet wird.

Der **innere Regelkreis** beschreibt die absoluten Restriktionen. Die Pumpe des RKB ist auszuschalteten, wenn der maximal zulässige Zufluss zur Kläranlage überschritten wird, um eine Überleitung der Kläranlage zu vermeiden. Dieser Fall kann nur dann eintreten, wenn die Pumpe vorher, wegen einer langen Regenphase, zwangs-zugeschaltet wird, um das belastete Wasser, welches die maximale Verweilzeit im RKB erreicht hat, abzupumpen. Bei dieser Zwangseinschaltung der Pumpe wird allerdings die maximale Zuflussmenge zur Kläranlage überwacht, so dass es nicht zu einem Ein- und Ausschalten der RKB-Pumpe innerhalb kurzer Zeiträume kommen kann.

4 Ergebnisse und Diskussion

Das Mischwasserkanalsystem hat ein Einzugsgebiet von insgesamt A_E = ca. 250 ha. An das Mischwasserkanalnetz angeschlossen sind A_U (undurchlässige Fläche = kanalisierte Fläche) = ca. 115 ha des Einzugsgebietes. Die erste Simulation ohne Regenklärbecken führte zu einer deutlichen Abweichung zu den gemessenen Werten. In dieser ersten Simulation beträgt der maximale Zufluss zur Kläranlage ca. 60.000 m^3 pro Tag. Zur Berücksichtigung des Fremdwasserzuflusses (Fehlanschlüsse, Dränagen, Undichtigkeiten) wurden zusätzliche „Fremdwasserflächen" berücksichtigt. Aufgrund der Messungen/Berechnungen wurde ermittelt, dass insgesamt ca. 15 ha A_U-Fläche im Schmutzsystem abflusswirksam sind, die die Regenabhängigkeit des Fremdwassers simulieren. Nach erfolgter Kalibrierung sind die verbleibenden Unterschiede zwischen Messung und Simulation gering. Die Ursachen hierfür liegen unter anderem in der Einzugsgebietsgröße und der ungleichen Überregnung.

Die hier dargestellten Ergebnisse zeigen einen Ausschnitt der gesamten Simulation. Es werden 12 Stunden dargestellt, während die gesamte Simulation einen ganzen Monat umfasst. Im hier nicht dargestellten Bereich der Simulation befinden sich eine niederschlagsarme Phase und ein paar kleinere Regenereignisse, bei denen die Beckenentleerung keinen Einfluss auf die Verarbeitungsfähigkeit der Kläranlage hat. Der interessante Bereich ist in Abbildung 8 dargestellt.

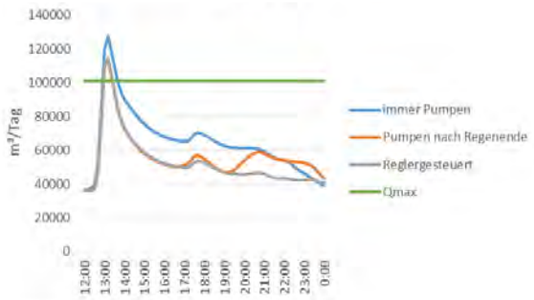


Abbildung 8: Zulauf der Kläranlage, Vergleich der Regelstrategien bei einem 10-jährlichen Regenereignis

Der Übersichtlichkeit halber sind nur drei Simulationsverläufe dargestellt. Im Zeitraum 12:30 bis 14:00 Uhr findet das 10-jährige Regenereignis statt. Durch die geregelte Entleerung der RKB wird die Kläranlage weitaus geringer belastet als bei einer kontinuierlichen Beckenentleerung. Die blaue Linie zeigt die Strategie „immer Pumpen". Es ist deutlich erkennbar, dass es zu einer erhöhten Wassermenge in der Kläranlage über den gesamten dargestellten Zeitraum kommt. Die zweite Spitze in der Kurve, ca. 17 Uhr, ist ein weiteres Regenereignis. Danach fällt die Belastung im Zulauf deutlich ab.

In Abbildung 8 ist gut erkennbar, dass die RKB am schnellsten entleert werden, wenn immer gepumpt wird, was den Erwartungen entspricht. Die orange Kurve zeigt das Zulaufverhalten der Kläranlage, wenn die RKB erst nach Regenende entleert werden.

Das erste Regenereignisses ist mit dem heutigen Zufluss ohne RKB zur Kläranlage deckungsgleich (orange und grau), was nicht anders zu erwarten ist. Das liegt an den abgeschalteten Entleerungspumpen der RKB bei den Regelstrategien „Pumpen nach Regenende" und „Regler gesteuert".

Sobald aber der Regen aussetzt, verzögert der Regler das Pumpen so lange bis die Kläranlage unter 50 % ihres maximalen Zuflusses liegt. Somit ist gewährleistet, dass es niemals zu einer Überlastung der Kläranlage kommen kann.

Diese Sicherheit wird mit der Eigenschaft erkauft, dass die RKB nicht immer als Rückhaltevolumina zur Verfügung stehen. Sie sollten auch nicht als Rückhaltevolumina missbraucht werden.

Um kurz vor 0:00 Uhr ist erkennbar, dass bei der blauen Kurve das Leerpumpen der RKB beendet ist und nun die blaue Kurve den normalen Trockenwetterabfluß abbildet. Zu diesem Zeitpunkt findet dann die Beckenentleerung bei der reglergesteuerten Variante vermehrt statt. Es ist aber zu erkennen, dass sich die zusätzliche Zuflussmenge zu diesem Zeitpunkt in Grenzen hält und eine Entlastung der Kläranlage erkennbar ist. Bei dem ersten Regenereignis, da die Pumpen ausgeschaltet sind, verhalten sich alle RKB so, wie es ohne ihre Existenz an der Kläranlage aussehen würde.

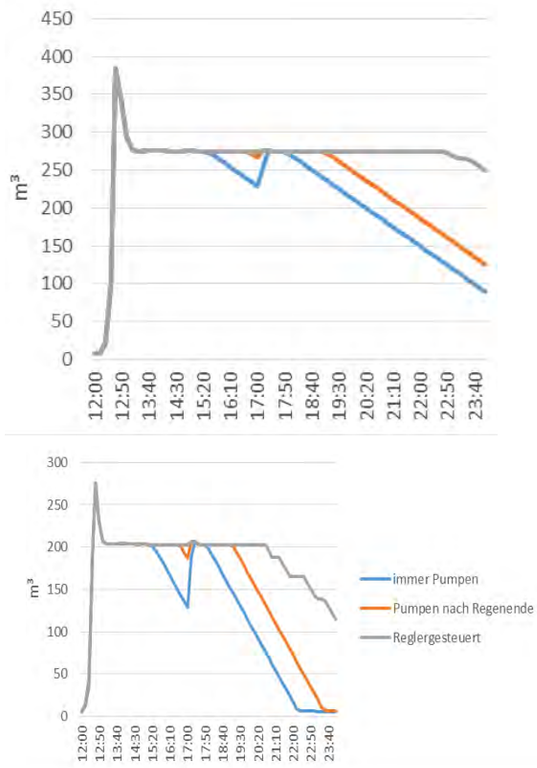


Abbildung 9: zwei RKB, die an verschieden Stellen im Kanalnetz liegen.

Die deutliche Erhöhung nach 19.00 Uhr zeigt die schnelle Beckenentleerung nach Regenende, wie es auch in Abbildung 9 deutlich wird. Die graue Kurve zeigt den Verlauf der Regler-gesteuerten RKB.

Um die Auswirkungen der RKB auf das Gesamtsystem, also nicht nur von der Hydraulik her zu betrachten, ist eine Schmutzfrachtanalyse nötig. Das Simba#-Modell kann als Eingangsparameter keine AFS verarbeiten. Modell-intern hingegen wird AFS (TSS) in den Absetzbecken verwendet. Ein Standardparameter, der sogenannte CSB (Chemische Sauerstoffbedarf, oder COD), dient als Eingangsparameter der Einzugsgebiete. CSB und AFS stehen in einem natürlichen Verhältnis zueinander, so dass es möglich ist, einen entsprechenden Faktor zu bestimmen.

Für Regenwasser ist das Verhältnis AFS zu CSB 0,87 [9]. Somit kann das Simba#-Schmutzfrachtmodell auch zur Bilanzierung von AFS verwendet werden. Als erstes werden die Einzugsgebiete der RKB mit dem durchschnittlichen CSB auf AFS-Basis der Messung parametriert. Der durchschnittliche AFS Wert beträgt 300 mg/l.

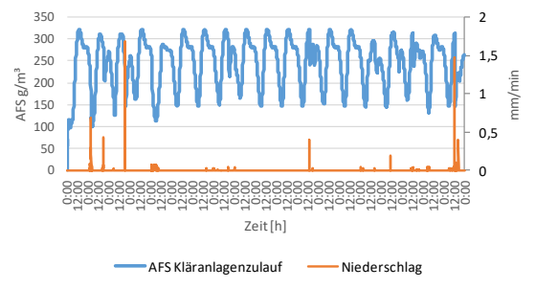


Abbildung 10: Schmutzfrachtsimulation, Menge der Schmutzfracht an der Kläranlage

Wie anhand des Simulationsergebnisses in Abbildung 10 erkennbar, spielt das zusätzliche AFS der RKB keine große Rolle. Die größere AFS-Konzentration und somit auch die AFS-Menge wird der Kläranlage durch das normale Schmutzwasser zugeführt. Die Menge, die die RKB der Kläranlage zusätzlich zuführen, ist vernachlässigbar. Erkennbar ist dieses an der im 24-Stunden-Rhythmus schwankenden AFS-Konzentration.

5 Zusammenfassung

Das untersuchte Schmutzwasserkanalnetz ist bereits heute so ausgelegt, dass alle geplanten RKB ohne hydraulische Probleme integriert werden können, wenn sie erst nach Regenende abgepumpt werden.

Bei einem ungeregelten Betrieb der vorhandenen und geplanten RKB im Stadtgebiet kann die Kläranlage die zusätzlichen Wassermengen in einer regenreichen Phase bei Regenereignissen, die über das ganze Stadtgebiet einem 10-jährlichen Ereignis entsprechen, nicht mehr behandeln.

Bei kleineren Regenereignissen hängt es davon ab, wie hoch die Vorbelastung durch ein vorhergehendes Regenereignis mit Fremdwasser ist. Um hier eine garantierte Sicherheit zu erlangen, müsste die Kläranlage mit entsprechenden Investitionskosten ausgebaut werden oder aber die RKB mit einem Regler zur zeitgerechten Inbetriebnahme der jeweiligen RKB-Pumpen ausgerüstet werden.

Ein solcher Regler ist einfach aufgebaut und benötigt nur die aktuelle Zulaufmenge zur Kläranlage als wichtigsten externen Regelparameter. Alle anderen Regelparameter werden an den RKB erfasst. Wenn ein zulässiger Grenzwert überschritten ist, wird durch Abschalten der Pumpen in den RKB eine Überlastung der Kläranlage verhindert. Der Regler ist somit ein kostengünstiges Instrument für einen auch zukünftigen gesicherten Betrieb der Kläranlage. Hierzu müssen die RKB mit einem entsprechenden Modul in der Steuerung ausgerüstet werden. Die erfolgten Untersuchungen haben ergeben, dass die AFS-Frachten im Vergleich zu den Schmutzfrachten des Schwarzwassers für die Kläranlage vernachlässigbar sind.

Quellen:

1. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V. (DWA), Karlsruher Institut für Technologie, Bereich Siedlungswasserwirtschaft und Wassergütewirtschaft, Dr.-Ing. Stephan Fuchs, Technische Universität Kaiserslautern, Prof. Dr.-Ing. Theo G. Schmitt, Fachhochschule Münster, Fachbereich Bauingenieurwesen, Institut für Wasser Ressourcen Umwelt, Prof. Dr.-Ing. Mathias Uhl, Prof. Dr.-Ing. Rainer Mohn, Reduktion des Feststoffeintrages durch Niederschlagswassereinleitungen, Phase 1, Karlsruhe, Oktober 2013

2. P. Fan, J.C. Li, Diffusive wave solutions for open channel flows with uniform and concentrated lateral inflow, Advances in Water Resources 29 (2006) 1000–1019, Peking , Oktober 2005

3. Ingenieurbüro Franz Fischer, Fließschema Hydraulischer Nachweis, Erftstadt, Juli 2009

4. Friederding, Ingenieurbüro Franz Fischer, Maßnahmenübersicht ABK2015, Solingen 05.11.2014

5. Tanja Haag, Wasser in der Gesellschaft, ISBN 978 3 86387 009 6, Gummersbach, 24.10.2008

6. ifak e.V, Simba# Version 1.1.82, (c), Magdeburg 2014

7. Landesanstalt für Umwelt, Messungen und Naturschutz Baden-Württemberg, Fremdwasser in kommunalen Kläranlagen - Erkennen, bewerten und vermeiden -, ISBN 978-3-88251-321-3, Karlsruhe August 2006

8. Dezentrale Niederschlagswasserbehandlung in Trennsystemen - Umsetzung des TrennerlassesAbschlussbericht 2011

9. Mulan Zhang, Hao Chen, Jizhen Wang, Gang Pan, Nottingham Trent University, Rainwater utilization and storm pollutioncontrol based on urban runoff characterization, DOI: 10.1016/S1001-0742(09)60072-3, Source: PubMed, Nottingham, Januar 2010

10. http://qgis.org/de/site/ QGIS Version 2.8.2-Wien, zuletzt abgerufen 14.12.2015

Computational Intelligence Techniques for Prediction of NH_4-N and COD in Wastewater Treatment Plants

Mahdi, Aleshahidi[1]; Bongards, Michael[1]

[1]*Institut für Automation und Industrial IT, Technische Hochschule Köln, Steinmüllerallee 1, 51643 Gummersbach*

Abstract

The complexity of wastewater treatment plants causes difficulties concerning the management and the control of the plant. Therefore, different approaches such as the progress in control engineering, computer technology, and process sensors have been investigated to improve the management of treatment plants. One of the promising approaches for advanced control and optimization of the treatment plants, is the usage of artificial intelligence techniques, including the machine learning methods.

This paper focuses on different machine learning methods, such as predictive models for estimation of COD and NH_4-N, as the measurement for these parameters requires very expensive and high maintenance probes.

Random Forest Regression and Support Vector Regression algorithms were examined on the data set which was recorded in 2012 from Rospe wastewater treatment plant (WWTP) located in Gummersbach, Germany.

Moreover, in this paper the implementation of virtual sensors for real time measurement of the data has been discussed. Thus, the implemented machine learning algorithms are integrated and used as part of the real time controlling of the plant. As a result, the best estimation for COD and NH_4-N were produced by applying the random forest algorithm. The estimation for COD was satisfying, while the Random Forest Model for prediction of NH_4-N required further improvement.

Table 1: Measured parameters characteristics

Parameter	Probe	Sensor Range	Min Value	Max Value	Mean	SD	Median
COD	STIP-scan	0 to 1000mg/l	3.08	462.10	169.20	85.64	178.80
NH_4-N	ISEmax CAS40D	0 to 1000mg/l	0.12	27.00	9.63	4.12	9.40
FNU	Turbimax CUS51D	0 to 9999 FNU	0.00	322.90	53.41	31.00	52.62
SAC256	STIP-scan	1 to 250 m^{-1}	0.47	88.40	32.39	14.88	33.90
ATU	STIP-scan	1 to 250 m^{-1}	0.00	34.40	7.98	4.47	8.30
SAC433	STIP-scan	1 to 250 m^{-1}	0.02	10.85	3.19	1.98	3.39
pH	WTW SensoLyt	2 to 12	6.90	8.50	7.48	0.22	7.50
Conductivity	WTW TetraCon	1 µS/cm to S/cm	-500.00	1095.00	412.70	105.00	414.00
Temperature	WTW SensoLyt	0 to 40°C	5.30	9.60	7.65	0.80	7.70
Flow	E&H	0 to 150 l/s	0.00	357.60	134.30	53.70	122.90

1 Data Description

In March 2012, Rospe wastewater treatment plant was capable of measuring 10 variables including NH_4-N and COD. 14.380 data samples for NH_4-N, COD and eight other measurements for prediction of these two variables were initially registered. Table 1 shows the overall characteristics of these measured parameters.

As it is elucidated in Table 1, there are two measurements for turbidity. The first measurement is taken using the Turbimax CUS51D turbidity probe (FNU), and the second one is taken by the STIP-scan CAM74/CAS74 spectrometric probe (ATU). FNU stands for **F**ormazine **N**ephelometric **U**nit. The FNU measurement unit is used to determine the concentration of suspended particles in a sample of water by measuring the incident light scattered at 90° angle. The scattered light is captured by a photo diode, which produces an electronic signal that is converted to a turbidity. On the other hand, Absorptiometric Turbidity Units (ATU) use the transmitted light rather than the reflected light [3].

Due to the fact that different sampling intervals were used by data loggers, it was necessary to use interpolation to fit the data to the same time base.

Figure 1 shows an overview of the characteristics of measured COD and NH_4-N over the test period. Due to the malfunctioning of probes through-out the measuring process, three gaps in the data occurred between the 23rd - 25th of February, 3rd- 4th of March an d12th - 16th of March.

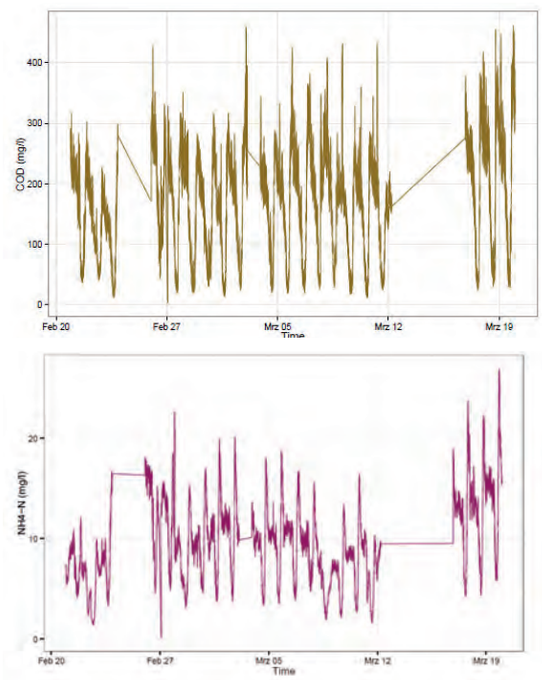


Figure 1: This plot depicts the behavior of the original COD and NH_4-N over the time

2 Data preprocessing

2.1 Outliers

The First step in data preparation is to remove the global outliers. The global outlier detection algorithm takes all N input values $u \in R$ into account and detects global

outliers using the median absolute deviation (MAD). This filter is used to eliminate global outliers which do not fit to the complete data set, however these outliers cannot be detected by a local filter, because they persist over a longer period. Temporary pollution of a sensor can lead to such outliers.

Next step is to remove the local outliers. As the outliers will introduce a drastic change in the mean of the signal, using a moving average does not work to remove these outliers. Thus, a robust alternative to noise and outliers is required. The local outlier detector is an online outlier detection and removal filter. This filter is an extension of median filter, which can be used to remove all the outliers without effecting the original signal. The observed data point U_k is compared to the median $\tilde{u}$ of the present and past data points. If the distance is greater than a predefined threshold $T_k \in R$ the value is replaced by a more reasonable value.

2.2 Normalization

One method of normalization is standardization (or Z-score normalization). Standardization is used for variables with different scales to contribute equally in the analysis. Thus, variables need to be rescaled to the center, so that all variables have the properties of a standard normal distribution with a mean equal to 0, and a standard deviation of 1. Moreover, standardization of data with mean 0 and standard deviation 1 is also a general requirement of many machine learning algorithms [2].

The following formula can be used for standardizing the variable:

$$Z = \frac{x - \mu}{\sigma}$$

Where x is the value that is being standardized, μ is the mean and σ is the standard deviation.

The value of Z is how many standard deviations σ the value x is away from its mean μ.

3 Machine Learning Methods

3.1 Random Forest

Bootstrapping is known as the most important fundamental in building the Random Forest Model [4]. Bootstrapping is selecting data randomly with replacement, and assumes a data training set of D with size n, sampling D uniformly with replacement generates new training set B. The B models are fitted using the bootstrap, and combined by averaging the output for regression. Random Forest avoids over fitting as the samples used to train the individual trees are bootstrapped. Moreover, it uses multitudes of random trees using random features. Thus, the individual trees are strong but are not so strongly correlated to each other. Another important random forest fundamental is OOB prediction, and OOB error. The test data in random forest is known as Out of Bag (OOB) prediction. We can get the classification by putting them down the tree, therefore the comparison between not true class of test and overall result is OOB error estimation [5]. The optimal model for this problem was built with 442 trees and 5 mtry (number of variables available for splitting at each tree node). Table 2 illustrate the RMSE (Root Mean Squared Error) and NMSE (Normalized Mean Squared Error) for NH_4-N and COD prediction.

Table 2: RMSE and MNSE for NH_4-N and COD

Predicted	RMSE (mg/l)	NMSE
NH_4-N	2.6	0.29
COD	23.41	0.01

Figure 2-a shows the comparison of predicted values and observed values for NH_4-N. Where, mostly predicted values are sufficiently close to the true values. However, this plot indicates the poor behavior of the model for peaks, as for the observed values of more than 20, prediction remains below 20.

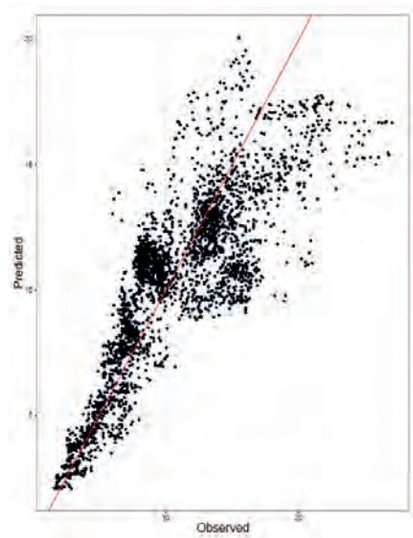


Figure 2-a: Random Forest Model for NH_4-N- plot for comparison of measured and predicted values

Figure 2-b shows the comparison of predicted and observed values for COD analysis. Comparing Figure 2-a with 2-b, shows that the NH_4-N estimation is harder than the COD. COD has been predicted very well, with the prediction following the peak.

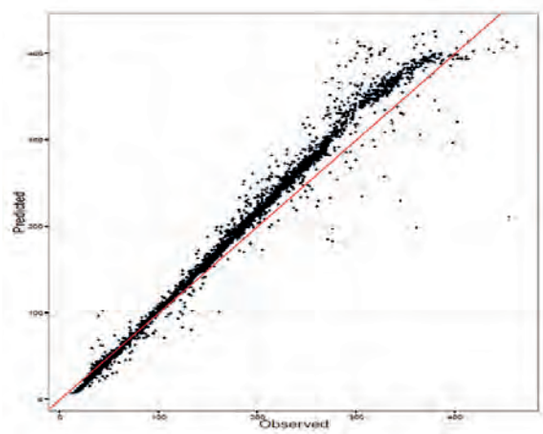


Figure 2-b: Random Forest Model for COD- plot for comparison of measured and predicted values

Figure 3 shows the predicted NH_4-N compared to the true values of measured NH_4-N over the time on the testing set using the SVR model. It is clear that the prediction follows the dynamics fairly well. However, the error slightly increases at the peaks.

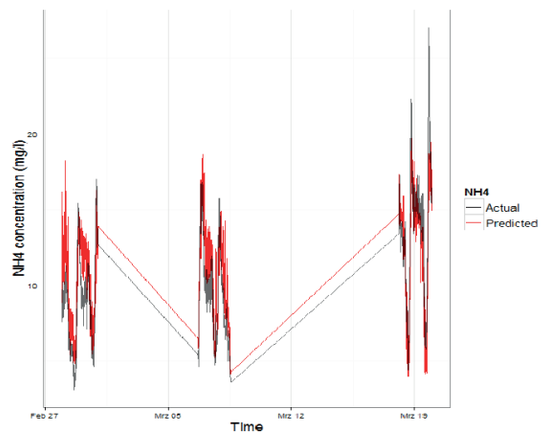


Figure 3: Comparison of measured and predicted NH_4-N with the Support Vector Regression model over time

3.2 Support Vector Machine

The radial basis Kernel function (Gaussian RBF kernel) was used for this model. ***C*** and gamma (***γ***) are two tuning parameter for Gaussian radial basis Kernel function. The ***C*** parameter has an effect on the decision boundaries. While the gamma (***γ***) parameter works as the tuning parameter σ for a Gaussian Kernel, and automatically defines the distance, an individual training point can reach. The ***γ*** parameter of Gaussian Kernel can be defined, to determine the flexibility of the resulting SVM in fitting the data [1]. Hyperparameter tuning is an optimization task, with the aim of improving the performance of the algorithm on an independent dataset. The most commonly applied approach for tuning the hyperparametric ***C*** and ***γ*** is grid search. The grid search algorithm is trying all possible values of the pair (***C***, ***γ***) and the evaluation of each possible pair is done by the k-fold cross validation on the training set.

Table 3: Gamma, Cost and NMSE in comparison

SVR model	Gamma	Cost	NMSE
NH_4-N before tuning	0.4	250	1.09
NH_4-N after tuning	0.8	5	0.24
COD after tuning	0.8	5	0.07

3.2.1 Improvement of NH_4-N prediction using residual analysis

Figure 4 clearly illustrates that the residual plot for COD is normally distributed, and the errors are located around the zero line, which means that the predicted values are not too different from the observed values and the model explains all trends in the dataset.

On the other hand, the residual plot for NH_4-N in Figure 4 reveals a pattern in the residuals. This pattern indicates that the variation in the residuals increases as the predicted values are increased. Hence, the assumption of equal variance of the residuals is not satisfied by the data. The most common solution to improve the model is to transform the response variable (NH_4-N).

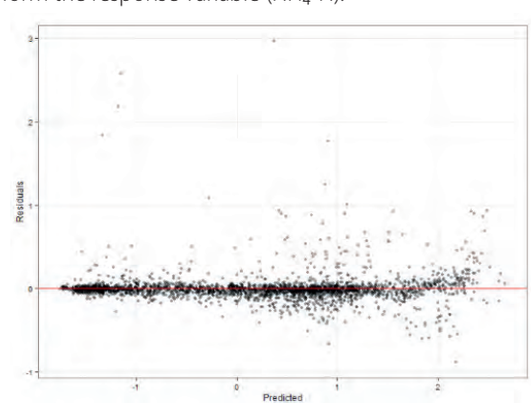


Figure 4-a: These plots depict the random forest residual analysis. Figure a illustrate the residual plot for COD

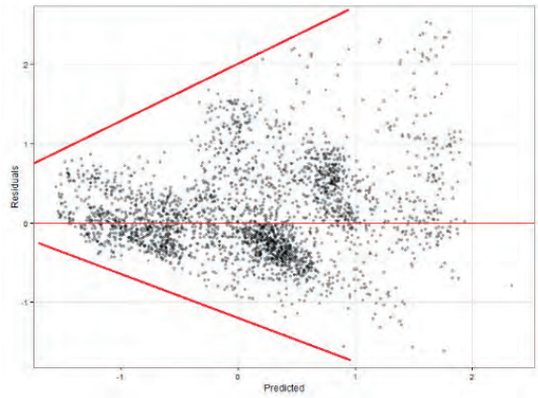


Figure 4-b: Residual plot for NH_4-N

Transforming the variables changes the shape of the distribution. Therefore, it is possible for the model to recognize the missing trend of the dataset. Logarithmic transformation has been used for improving this model for prediction of NH_4-N. After the transformation the model has significantly improved and the normalized MSE (NMSE) has been reduced to 0.1.

Figure 5 shows the predicted values against observed values for the improved model. Comparison of this plot and the original model in Figure 2-a, clearly shows significant improvement in the model.

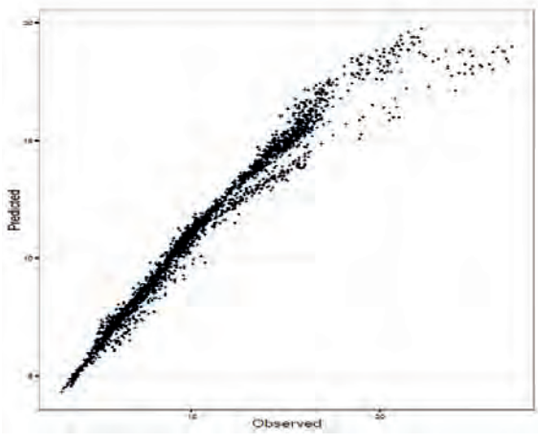


Figure 5: The improved model for NH_4-N was built with logarithmic transformation of the response variable NH_4-N. The plot shows the comparison of measured and predicted values

4 Online Measurements

Figure 6 shows the architecture of the work done within the scope of this paper. The ***R*** part is the machine learning methods implemented as ***R*** scripts.

The next step is to be able to use these machine learning methods in real time using online measurements. Therefore, LabVIEW has been used for data logging with OPC server as an interface between the PLC and LabVIEW [6]. In addition, with the OPC server correctly configured and running, the next step is to store the logged data in the LabVIEW into the database. PostgreSQL data base system has been used to record the data between the ***R*** and LabVIEW.

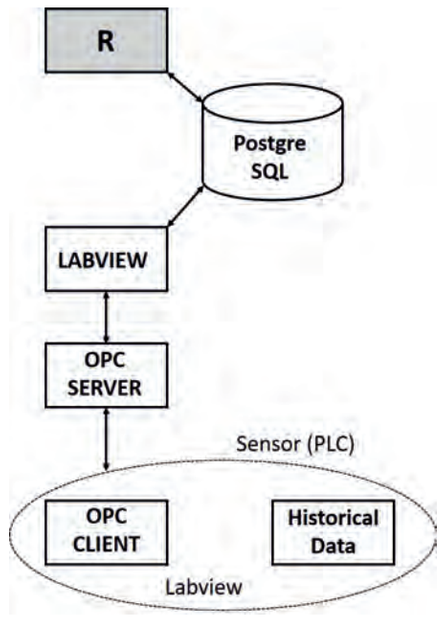


Figure 6: Architecture of the project for online-measurement of the parameters by reading the data in labview and then process the data for applying the machine learning methods in ***R***

The raw data from the plant is first collected by transmission of sensor signal into the PLC. Data is digitized and stored in a registry. This digitized information is then passed to the LabVIEW by tag index in the OPC server. Tags give identifiers to each digitized information (each variable). Matrikon OPC server software has been used for the connection between the digitized information which are indexed by tags and the LabVIEW. However, due to a lack of OPC server installation in the Rospe plant, a LabVIEW code was implemented, which simulates the historical data.

References:

[1] Meyer, David, and FH Technikum Wien. "Support vector machines." R News 1.3 (2001): 23-26.

[2] Jajuga, Krzysztof, and Marek Walesiak. "Standardisation of data set under different measurement scales." Classification and information processing at the turn of the millennium (2000): 105-112.

[3] Anderson, Chauncey W. "Turbidity 6.7." US Geological Survey Techniques of Water-Resources Investigations, book 9 (2005): 1-55.

[4] Breiman, L., Cutler, A.: Random forests-classification description. Department of Statistics, Berkeley (2007)

[5] Breiman, L.: Random forests. Machine learning 45(1), 5{32 (2001)

[6] Iwanitz, F., Lange, J.: OPC fundamentals, implementation and application. Laxmi Publications, Ltd. (2010)

Karbonisierung von Biomasse in einem Technikum-HTC-Batch Reaktor

Minkus, Oliver[1]; Hadulla, Adam[1]; Bongards, Michael[1]

[1]*Institut für Automation und Industrial IT, Technische Hochschule Köln, Steinmüllerallee 1, 51643 Gummersbach*

Abstract

Hydrothermale Karbonisierung (HTC) ist ein thermochemisches Verfahren, um feuchte Biomasse in einen kohleartigen Brennstoff umzuwandeln oder biobasierte Rohstoffe für die Chemische Industrie zu gewinnen. Hierbei bietet die Hydrothermale Karbonisierung eine gute Möglichkeit, um Rest- und Abfallstoffe gewinnbringend in nützliche Stoffe umwandeln zu können.
Bei der Hydrothermalen Karbonisierung unterscheidet man zwischen folgenden Prozessen: Verwendung von Wasser als Wärmeübertragungsmedium oder Verwendung von Dampf. Die Anlage auf :metabolon verwendet Sattdampf als Wärmeübertragungsmedium.
Erste Versuche mit Bioabfall und Klärschlamm haben gezeigt, dass sich ein kohleähnliches Produkt mit einem erhöhten Brennwert im großen Maßstab herstellen lässt. Aus der ersten HTC-Kohle wurden lagerfähige Pellets hergestellt. Das Prozesswasser, das während des gesamten Prozesses anfällt, hat das Potenzial in Biogasanlagen weiter vergärt zu werden.

1 Einleitung

1.1 Hintergrund

Hydrothermale Karbonisierung ist ein Verfahren bei dem aus Biomasse eine der Braunkohle ähnliche Substanz hergestellt werden kann, man spricht dabei auch von Biokohle oder Biochar. Bei diesem Verfahren kann sowohl feste als auch feuchte Biomasse verwendet werden.
Somit besteht auch die Möglichkeit Rest- und Abfallstoffe (Bioabfall und landwirtschaftliche Reststoffe) mit dem HTC-Verfahren energetisch oder stofflich nutzbar zu machen. Mittels des HTC-Verfahrens ist es möglich, diese Stoffströme zu nutzen und zu einem Brennstoff zu veredeln oder die Biokohle in anderen Produkten (z.B. Aktivkohle) zu verwenden.

1.2 Historie des HTC-Prozesses

Der Prozess zur Herstellung von Kohle im Labor wurde vom Chemiker Friedrich Bergius erforscht und im Jahre 1913 erstmals in seiner Habilitationsschrift beschrieben. Im Jahr 1931 erhielt er für seine Arbeit im Bereich der chemischen Hochdruckverfahren den Nobelpreis für Chemie. Aufgrund der Ölkrise im Jahr 1970 unternahm dann Prof. Ernst Bayer an der Universität Tübingen erste Versuche mittels Niedertemperatur-Konvertierung, um aus biogenen Reststoffen Kohle, Öl und Gas herzustellen. Im Jahr 1985 wurde er für seine Arbeit mit dem Philip-Morris-Forschungspreis ausgezeichnet. Mit seiner Arbeit regte er zum ersten Mal die Idee des nachhaltigen Denkens an. Vor einigen Jahren wurde dieses alte, aber interessante Verfahren zur Nutzbarmachung von Biomasse wieder entdeckt [1; 3; 4]. So wurde im Jahre 2006 das Verfahren von Prof. Markus Antonietti am Max-Planck-Institut in Potsdam aufgegriffen [2].

1.3 Aufbau der Technikums-Anlage

Die HTC-Anlage am Standort :metabolon ist eine Versuchsanlage im Technikumsmaßstab und wird batchweise betrieben. Als Wärmeübertragungsmedium wird Wasserdampf eingesetzt. Die HTC-Anlage besteht im Wesentlichen aus einem HTC-Reaktionsbehälter (HTC-Reaktor), einem Dampferzeuger mit Dampfkreislauf, einer Enthärtungsanlage für das Speisewasser, einem Kondensatkühler und einer Steuerung. Zuerst wird das Leitungswasser in der Enthärtungsanlage enthärtet, bevor es in die Speisewasservorwärmung geht. Das Speisewasser wird über Dampf-Lanzen vorgewärmt. Der Dampf wird dafür vom Dampferzeuger bereitgestellt. Die nötige Wärme wird von einem Brenner erzeugt, der mit Flüssiggas befeuert wird. Der Dampf strömt über schräg angeordnete Düsen in den Reaktor, um die Biomasse aufzuheizen und zusätzlich zu durchmischen. Sobald genügend Dampf im Behälter kondensiert ist, meldet dies ein Sensor und das Kondensat kann in den Kühler abgelassen werden. Hat sich das Kondensat abgekühlt, wird es in einen IBC-Behälter abgelassen. Über Temperatur- und Druckregelventile kann der Prozess geregelt und die Temperatur konstant gehalten werden. Aus Sicherheitsgründen werden die Abgase über eine Fackel abgeleitet.

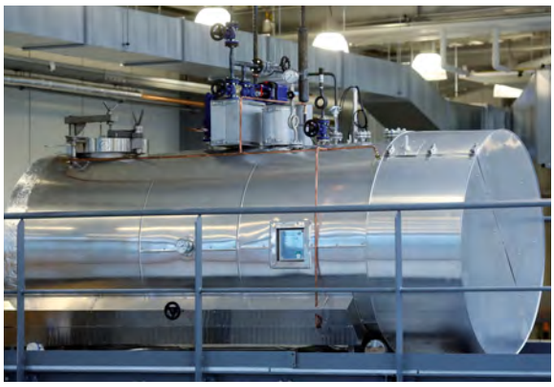


Abbildung 1: HTC Reaktor auf :metabolon

1.4 Ziel der Arbeit

Ziel der Arbeit auf :metabolon ist es, das Potenzial verschiedener Biomassen, besonders von Bioabfall und Klärschlamm, auf eine mögliche HTC-Nutzung zu untersuchen. Gerade der Klärschlamm ist für eine stoffliche Verwertung besonders interessant, da Klärschlamm nicht mehr ohne Vorbehandlung auf landwirtschaftlichen Böden ausgetragen werden darf. Die hergestellte HTC-Kohle soll im Anschluss in Pellets gepresst werden und in einer Verbrennungsanlage auf ihre verbrennungstechnischen Eigenschaften untersucht werden.

2 Betrieb und Versuchsdurchführung

2.1 Versuchsdurchführung

Die ersten Karbonisierungsversuche erfolgten mit Bioabfall von der Deponie des BAV. Die Bioabfallfraktion wird

in der Annahmestelle des BAV zunächst gesammelt und anschließend aufbereitet. Bei der Aufbereitung wird zuerst Metall mit einem Metallabscheider herausgefiltert. Anschließend wird das Material zerkleinert und in Korngrößen 40 - 80 mm (fein) und >80 mm (grob) gesiebt. Die grobe Bioabfallfraktion beinhaltet neben organischen Bestandteilen immer noch einen hohen Anteil an Kunststofffolien. In der feinen Fraktion sind fast keine Folien mehr zu sehen und tauchen nur noch vereinzelt auf. Bei den Versuchen mit Bioabfall wurde die feine Fraktion verwendet.

Der Reaktor wurde mit dem Einsatzstoff befüllt und auf ca. 230 °C und 28 bar aufgeheizt und insgesamt 6 h lang karbonisiert. Hierbei wurde die Temperatur für ca. 5 h auf über 225 °C gehalten. Zur besseren Durchmischung ist im Reaktor ein Rührwerk eingebaut. Am Ende des Versuchs wurde der Reaktor entspannt und geöffnet. Mit dem Rührwerk wird die HTC-Kohle zum Entnahmestutzen gefördert. Ein Teil der Kohle verbleibt im vorderen Teil des Reaktors, zwischen Entnahmestutzen und Seitenöffnung. Auch dort wurden Mischproben der HTC-Kohle entnommen.

Bei Versuchen mit Klärschlamm wurde der Reaktor bis auf ca. 210 °C und 23 bar aufgeheizt und das über insgesamt 7 h. Hierbei wurde die Temperatur für ca. 3,5 h auf über 200°C gehalten. Während der Versuche kondensiert der Wasserdampf, so dass das anfallende Prozesswasser schrittweise über einen Wärmetauscher abgeführt werden muss. Das Prozesswasser wird in einem separaten IBC-Behälter gesammelt, von dem jedes Mal eine Probe des Prozesswassers genommen wird. So können die Inhaltsstoffe im Prozesswasser über den gesamten Prozess ermittelt werden und geben Aufschluss über den Fortschritt des Karbonisierungsprozesses. Die HTC-Kohle wird über einen Entnahmestutzen unten am HTC-Reaktor abgelassen und später entwässert. Um den Reaktor komplett zu entleeren, muss die große Seitenöffnung geöffnet werden, da sich dort durch die Rührwerksbewegung eine große Menge HTC-Kohle ansammelt, die manuell entfernt werden muss.

2.2 Nachbereitung der HTC-Kohle

Die HTC-Kohle aus Bioabfall ist trotz der Karbonisierung, teilweise noch faserig. Äste und dickere Zweige sind noch deutlich zu erkennen (Abbildung 2), da sie nicht so leicht zerfallen wie beispielsweise weiche Biomasse (z.B. Früchte). HTC-Kohle aus Klärschlamm ist im Vergleich zu HTC-Kohle aus Bioabfall sehr flüssig. Da die HTC-Kohle einen sehr hohen Wassergehalt hat, muss diese zunächst entwässert und anschließend getrocknet werden, bevor sie weiter verarbeitet und eingelagert werden kann. HTC-Kohle aus Bioabfall hatte einen Wassergehalt von 75% und kann leicht auf einen Wassergehalt von 30 - 40 % entwässert werden.

Abbildung 2: HTC-Kohle aus Bioabfall

Zur Entwässerung wird die HTC-Kohle in Metallboxen gefüllt und in einer Hackschnitzeltrocknung getrocknet. Eine andere Möglichkeit der Entwässerung ist die mechanische Entwässerung mittels Presse. Diese Technik wird im Rahmen des Projekts :metabolon in weiteren Versuchen untersucht und mit der Trocknung in der Hackschnitzeltrocknung verglichen.

2.3 Energiebilanz

Um eine Aussage über die Effizienz des Karbonisierungsprozesses zu machen, müssen alle Energie und Stoffströme erfasst werden. Dafür wurden während der Versuche der benötigte Brennstoff, die elektrische Energie sowie der Wasserverbrauch der Anlage erfasst. Am Ende der Versuche wurde der Reaktor geleert und die Menge an HTC-Kohle und Prozesswasser bestimmt. Die Energiemenge E_{therm}, die dem Reaktor zugeführt wird, wurde über den Wirkungsgrad des Dampferzeugers, der Erdgasmenge V_{Erdgas} und dem Heizwert von Erdgas $H_{u;Erdgas}$, bestimmt.

3 Ergebnisse und Diskussion

3.1 HTC-Kohle

Bei der HTC-Kohle aus Bioabfall kann man die ursprüngliche, äußere Struktur der Biomasse noch erkennen. Die HTC-Kohle ist wegen des noch sehr hohen Anteils an Wasser von 72,8 % sehr weich. Aus diesem Grund ist eine

Entwässerung der HTC-Kohle durch Kammerfilterpresse, Zentrifuge oder einer Trocknung zu empfehlen.
Die HTC-Kohle aus Klärschlamm liegt in sehr flüssiger Form im Reaktor vor. Aus diesem Grund ist die Entnahme und Nachbereitung dieser HTC-Kohle sehr aufwändig, da die Kohlepartikel erst herausgefiltert werden müssen.
An den Mol-Verhältnissen kann man sehen, dass eine Karbonisierung stattgefunden hat, die produzierte HTC-Kohle aber nicht im Bereich von Braunkohle bzw. üblichen HTC-Kohlen liegt (Abbildung 3).
Die Karbonisierungsdauer lag bei Bioabfall bei 4,8 h und 3,5 h bei Klärschlamm. Trotzdem ist festzustellen, dass die hergestellte HTC-Kohle außerhalb des Van-Krevelen Diagramms liegt. Ebenfalls ist zu sehen, dass es nur eine minimale Brennwerterhöhung von ca. 1,1 MJ/kg gibt.
Die HTC-Kohle aus Bioabfall hat einen Trockensubstanz (TS)-Gehalt von 29,7 % und einen organischen Trockensubstanz (oTS)-Gehalt von 37,3 %. Der Anteil der anorganischen Bestandteile könnte eine Erklärung für die niedrige Brennwerterhöhung sein. Aufgrund der Molverhältnisse kann man bei diesem Produkt nicht von HTC-Kohle sprechen.

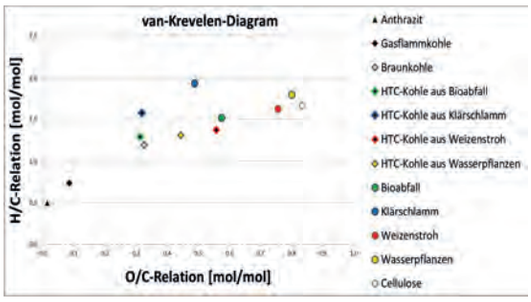


Abbildung 3: Van-Krevelen-Diagramm für verschiedene Stoffe

Anhand der Brennwerte und der theoretischen CO_2-Menge liegt das Produkt im Bereich von Hackschnitzeln, nicht aber aufgrund seiner Mol-Verhältnisse.

Abbildung 4: HTC-Kohlepellets

Entsprechend der eingestellten Prozessparameter müssten die Molverhältnisse der HTC-Produkte im Bereich von Torf und Braunkohle liegen.
Es ist davon auszugehen, dass die Molverhältnisse in ähnliche Bereiche sinken würden, wenn die Edukte in der HTC-Anlage :metabolon länger karbonisiert würden. Um hierüber eine klare Aussage treffen zu können, sind weitere Versuche geplant.
Der oTS-Gehalt der HTC-Produkte ist im Vergleich zu Fichtenholz und Braunkohle hoch. Deswegen ist zu vermuten, dass die Staubemission höher sein könnte als bei anderen Brennstoffen, falls eine Verwendung als Brennstoff in Betracht kommt. Ebenfalls könnten höhere NO_x-Emissionen auftreten, da der Gehalt an Stickstoff höher ist als bei Fichtenholz und Braunkohle.
Der Gehalt an Calcium, Magnesium und Phosphor ist in dem HTC-Produkt minimal angestiegen. Bei einer Verwendung als Brennstoff würde sich der Gehalt an Calcium positiv auswirken. Die Ascheerweichungstemperatur würde steigen, was zu weniger Verschlackung führen würde. Der Kalium-Gehalt ist im HTC-Produkt gesunken, was ebenfalls für eine gute Brennstoffverwendung spricht. Die Werte sind noch nicht so gering wie z.B. in Fichtenholz, sie lassen sich aber durch die HTC verringern. Weitere Versuche müssen noch zeigen, wie weit sich der Gehalt dieser Stoffe verringern lässt.
Bei der Ausbringung der Kohle als Düngemittel würde sich der gestiegene Phosphorgehalt positiv auf die Bodeneigenschaft auswirken. Hier müssen jedoch noch weitere Versuche durchgeführt werden, um eine klare Aussage dazu treffen zu können.
Der Phosphorgehalt des HTC-Produktes aus Klärschlamm ist deutlich höher als der bei Bioabfall. Durch den Karbonisierungsprozess würde der Phosphorgehalt in dem HTC-Produkt und im Prozesswasser noch weiter angereichert. Klärschlamm hat also ein größeres Potenzial bei der Phosphorrückgewinnung aus HTC-Prozesswasser und HTC-Asche als Bioabfall.

3.2 HTC-Prozesswasser

Der gesamte Kohlenstoffgehalt im Prozesswasser der Karbonisierung mit Bioabfall beträgt 1,54 %. Daraus resultiert eine gute anaerobe Abbaubarkeit zu Biogas in einer Biogasanlage. In anderen Projekten haben TOC-Gehalte von ca. 1,6 % im Mittel ein gutes Gasbildungspotenzial ergeben [5]. Das gewonnene Prozesswasser soll in weiterführenden Versuchen in einer Biogasanlage getestet werden.

Der Gehalt an Phosphat im Prozesswasser des Bioabfalls liegt mit 138 mg/l im mittleren Bereich für eine evtl. MAP-Fällung (MAP=Magnesium-Ammonium-Phosphat Fällung). Jedoch müssen weitere Versuche mit dem Prozesswasser durchgeführt werden, um ein mögliches Potenzial zur Phosphorrückgewinnung aus Prozesswässern zu ermitteln.
Der CSB-Wert des Prozesswassers liegt mit 41.800 mg/l oberhalb der Grenzwerte für das Einleiten von Abwasser in Gewässer. Der CSB (chemischer Sauerstoffbedarf) gibt die oxidierbaren Stoffe an, die sich im Wasser befinden. Er gibt an, wie viel mg Sauerstoff benötigt wird, um die Stoffe in einem Liter Abwasser zu oxidieren. Somit dient er dazu die Belastung von Abwasser mit organischen Stoffen zu quantifizieren. Die Grenzwerte für den CSB liegen je nach Industriezweig bei 100-200 mg/l, beim BSB Wert sind es 25-40 mg/l [6]. Der BSB liegt im Prozesswasser bei 32.200 mg/l. Der BSB (biologischer Sauerstoffbedarf) gibt an, wie viel Sauerstoff die Bakterien benötigen, um die Inhaltsstoffe im Wasser aerob abzubauen [6].
Der pH-Wert ist mit 4,28 sauer. Grund dafür sind Phenole und Alkohole sowie Essigsäure-Verbindungen im Prozesswasser. Phenole ähneln den Alkoholen und reagieren in Wasser als leichte Säuren. Des Weiteren wurden unter anderem Furane, Ketone und andere zyklische bzw. aromatische Kohlenwasserstoffverbindungen im Prozesswasser gefunden.

4 Fazit und Ausblick

Der Kohlenstoffgehalt und der Brennwert von Bioabfall konnten mit der HTC gesteigert werden, so dass erste lagerfähige Pellets hergestellt wurden. Weitere Versuche mit höheren Verweilzeiten sind geplant und werden den Gehalt noch weiter steigern. Der Phosphorgehalt bei HTC-Kohle aus Klärschlamm ist gestiegen und wird mit Fortschreiten des Prozesses noch weiter steigen.
Kohle wird nicht nur zur Energie-Erzeugung genutzt, sondern auch in vielen anderen Produkten verwendet. So kann HTC-Kohle zur großtechnischen Verbrennung oder in anderen Kohleprodukten wie Aktivkohle, Elektroden für Batterien und Brennstoffzellen oder sogar Carbon-Nanotubes genutzt werden.
Die HTC bietet die Möglichkeit Rest- und Abfallstoffe in nützliche Produkte umzuwandeln. Außerdem stellt die HTC-Technologie eine gute Möglichkeit dar, den wertvollen Rohstoff Phosphor aus Klärschlämmen herauszulösen und für die Düngemittelindustrie nutzbar zu machen.

Quellen:

[1] Fricke, Klaus et al (2012), Biokohle im Blick – Herstellung, Einsatz und Bewertung, Orbit e.V. 2012, ISBN 3-935974-54-X, S.26-27

[2] Buttmann, Marc (2011), Klimafreundliche Kohle durch Hydrothermale Karbonisierung von Biomasse, Chemie Ingenieur Technik, Ausg. Nr.83, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.KGaA, Weinheim, S.1890

[3] Schmidt, Karl-Heinz (1981), Kohle, Erdöl, Erdgas, Würzburg, Vogel-Verlag, 1. Auflage, 1981, ISBN 3-8023-0684-8, S.17-20

[4] Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz, Bau und Reaktorsicherheit (2015), Deutsches Ressourcen Effizienzprogramm – Programm zur nachhaltigen Nutzung und zum Schutz der natürlichen Ressourcen, 2. Auflage, S.72

[5] Grimme, Christiane (2013), Hydrothermale Karbonisierung von Biomasse – Ergebnisse und Perspektiven, Berlin, Erich Schmidt Verlag GmbH & Co.KG, ISBN 978-3-503-14454-9, S.29-40

[6] Abwasserwerte http://www.wasser-wissen.de/abwasserlexikon/b/bsb/html [Aufgerufen am: 17.12.2015].

Environmental life cycle assessment at :metabolon

Mayer, Felix[1]; Bhandari, Ramchandra[1]

[1]*Institute for Technology and Resources Management in the Tropics and Subtropics, TH Köln (University of Applied Sciences), Betzdorfer Strasse 2, 50679 Cologne, Germany*

Abstract

By reconstructing their entire life cycle, eLCA (environmental life cycle assessment) has emerged to become the most recognized tool to describe the environmental burdens deriving from products, processes and activities. Over the past decades it arrived in more and more divisions and as for today, it is also an inherent part of the project :metabolon.

Within the working group "LCA and balancing", a waste treatment route featuring an anaerobic digestion plant (AD-system) was compared to a system featuring a hydrothermal carbonization plant (HTC-system). It was found that ecological hotspots in the AD-system are leakages and emissions from the fermentation and composting processes, while ecological burdens in the HTC-system are dominated by the supply of thermal energy and the combustion of hydrochar. While comparing, it was identified that the HTC-system was not inferior to the AD-system. However, further refinement and the inclusion of an uncertainty analysis are crucial in order to give a clearer statement.

1 Introduction

As hypothesized in the Environmental Kuznets Curve (EKC) [1], environmental well-being is at first largely subordinated to economic growth, up to a point, at which certain economic needs within a population are satisfied and environmental management is allowed for. Germany, alongside other developed countries, has long since crossed this turning point and is thus capable of taking effective measures to mitigate anthropogenic environmental impacts. Although the concept of the EKC was yet only proven true for emissions that affected the residentiary population directly, the growing awareness to understand the environment and respective ecosystems as a global complex, may lead to a paradigm shift. A prime example for external environmental pollution on a global scale represents the emission of greenhouse gases, which are largely agreed on, to alter global climate conditions. There are many initiatives to reduce greenhouse gases on the global level (Kyoto Protocol and Paris Agreement), on the European level (EU climate target) and on the national level (e.g. German climate action plan). Still it becomes apparent that also other external damages need to be further targeted.

Environmental impacts can only be effectively managed if their respective emissions can be measured and their interactions with the environment are understood. Environmental life cycle assessment (eLCA - often mentioned only as LCA in the literatures) has emerged to become the most recognized tool to determine environmental burdens [2] by reconstructing the entire life cycle of products, processes or activities and assessing the environmental impacts along each life cycle stage. While the first known document to mention LCA was published only in 1990 [3], the first prototype of LCA is often accredited to the Coca-Cola company. In 1969 the company aimed to "determine whether to use glass or plastic containers to deliver their beverage product" [4] by assessing environmental consequences.

Since then LCA has come a long way and there exists now an international standardized procedure (ISO 14040:2006; ISO 14044:2006). Practitioners can make use of commercial software and professional databases, featuring several thousand background processes each [7], from very different areas. It has thus gained entry to a broad range of applications.

In order to determine environmental impacts resulting from waste treatment by utilizing innovative technologies, the project :metabolon has declared LCA as a fixed component of its research framework. It is thereby intended to make qualitative statements, whether the environmental sustainability in the field of waste management can be improved by using advanced treatment technologies and which of the available technologies would be most preferable. Though the technologies featured in laboratory, pilot and industrial scale at :metabolon, have already been assessed by numerous publications, the applied methodology and the underlying technological set-up among the studies varies greatly [8; 9], making it unfeasible to compare results.

In this study the LCA of two waste-to-energy treatment systems is presented, namely a biogas and a hydrothermal carbonization (HTC) plant. Literature on LCA comparing HTC with anaerobic digestion (AD) is not broad. Benavente et al. [10] compared the treatment of olive mill waste via (i) HTC and downstream incineration (with energy recovery) with (ii) AD and a downstream combined heat and power plant (CHP) and concluded that the system featuring a biogas plant led to higher environmental burdens than the system with the HTC-plant. On the contrary LCA conducted by Ahamed et al. [11] showed that the treatment of food waste should occur via AD rather than HTC. However the outlined HTC-system included an energy intensive transesterification step. Stucki et al. [12] analysed various treatment paths for sewage sludge including one scenario with (i) cascaded anaerobic digestion and incineration and one with (ii) cascaded digestion, HTC and incineration. However no significant differences were found.

2 Methodology

2.1 Outline of the product systems

The product system "waste treatment via anaerobic digestion" (AD-system) is aligned to the industrial scale biogas plant located at the disposal site Leppe – Vergärungs- und Kompostierungsanlage Leppe (VKL). Biowaste gets delivered and runs through preparation steps (removal of impurities, homogenization, etc.). Consequently the substrate is fed to the digester, where it undergoes dry fermentation under mesophilic conditions. The generated biogas is cleansed and fuelled to a CHP plant for electrical and thermal energy generation. While a minor part of the produced electricity and heat is used internally, most of the energy is supplied to a district heating system and fed to the electric grid.

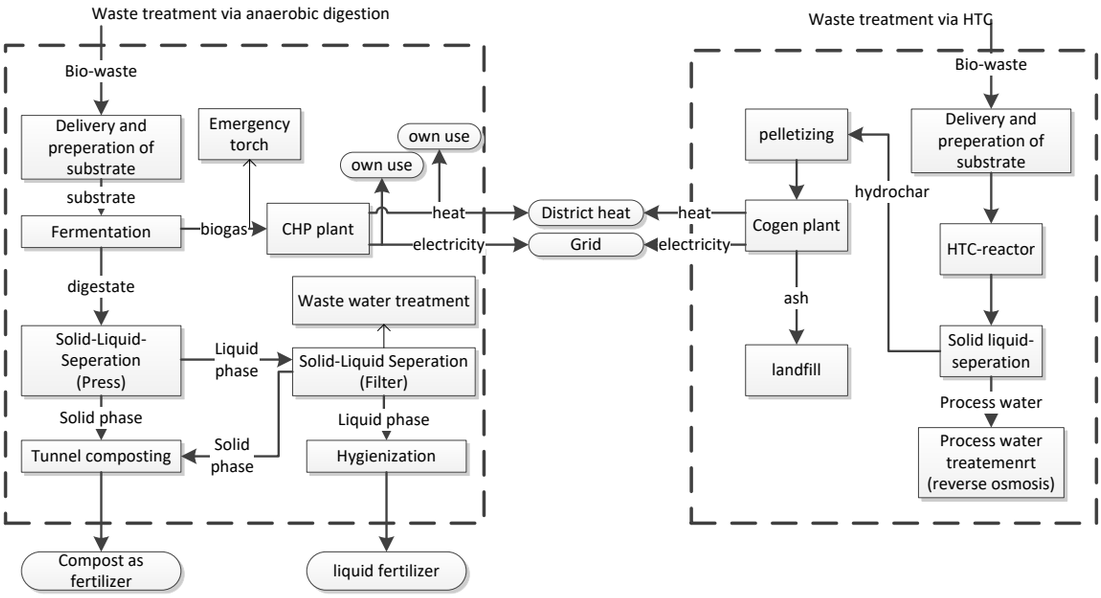


Figure 1: Modelled product systems, including system boundary: (1) AD-system (left) and (2) HTC-system (right).

The digestate is separated into a liquid and solid part. The liquid part is partly used as liquid fertilizer after being pasteurized or is sent to the nearby wastewater treatment plant. The solid part is composted and used as fertilizer afterwards.

The product system "waste treatment via HTC" (HTC-system) is based on a process chain by Owsianiak et al. [13; 14]. Bio-waste is delivered, prepared and consequently fed to the HTC-reactor. Upon completion of the carbonization process, the liquid phase is separated from the carbonate and is treated via reverse osmosis, whereby nutrients (N, P, K) are recovered. The solid part is pelletized and combusted in a cogeneration plant. Heat and electricity are generated and supplied to a district heating system and the electrical grid.

The process chains of both product systems are presented in Figure 1.

2.2 Applied methodology in accordance with the ISO 14040

The LCA was modelled in GaBi ts Professional v. 8.7.0.18 [15]. The steps of the LCA were carried out according to the ISO 14040 which included (1) the definition of the goal and scope, (2) formulation of a life cycle inventory (LCI), (3) determination of the life cycle impact assessment (LCIA), and (4) evaluation and interpretation at all stages. Background information on the methodology can be found in [16].

1. Goal and scope

Target audience: The study aims to inform political decision-makers and responsible authorities in the field of waste management.

Type of LCA: Within this study two waste treatment systems are investigated for biogenic residues: AD is compared to HTC, as depicted in Figure 1 (comparative LCA).

The *functional unit* is set to 1 kWh of electricity, which is generated in waste treatment systems and fed to the grid. The substrate for both systems is organic, biogenic waste, as found in German organic waste bins (yearly average).

System boundary: Within the system boundary all processes are accounted for, that are necessary to convert the substrate to energy. The treatment of secondary residues from these processes, such as digestate and process water is also considered. Transportation is excluded from the system as it is assumed to be the same for both treatment paths. The application of fertilizer to arable land is excluded, however the recovered nutrients are credited to the system and are assumed to replace mineral fertilizer.

Allocation: Generated heat, which is supplied to district heating systems, is considered a useful co-product of electricity and is therefore subject to allocation. Allocation is performed according to the exergetic value of heat and electricity [17].

2. Life cycle inventory (LCI)

Data for compiling relevant emissions, energy and material flows of all processes within the system boundary were based on databases [18-20], literature [13; 14; 21-27] and measured values at the VKL. A simulation tool [28] was applied to model the combustion process of hydrochar and the treatment of ash. All process of the background system were taken from [15].

3. Life cycle impact assessment (LCIA)

The I*LCD 2011 Midpoint* impact assessment method was chosen to determine the environmental burdens of both systems.

This method follows recommendations by the European Commission-Joint Research Centre [29]. All impact categories - except for Ionizing radiation (as not considered relevant) and land use (as not assessed consistently in the LCI) - within the assessment scheme were evaluated. Biogenic CO_2-emissions were neglected. Display of uncertainties was omitted in this context.

In a subsequent normalization and weighting step, the impact categories were merged to a single indicator by means of the *Ecological scarcity model 2013*. It is emphasized that normalization and weighting steps are subject to great uncertainties and are were not developed on a scientific basis. The generated results can only be used as an assistance for interpreting the results.

4. Evaluation and interpretation

Evaluation and interpretation of the LCA was carried out along the modelling instead of model building process and is demonstrated in the section "Results and discussion".

3 Results and discussion

Figure 2 shows that the AD-system showed less emissions than the HTC-system in seven out of twelve categories. To dissolve the ambiguity of the results a systematic approach was applied.

In a first step, all categories that show a very small absolute impact were dismissed. Therefore 1 kWh_{el}, as provided by the German electricity mix, was used as a reference. The impacts of the categories ozone depletion, human and ecotoxicity, water resource depletion and abiotic depletion were at least by one order of magnitude lower than those of the German electricity mix and were subsequently not considered anymore.

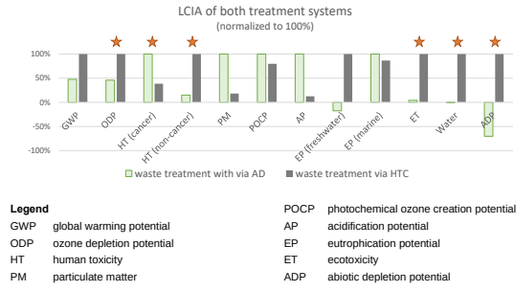


Figure 2: LCIA of waste treatment via AD and via HTC. Star indicates dismissed categories

In regards to the GWP, the HTC-system was characterized by much higher emissions of greenhouse gases than the AD-system. In the HTC-system, the $CO_{2,eq}$ emissions can almost be completely attributed to the provision of heat. Considering that the underlying energy carrier was natural gas, the discrepancy could be significantly diminished if a renewable energy source or parts of the produced HTC char were used to supply heat. The calculated $CO_{2,eq}$ emissions were 375 g/kWh_{el} and 179 g/kWh_{el} for the HTC-system and AD-system, respectively. While the GWP potential for similar HTC systems could not be found in literature, the GWP for comparable AD-systems was reported to be between 137-222 g/kWh_{el} [30], which implies accuracy of the here modelled system. Methane-leakages during the fermentation process and emissions during the tunnel composting process are mainly responsible for the carbon footprint in AD-systems.

Particulate matter formation is significant in both systems and is a consequence of ammonia emissions in the AD-system and of the combustion process in the HTC-system. POCP results mainly from NMVOC (**n**on-**m**ethane **v**olatile **o**rganic **c**ompounds) emissions due to leakages and biogas combustion (AD-systems) and char combustion (HTC-system).

In the HTC system acidification potential is subject to nitrogen oxide emissions resulting from the char combustion, whereas ammonia leakages were found to cause most of the acidification in the AD-system. The freshwater eutrophication potential was negative in the AD-system due to crediting of the produced fertilizer. Phosphate leakages from deposited ash explain freshwater eutrophication in the HTC-system. Marine eutrophication potential was nearly the same in both systems and can be explained by emissions of nitrogen oxides from incinerating HTC-char and biogas respectively.

By performing normalization and weighting (Figure 3) via the ecological scarcity model, it becomes apparent

that the ecological hotspots in the AD-system are emissions from tunnel composting, combustion of biogas and above all leakages during the fermentation step. Replacing mineral fertilizer by compost and liquid fertilizer resulted in negative environmental burdens. Emissions that were held mainly responsible for the ecological footprint of the AD-system were methane and nitrogen compounds. In accordance with literature, the main recommendation in this field is the containment of biogas-leakage in the fermentation system [31; 32]. One approach for reduction of emissions in this step is the increase of the hydraulic retention time in the fermenter, resulting in a lower residual gas potential of the digestate [21] and thus in mitigation of diffusive emissions of the digestate.

Environmental burdens in the HTC-system are characterized by the char combustion and the supply of heat by natural gas for the HTC-reactor and drying of the char. Replacing natural gas by a renewable energy is the main recommendation towards a cleaner process chain [33]. More effective gas cleaning, especially an advanced DeNox-stage, could further improve the ecological footprint.

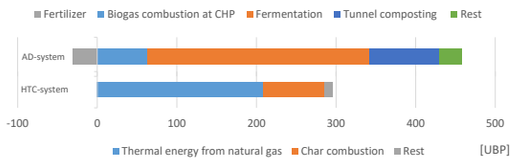


Figure 3: Environmental impact points according to the environmental scarcity model of the two evaluated treatment paths (AD= waste treatment via anaerobic digestion, HTC= waste treatment via hydrothermal carbonization)

4 Conclusion and Limitations

Even though the results of the environmental scarcity model (Figure 3) suggest that the burdens of the HTC-system are in total lower than of the AD-system, it is pointed out that the presentation of a single score is highly uncertain, lacks a scientific basis and is not compliant with the ISO 14044:2006. Furthermore, uncertainties in the underlying model, deriving from parameter uncertainty, uncertainty due to choices and also spatial and temporal variability [30] are not accounted for.

Although a clear statement cannot be given on which treatment path is preferable, the following findings can be deducted from this work:

- Environmental hotspots in the AD-system are leakages and emissions from the fermentation and composting process. Main drivers are methane and nitrogen compounds.
- Environmental hotspots in the HTC-system are the supply of thermal energy and emissions (especially NOx) from the char combustion
- Nutrient recovery had a significant mitigation effect in the AD-system and is negligible in the HTC-system
- From an environmental point of view the HTC-system is at least on a par with the AD-system

References:

[1] Stern, David I.; Common, Michael S.; Barbier, Edward B. (1996): Economic growth and environmental degradation: the environmental Kuznets curve and sustainable development. In World development 24 (7), pp. 1151–1160.

[2] Sonnemann, Guido; Margni, Manuele (Eds.) (2015): Life Cycle Management. Dordrecht, s.l.: Springer Netherlands (LCA Compendium - The Complete World of Life Cycle Assessment). Available online at http://dx.doi.org/10.1007/978-94-017-7221-1.

[3] Fava, J. A.; Denison, R.; Jones, B.; Curran, M. A.; Vigon, B.; Selke, S.; Barnum, J. (1991): SETAC workshop report: a technical framework for life cycle assessments. August 18-23 1990, Smugglers Notch, Vermont. In SETAC, Washington, DC Google Scholar.

[4] Matthews, H. Scott; Hendrickson, Chris T.; Matthews, Deanna H. (2015): Life cycle assessment: quantitative approaches for decisions that matter. In Retrieved June 1, p. 2016.

[5] ISO 14040:2006: Environmental management - Life cycle assessment - Principles and framework.

[6] ISO 14044:2006: Environmental management - Life cycle assessment -Requirements and guidelines.

[7] GreenDelta (2018): openLCA Nexus. LCA data search. Available online at https://nexus.openlca.org/search, checked on 10/11/2018.

[8] Laurent, Alexis; Bakas, Ioannis; Clavreul, Julie; Bernstad, Anna; Niero, Monia; Gentil, Emmanuel et al. (2014): Review of LCA studies of solid waste management systems--part I: lessons learned and perspectives. In Waste management (New York, N.Y.) 34 (3), pp. 573–588. DOI: 10.1016/j.wasman.2013.10.045.

[9] Laurent, Alexis; Clavreul, Julie; Bernstad, Anna; Bakas, Ioannis; Niero, Monia; Gentil, Emmanuel et al. (2014): Review of LCA studies of solid waste management systems--part II: methodological guidance for a better practice. In Waste management (New York, N.Y.) 34 (3), pp. 589–606. DOI: 10.1016/j.wasman.2013.12.004.

[10] Benavente, Verónica; Fullana, Andres; Berge, Nicole D. (2017): Life cycle analysis of hydrothermal carbonization of olive mill waste: Comparison with current management approaches. In Journal of Cleaner Production 142, pp. 2637–2648. DOI: 10.1016/j.jclepro.2016.11.013.

[11] Ahamed, A.; Yin, K.; Ng, B.J.H.; Ren, F.; Chang, V.W.-C.; Wang, J.-Y. (2016): Life cycle assessment of the present and proposed food waste management technologies from environmental and economic impact perspectives. In Journal of Cleaner Production 131, pp. 607–614. DOI: 10.1016/j.jclepro.2016.04.127.

[12] Stucki, Matthias; Eymann, Lea; Gerner, Gabriel; Hartmann, Frank; Wanner, Rahel; Krebs, Rolf (2015): Hydrothermal carbonization of sewage sludge on industrial scale: energy efficiency, environmental effects and combustion. In Journal of Energy Challenges and Mechanics 2 (2), pp. 38–44.

[13] Owsianiak, Mikołaj; Ryberg, Morten W.; Renz, Michael; Hitzl, Martin; Hauschild, Michael Z. (2016): Environmental Performance of Hydrothermal Carbonization of Four Wet Biomass Waste Streams at Industry-Relevant Scales. In ACS Sustainable Chem. Eng. 4 (12), pp. 6783–6791. DOI: 10.1021/acssuschemeng.6b01732.

[14] Owsianiak, Mikołaj; Brooks, Jennifer; Renz, Michael; Laurent, Alexis (2018): Evaluating climate change mitigation potential of hydrochars: compounding insights from three different indicators. In GCB Bioenergy 10 (4), pp. 230–245. DOI: 10.1111/gcbb.12484.

[15] Gabi, L. C.A.: software and database. In Leifelden-Echterdingen, Germany. Available online at gabi-software.de, checked on 10/15/2018.

[16] Horne, Ralph; Grant, Tim; Verghese, Karli (2009): Life Cycle Assessment. Principles, Practice and Prospects. Melbourne: CSIRO Publishing. Available

online at http://site.ebrary.com/lib/alltitles/docDetail.action?docID=10620350.

[17] Rehl, T.; Lansche, J.; Müller, J. (2012): Life cycle assessment of energy generation from biogas—Attributional vs. consequential approach. In Renewable and Sustainable Energy Reviews 16 (6), pp. 3766–3775. DOI: 10.1016/j.rser.2012.02.072.

[18] Umweltbundesamt; Internationale Institut für Nachhaltigkeitsanalysen und -strategien (2018): ProBas v. 1.0. ProBas - Prozessorientierte Basisdaten für Umweltmanagement-Instrumente. Available online at http://www.probas.umweltbundesamt.de, checked on 10/15/2018.

[19] French Environment and Energy Management Agency (2017): AgriBalyse v. 1.3. Available online at https://www.ademe.fr/en/expertise/alternative-approaches-to-production/agribalyse-program, checked on 10/15/2018.

[20] Wernet, G.; Bauer, C.; Steubing, B.; Reinhard, J.; Moreno-Ruiz, E.; Weidema, B. (2015): ecoinvent v. 3.2. The ecoinvent database version 3 (part I): overview and methodology. In The International Journal of Life Cycle Assessment, pp. 1218–1230. Available online at http://link.springer.com/10.1007/s11367-016-1087-8, checked on 10/15/2018.

[21] DBFZ (2013): Analyse von Emissionen klimarelevanter Gase durch Biogasanlagen im Hinblick auf die ökologische Bewertung der Biogasgewinnung aus Abfällen. 03KB027. Endbericht.

[22] FNR (2007): Biogaserzeugung durch Trockenvergärung von organischen Rückständen, Nebenprodukten und Abfällen aus der Landwirtschaft.

[23] FNR (2013): Basisdaten Bioenergie Deutschland.

[24] Government of Canada (2015): Emission Estimation Calculators. Government of Canada - Environment and Climate Change. Available online at https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwjUmKyG-eTdAhUPmrQKHRNkC88QFjAAegQICRAC&url=https%3A%2F%2Fwww.canada.ca%2Fcontent%2Fdam%2Feccc%2Fmigration%2Fmain%2Finrp-npri%2F2101c0ed-0ed1-4fc3-8a8a-fac04749cbb5%2Fbiogas_flare_e_04_02_2009.xls&usg=AOvVaw2s1PCrGNWYbvmYfM9ielFJ, checked on 10/1/2018.

[25] Lucian, Michela; Fiori, Luca (2017): Hydrothermal Carbonization of Waste Biomass: Process Design, Modeling, Energy Efficiency and Cost Analysis. In Energies 10 (2), p. 211. DOI: 10.3390/en10020211.

[26] SEV Bayern (2006): Der Eigenstromverbrauch von Biogasanlagen und Potenziale zu dessen Reduzierung.

[27] UBA (2015): Ermittlung der Emissionssituation bei der Verwertung von Bioabfällen.

[28] Doka, Gabor (2017): Location- and waste-specific life cycle inventories of waste treatment. Excel tools for Ecospold2 files. 5 Excel workbooks.

[29] Handbook, ILCD (2011): Recommendations for life cycle impact assessment in the European context. In Publications Office of the European Union, Luxemburg.

[30] Huijbregts, Mark A. J. (1998): Application of uncertainty and variability in LCA. In The International Journal of Life Cycle Assessment 3 (5), p. 273. DOI: 10.1007/BF02979835.

Kompendium_Vorlage9.indd 95 15.01.2019 14:41:46

Kompendium_Vorlage9.indd 96 15.01.2019 14:41:46