

VwV EFRE Bioökonomie 2021-2027
Förderung von Bioraffinerien zur Gewinnung von Rohstoffen aus Abfall und Abwasser
– Bio-Ab-Cycling

Sachbericht zum Vorhaben:
**Kommunales Abwasser als Quelle für Ammoniumstickstoff, Wasserstoff und
Bioplastik – die Bioraffinerie Büsnau (KoalAplan)**

Antragsteller

- CUTEC Forschungszentrum der TU Clausthal, Abwasserverfahrenstechnik
Prof. Dr.-Ing. Michael Sievers
- DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des KIT
Prof. Dr. Harald Horn
- Fraunhofer-Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik (IGB)
Dr.-Ing. Susanne Zibek
- Technische Universität Hamburg, Technische Mikrobiologie
Prof. Dr. Johannes Gescher
- Umwelttechnik BW GmbH, Landesagentur für Umwelttechnik und
Ressourceneffizienz Baden-Württemberg
Dipl.-Ing. Jürgen Schmidtke / Manuel Bauer
- Universität Stuttgart, ausführend: Lehr- und Forschungsklärwerk (LFKW)
Dipl.-Ing. Peter Maurer

Kontaktdaten des Koordinators:

DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des KIT

Prof. Dr. Harald Horn

Engler-Bunte Ring 9

76131 Karlsruhe

Tel.: +49-721-60842580

harald.horn@kit.edu



Baden-Württemberg



**Kofinanziert von der
Europäischen Union**

Inhaltsverzeichnis

Tabellenverzeichnis.....	3
Abbildungsverzeichnis.....	3
I. Kurzzusammenfassung des Gesamtvorhabens	6
II. Einleitung	7
II.1 Motivation für das Vorhaben / Problemstellung / eigene Erwartung.....	7
II.2 Beschreibung des Themas, Stand der Technik sowie der beabsichtigten technologischen Entwicklung und deren geplanten Anwendungsmöglichkeit (Ziel und Zweck des Projekts).....	7
III. Durchführung des Projekts	9
III.1 Aufgabenstellung, Planung und Ablauf des Vorhabens	9
III.2 Aktualisierte Darstellung des zeitlichen und inhaltlichen Projektablaufs.....	9
III.3 Beschreibung der einzelnen Projektschritte / Meilensteine	10
IV. Erzielte Ergebnisse und deren Bewertung	13
IV.1 Projektbereich 1: Feststoffabtrennung.....	13
IV.1.1 Arbeitspaket 1 Feststoffabtrennung (Uni Stuttgart).....	13
IV.2 Projektbereich 2: Ammoniumrückgewinnung (Hauptstrom).....	16
IV.2.1 Arbeitspaket 2 Ammoniumrückgewinnung mit einem Klinoptilolithfilter und Betrieb des Tropfkörpers (Uni Stuttgart).....	16
IV.3 Projektbereich 3: Saure Hydrolyse/Filtration.....	19
IV.3.1 Arbeitspaket 3.1 Saure Hydrolyse des Feststoffs (DVGW; Uni Stuttgart)	19
IV.3.2 Arbeitspaket 3.2 Kammerfilterpresse gekoppelt mit einer Membranmikrofiltration zur Vorbehandlung des Hydrolysats für die nachfolgende Bioelektrolyse (DVGW; Uni Stuttgart).....	21
IV.4 Projektbereich 4: Bioelektrolyse	23
IV.4.1 Arbeitspaket 4.1 Optimierung der mikrobiellen Elektrolyse in Fließzellenversuchen (TU Hamburg).....	23
IV.4.2 Arbeitspaket 4.2 Übertrag der Ergebnisse auf eine mikrobielle Elektrolyse im 10 L-Scheibentauchkörper (TU Hamburg).....	26
IV.4.3 Arbeitspaket 4.3 Machbarkeitsstudie zur biotechnologischen Verwendung des gewonnenen Wasserstoffs zur Produktion von Plattformchemikalien (TU Hamburg; DVGW).....	28
IV.5 Projektbereich 5: PHA-Produktion.....	29
IV.5.1 Arbeitspaket 5 Mikrobielle Umsetzung des Hydrolysats zu Polyhydroxyalkanoaten (Fraunhofer IGB).....	29
IV.6 Projektbereich 6: Prozessintegration und Bilanzierung von Hauptstrom und Bioraffinerie	35
IV.6.1 Arbeitspaket 6.1 Kombination der einzelnen Prozessschritte in einer Kaskade (DVGW; Uni Stuttgart).....	35
IV.6.2 Arbeitspaket 6.2 Bilanzierung des (Kohlenstoff-,) Stickstoff- und Phosphatstroms in der Bioraffinerie Büsnau (DVGW; Uni Stuttgart).....	44

IV.7	Projektbereich 7: Wissenschaftliche Begleitung, Öffentlichkeitsarbeit und Verwertung	46
IV.7.1	Arbeitspaket 7.1 Öffentlichkeitsarbeit und Verwertung der Projektergebnisse (Umwelttechnik BW GmbH).....	46
IV.7.2	Arbeitspaket 7.2 Wissenschaftliche Begleitung (TU Clausthal).....	50
V.	Praktische Anwendbarkeit und Roll out	51
VI.	Ausblick / Entwicklungsperspektive.....	53
VII.	Literatur	54
VIII.	Anhang zu Arbeitspaket 7.1	56

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1.	Zeitplan des Projekts mit Arbeitspaketen und definierten Meilensteinen.....	10
Tabelle 2.	Meilensteine des Projekts.....	10
Tabelle 3.	Zusammensetzung des Hydrolysats.	30
Tabelle 4.	Prozesstechnische Kennzahlen der PHA-Produktion mit <i>P. putida</i> und <i>C. necator</i> auf organischen Säuren.	31
Tabelle 5.	Ergebnisse von Fermentationen im Perfusionsverfahren auf synthetischem und realem Substrat im Labor- und Pilotmaßstab.....	34
Tabelle 6.	Theoretische H ₂ -Produktion (H _{2, th}) basierend auf den Stromwerten sowie durchschnittliche und maximale Ertragsraten von H ₂ (H _{2, harv}) und CH ₄ (CH _{4, harv}) und die durchschnittliche Gaszusammensetzung.....	40
Tabelle 7.	Kosten der Modellkläranlage	58
Tabelle 8.	Kosten der KoalAplan-Anlage	60

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1.	Nasssiebkolonne (links), halbtechnische Mikrosiebtrommel (rechts)	13
Abbildung 2.	Verfahrensfließbild Mikrosiebung in Siebtrommel.....	13
Abbildung 3.	Ergebnisse der Siebanalyse Zu-/Ablauf Vorklä rung, abfiltrierbare Stoffe (oben), Rückhaltsummenlinie (unten).....	14
Abbildung 4.	Organischer Anteil für die Siebrückhalte	15
Abbildung 5.	Ergebnisse der CSB-Messungen im Dauerversuch.....	15
Abbildung 6.	Ionenaustauscher Verfahrensfließbild (links), Laborglassäule im Labormaßstab (rechts)	16
Abbildung 7.	Links: Durchbruchkurven von NH ₄ ⁺ -N an den Probenahmestellen (PN) 1 bis 4 bei einer Oberflächenbeschickung von q _A =3 m·h ⁻¹ . Rechts: Durchbruchkurven über Bettvolumina bei Variation der Oberflächenbeschickung, ermittelt an Probenahmestelle 3. FS1 und FS2 entsprechen den beiden hintereinander geschalteten Filtersäulen 1 und 2.	17
Abbildung 8.	Durchbruchkurven für unterschiedliche NH ₄ ⁺ -N-Zulaufkonzentrationen.....	17
Abbildung 9.	Halbtechnische Ionenaustauscherkolonne (links leer, rechts gefüllt)	18
Abbildung 10.	Durchbruchkurven von NH ₄ ⁺ -N für reales Abwasser im Durchlaufbetrieb der halbtechnischen Kolonnen	18
Abbildung 11.	Regenerationskurven in den halbtechnischen Kolonnen mit Variation der Rückspülgeschwindigkeit und Salzkonzentration	19

Abbildung 12. Batch-Reaktoren (ampts ²) im Labormaßstab mit einem Volumen von 2 L.	19
Abbildung 13. Links: halbkontinuierlich betriebener 40-L-Reaktor; rechts: halbkontinuierlich betriebener 300-L-Reaktor im Pilotmaßstab, gekoppelt mit einem Vorklärtrichter.	20
Abbildung 14. Optimierung von A) hydraulischer Verweilzeit (HRT), B) und C) pH-Wert (Primärschlamm Büsnau (B) und Sindelfingen (C)), D) Temperatur und E) organischer Beladungsrate bei einer hydraulischen Verweilzeit von 36 Stunden (Ausnahme gekennzeichnet). Experimente A, B und C wurden im 40-L-Maßstab, Experimente D und E im Pilotmaßstab durchgeführt.	21
Abbildung 15. Kammerfilterpresse mit mehreren Kammern (Filtertücher mit 100 µm Maschenweite) (links); Querstrom-Mikrofiltration mit Keramikmembranen (Röhren mit Membranen mit Pfeilen gekennzeichnet; Länge je 1 m, Porengröße 0,2 µm) (rechts).	22
Abbildung 16. A) Entwässerung im Labormaßstab mit HPAS (das Foto unten zeigt das Filtrat nach der Entwässerung), B) Optimierung der physikalischen Reinigungsmethoden für die Langzeit-Mikrofiltration und C) chemische Reinigung zur Wiederherstellung des Permeatflusses (Überströmgeschwindigkeit der Membran: 2 bis 3 m·s ⁻¹). Mit * gekennzeichnete Werte resultieren nicht aus der direkten Messung der TSS, sondern basieren auf Trübungswerten, die über eine Kalibrierung auf den TSS schließen lassen.	23
Abbildung 17. Einfluss der Durchflussraten (4, 16, 4-16 und 16-4 mL h ⁻¹) auf (a) Stromdichte über die Zeit, (b) mittlere Stromdichte, (c) Biofilm-Biovolumen und (d) auf Biovolumen normalisierte Elektroaktivität in einem mikrofluidischen bioelektrochemischen System.	24
Abbildung 18. Einfluss der Hydrolysatkonzentration, des pH-Werts und des angelegten Potentials auf die mittlere Stromdichte und die Coulomb-Effizienz basierend auf Acetat und TOC in einer mikrobiellen Elektrolysezelle.	26
Abbildung 19. Stromdichtetrends in einem 10-L-Reaktor mit synthetischem Medium (0 mV), Hydrolysat (0 mV) und Hydrolysat (400 mV): (a) Acetat- und TOC-Entfernung, (b) Gaszusammensetzung und (c) kumulative Wasserstoffproduktion.	27
Abbildung 20. Vergleich der Gasausbeuteeffizienz (γG), Wasserstoffrückgewinnungseffizienz (ηH) und Coulomb-Effizienz (CE) bei 0 mV und 400 mV angelegtem Potential.	27
Abbildung 21. Acetoinproduktion durch <i>C. necator</i> unter Verwendung von H ₂ -reichem Gas aus dem bioelektrochemischen Scheibentauchkörperreaktor (10 L).	28
Abbildung 22. Butandiolproduktion durch <i>C. necator</i> in einem Membranbiofilmreaktor bei kontinuierlicher Gaszufuhr und wiederholtem Austausch der Flüssigphase.	29
Abbildung 23. Wachstums- und Inhibierungsverhalten verschiedener PHA-Produzenten bei Wachstum auf Essigsäure als alleiniger Kohlenstoffquelle.	30
Abbildung 24. Fließschema zur PHA-Produktion im Perfusionsprozess, mit vorgeschalteter Mikrofiltration und NH ₄ ⁺ -Adsorption.	32
Abbildung 25. Perfusionsverfahren im 2-L-Maßstab mit einem synthetischen Hydrolysat. c _{o,s} beschreibt die Konzentration an organischen Säuren.	32
Abbildung 26. A: PHA-Produktion aus Primärschlammhydrolysat im Pilotmaßstab mittels Perfusionsverfahren; B: PHBV, produziert aus den Säuren des Hydrolyrats. c _{o,s} beschreibt die Konzentration an organischen Säuren.	33
Abbildung 27. Verlauf des homogenisierten CSB (CSB _{hom}) entlang der Prozesskette. Zulauf Vorklärung (ZVK), Ablauf Vorklärung (AVK), Ablauf Mikrosieb (AMS), Ablauf Zeolithfilter (Zeo Ab) (links), Ablauf Tropfkörper (ATK) (rechts).	35
Abbildung 28. Verlauf der Stickstoffverbindungen entlang der Prozesskette. Zulauf Vorklärung (ZVK), Ablauf Vorklärung (AVK), Ablauf Mikrosieb (AMS), Ablauf Tropfkörper.	36
Abbildung 29. A) Verhältnis von SCFAs (als Kohlenstoffäquivalente) zum gesamten organischen Kohlenstoff (TOC) im Ablauf jeder Verfahrensstufe. B) Ausbeute (Y _{SCFAs}) an SCFAs nach jedem Verfahrensschritt, bezogen auf den organischen Kohlenstoff im Primärschlamm. C) Flussdiagramm mit Kohlenstoffbilanz bezüglich des gesamten organischen Kohlenstoffs und in den Fettsäuren enthaltenem Kohlenstoff in der Kaskade. MEC: Mikrobielle Elektrolysezelle.	37

Abbildung 30. A) Querschnittsschema des 100-L-RDBER, B) Foto mit den auf der Titanspindel angeordneten Anodenscheiben. Die halbzyklindrisch geformte Kathode erstreckt sich über die gesamte Länge der Anoden. C) Foto des 100-L-RDBER. DO = gelöster Sauerstoff.	38
Abbildung 31. Zuordnung der experimentellen Parameter zu Phasen (I-VII), durch gepunktete vertikale Linien getrennt. A) Temperatur und angelegtes Anodenpotential ($E_{\text{anode, app}}$) und B) pH-Wert im Verlauf des Experiments. Hinweis: Die Rezirkulationsrate ist in h^{-1} angegeben (d. h. Rezirkulationsrate ($\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$) / Reaktorvolumen (L)); die durchgezogenen vertikalen Linien zeigen die elektrische Leitfähigkeit des Reaktormediums an	40
Abbildung 32. Start-up-Phase (Phase I) und Einfluss des angelegten Potentials ($E_{\text{anode, app}}$) vor und nach der Verdünnung (Phase II) mit anaerobisiertem, sterilem, deionisiertem Wasser auf A) Strom (I) und B) Stromdichte (j). Hinweis: Das schattierte Rechteck in B zeigt die gemittelten Werte der Stromdichte im stationären Zustand in Phase I an (die Werte wurden nach dem pH-Anstieg bis zum Ende der Phase gemittelt). Einfluss verschiedener angelegter Potentiale ($E_{\text{anode, app}}$) auf C) Strom (I) und D) Stromdichte (j) nach der Verdünnung mit Hydrolysat in Phase III. Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit der Scheiben und der Rezirkulationsrate des Reaktorinhalts (d. h. Volumenstrom Rezirkulation ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)/Reaktorvolumen (m^3) oder h^{-1}) auf E) Strom (I) und F) Stromdichte (j) in Phase IV. Einfluss der Ionenleitfähigkeit in Phase V auf G) Strom (I) und H) Stromdichte (j).	42
Abbildung 33. A) Strom (I) und angelegtes Potential ($E_{\text{anode, app}}$) sowie B) pH-Wert und Gasfraktion in Abhängigkeit von der Zeit und C) Stromdichte (j) in den verschiedenen Phasen (VI, VII (A) und VII (B)). Hinweis: CE = Coulomb-Effizienz; der Variationskoeffizient (CV) der Stromdichte lag in den Phasen VI und VII bei $28 \pm 1\%$. Der höhere CV in diesen Phasen ist auf deutliche Temperaturschwankungen im Tages-Nacht-Zyklus zurückzuführen. Der graue Bereich in A zeigt den Zeitraum an, in dem Flüssigkeitsproben entnommen wurden und die Werte für die Stromdichte gemittelt wurden.	43
Abbildung 34. Bilanz von Stickstoff (als TKN, gesamter Kjeldahl-Stickstoff) und Phosphor (als TP, Gesamtphosphor) in der Bioraffinerie. Nach Mikrofiltration* entspricht *TKN $\approx \text{NH}_4^+\text{-N}$ und *TP $\approx \text{PO}_4^{3-}\text{-P}$	45
Abbildung 35. Anaerobe Füllphase für einen Granula SBR.	45
Abbildung 36. Projektlogo.	46
Abbildung 37. Kostenverteilung der Modellkläranlage und der Bioraffinerie in $\text{€ EW}^{-1} \cdot \text{a}^{-1}$	49
Abbildung 38. Einfluss des Strom- und Wasserstoffpreises auf die operativen Kosten der beiden Anlagen, rote Linien zeigen den Idealfall von $7 \text{ ct} \cdot \text{kWh}^{-1}$ Strompreis und $6 \text{ ct} \cdot \text{kWh}^{-1}$ Wasserstoff	50
Abbildung 39. Vergleich des Erderwärmungspotentials (GWP, Global Warming Potential) der betrachteten Hauptszenarien mit den KoalAplan-Prozessen in $\text{kg CO}_2\text{-Äq.} \cdot \text{EW}^{-1} \cdot \text{a}^{-1}$	50
Abbildung 40. Fließbild der idealisierten Modellkläranlage.	57
Abbildung 41. Fließbild der KoalAplan-Anlage mit den wichtigen Stoffströmen (CSB, N, Trockenmasse TM, Biogas, H_2 , PHB) und der benötigten bzw. erzeugten Energie (Strom, Wärme).....	59

I. Kurzzusammenfassung des Gesamtvorhabens

Das Vorhaben KoalAplan untersucht das Potential der Umwandlung von Kläranlagen in Bio-raffinerien. Neben der Gewährleistung der geforderten Ablaufwerte für das gereinigte Abwasser sollen die im Rohabwasser enthaltenen Elemente Kohlenstoff, Stickstoff und Wasserstoff zurückgewonnen und als nutzbare Produkte dargestellt werden. Der entscheidende Schritt liegt in der rigorosen Feststoffabtrennung in und nach der Vorklärung und damit der Aufspaltung in den beinahe feststofffreien Hauptstrom und die feststoffbasierte Bioraffinerie.

Der Ablauf der Vorklärung wird einer weitergehenden Feststoffabtrennung durch Mikrosiebe unterzogen. Siebe mit Maschenweiten von 20 μm und einer optimierten Reinigungsstrategie mit regelmäßigen Rückspülzyklen und periodischer Reinigung mit Natriumhydroxidlösung ermöglichten dauerhaft hohe Filterdurchsätze. Stickstoff in Form von Ammonium wurde dem Hauptstrom anschließend in Ionenaustauschern mittels Adsorption an Zeolithe (Klinoptilolith) entzogen und diese über optimierte Regenerationsverfahren mit Natriumchlorid reaktiviert. So konnte die Konzentration auf etwa $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \text{ NH}_4^+\text{-N}$ gesenkt werden. Diese Restkonzentration konnte in einer biologischen Nachbehandlung in einem Tropfkörper vollständig entfernt werden, bei minimaler Produktion von Nitrat. Das gewonnene Ammoniumsalz kann bspw. als Dünger in den Stoffkreislauf zurückgegeben werden.

Durch Vorklärung und Mikrosiebung konnten etwa 45 % des gesamten organischen Kohlenstoffs aus dem Rohabwasser entnommen werden. Diese hohe Fracht wurde unter optimierten Bedingungen (hydraulische Verweilzeit von 36 h, pH 7, 32 °C) in einer Dunkelfermentation in ein Hydrolysat umgewandelt, das 20 bis 30 % des Kohlenstoffs in Form von kurzkettigen Fettsäuren enthält. Nach einer Flockung wurden 60 bis 70 % der Feststoffe in einer Kammerfilterpresse (Maschenweite 100 μm) entfernt. Etwa 85 % des Hydrolysatvolumens wurde im Filtrat zurückgewonnen und die Konzentration der suspendierten Feststoffe auf 300-600 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ gesenkt. Das Filtrat wurde anschließend einer optimierten Mikrofiltration ($\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$, Porengröße 0,2 μm) bei einem stabilen Permeatflux von 50 bis 60 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ unterzogen. Die keramische Membran erzielte eine 99,9 %ige Entfernung der Feststoffe bei einem Rückhalt der Säuren von nur 5 %. Mit der Mikrofiltration wurde eine Volumenrückgewinnung von 70 % erzielt und ein partikelfreies Permeat mit hohem Säurenanteil gewonnen.

Als Beispiele für die Nutzung des Permeats wurden die bioelektrochemische H_2 -Produktion und die mikrobielle Produktion von Polyhydroxyalkanoaten (PHA) untersucht. Für ersteres wurde die mikrobielle Elektrolyse optimiert, kausale Zusammenhänge zwischen Kultivierungsparametern und Struktur bzw. Leistungsfähigkeit des anodischen Biofilms gefunden und die Ergebnisse erfolgreich auf einen 10-L-Scheibentauchkörperreaktor übertragen. Die biotechnologische Nutzbarkeit des gewonnenen Gases (H_2 und CO_2) konnte anhand der autotrophen Produktion von Acetoin und Butandiol aufgezeigt werden. Außerdem wurden zwei 100-L-Scheibentauchkörperreaktoren gebaut und getestet. Im Batch-Betrieb mit einer definierten Kultur und sterilem Substrat wurde eine Produktion von 36 $\text{L H}_2\cdot\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ (bei einem $\text{H}_2:\text{CO}_2$ -Verhältnis von 4:1) erreicht. Im kontinuierlichen Betrieb mit unsterilem Hydrolysat erfolgte eine Verschiebung zur Produktion von „Biohythane“ (9 % H_2 , 86 % CH_4).

Zur Nutzbarmachung des Hydrolysats für die PHA-Produktion wurde ein Perfusionsverfahren mit Tangentialflussmembran zum Zellrückhalt entwickelt. Dieses Verfahren wurde im Labor- und Pilotmaßstab getestet. Dabei wurden mit realem Hydrolysat eine finale Biomassekonzentration von 15 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ und eine PHA-Konzentration von 6,4 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ erreicht.

Eine initiale Wirtschaftlichkeitsbetrachtung hebt das Potential der Bioraffinerie hervor. Trotz höherer prognostizierter Betriebskosten im Vergleich zu Standardkläranlagen wird erwartet, dass technologische Optimierungen, Skaleneffekte und die Nachfrage nach den erzeugten Produkten langfristig die Kosten senken können. In einer Ökobilanzierung wurde bestätigt, dass ein erhebliches CO_2 Emissionssenkungspotential für das Konzept besteht, welches sich in Zukunft durch Umstellung auf erneuerbaren Energien weiter verstärken dürfte. Insgesamt wird eine hochskalierte Umsetzung als notwendig erachtet, um Nachhaltigkeits- und Wirtschaftlichkeitsvorteile genauer bewerten zu können.

Die Kommunikation und Öffentlichkeitsarbeit setzte mit einer Projektwebsite, vielfältigen Veröffentlichungen über Pressekanäle, soziale Medien und wissenschaftliche Journale, Veranstaltungen, Abschlussbroschüre und Projektfilm auf eine umfassende Strategie, um das Vertrauen in bioökonomische Innovationen im Abwassersektor zu fördern.

II. Einleitung

II.1 Motivation für das Vorhaben / Problemstellung / eigene Erwartung

Das Vorhaben hatte zum Ziel, das Konzept der Abwasserreinigung neu zu denken und die sekundäre Rohstoffquelle – das kommunale Abwasser – als eben solche zu nutzen, um drei Elemente zurückzugewinnen, **Kohlenstoff**, **Wasserstoff** und **Stickstoff**. Dabei musste die Reinigung des Abwassers mit Einhaltung der Ablaufwerte gewährleistet bleiben. Insbesondere die Stickstoffentfernung ist hier limitierend, da im herkömmlichen Belebtschlammverfahren organischer Kohlenstoff für die Denitrifikation benötigt wird, also Stickstoff und Kohlenstoff für die Reinigung aufgebracht werden müssen. Gleichzeitig soll der organische Kohlenstoff für seine Rückgewinnung so weit wie möglich bereits mit der Vorklärung und einer Mikrosiebung des Ablaufs der Vorklärung aus dem Hauptstrom abgetrennt werden. Dieser Konflikt sollte in **KoalAplan** umgangen werden, indem **Ammonium** aus dem weitgehend partikelfreien Hauptstrom über einen Ionenaustausch in einer Zeolithfilterbettkolonne ausgeschleust und in Form eines Salzes als Produkt zurückgewonnen wird. Damit würde auch der hohe Energiebedarf für die Belüftung des Nitrifikationsprozesses entfallen und die Freisetzung von Lachgas aus der Denitrifikation auf ein Minimum reduziert. Die weitere Behandlung des Abwassers wäre dann mit einer Schwachlasttropfkörperanlage möglich, um den verbliebenen gelösten organischen Kohlenstoff zu entfernen und das restliche Ammonium zu Nitratstickstoff umzuwandeln. Für Phosphor existieren bereits etablierte Rückgewinnungsverfahren, dieser war daher nicht Fokus des Vorhabens.

Der organische **Kohlenstoff** sollte in KoalAplan durch die rigorose Feststoffabtrennung in der Vorklärung als Substrat für eine Dunkelfermentation verfügbar gemacht werden. Hier sollte nach Optimierung ein Hydrolysat produziert werden, das reich an organischen Säuren, vor allem kurzkettigen Fettsäuren ist. Um diesen so gebundenen Kohlenstoff für weitere Wertschöpfungsverfahren nutzbar zu machen, sollte ein Verfahren einer zweistufigen Feststoffabtrennung entwickelt werden. Das mikrofiltrierte Hydrolysat stellt das wichtigste (Zwischen-) Produkt der Bioraffinerie dar, da von diesem ausgehend diverse Wertschöpfungsverfahren denkbar sind. Im Rahmen von KoalAplan sollte sowohl die biotechnologische Umwandlung in **Polyhydroxyalkanoate (PHA)** als kohlenstoffhaltiges Produkt, als auch die Gewinnung von **Wasserstoff** in einer mikrobiellen Elektrolyse untersucht werden. Für diesen Schritt sollten zwei an der DVGW-Forschungsstelle entwickelte bioelektrochemische Scheibentauchkörperreaktoren im 100-L-Maßstab gebaut und erstmalig für diesen Zweck eingesetzt werden. Als Beispiel für die Nutzung dieses Wasserstoffs wurde die autotrophe Produktion der Plattformchemikalie Acetoin durch eine Reinkultur eines von der Arbeitsgruppe Gescher (TU Hamburg) genetisch modifizierten Knallgasbakteriums anvisiert.

Die verschiedenen Prozessschritte der Abwasserreinigung sowie der Produktgewinnung sollten auf dem Lehr- und Forschungsklärerwerk (LFKW) der Universität Stuttgart in Bünau installiert werden. Es wurde erwartet, dass beide Prozesse erfolgreich betrieben werden können und insgesamt Einsparungen im CO₂ footprint und eine bessere Umweltbilanz im Vergleich zur herkömmlichen Abwasserreinigung aufgezeigt werden kann.

II.2 Beschreibung des Themas, Stand der Technik sowie der beabsichtigten technologischen Entwicklung und deren geplanten Anwendungsmöglichkeit (Ziel und Zweck des Projekts)

Neben der Abwasserreinigung verfolgen kommunale Kläranlagen auch jetzt schon einige Ansätze zur Rohstoffrückgewinnung. Neben dem Wasser selbst können nach dem aktuellen Stand der Technik in der Regel zwei Elemente zu einem gewissen Anteil aus den Kläranlagen-

prozessen (zurück-)gewonnen werden, Phosphor und Kohlenstoff. Phosphor wird als Phosphat über verschiedene, etablierte und technisch ausgereifte Verfahren wie Ausfällung von Magnesiumammoniumphosphat (MAP) oder thermische Gewinnung aus dem Klärschlamm gewonnen (Horn *et al.*, 2009, Kehrein *et al.*, 2020). Der organische Kohlenstoff wird hauptsächlich in der aeroben Stufe (Belebungsbecken) aus dem Hauptstrom genommen, eine Hälfte als Kohlenstoffdioxid (CO₂), die andere als Überschussschlamm, der dann zusammen mit dem Primärschlamm aus der Vorklärung im Faulturn teilweise in Methan (CH₄) und wiederum CO₂ (Biogas: 60 % CH₄, 40 % CO₂) umgewandelt wird. Zurück bleibt final rund ein Drittel des organischen Kohlenstoffs als Klärschlamm. Parallel wird Ammonium zunächst aerob zu Nitrat oxidiert und dann anaerob zu molekularem Stickstoff reduziert. Die Belebung verursacht den größten Anteil an Stromkosten, was wieder mit einem Kohlenstoffdioxid-ausstoß verbunden ist.

Das Vorhaben KoalAplan hatte zum Ziel, zum einen die Palette der zurückgewinnbaren Rohstoffe zu erweitern, zum anderen aber gleichzeitig energieeffizientere Prozesse zu bieten und wertvollere Produkte zu liefern. Für die anvisierte „Bioraffinerie“ sollte gezielt der partikuläre organische Kohlenstoff ausgeschleust werden, der fast die Hälfte des organischen Kohlenstoffs des Zulaufs einer kommunalen Kläranlage beinhaltet. Dieser sollte nicht direkt der Faulung zugeführt, sondern zunächst im mikrobiologischen Verfahren der sauren Hydrolyse bzw. Dunkelfermentation zu einem möglichst hohen Prozentsatz zu organischen Säuren umgesetzt und somit veredelt werden. Verfahren zur Feststoffabtrennung (Siebung, Filtration, Mikrofiltration) sind so weit entwickelt, dass der Nachteil stark verdünnter Lösungen bzw. des Abwassers im Zulauf einer Kläranlage mit Konzentrationen an organischem Kohlenstoff im mg·L⁻¹-Bereich kompensiert werden kann. Hier können nach der Hydrolyse Konzentrationen im g·L⁻¹-Bereich erreicht werden, die eine lohnende biotechnologische Produktion von Plattformchemikalien ermöglichen würden.

Für die Nutzung dieser Säuren wurden zwei Beispielprozesse vorgeschlagen, die Wasserstoffproduktion mittels mikrobieller Elektrolyse sowie die biotechnologische Produktion von Polyhydroxyalkanoaten (PHA).

PHA können von bestimmten Bakterienstämmen, z. B. durch *Cupriavidus necator* H16 aus organischen Säuren (Kedia *et al.* 2014, Arenas-López *et al.* 2019) und meist unter Nährstoffmangel (z. B. Stickstoff), als Speicherstoff der Zellen synthetisiert werden (Xu *et al.* 2010). Gegenüber dem bekanntesten PHA – dem Homopolymer Poly-3-hydroxybutyrat (PHB), welches ohne Additive Eigenschaften besitzt, die für technische Anwendungen oft nicht attraktiv genug sind –, kann der Einbau weiterer Monomere (Nigmatullin *et al.* 2015) die physikalisch-chemischen Eigenschaften deutlich verbessern. Die mikrobielle Nutzung von Säuren mit unge-rader Anzahl an C-Atomen, wie bspw. Propionsäure, von der erwartet wurde, dass sie einen beachtlichen Anteil der produzierten Säuren ausmachen würde (Tuczinski *et al.* 2018), führt zu einer verstärkten Bildung von PHA-Copolymeren (Berezina 2012). Zu Beginn des Vorhabens waren jedoch nur wenige Bei-spiele einer Hochskalierung und längerfristigen Demonstration der PHA-Bildung bekannt. Das Potential deutscher und Europäischer Kläranlagen für die Produktion dieser Biopolymere aus Klärschlamm ist groß (Pittmann & Steinmetz 2016). Es gibt Arbeiten, in denen Pilotversuche auf Kläranlagen zur kommerziellen Produktion von PHA durchgeführt wurden, bspw. in Carbonera (Treviso, Italien) (Conca *et al.*, 2020) und Brüssel (Belgien) (Morgan-Sagastume *et al.*, 2015). Im ersten Fall konnte die Produktion durch eine Stickstoffreduktion gewährleistet werden, im zweiten durch die Selektion von PHA-Produzenten durch Feast/Famine-Bedingungen. In KoalAplan soll die Hydrolyse des Klärschlammes und die Nutzung der gebildeten Säuren in einem partikelfreien Permeat zu besser kontrollierbaren Produktionsbedingungen führen.

Wasserstoff als (Zwischen-)Produkt eröffnet im Vergleich zu Methan (Stand der Technik) eindeutig eine Vielzahl von biotechnologischen Prozessen zur Produktion höherwertiger Chemikalien (Bengelsdorf *et al.*, 2013). Das Prinzip der in KoalAplan anvisierten mikrobiellen Elektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff basiert zunächst auf der anaeroben Oxidation des organischen Substrats (Rousseau *et al.* 2020) aus der Dunkelfermentation in einem

Biofilm exoelektrogener Bakterien. Diese wachsen auf der Anode und geben die Elektronen in Ermangelung eines gelösten Elektronenakzeptors an die Elektrode ab. Die durch die Säureoxidation ebenfalls freigesetzten Protonen werden an einer Kathode zu molekularem Wasserstoff reduziert. Das dafür notwendige Potential an der Kathode beträgt -1 V und darunter. Die mikrobiell vermittelte Produktion von Wasserstoff ist attraktiv, weil die benötigten Elektronen von den Bakterienzellen auf einem bereits relativ niedrigen Potential angeliefert werden. Damit wird der Energiebedarf gegenüber dem eines Elektrolyseurs auf etwa die Hälfte gesenkt. Da Anoden- und Kathodenraum anoxisch sind, wird in den an der DVGW-Forschungsstelle entwickelten Reaktoren auf eine separierende Membran verzichtet, was zum einen das Hochskalieren erleichtert, aber auch die Kosten für das Verfahren senken soll. Die Zahl der Up-Scaling-Versuche für mikrobielle Elektrolysesysteme ist spärlich. Nach dem Kenntnisstand der Autoren war die größte bisher betriebene mikrobielle Elektrolysezelle ein Reaktor mit 1.000 L Volumen zur Behandlung von Abwässern aus der Weinherstellung. Der Prozess zeichnete sich durch eine starke Methanproduktion und relativ geringe volumetrische Wasserstoffproduktionsraten von etwa $0,1 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Cusick et al. 2011). Mit dieser Anwendung wagt sich das Projekt in einen bisher noch wenig erforschten Bereich vor und bietet darüber hinaus ein selbst entwickeltes Reaktorsystem an.

Die Möglichkeit der Rückgewinnung von **Ammonium** aus dem kommunalen Abwasser im Hauptstrom mittels Ionenaustausches wurde bereits mehrfach nachgewiesen (Koon und Kaufmann, 1975; Zhang *et al.*, 2016). Daher wurde in KoalAplan mit einer guten Umsetzbarkeit des Verfahrens gerechnet. Mit der Entfernung des Ammoniums durch den Zeolithfilter und der anschließenden Entfernung des Restkohlenstoffs in einem Tropfkörper wurde erwartet, dass eine hohe Reinigungsleistung gewährleistet werden kann, während alle Optionen für die Entfernung von Spurenstoffen (Mikroschadstoffen) im Hauptstrom bestehen bleiben.

Ziel des Verfahrensansatzes mit einer integrierten Bioraffinerie war die Senkung des Kohlenstoffdioxidausstoßes durch einen geringeren Strombedarf bei der Abwasserbehandlung (durch Ammoniumrückgewinnung) sowie – durch die zusätzliche Nutzung des organischen Kohlenstoffs – die Generierung von vermarktbareren Produkten.

III. Durchführung des Projekts

III.1 Aufgabenstellung, Planung und Ablauf des Vorhabens

In der Aufgabenstellung waren klare Arbeitspakete (siehe Abschnitte II 3.2 und II.4) sowie Meilensteine formuliert (siehe II.3.3) und den insgesamt sechs Projektpartnern zugeordnet. Es gab einige zeitliche Verschiebungen und Planänderungen. Die eigentlich geplante Ausschreibung und Anschaffung des Bioreaktors für die PHA-Produktion stellte sich im Laufe des Projekts als nicht umsetzbar heraus, dies wurde schließlich durch eine Umrüstung eines am Fraunhofer IGB existierenden Reaktors gelöst. Die Abtrennung der groben Partikel aus dem Hydrolysat wurde nicht über einen Bandfilter, sondern schließlich über eine Kammerfilterpresse realisiert. Überwiegend sind die Abweichungen vom ursprünglichen Zeitplan jedoch auf einen ausgedehnten Zeitraum von einzelnen Prozessoptimierungen zurückzuführen. So wurden einige Meilensteine nach hinten verschoben, schließlich konnten bis Projektende alle Arbeitspakete und Meilensteine erfolgreich abgeschlossen werden.

III.2 Aktualisierte Darstellung des zeitlichen und inhaltlichen Projektablaufs

In der folgenden Tabelle ist der realisierte Zeitplan mit den entsprechenden Arbeitspaketen und ihrer Bearbeitungsdauer (grau markiert) sowie den Meilensteinen (grün markiert) gezeigt.

Tabelle 1. Zeitplan des Projekts mit Arbeitspaketen und definierten Meilensteinen

Arbeitspaket	Projektmonat																																				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	
1 Feststoffabtrennung							1																														
2 Ammoniumrückgewinnung mit einem Klinoptilolithfilter und Betrieb des Tropfkörpers																			3																		
3.1 Saure Hydrolyse des Feststoffs																			4																		
3.2 Filterpresse gekoppelt mit einer Membranmikrofiltration zur Vorbehandlung des Hydrolysats																					6																
4.1 Optimierung der mikrobiellen Elektrolyse des Hydrolysats in Fließzellenversuchen																	2																				
4.2 Übertrag der Ergebnisse auf eine mikrobielle Elektrolyse im 10 L Scheibentauchkörper																			5																		
4.3 Machbarkeitsstudie zur biotechnologischen Verwendung des gewonnenen Wasserstoffs																																					8
5 Mikrobielle Umsetzung des Hydrolysats zu Polyhydroxyalkanoaten																																			7		
6.1 Kombination der einzelnen Prozessschritte in einer Kaskade																																				9	
6.2 Bilanzierung des Kohlenstoff-, Stickstoff- und Phosphatstroms in der Bioraffinerie Büsnau																																				10	
7.1 Öffentlichkeitsarbeit und Verwertung der Projektergebnisse																																					11
7.2 Wissenschaftliche Begleitung																																					12

III.3 Beschreibung der einzelnen Projektschritte / Meilensteine

In Tabelle 2 sind die definierten Meilensteine benannt. Die zu ihrer Erreichung in den einzelnen Arbeitspaketen vorgenommenen Projektschritte werden im Folgenden kurz erläutert.

Tabelle 2. Meilensteine des Projekts

Meilenstein	Beschreibung
1 (Uni Stuttgart)	Feststoffabtrennung mit Mikrosieb ist optimiert.
M2 (TU Hamburg)	Optimale anodische Prozessbedingungen für die Bioelektrolyse sind etabliert.
M3 (Uni Stuttgart)	Auslegungsgrößen für die Ammoniumrückgewinnung aus dem Hauptstrom liegen vor.
M4 (DVGW; Uni Stuttgart)	Optimale Zusammensetzung des Produktstroms aus der sauren Hydrolyse ist erreicht.
M5 (TU Hamburg; DVGW)	Die Ergebnisse zur Optimierung der mikrobiellen Elektrolyse sind auf den 10 L-Scheibentauchkörper übertragen.
M6 (DVGW; Uni Stuttgart)	Höchstmögliche Permeatproduktion nach Feststoffabtrennung aus dem Hydrolysat ist erreicht.
M7 (Fraunhofer IGB)	Die optimalen Betriebsbedingungen für die PHA-Produktion im 30 L Reaktor sind bestimmt.
M8 (TU Hamburg; DVGW)	Proof-of-concept der biotechnologischen Produktion von Acetoin aus den produzierten Gasströmen ist geliefert.
M9 (TU Hamburg; DVGW; Uni Stuttgart; Fraunhofer IGB)	Eine kontinuierlich betriebene Prozesskaskade von der Feststoffabtrennung bis hin zur Produktion von Wasserstoff und PHA ist realisiert.
M10 (DVGW; Uni Stuttgart)	Eine Bilanzierung des Kohlenstoff-, Stickstoff- und Phosphatstroms in der Bioraffinerie Büsnau liegt vor.
M11 (Umwelttechnik BW GmbH)	Eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung und eine Marktpotentialanalyse der Module und des Gesamtprozesses sind erarbeitet.
M12 (TU Clausthal)	Ergebnis der wissenschaftlichen Bewertung des Konzepts „Bioraffinerie Büsnau“ liegt vor.

Arbeitspaket 1 /Meilenstein 1: Um den für die Hydrolyse zu gewinnenden Feststoff zu maximieren, sollte der Ablauf der Vorklärung zusätzlich gesiebt werden. Dazu wurden Siebtrom-

meln mit verschiedenen Porengrößen getestet und der Prozess der Partikelabtrennung auch im Hinblick auf Filterkuchenbildung und -entfernung evaluiert.

Arbeitspaket 2 / Meilenstein 3: In Versuchen zur Ammonium-N Adsorption aus dem Hauptstrom wurde die mögliche Oberflächenbeschickung des Festbetts der Zeolithfilterkolonne untersucht. Des Weiteren wurden Methoden der Reaktivierung der Zeolithe und deren Einfluss auf die Adsorptionskapazität getestet und bewertet.

Arbeitspaket 3.1 / Meilenstein 4: Die Feststoffe aus der Vorklärung werden in der Dunkelfermentation anaerob in kurzkettige Fettsäuren umgewandelt. Um die Ausbeute zu maximieren und eine weitere Umwandlung zu Methan zu verhindern, wurden die Schlüsselparameter wie die hydraulische Verweilzeit, der pH-Wert und die Temperatur optimiert.

Arbeitspaket 3.2 / Meilenstein 6: Das Hydrolysat enthält nach der Dunkelfermentation neben den gelösten Säuren auch eine erhebliche Menge an Feststoffen. Das Ziel war es, die Entwässerung mit einer Kammerfilterpresse zu verbessern und anschließend die Mikrofiltration hinsichtlich physikalischer und chemischer Membranreinigungsmethoden zu optimieren.

Arbeitspaket 4.1 / Meilenstein 2: Im Hinblick auf die Nutzung des Hydrolysats für die Gewinnung von Wasserstoff sollte die mikrobielle Elektrolyse optimiert werden. In mikrofluidischen Zellen wurde der Einfluss der Strömungsgeschwindigkeit auf den anodischen Biofilm, seine Struktur und seine Leistungsfähigkeit untersucht. In bioelektrochemischen Systemen von 250 mL Volumen wurden die Parameter Substratkonzentration, pH-Wert und angelegtes Anodenpotential evaluiert.

Arbeitspaket 4.2 / Meilenstein 5: Auf der Basis der in 4.1 gewonnenen Erkenntnisse erfolgte eine Hochskalierung des Prozesses auf den 10-L-Maßstab in einem bioelektrochemischen Scheibentauchkörperreaktor und die Erprobung der Leistungsfähigkeit des Systems bei der Nutzung des Hydrolysats aus der Dunkelfermentation.

Arbeitspaket 4.3 / Meilenstein 8: Die biotechnologische Nutzbarkeit des aus der mikrobiellen Elektrolyse sowie der Dunkelfermentation gewonnenen Gases (Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid) sollte für die autotrophe Produktion von Acetoin und 2,3-Butandiol mittels des Knallgasbakteriums *Cupriavidus necator* gezeigt werden.

Arbeitspaket 5 / Meilenstein 7: Das Hauptziel war die Umwandlung des Hydrolysats in das Biopolymer Polyhydroxyalkanoat (PHA). Basierend auf einer Literaturrecherche und Nutzwertanalyse wurden als mögliche mikrobielle Katalysatoren je ein Stamm von *Cupriavidus necator*, *Azohydromonas australica*, *Pseudomonas putida* und *Haloferax mediterranei* zur genaueren Untersuchung ausgewählt. Eine systematische Charakterisierung des Wachstumsverhaltens auf verschiedenen organischen Säuren erfolgte in einem Mikrobioreaktor. Es wurden Wachstumskinetiken erstellt, um den vielversprechendsten Stamm zu identifizieren.

Die Konzentration organischer Säuren im Hydrolysat war im Vergleich zu Substratkonzentrationen in sonstigen biotechnologischen Produktionsprozessen gering. Daher konnte keine einfache satzweise Prozessführung erfolgen, sondern die organischen Säuren mussten kontinuierlich zugeführt werden. Aus diesem Grund wurde eine Perfusionsmethode mit Querstromfiltration entwickelt, damit durch eine Zellrückhaltung die Zufütterung mit variablen Säurekonzentrationen ermöglicht werden konnte. Das Filtrat wurde aus dem Bioreaktor abgeführt, sodass ein kontinuierlicher Zustrom an Substrat in das System gewährleistet wurde und somit die PHA-Produktion gesteigert werden konnte. Der Prozess wurde in zwei Phasen unterteilt, eine Zellwachstumsphase mit Nährstoffen im Überschuss und eine PHA-Produktionsphase unter Stickstoffmangel. Durch Limitierung von verfügbarem Stickstoff findet in den Zellen ein Wechsel von Zellwachstum zu PHA-Bildung statt. Die dazu notwendige Entfernung des Ammoniums aus dem Hydrolysat wurde durch Konditionierung mit Zeolith-Material erzielt. Anschließend wurde der Prozess mit realem Substrat im 7-L und 42-L-Reaktor demonstriert. Dabei wurde ein Hauptaugenmerk auf ein robustes, monoseptisches Verfahren gelegt.

Arbeitspaket 6.1 / Meilenstein 9: Die Kaskade zur Behandlung des Hauptstroms von Mikro-siebung, Zeolithfilterkolonne und Tropfkörper wurde getestet. Ebenfalls wurde die Kaskade

der Verwertung der partikulären Fracht des Abwassers in der Hydrolyse, Feststoffabtrennung und Weiterverwertung zur Produktion von Polyhydroxyalkanoaten (Ergebnisse sind in Arbeitspaket 5 dargestellt) und Wasserstoff getestet. Der Prozess verlief aufgrund der diskontinuierlichen Feststoffabtrennung mittels Kammerfilterpresse satzweise.

Arbeitspaket 6.2 / Meilenstein 10: Neben der Rückgewinnung des Kohlenstoffs aus der partikulären Fracht des Abwassers wurden auch die Ströme von Stickstoff und Phosphor in der Bioraffinerie berücksichtigt und entsprechend bestimmt und bilanziert. Zusätzlich erfolgt zum Vergleich eine theoretische Betrachtung der Variante der biologischen Behandlung des Hauptstroms mit aeroben Granula, die eine raumsparende Alternative zum Belebungsverfahren darstellt (Horn *et al.*, 2015).

Arbeitspaket 7.1 / Meilenstein 11: KoalAplan wurde von Beginn an von einer umfassenden Kommunikationsstrategie flankiert. Nicht nur aufgrund der Klassifizierung als Projekt von „strategischer Bedeutung“ war es von äußerster Wichtigkeit, für einen guten Austausch mit der Öffentlichkeit und der wissenschaftlichen Community zu sorgen. So konnte die nötige Transparenz geschaffen werden, um Vertrauen in bioökonomische Innovationen im Abwassersektor zu fördern. Auch für die zukünftige Weiterentwicklung und Umsetzung der Projektideen sind die Unterstützung durch Politik und Öffentlichkeit zentrale Bausteine.

Grundlage der Öffentlichkeitsarbeit bei KoalAplan war dabei eine dezidiert geplante, umfangreiche und vielfältige Kommunikation, für die Umwelttechnik BW (UTBW) federführend war. Auf ausgewählte Maßnahmen wird in Kapitel II.4 näher eingegangen. Damit sollten sowohl die Öffentlichkeit als auch die wissenschaftliche Community gleichermaßen regelmäßig über das Projekt, wichtige Inhalte und relevante Fortschritte informiert werden, um die Sichtbarkeit und Relevanz des Projekts zu erhöhen. Zu diesem Zweck wurden verschiedene Kanäle und Medien genutzt bzw. bespielt.

Eine Neuausrichtung des „Konzepts Kläranlage“ ist selbstverständlich mit erheblichen Kosten und Risiken verbunden. Um diese besser einschätzen bzw. quantifizieren zu können, und gleichzeitig eine Idee für mögliche, zukünftige Kostentreiber und Stellschrauben zu erhalten, wurde im Rahmen des Projekts eine erste Kostenabschätzung vorgenommen. Zu diesem Zweck wurden die Betriebskosten aller beteiligten Anlagen anhand bekannter Betriebsparameter errechnet, aggregiert und mit den Kosten einer idealisierten Modell-Kläranlage verglichen. Zudem wurden die Märkte der zu erwartenden Produkte näher betrachtet und eine erste Sensitivitätsanalyse in Bezug auf die größten Kostentreiber erstellt.

Arbeitspaket 7.2 / Meilenstein 12: Auf Basis der von den Partnern zur Verfügung gestellten Stoffstrom- und Energiebilanzen wurde für das KoalAplan-Konzept eine Ökobilanz erstellt. Grundlage dieser Bilanz ist die Quantifizierung des Ressourcenverbrauches („Inputs“ wie z. B. Energie, Rohstoffe oder Wasser) und der Umweltauswirkungen/Emissionen („Outputs“ an Luft, Wasser und Boden). Als funktionelle Einheit, auf die alle Input-/Output-Ströme bezogen werden, wurde die „Behandlung von Abwasser pro Einwohner und Jahr“ festgelegt. Für die Ökobilanz wurde die detaillierte Ecoinvent Datenbank v. 3.9.1 genutzt. Die internationale Ecoinvent Datenbank ist ein Informationssystem für die zentrale Zusammenstellung, Berechnung, Verwaltung und Bereitstellung von Ökobilanzdaten.

Die Berechnung der Verbräuche und Gutschriften für die ökologische Bewertung der Abwasserbehandlung beinhaltet quantitative Angaben zu Chemikalien und Rohstoffen, Energie, Transport sowie direkten Emissionen. Für KoalAplan wurden die Untersuchungsergebnisse und Daten der Einzelprozesse der verschiedenen Partner zugrunde gelegt. Diese Daten wurden mit gemittelten Literaturdaten aus der Praxis kommunaler Kläranlagen in Deutschland („Modellanlage“) verglichen. Für KoalAplan wurden Betriebsszenarien und Berechnungen für zwei verschiedene Entnahmemengen (60 % und 90 %) für den Chemischen Sauerstoffbedarf (CSB) aus dem Abwasser gewählt. Die Entnahmemenge beeinflusst sowohl die In- und Outputs bei der Abwasserbehandlung als auch die In- und Outputs bei der Schlammbehandlung. Letzteres beinhaltet auch die Rohstoffproduktion. Diese beiden Szenarien wurden mit dem „Praxis“-Szenario einer typischen Modellkläranlage verglichen.

IV. Erzielte Ergebnisse und deren Bewertung

IV.1 Projektbereich 1: Feststoffabtrennung

IV.1.1 Arbeitspaket 1 Feststoffabtrennung (Uni Stuttgart)

In der konventionellen Klärtechnik werden zur Entlastung der nachgeschalteten biologischen Stufen Vorklärbecken zur Feststoffabtrennung aus dem Abwasserstrom verwendet. Dadurch werden der Feststoffgehalt und die CSB-Konzentration verringert. Allerdings können durch Sedimentation nur die gut absetzbaren Stoffe abgetrennt werden, und sehr kleine Partikel und Kolloide verbleiben im Abwasser. Zur weitergehenden Feststoffabtrennung können Siebe eingesetzt werden. Es wurden zunächst Nasssiebkurven von Rohabwasser und sedimentiertem Abwasser (Ablauf Vorklärung) ermittelt (Abbildung 1, links). Auf der Basis der gewonnenen Erkenntnisse wurden dann Untersuchungen in einer Mikrosiebtrommel unter Nutzung verschiedener Siebplatten durchgeführt (Abbildung 1, rechts).



Abbildung 1. Nasssiebkolonne (links), halbtechnische Mikrosiebtrommel (rechts)

In Abbildung 2 ist das Verfahrensfliessbild des Versuchsaufbaus der Mikrosiebung in der Siebtrommel dargestellt. Der Feststoffgehalt wurde nach DIN 38409-1 und der CSB-Gehalt gemäß DIN 38409-41 bestimmt.

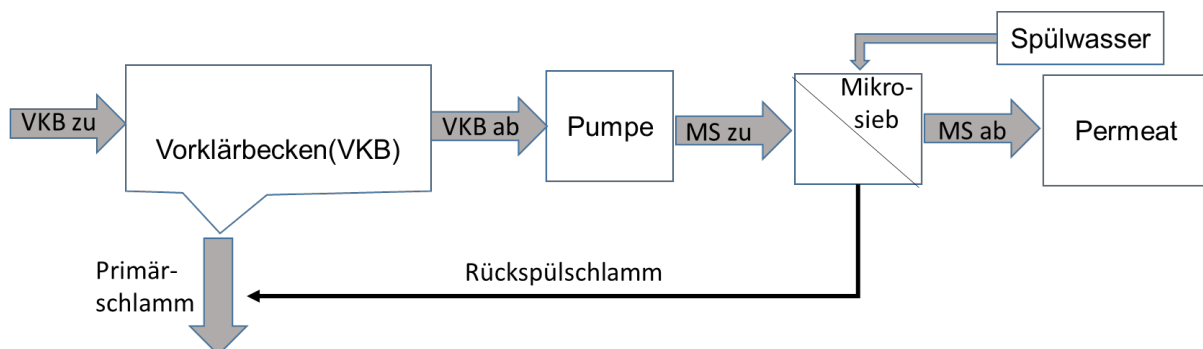


Abbildung 2. Verfahrensfliessbild Mikrosiebung in Siebtrommel

Ergebnisse der Siebanalysen

Bei der Durchführung der Siebanalysen wurde Rohabwasser (Zulauf Vorklärung) mit einer Schlauchpumpe direkt aus dem Gerinne entnommen und auf das größte Sieb geleitet. Es wurden Siebe zwischen 2 mm und 20 µm Maschenweite verwendet. Dabei wurde darauf geachtet, dass die Wassermenge entsprechend angepasst wurde, damit sich auf den Sieben kein Wasser staut. Kleinere Maschenweiten können nur noch mit Filterpapieren erreicht werden. Deshalb wurde der Ablauf des Siebs mit der kleinsten Maschenweite noch durch Faltenfilter mit Maschenweiten zwischen 2 µm und 15 µm geleitet. Mit dem Ablauf des Vorklärbeckens wurde ebenso verfahren. Die Ergebnisse von Siebanalysen an verschiedenen Tagen sind in Abbildung 3 gezeigt.

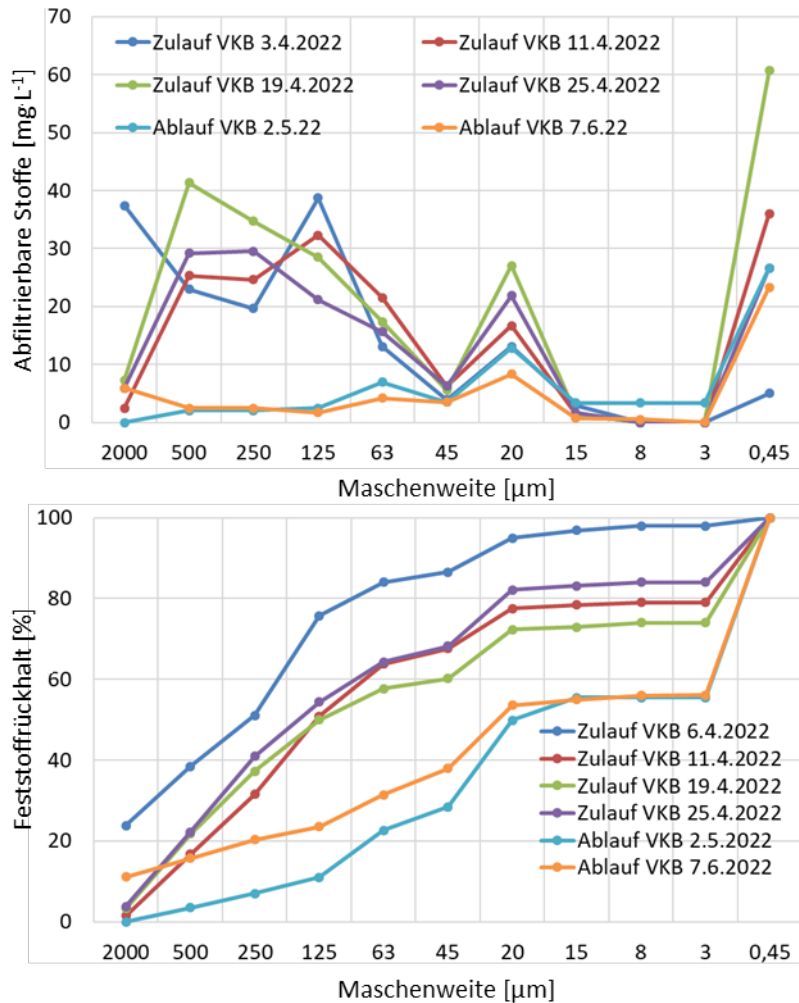


Abbildung 3. Ergebnisse der Siebanalyse Zu-/Ablauf Vorklärung, abfiltrierbare Stoffe (oben), Rückhaltsummenlinie (unten)

Die Ergebnisse für den Zulauf Vorklärung zeigen, dass auf den Sieben mit Maschenweiten > 63 µm die meisten Partikel zurückgehalten werden. Der aufsummierte Rückhalt beträgt zwischen 58 % und 84 % der abfiltrierbaren Stoffe. Partikel mit Größen unter 20 µm haben einen geringen Gewichtsanteil. Im Ablauf des Vorklärbeckens sind dagegen sehr wenige Partikel mit > 63 µm enthalten. Die kleineren Partikel verhalten sich analog zu denen im Zulauf des Beckens. Daraus folgt, dass durch Absetzen Partikel mit einer Größe von ca. 63 µm gut zurückgehalten werden, kleinere Partikel aber nicht.

Für die Weiterverwertung in der Hydrolyse ist entscheidend, inwieweit die zurückgehaltenen Stoffe organisch sind. Deshalb wurden sie bei 550 °C geblüht und der Masseverlust als Messgröße für den organischen Anteil ermittelt (siehe Abbildung 4). Der Glühverlust beträgt bis zu einer Maschenweite von 45 µm mehr als 90 % kleinere Partikel haben mehr anorganische Anteile und Partikel < 4 µm bestehen zu ca. 50 % aus anorganischem Material.

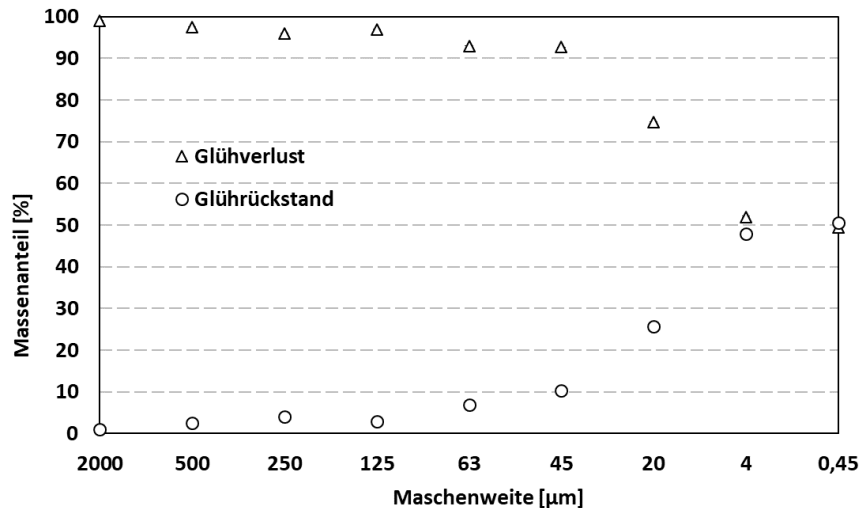


Abbildung 4. Organischer Anteil für die Siebrückhalte

Aus diesen Ergebnissen kann gefolgert werden, dass mit einer der Vorklärung nachgeschalteten Siebung mit einer Maschenweite $\leq 20 \mu\text{m}$ ein Großteil (ca. 60% bis 84%) der filtrierbaren Partikel und damit CSB und Kohlenstoff aus dem Abwasser entfernt werden können.

Ergebnisse der Umsetzung mit Siebtrommeln

Diese Filtration kann technisch mit Mikrosiebtrommeln erfolgen. Dazu wurden für eine halbt Technische Siebtrommel Siebe aus Edelstahl mit Maschenweiten von $8 \mu\text{m}$, $15 \mu\text{m}$ und $20 \mu\text{m}$ beschafft und einem Vorklärbcken analog Abbildung 2 nachgeschaltet.

Abbildung 5 zeigt exemplarisch die Ergebnisse für die Feststoffgehalte, gegeben als CSB-Konzentration, für das Sieb mit der Maschenweite von $15 \mu\text{m}$. Die Wirkungsweise der Siebung wird im Vergleich der Messstellen Zulauf Vorklärung (VKB zu), Ablauf Mikrosieb (MS AB) jeweils in der homogenisierten (hom) Probe für den Gesamt-CSB und filtrierten Probe (fil) für den gelösten CSB dargestellt.

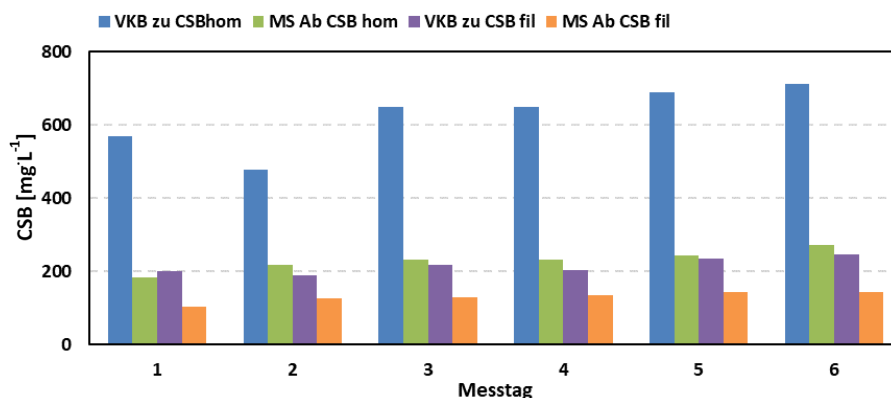


Abbildung 5. Ergebnisse der CSB-Messungen im Dauerversuch.

Zusammenfassend lassen sich folgende Schlussfolgerungen ziehen: Eine weitergehende Feststoffentnahme durch eine dem Vorklärbcken nachgeschaltete Siebung ist möglich. Nasssiebversuche zeigen, dass durch die Kombination von Sedimentation und Siebung zwischen 64 % und 84 % der abfiltrierbaren Stoffe mit einem organischen Anteil $> 90 \%$ und damit CSB entnommen werden kann. Dazu müssen Partikel $> 15 \mu\text{m}$ abgefiltert werden. Versuche mit technischen Sieben zeigen, dass Trommelsiebe abhängig von der Abwasserkonzentration verblocken. Die Bildung von Deckschichten kann auch für die Siebung genutzt werden. Bei höher konzentrierten Abwässern war es möglich, mit einem Sieb mit $20 \mu\text{m}$ Maschenweite

höhere Filtrationsleistungen bei gleicher Feststoffentnahme zu erzielen. Eine Verblockung konnte durch intensivere Rückspülungen (Intervallspülung) vermieden werden.

IV.2 Projektbereich 2: Ammoniumrückgewinnung (Hauptstrom)

IV.2.1 Arbeitspaket 2 Ammoniumrückgewinnung mit einem Klinoptilolithfilter und Betrieb des Tropfkörpers (Uni Stuttgart)

In der konventionellen Klärtechnik werden Stickstoffverbindungen in den biologischen Stufen zuerst aerob unter Sauerstoffverbrauch durch Bakterien zu Nitrat nitrifiziert und dann in einem zweiten Schritt anaerob zu Luftstickstoff denitrifiziert. Durch die weitgehende Entnahme von Kohlenstoffverbindungen durch Vorklärbecken und Siebung verschiebt sich das C/N Verhältnis auf Werte < 5 . Damit ist nicht mehr genügend Kohlenstoff vorhanden, um eine stabile Denitrifikation zu erzielen. Durch die Adsorption an Ionenaustauscher können Stickstoffverbindungen physikalisch entfernt werden, um die geforderten Ablaufwerte einzuhalten. Durch Regeneration der Ionenaustauscher kann Ammonium (NH_4^+) als Nutzstoff gewonnen werden.

Für die Untersuchung wurden Adsorptionskolonnen mit Klinoptilolith (CLI), einem natürlichen Ionenaustauscher mit einer Korngröße von 0,62 bis 1 mm (im Mittel 0,8 mm), gefüllt und mit ammoniumhaltigem Abwasser durchströmt. Dabei werden die Oberflächenbeschickung (und damit die Kontaktzeit) und die NH_4^+ -Konzentration variiert. Der Feststoffgehalt, die Leitfähigkeit und der NH_4^+ -Gehalt wurden gemäß DIN-Norm gemessen.

Vorversuche Ionenaustausch in Laborglassäulen

Für die Vorversuche wurden Laborglassäulen mit CLI gefüllt. Die Kolonnen haben Probenahmeöffnungen in verschiedenen Höhen, so dass bei einer Beprobung von mehreren übereinanderliegenden Beprobungsstellen zu verschiedenen Zeiten Durchbruchkurven ermittelt werden können (siehe Abbildung 6).

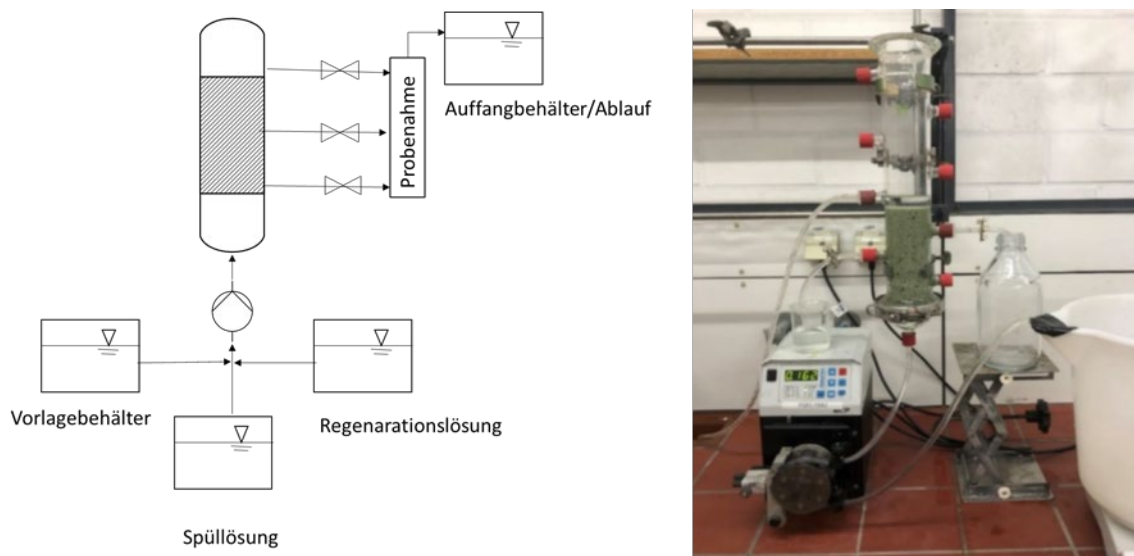


Abbildung 6. Ionenaustauscher Verfahrensfließbild (links), Laborglassäule im Labormaßstab (rechts)

Für verschiedene Oberflächenbeschickungen ($q_A=1 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$, $3 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$, $5 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$) und eine Konzentration von $270 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \text{ NH}_4^+\text{-N}$ wurden Durchbruchkurven erstellt. In Abbildung 7 (links) ist ein Beispiel für $q_A=3 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ und vier unterschiedliche Probenahmestellen (1 ist die unterste) gezeigt. Die Messergebnisse an den vier Probenahmestellen weisen einen typischen Verlauf auf: die $\text{NH}_4^+\text{-N}$ Konzentration nimmt über der CLI Betthöhe ab und steigt mit zunehmender Zeit an. Die Durchbruchkurven sind verhältnismäßig flach. Dies weist auf eine Längsdispersion hin. Flache Durchbruchkurven haben den technischen Vorteil, dass ein beginnender Durchbruch frühzeitig erkannt und eine Regeneration gestartet werden kann. Die niedrigste Konzentration im Ablauf der Kolonne war hier ca. $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \text{ NH}_4^+\text{-N}$. Die Endkonzentration wird von der Kontaktzeit und damit der Oberflächenbeschickung bei gleicher Schüttungshöhe beeinflusst.

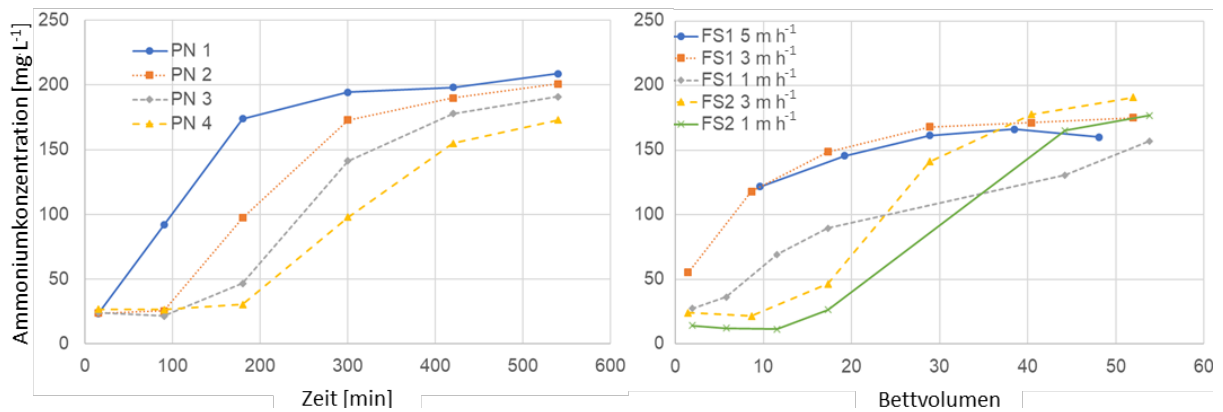


Abbildung 7. Links: Durchbruchkurven von $\text{NH}_4^+\text{-N}$ an den Probenahmestellen (PN) 1 bis 4 bei einer Oberflächenbeschickung von $q_A = 3 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$. Rechts: Durchbruchkurven über Bettvolumina bei Variation der Oberflächenbeschickung, ermittelt an Probenahmestelle 3. FS1 und FS2 entsprechen den beiden hintereinander geschalteten Filtersäulen 1 und 2.

In Abbildung 7 (rechts) sind Ergebnisse dargestellt, die an derselben Probenahmestelle, aber für verschiedene Oberflächenbeschickungen und in zwei hintereinander geschalteten Filtersäulen (FS1 und FS2) erhalten wurden. Die Variation der Beschickung zeigt, dass sich die Anfangskonzentration bis zu einer Oberflächenbeschickung von $3 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ nur geringfügig verändert. Höhere Beschickungen führen zu einer kürzeren Aufenthaltszeit und damit einem schnelleren Durchbruch. Kurzschlussströmungen haben vergleichbare Ergebnisse zur Folge. In Säule 2 erfolgen die Konzentrationserhöhungen entsprechend zeitlich verzögert zu Filtersäule 1.

Es wurden auch unterschiedliche Zulaufkonzentrationen getestet. Abbildung 8 zeigt, dass mit zunehmender Zulaufkonzentration die Kolonne früher durchbricht.

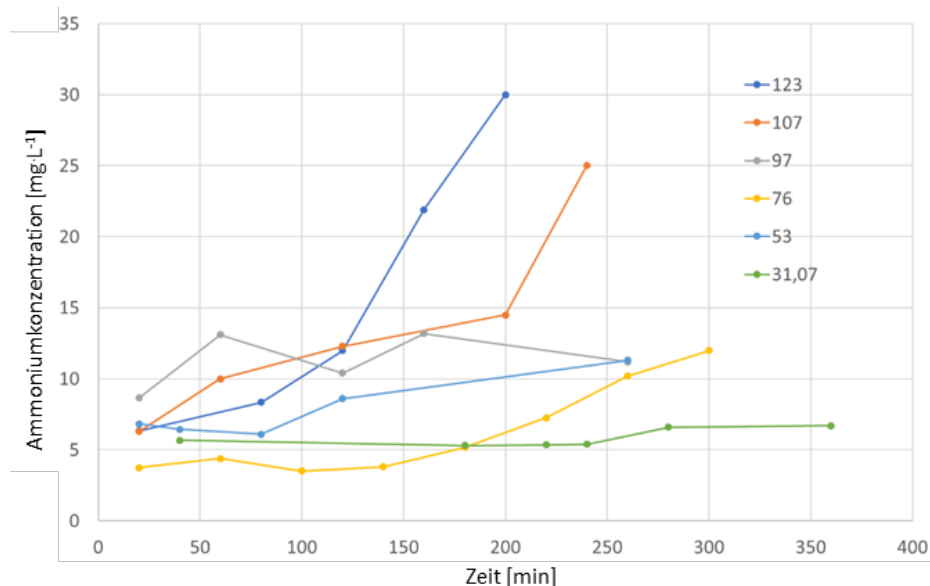


Abbildung 8. Durchbruchkurven für unterschiedliche $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Zulaufkonzentrationen.

Die niedrigste Konzentration ist nur abhängig vom Erfolg der Regeneration und der Spülung der Kolonne ($97 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ Kurve beginnt mit erhöhten Werten). Die Kolonne erreicht höhere Ablaufwerte, wenn die Adsorptionskapazität erreicht ist. Dies entspricht einer erhöhten $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Fracht.

Umsetzung in halbtechnischen Kolonnen

Die in der Literatur beschriebenen Ionenaustauschprozesse zur Abtrennung und zum Rückhalt von Ammonium wurden in der Regel mit Rührreaktoren im Batchbetrieb durchgeführt. Die

dabei ermittelten Betriebsparameter Kontaktzeit, Feststoffgehalt und Beladbarkeit können auf den Betrieb als Ionenaustauscherkolonne nicht direkt übertragen werden. Für die Umsetzung als Durchflusskolonne müssen die Oberflächenbeschickung und die Abhängigkeit von schwankenden Konzentrationen geklärt werden.

Für die Demonstration wurden basierend auf den Vorversuchen im Labormaßstab Filterkolonnen mit einem Durchmesser von 50 cm und einer Höhe von ca. 1 m mit CLI gefüllt (Abbildung 9). Die Kolonnen wurden von oben durchströmt und von unten zurückgespült oder regeneriert (siehe Verfahrensfliessbild in Abbildung 6 links).



Abbildung 9. Halbtechnische Ionenaustauscherkolonne (links leer, rechts gefüllt)

Die Beladungsversuche mit den halbertechnischen Säulen mit einem Bettvolumen von 137,4 L zeigen ähnliche Ergebnisse wie die Säulen im Labormaßstab. Abhängig von der Regeneration steigt die Konzentration im Ablauf der Kolonne gleichmäßig an (siehe Abbildung 10). Die Schwankungen sind auf Schwankungen in der Abwasserkonzentration und der Durchströmung der Kolonne zurückzuführen.

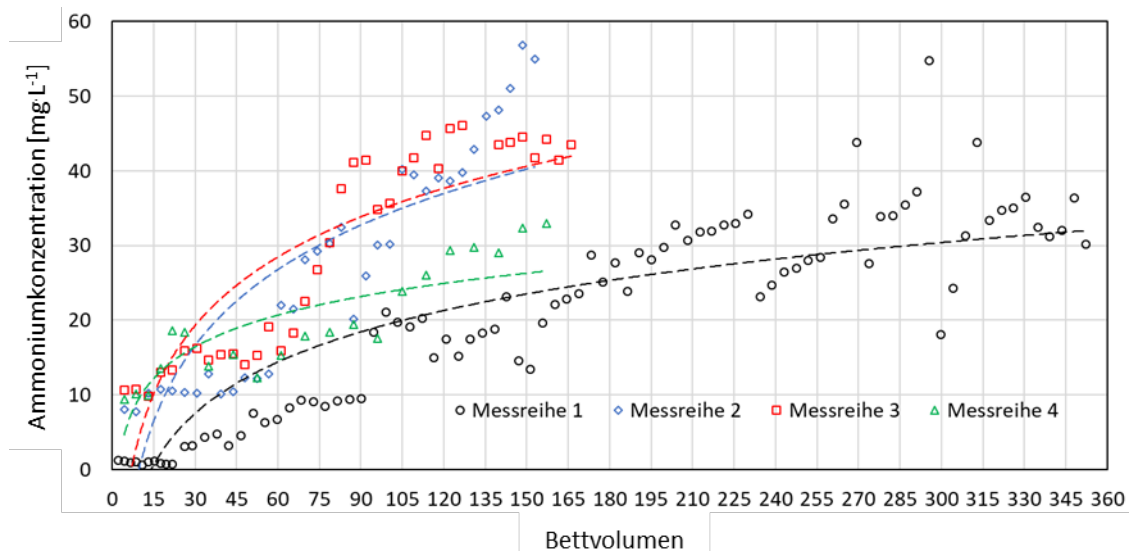


Abbildung 10. Durchbruchkurven von $\text{NH}_4^+\text{-N}$ für reales Abwasser im Durchlaufbetrieb der halbertechnischen Kolonnen

Für die Regeneration wurde aus Gründen der einfacheren Anwendung Natriumchlorid als Surrogat für das in der tatsächlichen Düngerproduktion einzusetzende Natriumsulfat genutzt. Letzteres würde die Aufsalzung des Regenerats verringern. Die Ionenaustauscherkolonne kann durch Regeneration mit einer NaCl-Lösung vollständig und reversibel regeneriert werden. Allerdings muss für die Regeneration in der Kolonne das CLI-Bett fluidisiert werden, um einen guten Stoffaustausch zu erreichen. Mit zunehmender NaCl-Konzentration können höhere Ammoniumkonzentrationen im Regenerationswasser erreicht werden (Abbildung 11). Da NH_4^+ in der Adsorptionsreihenfolge vor Na^+ liegt muss für eine weitgehende Regeneration Na^+ überstöchiometrisch vorliegen. Gute Ergebnisse für eine Regeneration liegen für eine Rückspülgeschwindigkeit von $5 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ und eine NaCl-Konzentration von mehr als $20 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ vor.

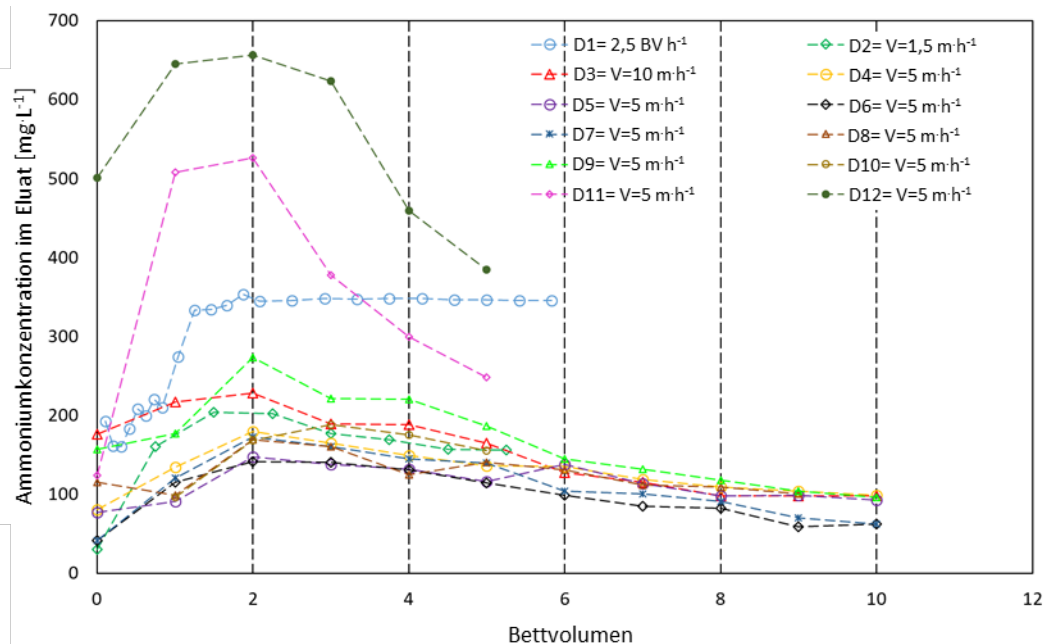


Abbildung 11. Regenerationskurven in den halbtechnischen Kolonnen mit Variation der Rückspülgeschwindigkeit und Salzkonzentration

Es konnte gezeigt werden, dass die Entfernung von Ammonium aus Abwasser im Vollstrom mit einer Ionenaustauscherkolonne möglich ist. Die Reinigungsleistung hängt dabei von der Oberflächenbeschickung und der Filterbetthöhe ab. Die Betaufenthaltszeit sollte bei mehr als 20 min liegen, um im Ablauf der Kolonne weniger als $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \text{ NH}_4^+\text{-N}$ zu erreichen. Die Beladung von CLI mit Ammonium ist vollständig reversibel und kann mit einer NaCl-Lösung erfolgen.

IV.3 Projektbereich 3: Saure Hydrolyse/Filtration

IV.3.1 Arbeitspaket 3.1 Saure Hydrolyse des Feststoffs (DVGW; Uni Stuttgart)

Ziel dieses Arbeitspakets war die Optimierung der Dunkelfermentation des Feststoffanteils des Abwassers vom Labor- bis in den Pilotmaßstab. Experimente im Labormaßstab wurden mit 2-L-Reaktoren (Abbildung 12) im Batchbetrieb durchgeführt, um die Produktion von kurzkettigen Fettsäuren (SCFAs, short-chain fatty acids) sowie die Methanbildung zu analysieren.



Abbildung 12. Batch-Reaktoren (ampts²) im Labormaßstab mit einem Volumen von 2 L.

Anschließend erfolgten Versuche im 40-L-Maßstab im halbkontinuierlichen Betrieb, um den pH-Wert und die hydraulische Verweilzeit (HRT, hydraulic retention time) zu optimieren (Abbildung 13, links).



Abbildung 13. Links: halbkontinuierlich betriebener 40-L-Reaktor; rechts: halbkontinuierlich betriebener 300-L-Reaktor im Pilotmaßstab, gekoppelt mit einem Vorklärtrichter.

Die Untersuchungen wurden mit Primärschlämmen aus verschiedenen Kläranlagen (Büsnau und Sindelfingen) durchgeführt. Die Reaktoren wurden kontinuierlich mithilfe von Exzentrerschneckenpumpen durchmischt, der pH-Wert, die Temperatur und die Konzentration an gelöstem Sauerstoff wurden dabei in der Rezirkulationsleitung überwacht. Die ermittelten optimalen Bedingungen wurden auf eine Pilotanlage mit 300 L Volumen und ähnlicher Konfiguration übertragen (Abbildung 13, rechts). Hier wurde zusätzlich der Einfluss der Temperatur untersucht. Während der Experimente im Pilotmaßstab war der Reaktor aufgrund der Schwankungen in der Zusammensetzung des Primärschlammes verschiedenen organischen Belastungsraten (OLR, organic loading rate, angegeben in g organische Feststoffe · L⁻¹ · d⁻¹) ausgesetzt.

Die Ausbeute der Dunkelfermentation Y_{SCFAs} , angegeben in mg kurzkettinge Fettsäuren pro g organischer Feststoffe (VS, volatile solids), wurde anhand der folgenden Gleichung berechnet:

$$Y_{SCFAs} [\text{mg} \cdot \text{g}_{\text{VS}}^{-1}] = \frac{r_{SCFAs} [\text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}]}{\text{OLR} [\text{g}_{\text{VS}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}]}$$

wobei r_{SCFAs} die tägliche Produktivität von SCFAs pro L Reaktorvolumen darstellt.

Die Versuche im Satzbetrieb zeigten, dass die höchste Produktivität (r_{SCFAs}) nach relativ kurzen Fermentationszeiten erreicht werden konnte. Bis zu diesem Punkt konnte die Methanisierung ebenfalls geringgehalten werden. Der Einfluss der hydraulischen Verweilzeit wurde daraufhin im halbkontinuierlichen Betrieb im 40 L-Reaktor getestet, wobei die Temperatur in diesen Versuchen etwa 25 °C betrug. Die Ausbeute (Y_{SCFA}) stieg bis zu 36 Stunden linear an und stabilisierte sich anschließend bei 48 Stunden, wobei Essig- und Propionsäure die vorherrschenden Produkte waren (Abbildung 14A). Um den Einfluss des pH-Werts auf die Produktion zu bestimmen, wurden Versuche bei einer optimierten hydraulischen Verweilzeit von 36 Stunden mit pH-Werten zwischen 5,2 und 10 durchgeführt. Die höchsten Ausbeuten wurden bei einem neutralen bis leicht alkalischen pH-Wert erzielt (für Primärschlämme der Kläranlage Büsnau, Abbildung 14B). Ein ähnlicher Trend wurde auch bei der Nutzung von Schlämmen aus Sindelfingen festgestellt (Abbildung 14C).

Die optimierten Bedingungen (HRT: 36 h; pH-Wert: 7) wurden auf die Pilotanlage übertragen und der Einfluss der Temperatur bei 25,2 und 32,4 °C untersucht (Abbildung 14D). Bei 32 °C wurde die deutlich höhere Ausbeute Y_{SCFA} von etwa 150 mg kurzkettinge Fettsäuren pro

Gramm organischer Feststoffe erreicht. Der Einfluss der organischen Beladungsrate, die im Falle des Schlammes aus Büsnau primär den tageszeit- und witterungsbedingten Schwankungen der Schlammbeschaffenheit unterliegt, konnte ebenfalls gezeigt werden. Bei organischen Beladungsraten zwischen 13 und 22 $\text{g}_{\text{VS}}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ blieb die Ausbeute stabil, während sie bei geringeren Beladungsraten von unter 13 $\text{g}_{\text{VS}}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ anstieg (Abbildung 14E). Dies ist vermutlich hauptsächlich auf eine geringere Hemmung der Mischbiozönose durch das verdünntere Substrat sowie die bessere Durchmischung im Reaktor und damit eine erhöhte Substrataufnahme durch die Mikroorganismen zurückzuführen. Für eine ausführlichere Beschreibung der Hydrolyseoptimierung sei auf Shylaja Prakash *et al.* (2024) verwiesen.

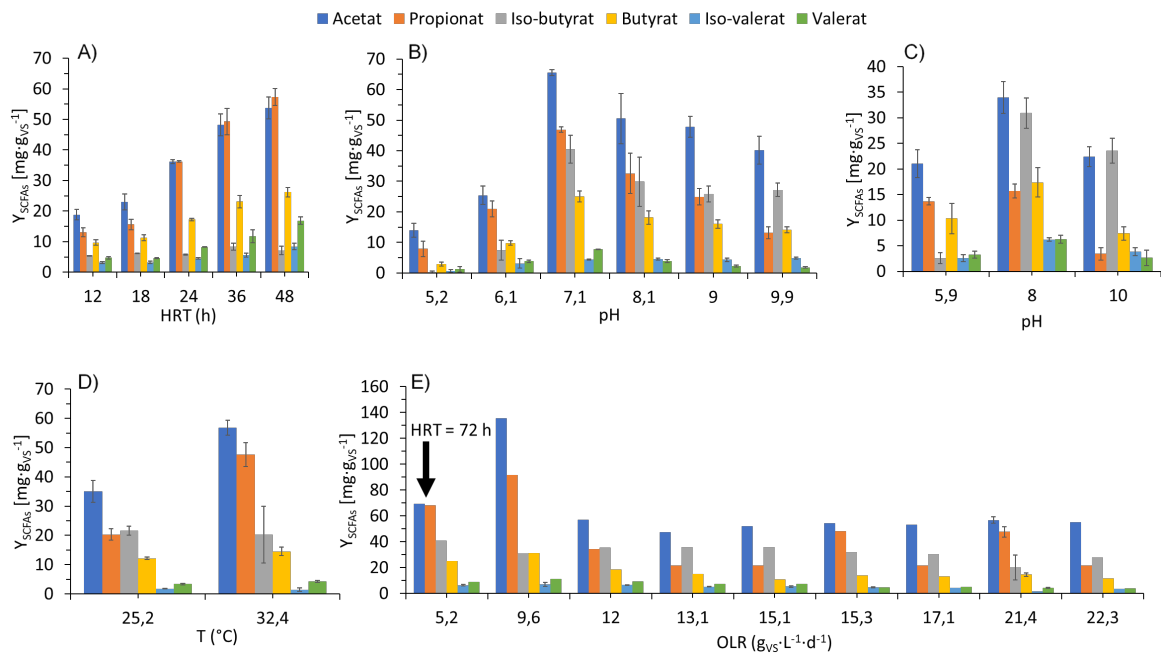


Abbildung 14. Optimierung von A) hydraulischer Verweilzeit (HRT), B) und C) pH-Wert (Primärschlamm Büsnau (B) und Sindelfingen (C)), D) Temperatur und E) organischer Beladungsrate bei einer hydraulischen Verweilzeit von 36 Stunden (Ausnahme gekennzeichnet). Experimente A, B und C wurden im 40-L-Maßstab, Experimente D und E im Pilotmaßstab durchgeführt.

IV.3.2 Arbeitspaket 3.2 Kammerfilterpresse gekoppelt mit einer Membranmikrofiltration zur Vorbehandlung des Hydrolysats für die nachfolgende Bioelektrolyse (DVGW; Uni Stuttgart)

Für die Nutzbarkeit des Hydrolysats für nachfolgende Wertschöpfungsprozesse wurde im Rahmen dieses Arbeitspakets die Feststoffabtrennung optimiert. Da die Gasproduktion und damit der Verlust von Kohlenstoff in Form von Kohlenstoffdioxid während der Dunkelfermentation gering sind, bleibt der Feststoffgehalt (TS, total solids) im Hydrolysat ähnlich wie der des eingesetzten Primärschlammes. Zur Optimierung der Entwässerung des Hydrolysats wurde eine kartoffelbasierte Stärke (Emsland Group, Deutschland) genutzt, die etwa 20 % Amylose und 70 % Amylopektin enthält. Das Flockungsmittel wurde mit 2,3-Epoxypropyltrimethylammoniumchlorid modifiziert, wodurch Hydroxypropyltrimethylammonium-Stärke (HPAS) als Endprodukt entstand. Die Filtration erfolgte in einer Kammerfilterpresse (Abbildung 15, links) im Dead-End-Modus mit polyesterbasierten Filtertüchern mit einer Maschenweite von 100 μm und bei einem Druck von 15 bar. Das Filtrat wurde anschließend für die Mikrofiltration verwendet, während der Filterkuchen der anaeroben Vergärung im Faulturn zugeführt wurde.

In der Mikrofiltration (Abbildung 15, rechts) wurde das Filtrat im Querstromverfahren (cross-flow) behandelt. Der Einlassdruck betrug 2,2 bar, und als Filtermaterial wurde Keramik (α -

Al₂O₃) mit einer Porengröße von 0,2 µm eingesetzt. Die Membran hatte eine Länge von 1 m und eine effektive Filtrationsfläche von A_{eff} = 0,316 m² (Atec, Ulm). Die Überströmgeschwindigkeit der Membran lag im Bereich von 2 bis 3 m·s⁻¹.

Der Permeatflux (J_{std}) wurde auf 25°C standardisiert und anhand der folgenden Gleichung berechnet:

$$J_{\text{std}} [\text{L} \cdot \text{m}_{\text{eff}}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}; \text{LMH}] = \frac{Q_{\text{Permeat}} \left[\frac{\text{L}}{\text{h}} \right]}{A_{\text{eff}} [\text{m}^2] \times f_T}$$

wobei Q_{Permeat} die Permeatflussrate ist und f_T der Temperaturkorrekturfaktor.



Abbildung 15. Kammerfilterpresse mit mehreren Kammern (Filtertücher mit 100 µm Maschenweite) (links); Querstrom-Mikrofiltration mit Keramikmembranen (Röhren mit Membranen mit Pfeilen gekennzeichnet; Länge je 1 m, Porengröße 0,2 µm) (rechts).

Die Entwässerung des Hydrolysats aus der Dunkelfermentation wurde im Labormaßstab mithilfe eines Siebs mit 100 µm Maschenweite untersucht, wobei die Dosierung von HPAS variiert wurde. Die optimale Dosierung wurde bei 30 g HPAS pro kg Gesamtfeststoff (TS) ermittelt (Abbildung 16A). In Bezug auf die Abwasserqualität zeigte sich, dass bei dieser Dosierung die niedrigste Restkonzentration an abfiltrierbaren Feststoffen (AFS) erreicht wurde. Diese Ergebnisse wurden auf den Pilotmaßstab übertragen. Hier wurden etwa 1.000 L Hydrolysat bei einer Dosierung von 28 g HPAS pro kg Gesamtfeststoff filtriert. Die AFS-Konzentration lag im Filtrat der Kammerfilterpresse bei etwa 500 mg·L⁻¹.

Das Filtrat wurde daraufhin für die Optimierung der Mikrofiltration verwendet. Es konnte gezeigt werden, dass überschüssiges Flockungsmittel die Maschen der Kammerfilterpresse (100 µm) passiert und die Keramikmembranen verschmutzt, sodass der Permeatflux einbricht (Abbildung 16B). Bei erhöhter Rückspülfrequenz alle 600 Sekunden für 20 Sekunden kann der Permeatflux (J_{std}) aufrechterhalten werden. Eine weitere Möglichkeit, einen hohen J_{std}-Wert langfristig zu gewährleisten, besteht darin, den pH-Wert unter dem isoelektrischen Punkt des Membranmaterials (α-Al₂O₃) zu halten (Abbildung 16B). Dies führt zu einer positiven Ladung der Keramikmembran und verhindert die Adsorption von positiv geladenem HPAS. Wenn die Membran vollständig belegt ist, muss sie mit einer basischen Lösung gereinigt werden, um organische Verschmutzungen zu entfernen und mit einer sauren Lösung, um HPAS-induzierte

Verblockungen zu entfernen (Abbildung 16C). Detailliertere Informationen sind der Veröffentlichung Shylaja Prakash et al., 2025 zu entnehmen.

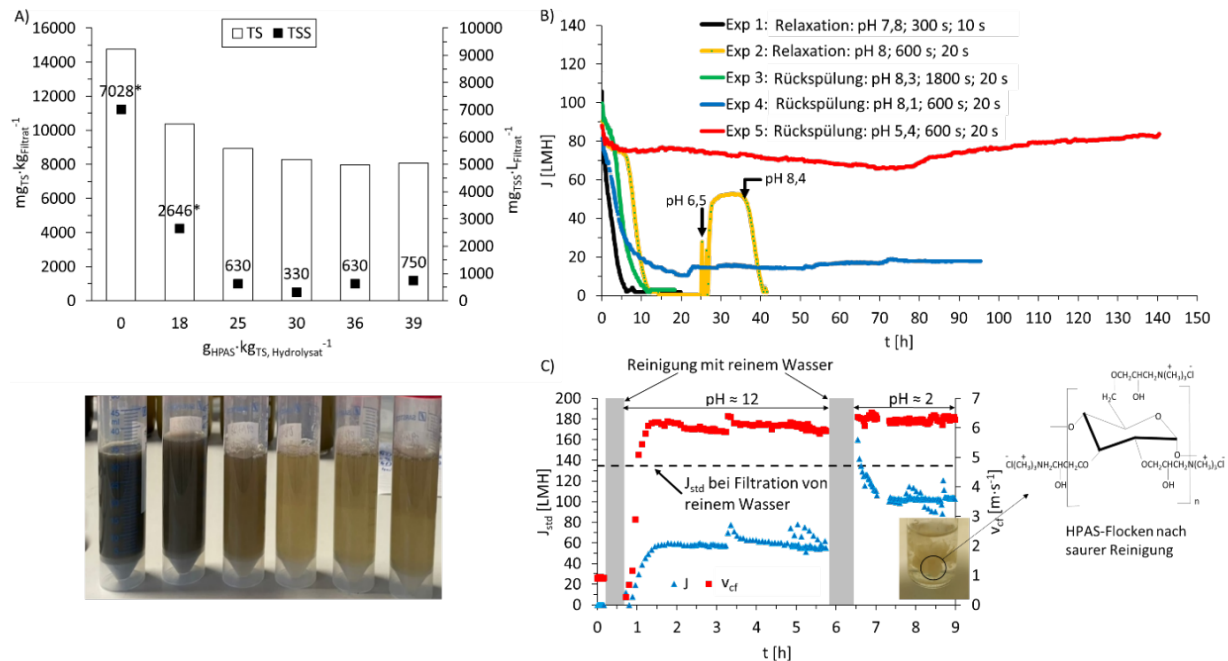


Abbildung 16. A) Entwässerung im Labormaßstab mit HPAS (das Foto unten zeigt das Filtrat nach der Entwässerung), B) Optimierung der physikalischen Reinigungsmethoden für die Langzeit-Mikrofiltration und C) chemische Reinigung zur Wiederherstellung des Permeatflusses (Überströmgeschwindigkeit der Membran: 2 bis 3 m·s⁻¹). Mit * gekennzeichnete Werte resultieren nicht aus der direkten Messung der TSS, sondern basieren auf Trübungswerten, die über eine Kalibrierung auf den TSS schließen lassen.

IV.4 Projektbereich 4: Bioelektrolyse

Um die Effizienz von mikrobiellen Elektrolysezellen zu verbessern, wurden Strategien zur Untersuchung und Optimierung der Biofilmeistung und Wasserstoffproduktion entwickelt. Mit Hilfe eines mikrofluidischen bioelektrochemischen Systems gekoppelt mit einer Bildgebung durch die optische Kohärenztomographie wurden die Dicke und Struktur des Biofilms und die Auswirkungen dieser Parameter auf die Effizienz des Elektronentransfers untersucht. Es wurden größere bioelektrochemische Reaktoren (250 mL) mit Hydrolysat als Substrat verwendet, um die Auswirkungen von Parametern wie pH-Wert, angelegtes Potential und Substratkonzentration auf die Leistung und die mikrobiellen Gemeinschaften zu untersuchen. Auf der Grundlage dieser Ergebnisse erfolgte eine Hochskalierung in einem bioelektrochemischen 10-Liter-Scheibentauchkörper. Die Rotation der scheibenförmigen Anoden verbessert die Durchmischung und den Stofftransport, wodurch der Kontakt zwischen exoelektrogenen Bakterien und organischen Substraten verbessert wird. Dieser skalierbare Aufbau ermöglicht die Untersuchung von Randbedingungen für einen kontinuierlichen Betrieb, was für die Anwendung im Klärwerk entscheidend ist. Darüber hinaus kann das Verständnis der Wechselwirkungen zwischen den mikrobiellen Spezies im Reaktor und den Prozessbedingungen zu optimierten mikrobiellen Konsortien führen, die die Gesamteffizienz der Wasserstoffproduktion steigern. Schließlich konnte gezeigt werden, dass sich das off-Gas des Reaktors für biotechnologische Umsatzprozesse eignet. Ergebnisse des Einsatzes der 100 L-Scheibentauchkörperreaktoren sind in Arbeitspaket 6.1 beschrieben.

IV.4.1 Arbeitspaket 4.1 Optimierung der mikrobiellen Elektrolyse in Fließzellenversuchen (TU Hamburg)

Der Einfluss der Scherbelastung auf die MEC-Leistung wurde über eine Variation der angelegten Durchflussraten in mikrofluidischen Reaktoren mit 150 µL Volumen untersucht. In diesen

Experimenten wurden die Biofilmstrukturen und die erreichbaren Stromdichten gemessen. Es konnte festgestellt werden, dass höhere Flussraten mit dichteren Biofilmen und höheren Stromdichten korrelieren. Darüber konnte gezeigt werden, dass die Biofilmstruktur nicht nur durch die physikalische Kompression bestimmt wird. Die Zellen passen sich innerhalb weniger Tage an die Scherbelastungen an und produzieren formstabile Biofilme, so dass nicht durchweg eine hohe Scherkraft erreicht werden muss, um optimale Stromdichten zu erzielen (Abbildung 17).

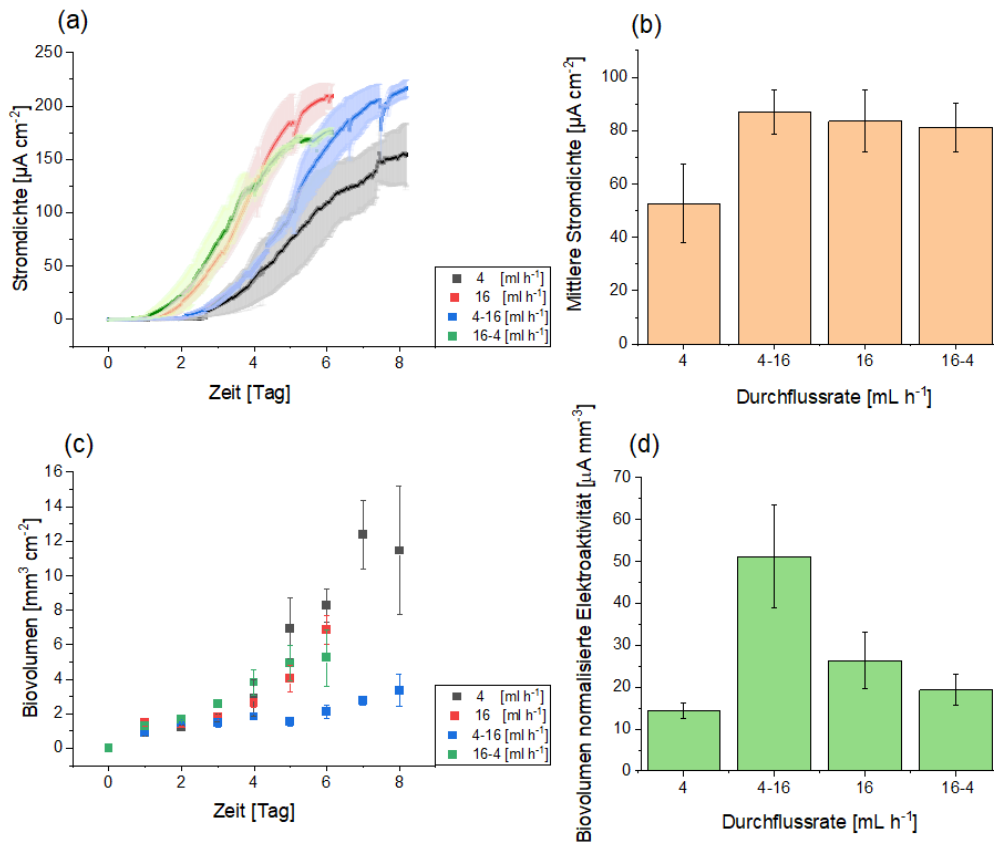


Abbildung 17. Einfluss der Durchflussraten (4, 16, 4-16 und 16-4 mL h^{-1}) auf (a) Stromdichte über die Zeit, (b) mittlere Stromdichte, (c) Biofilm-Biovolumen und (d) auf Biovolumen normalisierte Elektroaktivität in einem mikrofluidischen bioelektrochemischen System.

Erste Experimente wurden bei konstanten Durchflussraten von 4 mL h^{-1} und 16 mL h^{-1} durchgeführt. Bei 4 mL h^{-1} zeigte das System den langsamsten Anstieg der Stromdichte, erreichte einen niedrigeren Endwert und benötigte mehr Zeit, um die Plateauphase zu erreichen. Allerdings führte dieser Zustand zum höchsten Biofilm-Biovolumen, was auf ein dickes Biofilmwachstum unter niedrigen Scherbedingungen hindeutet, jedoch mit geringer Elektroaktivität pro Biovolumen, was darauf hinweist, dass ein Großteil der Biomasse wahrscheinlich inaktiv oder elektrochemisch schlecht leistungsfähig war. Im Gegensatz dazu erreichte das System bei 16 mL h^{-1} schneller eine höhere Stromdichte, was einen besseren Massentransfer und eine schnellere Biofilm-Aktivierung widerspiegelt. Trotz der Bildung eines dünneren Biofilms war die Elektroaktivität pro Biovolumen-Einheit höher als bei der 4 mL h^{-1} -Bedingung, was auf eine verbesserte Biofilmqualität aufgrund höherer Scherbeanspruchung hindeutet.

Um die Auswirkungen dynamischer Durchflussänderungen zu bewerten, wurden am vierten Tag, bevor die Systeme in die stationäre Phase eintraten, zwei Umschaltstrategien angewendet: niedrig-zu-hoch (4-16 mL h^{-1}) und hoch-zu-niedrig (16-4 mL h^{-1}). Der Wechsel von 4 zu 16 mL h^{-1} führte zu einem starken Anstieg der Stromdichte, der kürzesten Zeit bis zum Erreichen des Plateaus und der höchsten Elektroaktivität pro Biovolumen, was darauf hindeutet, dass das anfängliche Biofilmwachstum unter niedrigem Durchfluss, gefolgt von verbessertem

Massentransfer, sowohl die Aktivität als auch die Effizienz steigerte. Andererseits verringerte der Wechsel von 16 zu 4 mL h⁻¹ die Stromdichte leicht und verbesserte die Elektroaktivität nicht wesentlich, obwohl er einen moderaten Anstieg des Biovolumens ermöglichte. Basierend auf diesen Ergebnissen bietet der Start mit niedrigem Durchfluss für die Biofilmentwicklung und der Wechsel zu hohem Durchfluss (4–16) vor der stationären Phase die beste Leistung, da hierbei eine stabile Biofilmbildung mit verbessertem Elektronentransfer und erhöhter elektrochemischer Aktivität kombiniert wird.

Über Experimente, die in kleinen bioelektrochemischen Systemen unter Batch-Bedingungen durchgeführt wurden, wurden optimale Prozessbedingungen in Bezug auf Substratkonzentration, Potential und pH-Wert ermittelt. Abbildung 18 veranschaulicht die Auswirkungen der Hydrolysatkonzentration, des pH-Werts und des angelegten Potentials auf die mittlere Stromdichte und die Coulomb-Effizienz (%), die separat für Acetat und TOC ausgewertet wurden. Die höchste Stromdichte wird bei einer Konzentration von 40 % beobachtet, während die Coulomb-Effizienz bei 20 % für Acetat und bei 40 % für TOC ihren Höchstwert erreicht. Eine Erhöhung des pH-Werts verbessert sowohl die Stromerzeugung als auch die Elektronenrückgewinnung, was auf eine verbesserte mikrobielle und elektrochemische Aktivität unter alkalischen Bedingungen hinweist. Ebenso steigern höhere angelegte Potentiale signifikant den Elektronentransfer und die Stromabgabe, was zu einer verbesserten Systemleistung und einer höheren Coulomb-Effizienz führt.

Die TOC-basierte Coulomb-Effizienz ist bei einer Hydrolysatkonzentration von 40 % und pH 8 am höchsten, während ein angelegtes Potential von 0,2 V einen energieeffizienteren Aufbau bietet, ohne die Leistung signifikant zu reduzieren. Diese Ergebnisse unterstreichen die Bedeutung der Optimierung der Betriebsbedingungen, um eine effiziente Wasserstoffproduktion aus organischer Materie zu erreichen.

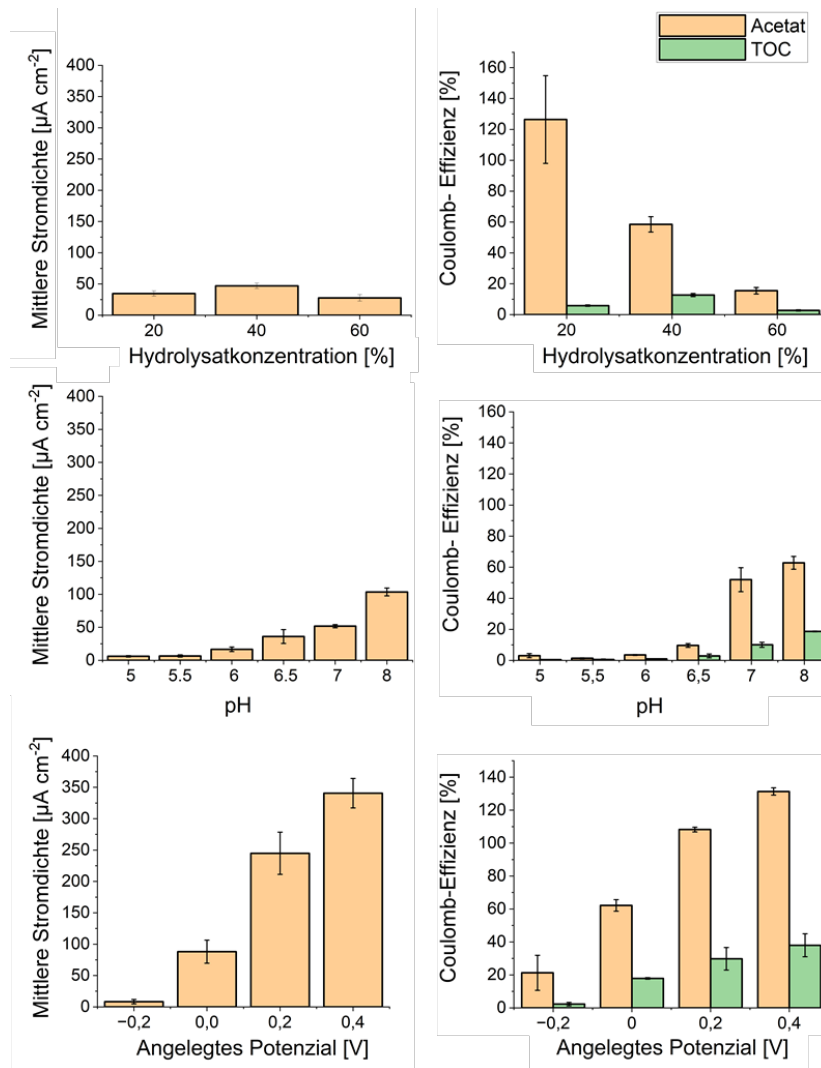


Abbildung 18. Einfluss der Hydrolysatkonzentration, des pH-Werts und des angelegten Potentials auf die mittlere Stromdichte und die Coulomb-Effizienz basierend auf Acetat und TOC in einer mikrobiellen Elektrolysezelle.

IV.4.2 Arbeitspaket 4.2 Übertrag der Ergebnisse auf eine mikrobielle Elektrolyse im 10 L-Scheibentauchkörper (TU Hamburg)

Aufbauend auf den Erkenntnissen aus den obigen Ergebnissen wurde auf einen 10 L rotierenden Scheiben-Bioelektrochemischen Reaktor hochskaliert (Abbildung 19). Um die Bildung eines stabilen Biofilms zu unterstützen, wurde der Reaktor zunächst mit einem synthetischen Medium bei 0 mV betrieben und erreichte am Tag 6 eine Spitzenstromdichte von etwa $1,5 \text{ A/m}^2$. Nach dem Wechsel zu Hydrolysat bei 0 mV am Tag 7 stabilisierte sich die Stromdichte auf einem niedrigeren Niveau ($\sim 1 \text{ A/m}^2$) mit moderaten Schwankungen. Nach der Zugabe von Acetat und dem Anlegen eines Anodenpotentials von 400 mV am Tag 14 stieg die Stromdichte stark an und erreichte Spitzenwerte über 2 A/m^2 , was auf eine signifikante Verbesserung des Elektronentransfers und der Gesamtleistung des Systems hinweist.

Acetat und TOC nehmen im Laufe der Zeit allmählich ab, was dem Stromdichtetrend entspricht und auf eine starke mikrobielle Aktivität und effiziente Substratumwandlung hinweist. Wasserstoff (H_2) wird zum dominierenden Gas, besonders während der 400 mV-Phase, während CH_4 und CO_2 niedrig bleiben. Die höchste Wasserstoffproduktion fällt mit der Spitzenstromdichte ($\sim 2 \text{ A/m}^2$) zusammen und erreicht bis zu $35 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$, was die verbesserte elektrochemische Leistung bei höherem Potential bestätigt. Diese Ergebnisse zeigen, dass die Anwendung eines höheren Potentials (400 mV) die mikrobielle Aktivität, Substratumwandlung und Wasserstoff-

produktion durch Verbesserung des Elektronentransfers und dessen Ausrichtung auf die Wasserstoffentwicklung anstelle der Methanogenese signifikant verbessert.

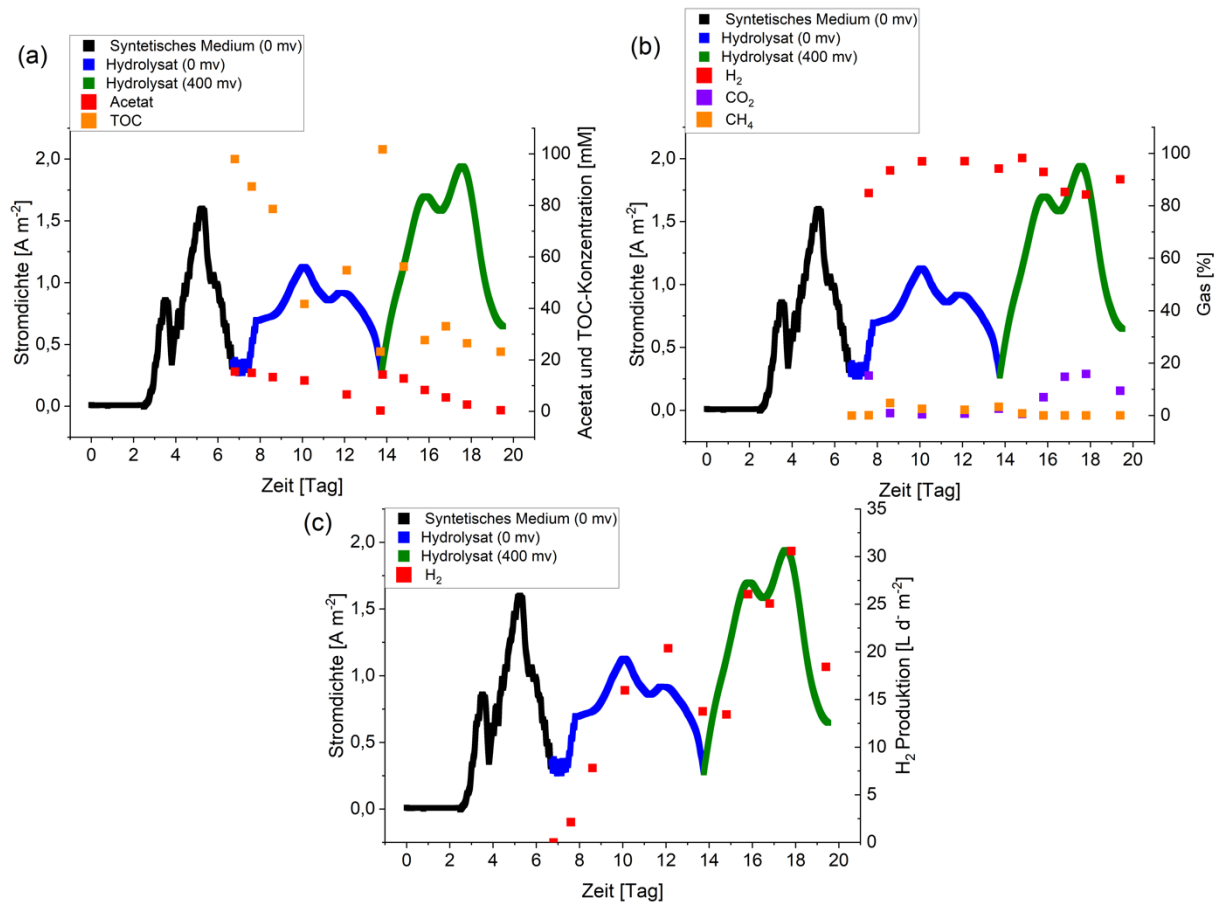


Abbildung 19. Stromdichtetrends in einem 10-L-Reaktor mit synthetischem Medium (0 mV), Hydrolysat (0 mV) und Hydrolysat (400 mV): (a) Acetat- und TOC-Entfernung, (b) Gaszusammensetzung und (c) kumulative Wasserstoffproduktion.

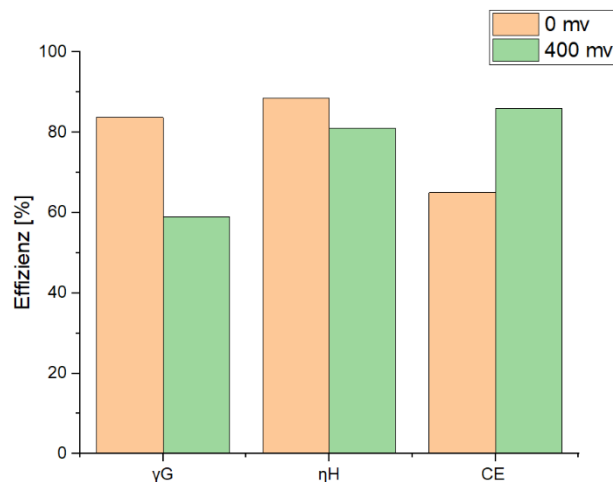


Abbildung 20. Vergleich der Gasausbeuteeffizienz (γ_G), Wasserstoffrückgewinnungseffizienz (η_H) und Coulomb-Effizienz (CE) bei 0 mV und 400 mV angelegtem Potential.

Das Balkendiagramm (Abbildung 20) vergleicht die Gasausbeuteeffizienz (γ_G), die Wasserstoffrückgewinnungseffizienz (η_H) und die Coulomb-Effizienz (CE) bei 0 mV und 400 mV. Höhere γ_G und η_H bei 0 mV deuten auf eine dominante Wasserstoffproduktion mit minimalem

Energieeinsatz hin, während der Anstieg der CE bei 400 mV eine verbesserte bioelektrochemische Aktivität widerspiegelt.

IV.4.3 Arbeitspaket 4.3 Machbarkeitsstudie zur biotechnologischen Verwendung des gewonnenen Wasserstoffs zur Produktion von Plattformchemikalien (TU Hamburg; DVGW)

Schließlich sollte eine biotechnologische Umsetzung des Offgases gezeigt werden. Dafür wurde ein gentechnisch entwickelter *Cupriavidus necator* Stamm benutzt, der aus Knallgas Acetoin produziert und der mittlerweile zum Patent angemeldet wurde. Abbildung 21 zeigt die Acetoinproduktion über die Zeit durch *C. necator* in einer planktonischen Kultivierung unter Verwendung eines Gasgemisches aus dem bioelektrochemischen System (73 % H₂, 12 % CO₂, 15 % O₂) als Elektronen- und Kohlenstoffquelle. Die Acetoinkonzentration steigt stetig von Tag 0 bis etwa Tag 7-8 an und erreicht ein Maximum von ungefähr 8,5 mM, wonach sie sich wegen des aufgezehrten Substrats stabilisiert. Diese Ergebnisse zeigen, dass das H₂-reiche Gasgemisch das autotrophe Wachstum von *C. necator* effektiv unterstützt und eine konstante Acetoinbiosynthese ermöglicht.

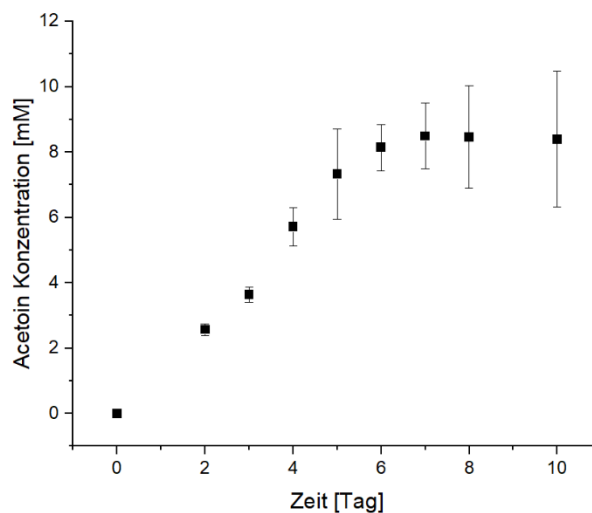


Abbildung 21. Acetoinproduktion durch *C. necator* unter Verwendung von H₂-reichem Gas aus dem bioelektrochemischen Scheibentauchkörperreaktor (10 L).

Auch in einem Biofilmverfahren in größerem Maßstab zeigt sich das Potential der biotechnologischen Wasserstoffnutzung. Abbildung 22 zeigt die autotrophe Produktion von 2,3-Butandiol durch einen von der TU Hamburg modifizierten Stamm von *C. necator*, der das gebildete Acetoin noch einen Schritt weiter zu 2,3-Butandiol reduziert. Das Experiment wurde in einem Röhrenmembranbiofilmreaktor mit 3,15 L Volumen und 0,139 m² Membranoberfläche (Polypropylen, Membrandurchmesser 8,5 mm, Porengröße 0,2 µm) durchgeführt, die Gasmischung wurde kontinuierlich im pseudo-dead-end Modus zugeführt, die Flüssigphase mit den anorganischen Nährstoffen wurde bis auf eine kurze kontinuierliche Zufuhr zwischen Tag 4 und 5 im Repeated-Batch-Verfahren wiederholt ausgetauscht. Butandiol wurde über einen Zeitraum von 37 Tagen produziert, nach dem letzten Austausch der Flüssigphase wurde entsprechend der halbierten Gaszufuhr mit verminderter Rate Produkt gebildet.

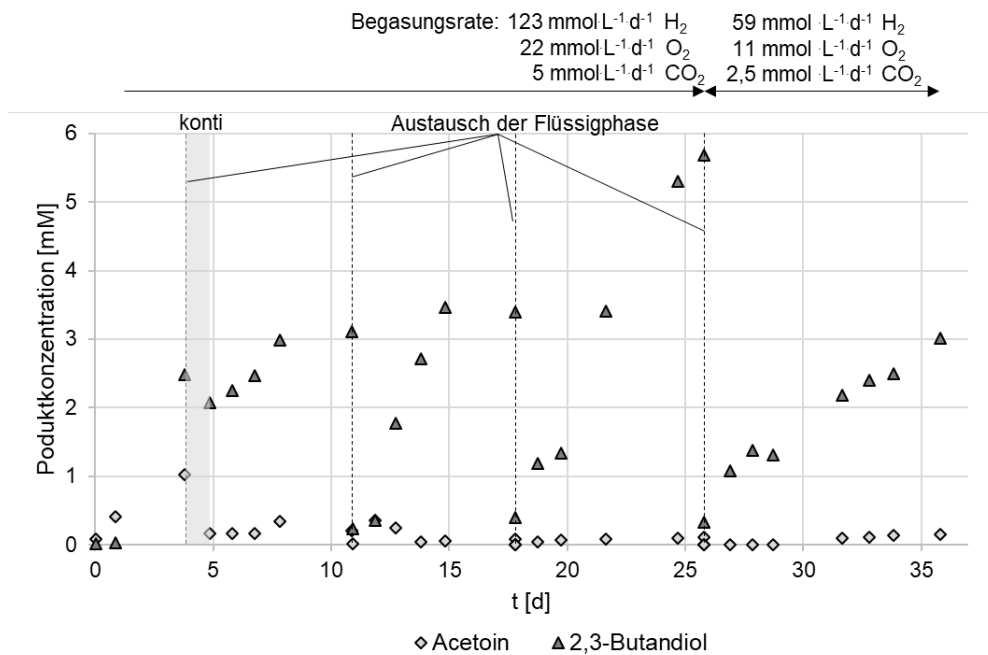


Abbildung 22. Butandiolproduktion durch *C. necator* in einem Membranbiofilmreaktor bei kontinuierlicher Gaszufuhr und wiederholtem Austausch der Flüssigphase.

IV.5 Projektbereich 5: PHA-Produktion

IV.5.1 Arbeitspaket 5 Mikrobielle Umsetzung des Hydrolysats zu Polyhydroxyalkanoaten (Fraunhofer IGB)

Auswahl von PHA-Produzenten für die Nutzung von kurzkettigen Fettsäuren

Nach ausführlicher Recherche wurden 14.715 Literaturstellen im Bereich PHA gefunden, 1.433 davon beschäftigen sich mit PHA-Herstellung im Bioreaktor-Maßstab. Im letzteren wurden 119 verschiedene Stämme untersucht, von denen 39 kommerziell verfügbare Wildtypstämme sind, wie sie dem Anforderungsprofil entsprechen. Von diesen wurden neun Stämme ausschließlich mit oder unter Beimischung von organischen Säuren fermentiert. Mit einer Nutzwertanalyse unter den Gesichtspunkten erreichte Biotrockenmasse (BTM)- und PHA-Konzentration, etablierter Prozess mit Nutzung organischer Säuren veröffentlicht, PHA-Anteil in der Trockenmasse, Sterilitätsanforderungen, Anforderungen nach Infektionsschutzgesetz, kommerzieller Verfügbarkeit des Stamms und wachstumsassoziierte PHA-Produktion, konnten wir diese auf vier potentiell interessante Mikroorganismen eingrenzen: *Cupriavidus necator* (bereits etablierte, industrielle Prozesse), *Pseudomonas putida* (produziert mittelkettiges PHA aus organ. Säuren), *Azohydromonas australica* (kann PHA parallel zum Wachstum produzieren), und *Haloferax mediterranei* (verringerte Sterilitätsanforderungen).

Es wurden die Hydrolysate aus Arbeitspaket 3 auf Ihre Hauptbestandteile untersucht. Die Zusammensetzung der organischen Säuren im Hydrolysat wurde per Hochleistungsflüssigchromatographie (HPLC, Shimadzu) mit einer RezexTM ROA-Organic Acid H⁺ Säule analysiert. Die Konzentration an Ammonium wurde enzymatisch per Analyser (4BioCell) bestimmt. Die ermittelten Konzentrationen sind in Tabelle 3 aufgelistet. Der Nährstoffgehalt im Hydrolysat war ausreichend für das Bakterienwachstum, für die PHA-Produktion wird außerdem ein ammoniumfreies Medium benötigt. Aus diesen Gründen wird der Hauptstrom (Arbeitspaket 2) nicht für die PHA-Produktion eingesetzt. Bei Nutzung des mikrofiltrierten Hydrolysats aus der Dunkelfermentation sollen die mikrobielle PHA-Produktion und die Bioelektrolyse zur Wasserstoffherstellung parallel laufen. Der Ablauf aus der Bioelektrolyse (Arbeitspakete 4 bzw. 6) könnte ebenfalls als Substrat für die PHA-Produktion verwendet werden, allerdings muss dieser erneut mikrofiltriert werden, um den Gehalt an Partikeln zu reduzieren. Außerdem weist der Ablauf aus der Bioelektrolyse einen um 10-20 % geringeren Gehalt an organischen Säuren im Vergleich zum Hydrolysat auf.

Tabelle 3. Zusammensetzung des Hydrolysats.

Substanz	Konzentration
Ameisensäure	< 0,1 g·L ⁻¹
Essigsäure	2,78 ± 0,05 g·L ⁻¹
Propionsäure	3,27 ± 0,06 g·L ⁻¹
Iso-Buttersäure	0,14 ± 0,01 g·L ⁻¹
Buttersäure	0,64 ± 0,01 g·L ⁻¹
Iso-Valeriansäure	0,16 ± 0,01 g·L ⁻¹
Valeriansäure	0,42 ± 0,01 g·L ⁻¹
Milchsäure	< 0,1 g·L ⁻¹
Ammonium	365 g·L ⁻¹

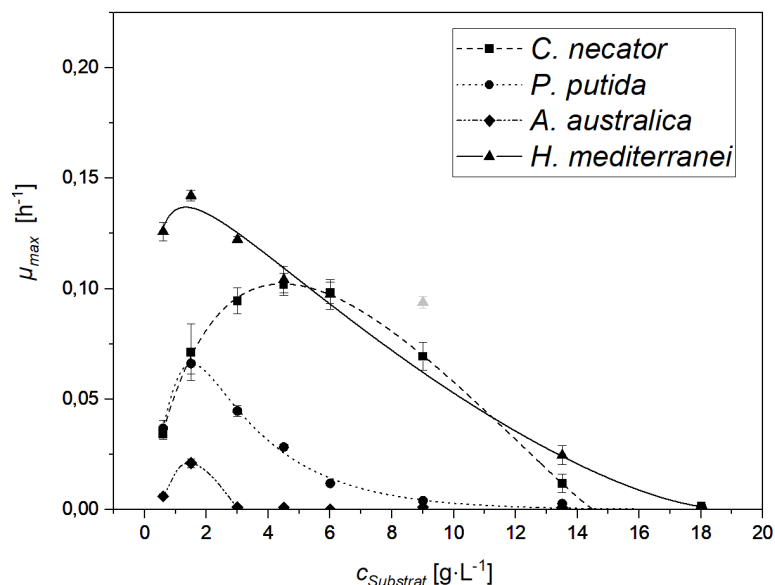


Abbildung 23. Wachstums- und Inhibierungsverhalten verschiedener PHA-Produzenten bei Wachstum auf Essigsäure als alleiniger Kohlenstoffquelle.

Zunächst wurde die Wachstumsrate (μ_{max}) der vier Mikroorganismenstämme auf den vier im Hydrolysat dominanten organischen Säuren Essig-, Propion-, Butter- und Valeriansäure charakterisiert (Abbildung 23). *C. necator* und *H. mediterranei* zeigten sich besonders resistent gegenüber den inhibierenden Eigenschaften der Säuren. *A. australica* zeigt lediglich auf Essigsäure ein schwaches Wachstum, während kein Wachstum auf den anderen Säuren beobachtet wurde. *P. putida* zeigt insbesondere auf Propionsäure, welche einen hohen Anteil an der gesamten Säurekonzentration hat (siehe Tabelle 3), eine hohe spezifische Wachstumsrate.

Um das Ziel eines monoseptischen Prozesses zu erreichen, ist das Bakterium *C. necator* sehr gut geeignet, da es sich hierbei um einen obligaten Jäger anderer Mikroorganismen handelt (Seccareccia *et al.*, 2016). Sterilitätsanforderungen können auch mit *H. mediterranei* sehr gut erreicht werden, da dieser nur bei hohen Salzkonzentrationen wächst. Da die geforderte NaCl-Konzentration eine Herausforderung bei der Handhabung von Abwässern darstellt, wurde jedoch auf eine weitere Entwicklung des Verfahrens mit diesem Organismus verzichtet.

Eine finale Entscheidung für einen Mikroorganismus wurde schließlich durch einen direkten Vergleich zwischen *P. putida* und *C. necator* getroffen. Hierzu wurden Fed-batch Experimente im 1,2-L-Bioreaktor mit synthetischem Substrat durchgeführt. Dabei sollte das Wachstums- und PHA-Bildungsverhalten unter optimalen Bedingungen untersucht werden. Die prozesstechnischen Kennzahlen zu diesen Experimenten sind in Tabelle 4 gegeben. Um die PHA-Zusammensetzung zu bestimmen, wurde das PHA mit dem Randall-Extraktor (Behr Labor GmbH) aus der Zellbiomasse aufgereinigt und das extrahierte PHA mittels Gaschromatographie mit Flammenionisationsdetektor analysiert.

Tabelle 4. Prozesstechnische Kennzahlen der PHA-Produktion mit *P. putida* und *C. necator* auf organischen Säuren.

Kennzahlen	<i>P.putida</i>	<i>C. necator</i>
spez. Wachstumsrate [h ⁻¹]	0,220	0,257
Biomassekonzentration [g·L ⁻¹]	10,9	38,6
Biomasseausbeute Y _{X/S} [g·g ⁻¹]	0,33	0,43
PHA-Ausbeute Y _{PHA/S} [g·g ⁻¹]	-	0,5
PHA-Konzentration [g·L ⁻¹]	2,09	31,7
max. PHA-Anteil [%]	19	73

Mikroskopisch konnte dabei beobachtet werden, dass Zellen von *P. putida* im Laufe der Fermentation koagulierten, was mit einem starken Schäumen einherging. Dieses Verhalten wird als Schutzreaktion vor organischen Säuren beschrieben und kann gegebenenfalls mit weiterer Forschung und durch eine fein abgestimmte Regelung besser kontrolliert werden. Dies würde ermöglichen mittelkettiges PHA (6-14 Kohlenstoffatome) herzustellen, welches sich in den Stoffeigenschaften stark von kurzkettigem PHA (3-5 Kohlenstoffatome), z. B. Polyhydroxybutyrat, unterscheidet.

Neue Prozessführungsstrategie: Perfusion mit Zellrückhaltung

Die Ergebnisse zeigen, dass *C. necator* der geeignetste Mikroorganismus zur Herstellung von PHA aus den organischen Säuren des Hydrolysats ist. Die Entwicklung eines geeigneten Prozessschemas zeigte sich nun jedoch sehr herausfordernd, denn:

- Ein Verfahren im Satzbetrieb versprach keine hohen Erträge und Produktivität für PHA. Dies liegt vor allem an der hohen Toxizität der organischen Säuren, welche als Kohlenstoffquellen dienen sollen.
- Der Betrieb im Zulaufverfahren ist üblicherweise eine Möglichkeit, um inhibierende Effekte durch eine toxische Substanz zu vermeiden. Dieser konnte jedoch nicht von uns gewählt werden, da die durch Dunkelfermentation der Feststoffe erreichten Säurekonzentrationen hierfür nicht ausreichend sind. Bei niedrigen Konzentrationen würde ein sehr großes Reaktorvolumen notwendig, um ein Volllaufen des Bioreaktors zu vermeiden. Letztendlich würde wie beim Satzbetrieb eine Kulturbrühe mit nur niedrigen PHA-Konzentrationen entstehen.
- Ein Verfahren mit kontinuierlichem Zu- und Ablauf ermöglicht es, die inhibierenden Effekte der Säuren zu vermeiden, ohne dass ein zu großes Reaktorvolumen benötigt wird.

Die von uns präferierte Prozessstrategie war daher ein Perfusionsverfahren. Hierbei handelt es sich um ein kontinuierliches Verfahren mit Zellrückhaltung. Das vollständige Verfahren ist in Abbildung 24 zu sehen. Mit diesem Verfahren war es möglich, die Zellen im Bioreaktor zu halten, während sie mit frischem Hydrolysat überströmt wurden. Der im Hydrolysat stark verdünnt vorliegende Kohlenstoff wurde so in Form von Zellmasse und PHA im System konzentriert. Dieses Perfusionsverfahren wurde zunächst mit synthetischen Substraten

entsprechend der in Tabelle 3 aufgeführten Zusammensetzung des realen Hydrolysats getestet. Für die Produktionsphase wurde das Medium ohne Ammonium verwendet.

Das im Reaktor vorgelegte Medium mit einer Konzentration an organischen Säuren von ca. $5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ wurde für 15 h im Satzbetrieb fermentiert. Anschließend wurde ein Zulauf und die Tangentialflussfiltration gestartet. Der Zufluss wurde schrittweise angepasst, um eine exponentielle Fütterung zu realisieren und dadurch eine Biomassewachstumsrate (μ_{max}) von $0,15 \text{ h}^{-1}$ zu erzielen. Die exponentielle Fütterung musste hier nach ca. 10 h in einen konstanten Zufluss übergehen, da die Filterfläche des verwendeten Tangentialflussfilters keine weitere Erhöhung der Zulauftrate ohne das Einsetzen von starkem Fouling erlaubte.

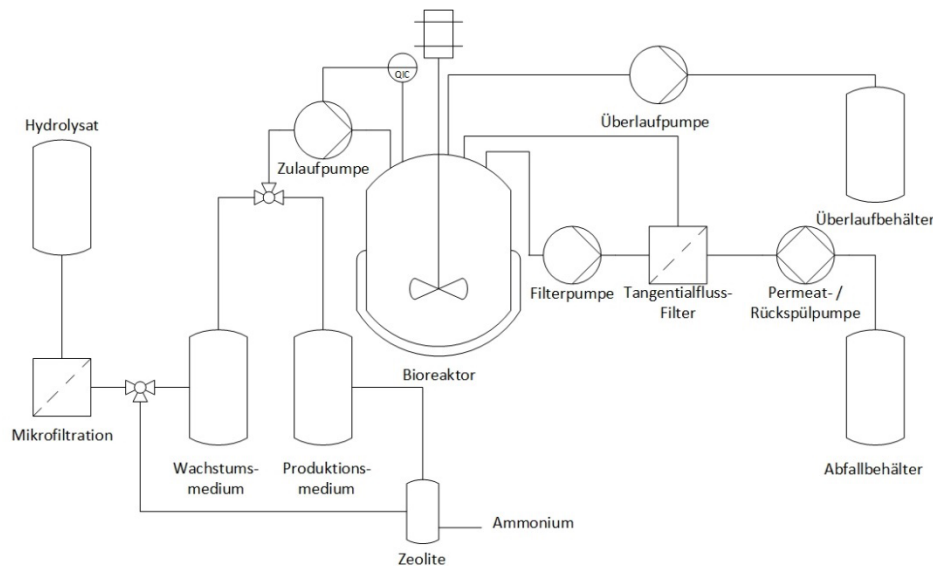


Abbildung 24. Fließschema zur PHA-Produktion im Perfusionsprozess, mit vorgeschalteter Mikrofiltration und NH_4^+ -Adsorption

In diesem Verfahren konnte das Substrat erfolgreich in Biomasse und PHA fixiert und konzentriert werden. Am Ende der Wachstumsphase ($t = 40 \text{ h}$) konnte so eine Biomassekonzentration von $7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ erzielt werden, am Ende der Produktionsphase sogar von $13,0 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ (Abbildung 25). Die finale Biomasse wies einen PHA-Anteil von 37,5 % auf, was einer PHA-Konzentration von $4,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ entsprach. Die Robustheit des Verfahrens könnte weiter erhöht werden, wenn die Dosierung des Hydrolysats über eine bedarfsorientierte Fütterungsstrategie umgesetzt wird, z. B. abhängig vom gemessenen pH-Wert des Bioreaktors. Hier könnte weitere Forschung das Verfahren erheblich verbessern.

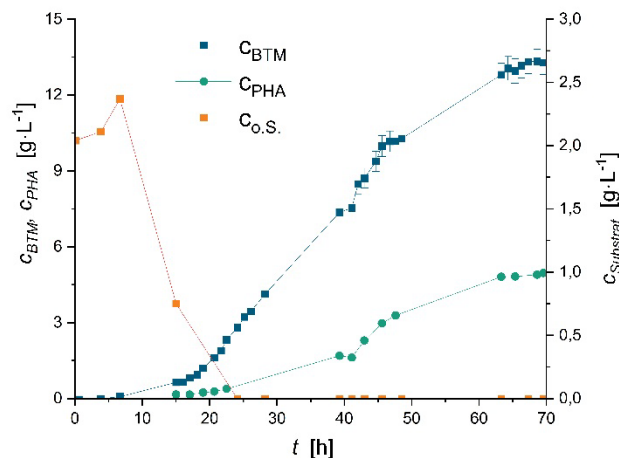


Abbildung 25. Perfusionsverfahren im 2-L-Maßstab mit einem synthetischen Hydrolysat. $c_{\text{o.s.}}$ beschreibt die Konzentration an organischen Säuren.

Aufbereitung des Hydrolysats für PHA-Produktion

Das Hydrolysat aus AP 3 enthält noch mikrobielle Verunreinigungen, die vor allem durch die kurzzeitige Lagerung bzw. durch die nicht sterilisierten Behälter zum Auffangen des Filtrats nach der Mikrofiltration bedingt sind. Zur Verringerung der Keimbelastung wurde das Hydrolysat vor der Nutzung zur PHA-Produktion nochmals mit einem Filter mit 0,2 µm Porengröße sterilfiltriert.

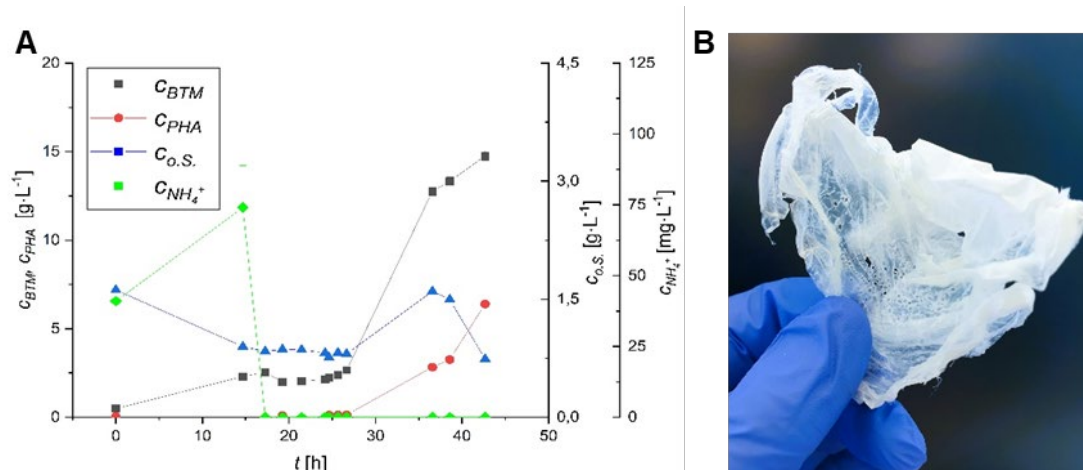


Abbildung 26. A: PHA-Produktion aus Primärschlammhydrolysat im Pilotmaßstab mittels Perfusionsverfahren; B: PHBV, produziert aus den Säuren des Hydrolysats. $c_{o.S.}$ beschreibt die Konzentration an organischen Säuren.

Wie bereits erwähnt, sollte das Hydrolysat für die PHA-Produktionsphase kein Ammonium enthalten. Die Zusammensetzung vom Hydrolysat entspricht einem C:N-Verhältnis von 14 (vgl. Tabelle 3). Huschner *et al.* (2015) bestimmten ein C:N-Verhältnis von etwa 10 als optimal für die Wachstumsphase, während ein Verhältnis von > 90 optimal für die Produktbildung bei Nutzung von organischen Säuren war. Um das überschüssige Ammonium aus dem für die Produktionsphase vorgesehenen Hydrolysat zu entfernen, wurde das in Arbeitspaket 2 entwickelte Adsorptionsverfahren mit Zeolithen eingesetzt. Das Resultat ist eine Reduktion von NH_4^+ von $400 \pm 80 \text{ mg} \cdot L^{-1}$ auf $10 \pm 2 \text{ mg} \cdot L^{-1}$ im Hydrolysat. Dies entspricht einem C:N-Verhältnis von ca. 520 und ist damit nach den Erkenntnissen von Huschner *et al.* zur Produktion von PHA aus organischen Säuren geeignet.

PHA- Herstellung vom Labor- bis zum Pilotmaßstab

Der Pilotversuch wurde in einem 42 L-Reaktor mit einem Arbeitsvolumen von 20 L durchgeführt, der umgerüstet und mit einem Perfusionssystem ausgestattet wurde. In der Wachstumsphase wurde ein ammoniumhaltiges Hydrolysat aus Arbeitspaket 3 in den Reaktor eingespeist, während in der PHA-Produktionsphase ein ammoniumfreies Hydrolysat, das durch eine Zeolithsäule gelaufen war, eingespeist wurde. In beiden Phasen wurde das Hydrolysat kontinuierlich über ein Perfusionssystem zugeführt. Die Behältnisse für das Zulauf-Hydrolysat und das Permeat wurden auf Waagen platziert. Die durch die Perfusion bedingte Gewichtsveränderung wurde fortlaufend von der Waage aufgezeichnet (Sartorius AG, Deutschland) und zur Berechnung der Volumenströme des Zu- und Ablaufs verwendet.

Tabelle 5. Ergebnisse von Fermentationen im Perfluationsverfahren auf synthetischem und realem Substrat im Labor- und Pilotmaßstab

	2-L-Maßstab synthetisches Medium	2-L-Maßstab reales Hydrolysat	20-L-Maßstab reales Hydrolysat
Filterfläche / mm ²	351	1.319	8.233
Porengröße / µm	0,2	0,4	0,4
Kanalinnendurchmesser / mm	4	6	2,4
Filtermaterial	Keramik	Keramik	Keramik
Konzentration organischer Säuren [g·L ⁻¹]	5,0	7,19	2,0 – 3,6
Hydrolysatvolumen [L]	14,2	11,5	68,2
Durchflussrate von Hydrolysat [mL·min ⁻¹]	0 – 8,2	0 – 8,3	0 – 110
Hydraulische Verweilzeit [h]	4,8 – 79	2,7 – 36,0	3,5 – 73
Biomasse Konzentration [g·L ⁻¹]	13,3	6,0	15,0
Fermentationsdauer [h]	70	88	43
PHA-Konzentration [g·L ⁻¹]	5,7	2,8	6,4
PHV Anteil [%]	29	22	27
Produktivität [g·L ⁻¹ ·h ⁻¹]	0,08	0,03	0,15

Das zuvor entwickelte Verfahren wurde nun mit realem Hydrolysat zunächst im 2-L-Maßstab getestet und dann auf den 20-L Pilotmaßstab hochskaliert. Der Verlauf des Prozesses ist für den Pilotmaßstab in Abbildung 26A dargestellt. Zusätzlich sind die wichtigsten Prozessdaten in Tabelle 5 gezeigt. Demnach konnten 6,0 g·L⁻¹ bzw. 15 g·L⁻¹ Biomasse mit einem PHA-Anteil von 16,8 % bzw. 41 % im 2-L- bzw. 20-L-Maßstab hergestellt werden. Die Konzentration an Biomasse und PHA konnte dabei im 20-L-Maßstab deutlich gesteigert werden (siehe Tabelle 5), was vermutlich auf eine Kontamination des Prozesses im 2-L-Maßstab zurückzuführen ist. Unterstützt wird dies durch mikroskopische Aufnahmen des Hydrolysats, auf welchen Hefen zu sehen waren. Für den Transfer in den 20-L-Maßstab wurde das Hydrolysat wie bereits beschrieben erneut sterilfiltriert, um die Keimbelastung zu reduzieren. Diese Maßnahme trug zur Steigerung der PHA-Produktion im 20-L-Maßstab bei. Ein starkes Fouling der Membran des Tangentialflussfilters erlaubte jedoch keine längere Führung des Prozesses. Weitere Forschung, etwa zu intelligenten Spülschritten und Taktung mehrerer Membranen, können das Verfahren hier weiterhin deutlich verbessern.

Anschließend wurde die Fermentationsbrühe zentrifugiert, um die Biomasse abzutrennen, die dann bei 65 °C getrocknet wurde. Die getrocknete Biomasse wurde einer PHA-Extraktion mit einem Lösungsmittel in einem Randall-Extraktor zugeführt. Die GC-Analyse des extrahierten PHA ergab, dass es sich um ein Copolymer (Poly-3-hydroxybutyrat-co-3-hydroxyvalerat (PHBV)) handelte, welches 27 % 3-Hydroxyvalerat enthielt. Abbildung 26B zeigt eine Fotografie des aus dem Hydrolysat hergestellten PHBV.

Schließlich zeigte das Verfahren, dass PHA aus dem Hydrolysat von Primärschlamm mit einem Titer von 1,9 g PHA pro Liter Hydrolysat hergestellt werden kann. Verglichen mit Vu *et al.*

(2022) konnte die Konzentration unter Nutzung des Hydrolysats wie geplant deutlich gesteigert werden. Vu *et al.* erreichten im Satzbetrieb eine Biomassekonzentration von $2,3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ und eine PHA-Konzentration von $1,0 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Außerdem konnte ein höherer Anteil des 3-HV Copolymers (27 % vs. 6 %) erzielt werden. Dies ist insbesondere auf die günstige Zusammensetzung an organischen Säuren des Primärschlammhydrolysats zurückzuführen. Yu und Si (2001) hingegen konnten in einem kontinuierlichen Reaktorsystem, bei einem Durchfluss von $D = 0,033 \text{ h}^{-1}$ und unter Nutzung eines Substrats, das reich an organischen Säuren war, aufgrund von Auswaschung von Biomasse keinen stabilen Prozess erreichen.

IV.6 Projektbereich 6: Prozessintegration und Bilanzierung von Hauptstrom und Bioraffinerie

IV.6.1 Arbeitspaket 6.1 Kombination der einzelnen Prozessschritte in einer Kaskade (DVGW; Uni Stuttgart)

Hauptstrom: Kaskade vom Ablauf Vorklärung bis zum Tropfkörper (Uni Stuttgart)

Die Reinigungsstufen des Abwasserstrangs wurden als kontinuierlich durchflossene Kaskade aufgebaut. Die Zeolithkolonne musste wegen der langen Filterlaufzeiten nicht automatisiert werden. Versuche zur Bilanzierung von Kohlenstoff-, Phosphor und Stickstoff wurden durchgeführt. Als Bilanzparameter wurden der Gesamt-CSB (CSB_{hom} : Summe aus gelöstem und partikulärem CSB), TKN (gesamter Kjeldahl-Stickstoff) und $\text{NH}_4^+\text{-N}$ gewählt. Die Ergebnisse für den Langzeitversuch sind in Abbildung 27 und Abbildung 28 gezeigt. Es wird deutlich, dass die größte Verringerung an CSB in der Vorklärung und Feststoffabtrennung durch Siebung erfolgt. In den folgenden Schritten werden im Wesentlichen gelöste organische Stoffe biologisch entfernt.

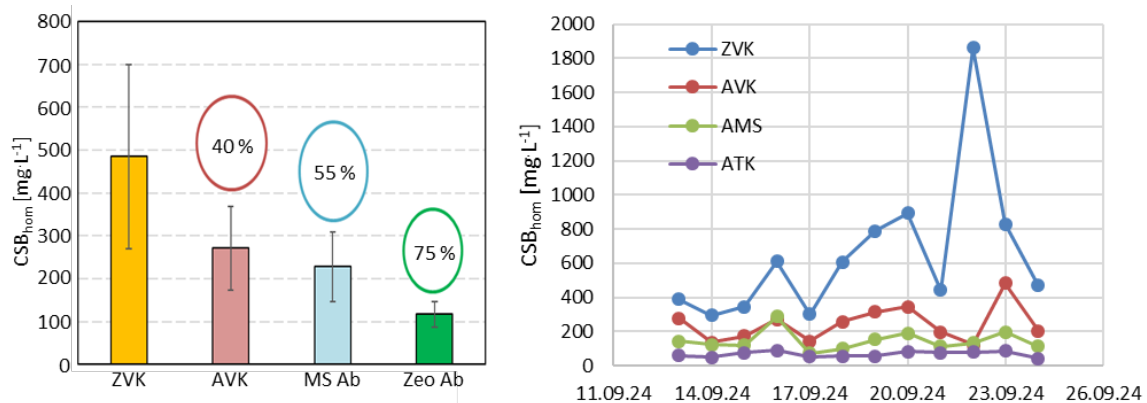


Abbildung 27. Verlauf des homogenisierten CSB (CSB_{hom}) entlang der Prozesskette. Zulauf Vorklärung (ZVK), Ablauf Vorklärung (AVK), Ablauf Mikrosieb (AMS), Ablauf Zeolithfilter (Zeo Ab) (links), Ablauf Tropfkörper (ATK) (rechts).

Stickstoffverbindungen gemessen als TKN und $\text{NH}_4^+\text{-N}$ werden hauptsächlich durch den Ionenaustauscher und die Restentnahme durch den Tropfkörper entfernt. Bei Einsatz des Ionenaustauschers können im Ablauf der Pilotanlage sowohl die $\text{NH}_4^+\text{-N}$ Einleitewerte als auch die Grenzwerte für Gesamtstickstoff eingehalten werden.

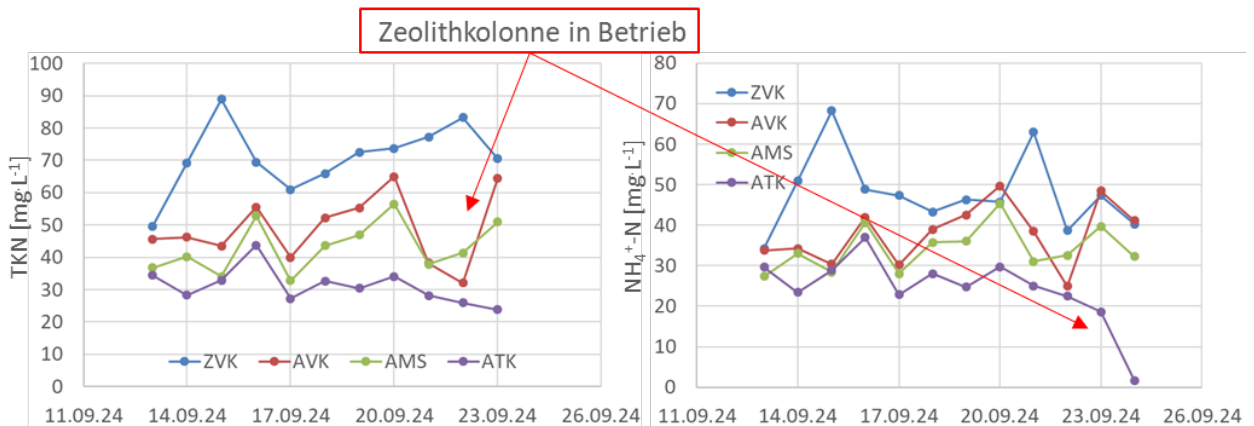


Abbildung 28. Verlauf der Stickstoffverbindungen entlang der Prozesskette. Zulauf Vorklärung (ZVK), Ablauf Vorklärung (AVK), Ablauf Mikrosieb (AMS), Ablauf Tropfkörper.

Bioraffinerie: Kaskade vom Abwasserzulauf bis zur Gewinnung kurzkettiger Fettsäuren (DVGW)

Die Kaskade, bestehend aus Vorklärung, Dunkelfermentation, Kammerfilterpresse und Mikrofiltration, wurde unter den als optimal bestimmten Bedingungen betrieben. Das Volumen des Dunkelfermentationsreaktors im Pilotmaßstab wurde basierend auf einem Primärschlamm-anfall von 100 bis 150 L pro Tag und einer Zuflussrate von 24.000 L kommunalem Abwasser pro Tag auf 300 L ausgelegt. Die Dunkelfermentation lief über einen Zeitraum von 30 Tagen, wobei willkürlich vier Tage (als Läufe bezeichnet) ausgewählt wurden, um die Feststoffabtrennung aus dem Hydrolysat durchzuführen. Diese Abtrennung konnte aufgrund des Einsatzes der Kammerfilterpresse für die Entwässerung nur halbkontinuierlich durchgeführt werden. Für die Flockung wurde erbsenbasierte Stärke verwendet. Die Volumenrückgewinnung ($V_{\text{Rück}}$) für die beiden Membrantrennverfahren wurde mit der folgenden Gleichung berechnet:

$$V_{\text{Rück}} [\%] = \frac{V_{\text{p,f}} [\text{L}]}{V_{\text{F}} [\text{L}]} \times 100$$

wobei $V_{\text{p,f}}$ das Endvolumen Permeat/Filtrat nach der Filtration und V_{F} das Anfangsvolumen vor Beginn der Filtration ist.

Um die Ausbeute an kurzkettigen Fettsäuren (SCFAs) nach der Filtration zu berechnen (vgl. Abbildung 29B), wird die Gleichung wie unten gezeigt modifiziert, um die Volumenrückgewinnung nach den einzelnen Filtrationsschritten einzubeziehen.

$$Y_{\text{SCFAs}} [\%] = \left\{ \frac{c_{\text{SCFAs,f/p}} [\text{gC} \cdot \text{L}^{-1}] \times V_{\text{p,f}} [\text{L}]}{\text{OLR} [\text{g}_{\text{TOC}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}] \times \text{HRT} [\text{d}] \times V_{\text{f/h}} [\text{L}]} \right\} \times 100$$

Dabei beschreibt $c_{\text{SCFAs,f/p}}$ die Massenkonzentrationen von SCFAs (als Kohlenstoffäquivalente) im Filtrat oder Permeat (vgl. Abbildung 29A). OLR ist die organische Beladungsrate, ausgedrückt als g gesamter organischer Kohlenstoff (TOC, total organic carbon) pro L und Tag.

Durch Vorklärung und Mikrosiebung können insgesamt etwa $18 \text{ g}_{\text{TOC}} \cdot \text{EW}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ (EW: Einwohnerwert) aus dem Hauptabwasserstrom gewonnen werden (vgl. Abbildung 29C). Ein Teil dieser Fracht, etwa 20 bis 30 % des zugeführten gesamten organischen Kohlenstoffs (TOC), kann in der Dunkelfermentation in kurzkettige organische Säuren umgewandelt werden (Abbildung 29A). Im Verlauf der Flockung wurde die Dosierung von HPAS von Lauf 1 bis 4 schrittweise erhöht. Bei der Entwässerung in der Kammerfilterpresse konnten etwa 60 bis 70 % der Feststoffe des Hydrolyсата entfernt werden, während 85 % des eingesetzten

Volumens als Filtrat zurückgewonnen werden konnten ($V_{\text{Rück}}$). Die Konzentration an abfiltrierbaren Feststoffen (AFS) im Filtrat war zwar gering, aber eine Überdosierung des Flockungsmittels könnte aufgrund der Wechselwirkung mit dem positiv geladenen HPAS zu einer höheren Rückhaltung der Fettsäuren führen. Das Filtrat aus der Kammerfilterpresse wurde anschließend der Mikrofiltration zugeführt.

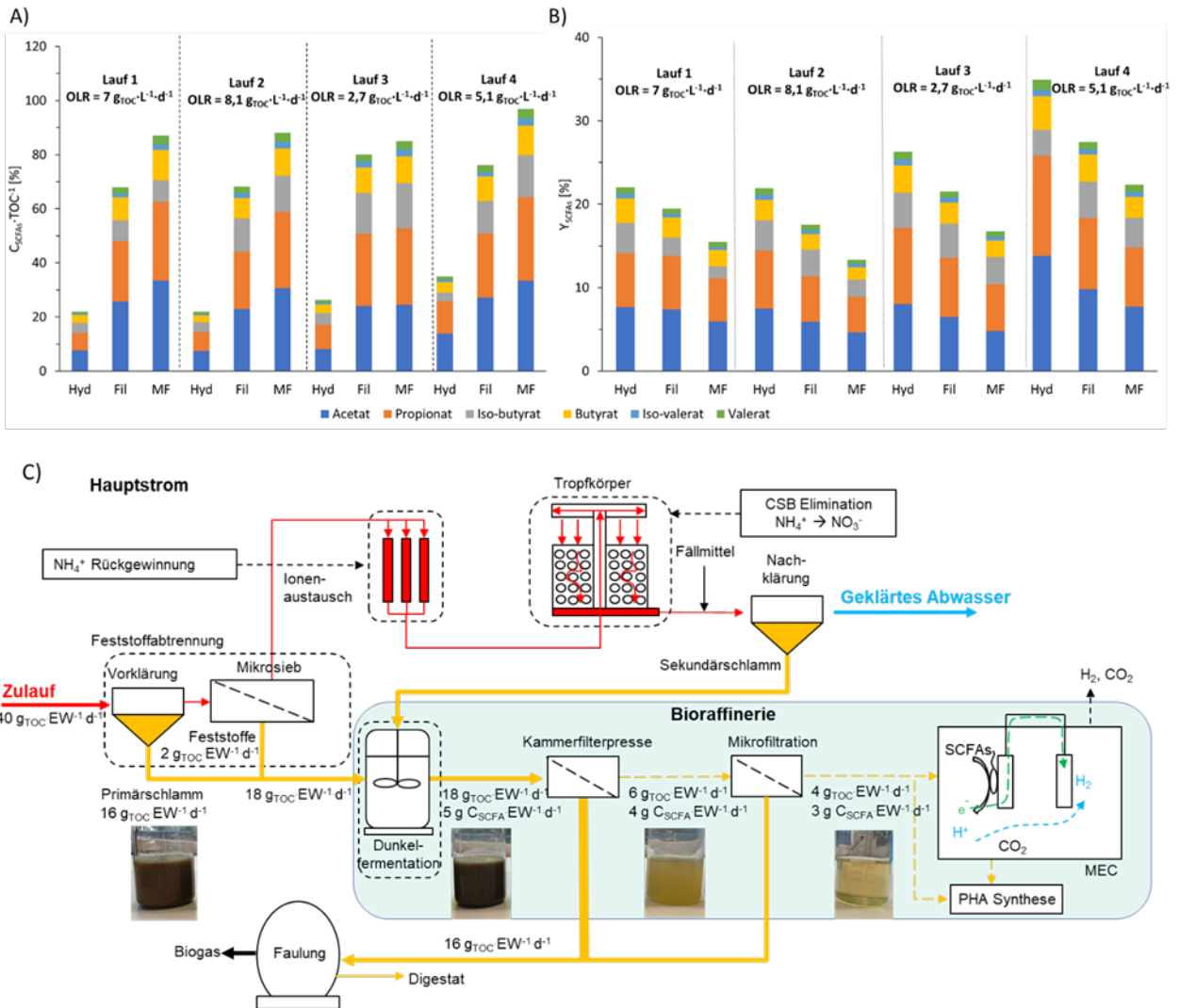


Abbildung 29. A) Verhältnis von SCFAs (als Kohlenstoffäquivalente) zum gesamten organischen Kohlenstoff (TOC) im Ablauf jeder Verfahrensstufe. B) Ausbeute (Y_{SCFAs}) an SCFAs nach jedem Verfahrensschritt, bezogen auf den organischen Kohlenstoff im Primärschlamm. C) Flussdiagramm mit Kohlenstoffbilanz bezüglich des gesamten organischen Kohlenstoffs und in den Fettsäuren enthaltenem Kohlenstoff in der Kaskade. MEC: Mikrobielle Elektrolysezelle

Die Mikrofiltration wurde, wie in Arbeitspaket 3.2 beschrieben, mit Rückspülzyklen (alle 600 s für 20 s) durchgeführt. Auch hier war die Filtration halbkontinuierlich, jedoch erfolgte zwischen den vier Läufen keine Zwischenreinigung der Membran mit Chemikalien, sondern lediglich mit Wasser. Die Dauer der Mikrofiltration betrug jeweils zwischen 3 und 4 Stunden. In allen Fällen konnte eine Volumerrückgewinnung von 70 % erzielt werden. Während der vier Läufe konnte für die Filtration von $900 \text{ L pro m}_{\text{eff}}^2$ (effektive Membranfläche) ein stabiler Permeatflux von 50 bis 60 LMH aufrechterhalten werden, bevor eine chemische Reinigung erforderlich wurde. Mit der Keramikmembran konnte eine AFS-Entfernung von 99,9 % erreicht werden, bei einem durchschnittlichen Rückhalt der Fettsäuren von 5 %. Das Ergebnis war ein partikelfreies Permeat mit einem hohen Anteil an kurzkettigen Fettsäuren im Vergleich zum gesamten gelösten

organischen Kohlenstoff (zwischen 85 und 97 % als Verhältnis der Kohlenstoffäquivalente) (Abbildung 29A,B). Abbildung 29C zeigt die resultierende Kohlenstoffbilanz der Kaskade.

Weiteres Ziel dieses Arbeitspakets ist die Optimierung der Wasserstoffproduktion (DVGW) in einem bioelektrochemischen Scheibentauchkörperreaktor (RDBER, Rotating Disc Bioelectrochemical Reactor) als abschließendem Behandlungsschritt in der Bioraffinerie. Der RDBER (Abbildung 30C) im Pilotmaßstab mit einem Volumen von 100 L ist eine hochskalierte Version des 10-L-Reaktors (AP 4.2), mit 65 rotierenden Anodenscheiben und einer Biofilm-Aufwuchsfläche von 10 m² (spezifische Anodenfläche: 100 mA_{anode}²·mReaktor⁻³). Als Kathode ist eine halb-zylindrisches perforiertes Edelstahlblech oberhalb der Anodenscheiben platziert (siehe Abbildung 30A und B). Der RDBER wurde mit *Shewanella oneidensis* und *Geobacter sulfurreducens* als exoelektrogenen Bakterien inokuliert. Es wurden zwei RDBER-Systeme betrieben. Der an der DVGW-Forschungsstelle betriebene RDBER-I wurde vor dem Start chemisch sterilisiert und unter sterilen sowie später unsterilen Bedingungen im Hinblick auf verschiedene Parameter analysiert, RDBER-II wurde unter unsterilen Bedingungen auf der Kläranlage Büsnau in Stuttgart betrieben.

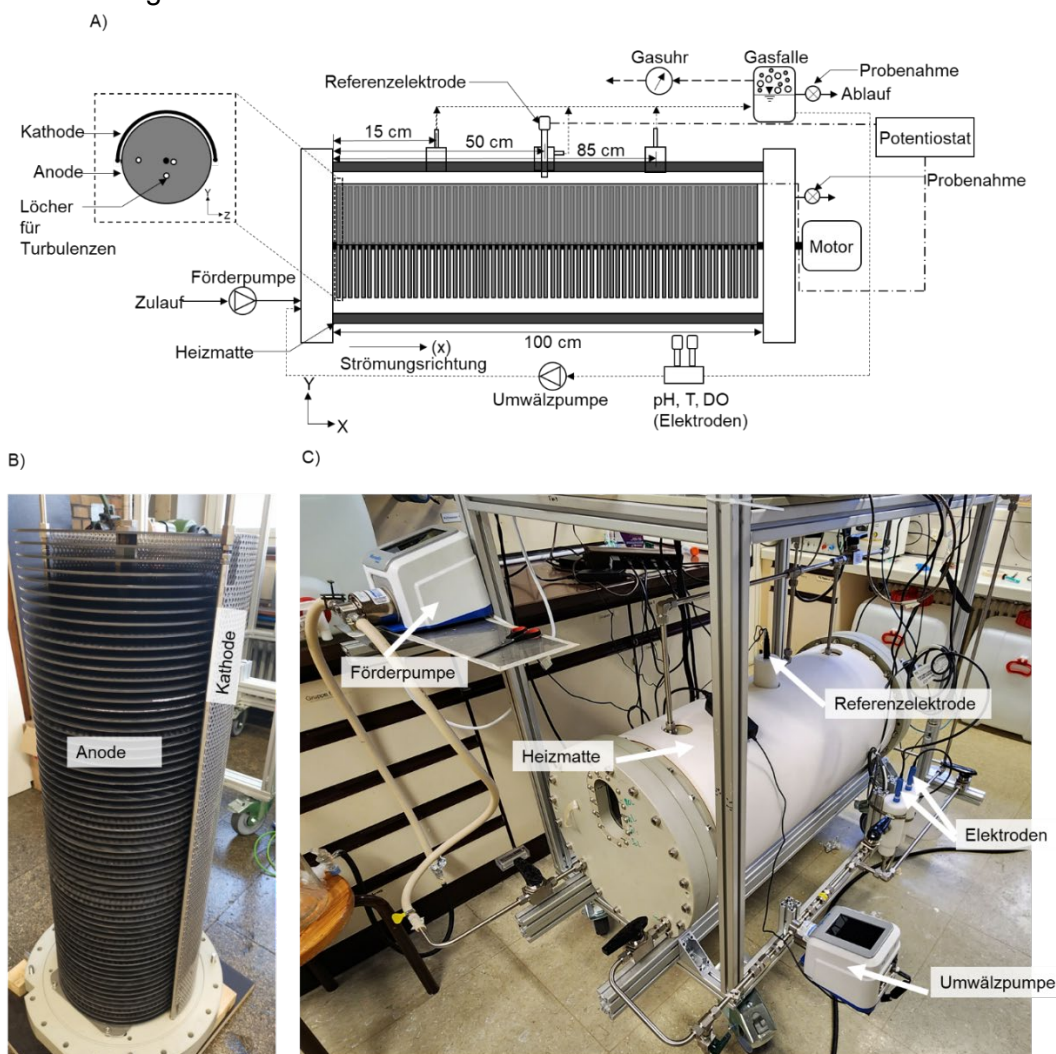


Abbildung 30. A) Querschnittsschema des 100-L-RDBER, B) Foto mit den auf der Titanspindel angeordneten Anodenscheiben. Die halb-zylindrisch geformte Kathode erstreckt sich über die gesamte Länge der Anoden. C) Foto des 100-L-RDBER. DO = gelöster Sauerstoff.

RDBER-I wurde über einen Zeitraum von 200 Tagen im Batch- und kontinuierlichen Modus betrieben, um Parameter wie pH-Wert, hydraulische Verweilzeit (HRT), elektrische Leitfähigkeit, Rezirkulationsraten, Anodenrotationsgeschwindigkeit und Anodenpotential ($E_{\text{anode, app}}$) zu optimieren. Die Parameter sind in Abbildung 31 (Seite 39) entsprechenden Experimentphasen

(I-VII) zugeordnet. Die Phasen I bis V (Batch-Betrieb) wurden mit sterilem Medium durchgeführt, das kurzkettige Fettsäuren (SCFAs) enthielt, wobei in den Phasen I und II eine definierte Zwei-Spezies-Inokulation mit *S. oneidensis* und *G. sulfurreducens* in einem sterilisierten Reaktormedium erfolgte. Die Phasen VI und VII wurden unter unsterilen Bedingungen durchgeführt. In Phase I wurden pH-Wert und elektrische Leitfähigkeit untersucht, in Phase II das angelegte Anodenpotential ($E_{\text{anode, app}}$) vor und nach der Verdünnung mit anaerobisiertem, sterilisiertem, demineralisiertem Wasser. In Phase III wurde das Reaktorsystem mit sterilisiertem (autoklaviert und mikrofiltriert) Hydrolysat im Batch-Modus betrieben. Phase IV diente der Untersuchung des Einflusses der Rotationsgeschwindigkeit der Anode und der Rezirkulationsrate. Phase V befasste sich mit dem Einfluss der elektrischen Leitfähigkeit. In Phase VI wurde das System kontinuierlich mit partikelarmem, unsterilisiertem synthetischem Hydrolysat betrieben, während in Phase VII unsterilisiertes, mikrofiltriertes, aber nicht partikelfreies Hydrolysat verwendet wurde. Die Temperatur wurde zwischen Tag 3 und etwa Tag 130 konstant gehalten (siehe Abbildung 31A). Ab Tag 130 kam es jedoch aufgrund saisonaler Veränderungen zu deutlichen Temperaturunterschieden zwischen Tag und Nacht (siehe Abbildung 31B). Der pH-Wert blieb zwischen Phase II und Phase V (Tag 30 bis 130) relativ stabil. In den Phasen I, VI und VII kam es zu auffälligen pH-Änderungen, da in diesen Phasen alkalische pH-Werte getestet wurden, um ihren Einfluss auf die Elektroaktivität und Gasproduktion zu ermitteln.

Auswertung:

Die Stromdichte (j) wurde mit folgender Gleichung berechnet:

$$j \left(\frac{\text{mA}}{\text{m}^2} \right) = \frac{I}{A_{\text{Anode, tot}}}$$

Dabei ist I (mA) der erzeugte Strom und $A_{\text{Anode, tot}}$ (m^2) die Gesamtfläche der Anoden. Die Coulomb-Effizienz (CE) wurde entsprechend folgendermaßen ermittelt:

$$\text{CE} (\%) = \left[\frac{\left(\int_0^t I \cdot dt \right)}{n_{e^-} \cdot \Delta c \cdot V_W \cdot F} \right] \times 100$$

Dabei ist I (mA) der über einen bestimmten Zeitraum (t) erzeugte Strom und n_{e^-} die Anzahl der Elektronen, die bei der Umsetzung von 1 Mol einer bestimmten Kohlenstoffquelle freigesetzt werden. Δc (M) ist die tatsächliche Änderung der molaren Konzentration (durch Verbrauch) dieser Kohlenstoffquelle und V_W (L) das Arbeitsvolumen. F ist die Faraday-Konstante ($96.485 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$).

Die theoretische Wasserstoffproduktion ($H_{2, \text{th}}$) wurde basierend auf dem erzeugten Strom berechnet:

$$H_{2, \text{th}} \left(\frac{\text{L}}{\text{d}} \right) = \left(\int_0^t I \cdot dt \right) \cdot (F \cdot y_{e^-})^{-1} \cdot p^{-1} \cdot R \cdot T$$

Dabei ist y_{e^-} die Elektronenausbeute (2 Mol Elektronen pro Mol H_2), p der atmosphärische Druck (1 atm), R die universelle Gaskonstante ($0,082 \text{ atm} \cdot \text{L} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$) und T die Temperatur (273 K).

Das Volumen des aus dem Reaktor gewonnenen Gases ($H_{2, \text{harv}}$ oder $CH_{4, \text{harv}}$) wurde aus der volumetrischen Gasflussrate (erfasst mit dem Gaszähler) und dem entsprechenden Gasanteil berechnet.

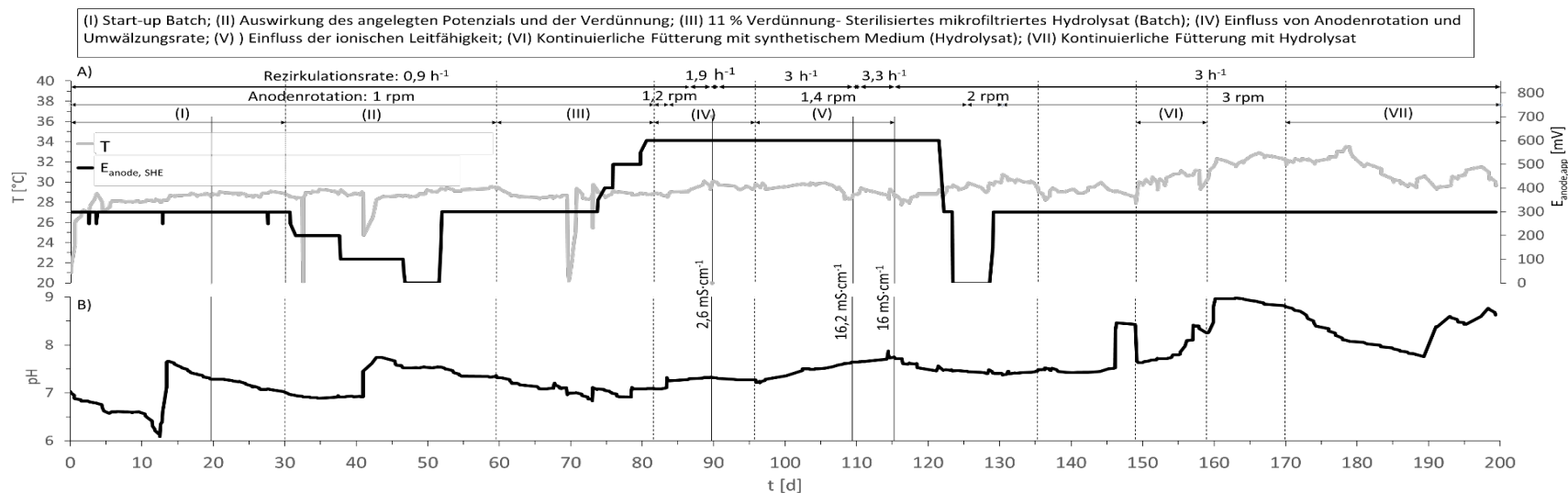


Abbildung 31. Zuordnung der experimentellen Parameter zu Phasen (I-VII), durch gepunktete vertikale Linien getrennt. A) Temperatur und angelegtes Anodenpotential ($E_{anode, app}$) und B) pH-Wert im Verlauf des Experiments. Hinweis: Die Rezirkulationsrate ist in h^{-1} angegeben (d. h. Rezirkulationsrate ($L \cdot h^{-1}$) / Reaktorvolumen (L)); die durchgezogenen vertikalen Linien zeigen die elektrische Leitfähigkeit des Reaktormediums an

Tabelle 6. Theoretische H_2 -Produktion ($H_{2, th}$) basierend auf den Stromwerten sowie durchschnittliche und maximale Ertragsraten von H_2 ($H_{2, harv}$) und CH_4 ($CH_{4, harv}$) und die durchschnittliche Gaszusammensetzung.

Phasen	pH	$H_{2, th} (L \cdot m_{Reaktor}^{-3} \cdot d^{-1})$		$H_{2, harv} (L \cdot m_{Reaktor}^{-3} \cdot d^{-1})$			$CH_{4, harv} (L \cdot m_{Reaktor}^{-3} \cdot d^{-1})$			H_2 (%)		CO_2 (%)		CH_4 (%)	
		μ	σ	μ	σ	Max	μ	σ	Max	μ	σ	μ	σ	μ	σ
I	6,9	268	37	3,4	8,7	35,5	ND	ND	ND	87	13	13	13	ND	-
II	$7,5 \pm 0,1$	149	46	0,7	2	9,4	ND	ND	ND	85	5	15	4	ND	-
III	$7 \pm 0,1$	142	32	0,4	1	3,5	ND	ND	ND	78	3	22	3	ND	-
IV	$7,3 \pm 0,1$	144	42	1,6	1,3	3,9	ND	ND	ND	76	-	24	-	ND	-
V	$7,5 \pm 0,1$	287	39	2,7	2,2	6	ND	ND	ND	77	-	23	-	ND	-
VI	$8,4 \pm 0,3$	185	33	3,2	1	4,9	32,8	12,9	50	8	1	4	2	88	2
VII A	$7,9 \pm 0,1$	105	32	0,2	0,2	0,34	2,1	1,4	3,1	8	-	5	-	87	-
VII B	$8,6 \pm 0,1$	87	21	0,6	0,7	1,9	3,8	4,6	12	12	1	4	-	84	1

μ - Mittelwert, σ - Standardabweichung, ND - nicht erkannt; "-" vernachlässigbare Standardabweichung. Die Doppellinie zeigt die Phase (VI) an, in der unsterilisiertes Hydrolysat zugeführt wurde

Die Ergebnisse des Betriebs von RDBER-I zeigen, dass ein Anheben des pH-Werts in den neutralen Bereich nach einem anfänglichen Abfall die Elektroaktivität verbessert, entweder durch einen optimalen pH-Wert innerhalb des Biofilms und/oder durch einen verringerten Elektrolyt-Widerstand (siehe Phase I in Abbildung 32A). Der höchste Wert der Stromdichte wurde in Phase I mit $240 \pm 34 \text{ mA}\cdot\text{m}^{-2}$ erreicht. In Phase II wurde der Einfluss des angelegten Anodenpotentials ($E_{\text{anode, app}}$) untersucht, außerdem wurde um Tag 40 eine 50 %ige Verdünnung mit sterilisiertem demineralisiertem Wasser vorgenommen, um die toxische Wirkung einer zu hohen Acetatkonzentration zu reduzieren (wird an dieser Stelle nicht diskutiert). In jedem Fall zeigt die Veränderung des Potentials vor und nach der Verdünnung, dass bei 300 mV vs SHE höhere Stromdichten als bei 100 mV erreicht werden können (Abbildung 32B). In Phase III wurde an bestimmten Tagen sterilisiertes, anaerobisiertes, mikrofiltriertes Hydrolysat zugegeben, jedoch führte eine Änderung der Zusammensetzung des Hydrolysats bei der letzten Zugabe (um Tag 72) zu einem Rückgang der Stromwerte (Abbildungen 3C und 3D). Weitere Tests zum Anodenpotential führten nach Überschreiten von 400 mV vs SHE zu einem Rückgang der Stromdichte. Das Anodenpotential ist somit ab diesem Wert nicht limitierend. Die Rotationsgeschwindigkeit der Anode wurde in zwei Schritten von 1 auf 1,2 rpm (Tag 82) und 1,4 rpm (Tag 84) erhöht, zeigte jedoch keinen merklichen Einfluss auf den Strom. Im Gegensatz dazu hatte die schrittweise Erhöhung der Rezirkulationsrate von 0,9 auf 3 h^{-1} (d.h. Volumenstrom Rezirkulation ($\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$) / Reaktorvolumen (m^3)) bis Tag 96 einen deutlichen Einfluss auf den Strom (siehe Abbildung 32E). Die Stromdichte konnte im Vergleich zu $0,9 \text{ h}^{-1}$ um etwa 100 % erhöht werden (auf etwa $160 \text{ mA}\cdot\text{m}^{-2}$; Abbildung 32F). Eine höhere Substratverfügbarkeit für den Biofilm sowie ein verbesserter Protonentransport aus dem Biofilm in die Flüssigphase und weiter zur Kathode dürften zur höheren H_2 -Produktion geführt haben. In Phase V, von Tag 96 bis 110, wurde das Anodenpotential konstant bei 600 mV vs SHE gehalten und der Einfluss der elektrischen Leitfähigkeit untersucht. Die Leitfähigkeit wurde in Phase IV gemessen und lag bei $2,6 \text{ mS}\cdot\text{cm}^{-1}$ (gemessen an Tag 90). Zwischen den Tagen 96 und 104 wurde das Medium im Reaktor zweimal mit einer 3,4 M KCl-Lösung versetzt, um die elektrische Leitfähigkeit zu erhöhen. Nach der zweiten Zugabe erreichte die Leitfähigkeit etwa $16 \text{ mS}\cdot\text{cm}^{-1}$. In beiden Fällen kam es zu einem deutlichen Stromanstieg (maximal 3,5 A bzw. 2,8 A bei der ersten bzw. zweiten Zugabe), gefolgt von einem stetigen Abfall und einer Stabilisierung auf einem Niveau, das bereits in Phase IV erreicht wurde (etwa 1,6 A) (siehe Abbildung 32H). Die durchschnittlich erzielten Stromdichten in Phase V nach den beiden Zugaben lagen bei über $230 \text{ mA}\cdot\text{m}^{-2}$ (siehe Abbildung 32I). Der 1,4-fache Anstieg der Stromdichte lässt sich durch den verringerten Innenwiderstand des Elektrolyten erklären (verringerte Ohmsche Verluste). Obwohl der Innenwiderstand durch die Zugabe der Salzlösung sinkt, geht dies nicht mit einem höheren Substratverbrauch einher, sodass der produzierte Strom auf das ursprüngliche Niveau zurückkehrt.

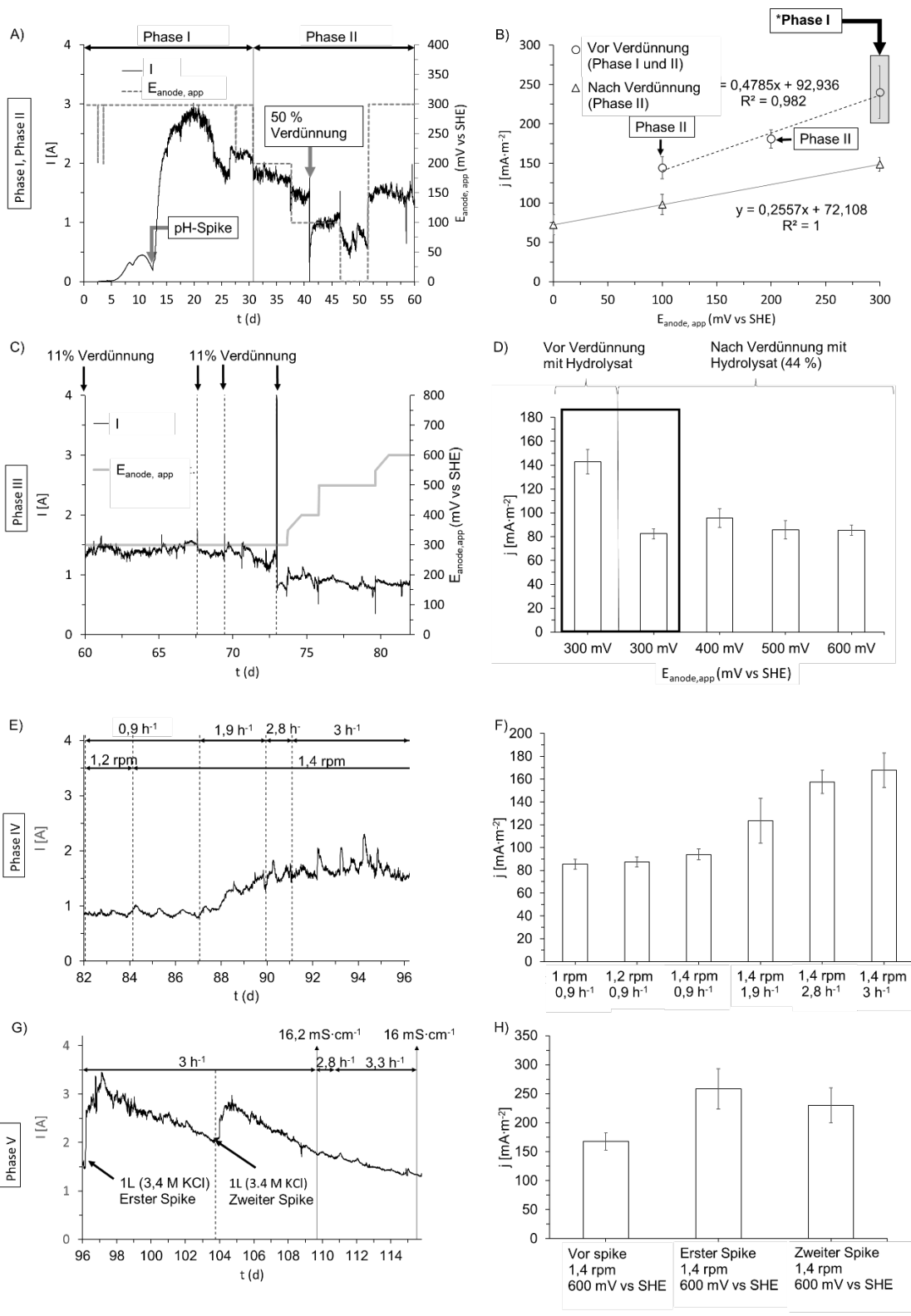


Abbildung 32. Start-up-Phase (Phase I) und Einfluss des angelegten Potentials ($E_{anode, app}$) vor und nach der Verdünnung (Phase II) mit anaerobisiertem, sterilem, deionisiertem Wasser auf A) Strom (I) und B) Stromdichte (j). Hinweis: Das schattierte Rechteck in B zeigt die gemittelten Werte der Stromdichte im stationären Zustand in Phase I an (die Werte wurden nach dem pH-Anstieg bis zum Ende der Phase gemittelt). Einfluss verschiedener angelegter Potentials ($E_{anode, app}$) auf C) Strom (I) und D) Stromdichte (j) nach der Verdünnung mit Hydrolysat in Phase III. Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit der Scheiben und der Rezirkulationsrate des Reaktorinhalts (d. h. Volumenstrom Rezirkulation ($\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$)/Reaktorvolumen (m^3) oder h^{-1}) auf E) Strom (I) und F) Stromdichte (j) in Phase IV. Einfluss der Ionenleitfähigkeit in Phase V auf G) Strom (I) und H) Stromdichte (j).

Phase VI und Phase VII wurden mit synthetischem Hydrolysat bzw. mit Hydrolysat, das mit kurzkettigen Fettsäuren (SCFAs) versetzt wurde, betrieben, Phase VI bei einer durchschnittlichen hydraulischen Verweilzeit (HRT) von 3,4 Tagen, Phasen VII A und B bei durchschnittlichen HRTs von 7,9 bzw. 8,6 Tagen. Die Temperatur war in allen drei Phasen ähnlich, und die pH-Werte waren leicht alkalisch. Weitere Parameter wie die Rezirkulationsrate und die Anodenrotation wurden konstant gehalten. In jedem Fall führte die Beschickung mit einem synthetischen Substrat (Phase VI) zu einem höheren Strom (siehe Abbildung 33A) im Vergleich zu den Phasen VII A und VII B, in denen Hydrolysat verwendet wurde. Vergleicht man VII A und VII B, so zeigt sich, dass alkalische pH-Werte die Methanbildung leicht hemmen können (siehe Tabelle 6, Seite 39), was sich jedoch auch negativ auf den Strom auswirkt (siehe Abbildung 33A). Die reduzierte Methanbildung lässt sich sowohl an der verbesserten Gasqualität als auch an den höheren CE-Werten (Abbildung 33B) erkennen, was bedeutet, dass die durch den Substratabbau freigesetzten Elektronen vermehrt zur Stromerzeugung und weniger zur Methanproduktion genutzt wurden. In den kontinuierlich betriebenen Phasen wurde die höchste Stromdichte in Phase VI erreicht ($166 \pm 42 \text{ mA}\cdot\text{m}^{-2}$), dieser Wert sank auf 95 ± 28 bzw. $71 \pm 18 \text{ mA}\cdot\text{m}^{-2}$ in den Phasen VII A und B (Abbildung 33B). Im Vergleich lag die durchschnittliche Stromdichte von RDBER-II (betrieben auf der Kläranlage) über einen Zeitraum von 200 Tagen zwischen 20 und $30 \text{ mA}\cdot\text{m}^{-2}$. Die vergleichsweise niedrigen Stromdichten von RDBER-II lassen sich auf das Fehlen eines initialen chemischen Sterilisationsschrittes zurückführen, wie er bei RDBER-I durchgeführt wurde, sodass die Ansiedlung der elektroaktiven Bakterien erschwert wurde.

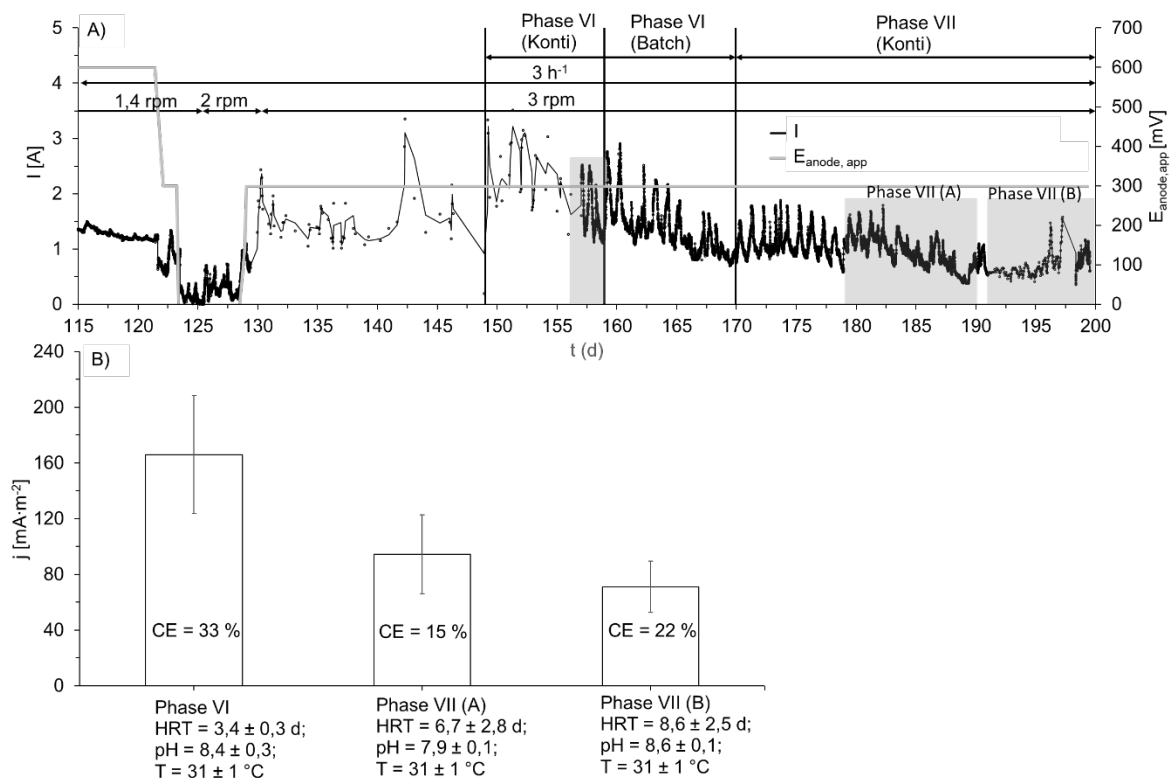


Abbildung 33. A) Strom (I) und angelegtes Potential ($E_{\text{anode, app}}$) sowie B) pH-Wert und Gasfraktion in Abhängigkeit von der Zeit und C) Stromdichte (j) in den verschiedenen Phasen (VI, VII (A) und VII (B)). Hinweis: CE = Coulomb-Effizienz; der Variationskoeffizient (CV) der Stromdichte lag in den Phasen VI und VII bei $28 \pm 1 \%$. Der höhere CV in diesen Phasen ist auf deutliche Temperaturschwankungen im Tages-Nacht-Zyklus zurückzuführen. Der graue Bereich in A zeigt den Zeitraum an, in dem Flüssigkeitsproben entnommen wurden und die Werte für die Stromdichte gemittelt wurden.

Im Allgemeinen waren die Gasproduktionsraten während der Phasen I, II und III (im Batchbetrieb) inkonsistent. Die geringe Rückgewinnung ist vermutlich auf den Verbrauch von H_2 durch auf der Kathode wachsende Wasserstoffverwerter zurückzuführen. Dabei muss die Reoxida-

tion von H_2 durch *G. sulfurreducens* (Sapireddy *et al.*, 2021) berücksichtigt werden, die durch die hohen CE-Werte in den Batch-Phasen belegt ist. In Phase IV führten die höheren Rezirkulationsraten zu einer höheren und stabileren Wasserstoffproduktion (siehe Tabelle 6, Seite 39). Neben dem bereits erwähnten höheren Stoffaustausch wird angenommen, dass eine höhere Rezirkulationsrate dazu beigetragen haben könnte, an der Kathode anhaftende H_2 -Blasen abzuscheren. Die H_2 -Entwicklung war auch in Phase V konsistent, in der eine hohe Rezirkulationsrate beibehalten wurde. In den Phasen I bis V konnte für RDBER-I eine Gasproduktion mit einem hohen Gehalt an H_2 (Tabelle 1) von durchschnittlich etwa 80 % aufrechterhalten werden. Dies ist auf die sorgfältig durchgeführte chemische Sterilisation vor dem Start sowie die Zugabe sterilisierten Mediums zurückzuführen. Das Ausbleiben der Methanbildung kann auch durch das Fehlen methanogener Archaeen in Proben vor der Zugabe des unsterilen Hydrolysats bestätigt werden (nicht dargestellt). Bereits wenige Tage nach der Zugabe des unsterilen Hydrolysats in Phase VI und VII stieg der Methangehalt auf über 80 %. Die Nutzung realen Hydrolysats brachte offensichtlich Methanogene ins System. Die Analyse der Archaeen am Ende des Experiments zeigte das Vorhandensein von Methanogenen im anodischen Biofilm und in der planktonischen Phase, jedoch keine in der kathodischen Biofilmphase (nicht gezeigt). Interessanterweise zeigte RDBER-II, der unter unsterilen Bedingungen betrieben wurde, keinen H_2 -Anteil – die Gasfraktion bestand ausschließlich aus CH_4 und CO_2 (im Durchschnitt im Verhältnis 4:1). Damit kann aus dem Vergleich der beiden RDBERs geschlossen werden, dass durch eine Startphase mit definierten Kulturen und sterilem Medium auch noch bei Dominanz der Methanogenese eine signifikante H_2 -Konzentration in der Gasphase aufrechterhalten konnte (Tabelle 6, Seite 39). Ein solches Gasgemisch kann als „Biohythane“ bezeichnet werden, wobei der typische H_2 -Anteil bei 5 bis 25 % liegt (Ghimire *et al.*, 2017).

Des Weiteren wurde der Biofilmbewuchs auf den Anoden charakterisiert. Die diesbezüglich wichtigste Erkenntnis ist, dass nur etwa 30 % der Anodenfläche tatsächlich mit Biofilm bewachsen waren. Es wird großes Potential für den Prozess gesehen, wenn die Nutzung der tatsächlich verfügbaren Anodenfläche gesteigert würde, die zu optimierenden Parameter sind in erster Linie die Hydrodynamik sowie die Elektrodenkonfiguration.

IV.6.2 Arbeitspaket 6.2 Bilanzierung des (Kohlenstoff-,) Stickstoff- und Phosphatstroms in der Bioraffinerie Bünsau (DVGW; Uni Stuttgart)

Die Bilanzierung des Kohlenstoffstroms wurde bereits in Abbildung 29C gezeigt und in Teil 1 dieses Arbeitspakets diskutiert. Zusätzlich wurden die Konzentrationen von Stickstoff und Phosphor vor und nach jeder Behandlungsstufe in der Bioraffinerie bestimmt. Stickstoff wurde zum einen als gesamter Kjeldahl-Stickstoff (TKN) erfasst, der den organisch gebundenen Stickstoff als auch den Ammoniumstickstoff (NH_4^+ -N) umfasst. Phosphor wurde als gesamter Phosphor (TP) bestimmt, der den organisch gebundenen Phosphor sowie den Phosphor im gelösten Phosphat (PO_4^{3-} -P) beschreibt.

Abbildung 34 zeigt die Bilanz von Stickstoff und Phosphor auf ihrem Weg durch die Bioraffinerie. Beide Makronährstoffe sind essenziell für das Wachstum von Biomasse, einschließlich der säurebildenden Mikroorganismen in der Dunkelfermentation, der elektroaktiven Mikroorganismen in den anodischen Biofilmen der mikrobiellen Elektrolysezelle sowie der PHA-produzierenden Bakterien im Fermenter. Die verbleibenden Nährstoffkonzentrationen am Ende der Kaskade können in den Hauptstromprozess zurückgeführt werden, wobei ihr geringer Anteil am Gesamtvolumen des Abwasserstroms kaum Einfluss auf Stoff- oder Volumenströme hat. Die in den Filtrationsstufen zurückgehaltenen Bestandteile werden gemeinsam mit den Feststoffen der anaeroben Faulung zugeführt.

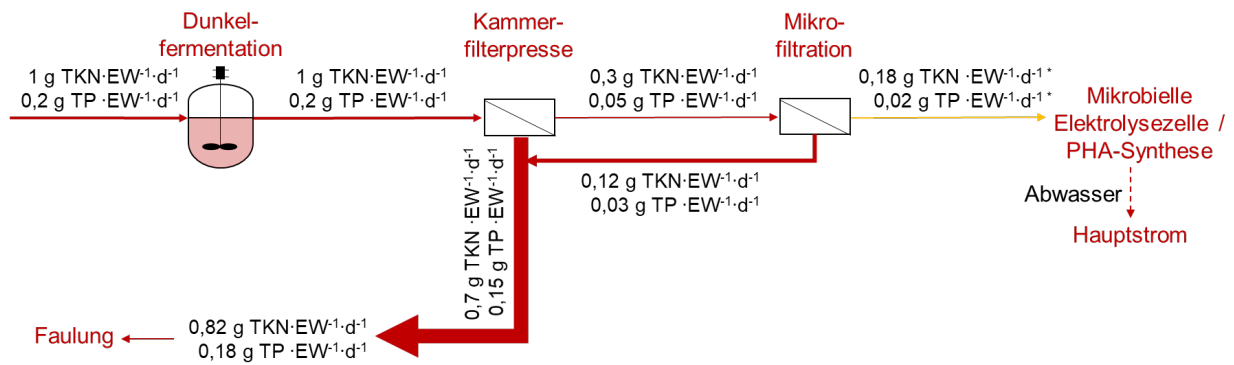


Abbildung 34. Bilanz von Stickstoff (als TKN, gesamter Kjeldahl-Stickstoff) und Phosphor (als TP, Gesamtphosphor) in der Bioraffinerie. Nach Mikrofiltration* entspricht *TKN \approx NH_4^+ -N und *TP \approx PO_4^{3-} -P.

Die Behandlung von kommunalem Abwasser mit aeroben Granula ist in Deutschland im Vergleich zum europäischen Ausland und/oder weltweit bis auf eine Anlage in Altena (Ruhrverband) nicht wirklich etabliert. Granula (und nicht die herkömmlichen Belebtschlammflocken) bilden sich in Sequencing Batch Reaktoren (SBR), wenn ein anaerobes Füllregime genutzt wird (siehe Abbildung 35).

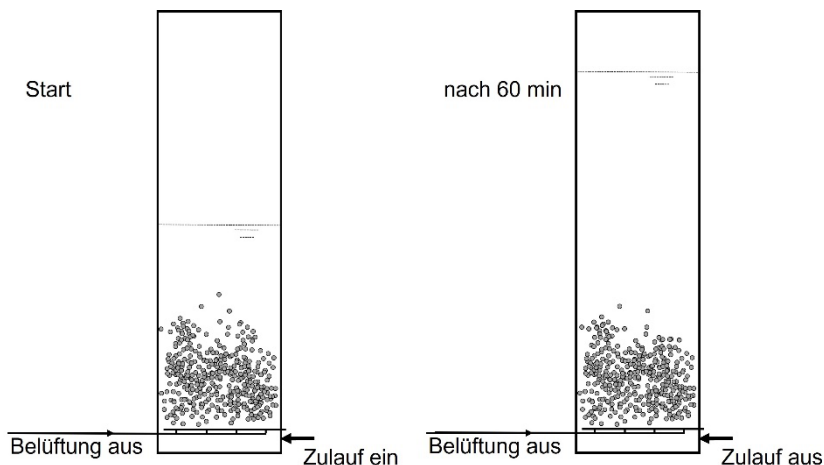


Abbildung 35. Anaerobe Füllphase für einen Granula SBR.

Unter anaeroben Bedingungen lagern unter anderem Polyphosphat Akkumulierende Organismen (PAO) den organischen Kohlenstoff als Speicherstoffe (z.B. PHB) ein, die Energie dafür wird durch Rücklösung der in der aeroben Phase eingelagerten Polyphosphate bereitgestellt (siehe hierzu Horn *et al.* 2015). Ein Batch kann dann wie folgt aussehen:

- Anaerobe Füllphase (60 min)
- Aerobe Phase (120 – 150 min)
- Absetzen (5-20 min)
- Entleeren (15 min)

Vorteil ist unstrittig, dass in der aeroben Phase durch die Speicherstoffe neben der Nitrifikation auch denitrifiziert wird. Darüber hinaus können durch die biologische Phosphateinlagerung ohne weitere Zugabe von Fällmitteln die derzeit gültigen Grenzwerte für Phosphat eingehalten werden. Ein Nachteil ist die zum Teil ungenügende Abtrennung der suspendierten Stoffe durch die sehr kompakten Granula im Vergleich zu den Belebtschlammflocken. Da hier nach der mechanischen Behandlung nur wenige Partikel verbleiben, bietet sich der Granula SBR an. Bei einem Trockenwetterzufluss in Büsnau von 2000 bis 2500 $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ und den in Horn *et al.* (2015) skizzierten Dimensionierungsgrößen (bis 1 kg CSB $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ und einem Austausch-

verhältnis von 0,5) wären zwei SBR mit einem Volumen von je 500 m³ zu bauen. Durch die niedrigen Ammoniumkonzentrationen im Ablauf des Ionenaustauschers könnte die aerobe Phase deutlich verkürzt werden.

Im Hinblick auf die Phosphorrückgewinnung würde bei einer Umsetzung von KoalAplan auf ein Verfahren zugegriffen werden müssen, das in der Lage ist, den Phosphor aus dem anaeroben Schlamm zu lösen. Dabei wäre der oben beschriebene Einsatz der aeroben Granula von Vorteil, die den Phosphor bei der anaeroben Schlammbehandlung rüchlösen und für eine Fällung von Magnesiumammoniumphosphat (MAP) bereitstellen (AirPrex, PhosForce). MAP wäre ein Produkt, mit dem eine gute Vermarktung einhergehen könnte. Thermische Verfahren wären eine weitere Option, wenn der Phosphor durch Einsatz von Fällmitteln chemisch gebunden wird.

IV.7 Projektbereich 7: Wissenschaftliche Begleitung, Öffentlichkeitsarbeit und Verwertung

IV.7.1 Arbeitspaket 7.1 Öffentlichkeitsarbeit und Verwertung der Projektergebnisse (Umwelttechnik BW GmbH)

Kommunikation & Öffentlichkeitsarbeit

- Für den Internetauftritt von KoalAplan wurde auf der Website der UTBW eine eigene Unterseite erstellt, die unter folgender Adresse zu erreichen ist: <https://www.umwelttechnik-bw.de/de/koalapan>. Diese wurde während der Projektlaufzeit kontinuierlich weiterentwickelt, an geeigneten Stellen beworben und verlinkt und macht das Vorhaben so einer großen Zielgruppe zugänglich.
- In enger Abstimmung mit dem EFRE-Schwesterprojekt RoKKA wurde ein eigenes Projektlogo designed und implementiert (Abbildung 36).



Abbildung 36. Projektlogo

- Vielfältige Beiträge von Projektpartnern und -mitarbeitenden wurden während der gesamten Laufzeit über deren Websites, allgemeine Pressekanäle (bspw. Pressemitteilungen zum Projektstart und zum Tag der Offenen Tür) und soziale Medien (v.a. LinkedIn) veröffentlicht. Dies beinhaltete Statusberichte zum Projekt, wie z. B. Informationen zu den Dreharbeiten des Projektfilms, wie auch allgemeine Informationen zu gängigen Technologien oder den Vorteilen einer Abwasser-Bioraffinerie. Nachweise und Beispiele zu diesen Beiträgen lassen sich den entsprechenden Zwischenberichten entnehmen und wurden an dieser Stelle nicht aufgeführt.
- Als weiterer, wichtiger Baustein für den Informationstransfer und eine bessere Erklärbarkeit der Arbeiten wurden ein Projektfilm sowie ein Synthesefilm (in dem KoalAplan und RoKKA gemeinsam vorgestellt werden) erstellt. Diese können unter folgenden Links eingesehen werden:
<https://www.umwelttechnik-bw.de/de/koalapan>
<https://www.umwelttechnik-bw.de/de/initiativen/fachinitiative-urbane-industrielle>
Um auch hier einen möglichst niederschweligen Zugang zu ermöglichen, wurden überdies barrierefreie Versionen und eine Kurzversion erstellt.
- Darüber hinaus berichteten die Projektpartner regelmäßig auf Konferenzen, Kongressen, Tagungen und sonstigen Veranstaltungen über KoalAplan: Beispielsweise auf der Pius Länderkonferenz (Mai 2023), dem 18. Münchener Abwassertag (September 2023), der DWA-Landesverbandstagung BW (Oktober 2023), dem Bioökonomiekongress 2022 und 2024 (jeweils September), der Himmelfahrtstagung on Bioprocess Engineering (Mai, 2024), derACHEMA (Juni, 2024), der IWA (Leading Edge Conference on Water and Wastewater Technologies, Juni 2024) oder dem 5. Bioraffinerietag (September 2024).
- Gespeist durch die Projektergebnisse wurden gezielt wissenschaftliche und allgemeine Fachartikel veröffentlicht. Zu nennen sind hier beispielsweise:

- Behnam Askari Lasaki, Peter Maurer und Harald Schönberger. 2023. A Fundamental Study on the Extraction of Particulate Organic Carbon from Municipal Wastewater Treatment Plants. *Water* 15(10), 1861.
 - Behnam Askari Lasaki, Peter Maurer und Harald Schönberger. 2023. Effect of coupling primary sedimentation tank (PST) and microscreen (MS) to remove particulate organic carbon (POC): a study to mitigate energy demand in municipal wastewater treatment plants. *Sustainable Environment Research* 33.
 - Hahn, Thomas, Melissa Ortega Alzate, Steven Leonhardt, Pravesh Tamang und Susanne Zibek. 2024. Current trends in medium-chain-length polyhydroxyalkanoates: microbial production, purification, and characterization. *Engineering in life sciences* 24(6): 2300211.
 - Nikhil Shylaja Prakash, Peter Maurer, Harald Horn und Andrea Hille-Reichel. 2024. Valorization of organic carbon in primary sludge via semi-continuous dark fermentation: First step to establish a wastewater biorefinery. *Bioresource Technology* 397.
 - Nikhil Shylaja Prakash, Peter Maurer, Harald Horn, Florencia Saravia und Andrea Hille-Reichel. 2025. Separation of Short-Chain Fatty Acids from Primary Sludge into a Particle-Free Permeate by Coupling Chamber Filter-Press and Cross-Flow Microfiltration: Optimization, Semi-Continuous Operation, and Evaluation. *Membranes* 15(22).
 - Aus Entsorgung wird Versorgung. Interview mit Johannes Kurz. *Kommunalpolitische Blätter (KOPO)* 09/22.
- Um die gewonnenen Ergebnisse und Erkenntnisse auch in einer kurzen und niederschweligen Form verfügbar zu machen, wurde zum Projektende hin eine barrierefreie Projektbroschüre erstellt, in der jedes Arbeitspaket auf einer Doppelseite kurz und prägnant vorgestellt wird. Interessenten wird diese sowohl als Print-, als auch als Online-Version zur Verfügung gestellt (<https://www.umwelttechnik-bw.de/de/koalaplant>). Das von UTBW selbst gestaltete Layout wurde außerdem an die anderen baden-württembergischen EFRE-Projekte weitergegeben, um eine einheitliche Gestaltung im Sinne des Förderprogramms zu gewährleisten. Derzeit wurde die Broschüre rund 100x heruntergeladen (Stand: 22.01.2025).
 - Als besonderes Highlight konnte der „Tag der offenen Tür“ am 12.07.2023 in Büsnau begangen werden, welcher das Projekt der Bevölkerung, der Fachöffentlichkeit und der Politik (wie bspw. Herrn Bernd Mettenleitner, MdL, sowie Herrn Miguel Avila Albez, Referent der EU-Kommission) erfolgreich näherbringen konnte.
 - Ein weiterer Höhepunkt war der Besuch des baden-württembergischen Ministerpräsidenten Winfried Kretschmann, der sich am 06. Juni 2024 persönlich ein Bild von den Potentialen dieser Bioraffinerie machte und dabei auch mehr über direkte Treibhausgasemissionen und Minderungsmöglichkeiten auf Kläranlagen erfahren konnte.
 - Um die konzentrierte fachliche Kompetenz der beteiligten Akteure auch über die Projektgrenzen hinweg nutzbar zu machen, wurde mit dem EFRE-Projekt RoKKA eine gemeinsame Workshop-Reihe ins Leben gerufen (Juni-Juli 2024). Hier wurden politische Handlungsempfehlungen aus fachlicher und organisatorischer Sicht erarbeitet, die bei der Ausgestaltung nachfolgender Projekte und einer generellen Fortführung der Thematik hilfreich sein können. Diese wurden ebenfalls in die o.g. Projektbroschüre aufgenommen.

Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Marktpotential

KoalAplan strebt eine Umwandlung der klassischen Kläranlage von einem Entsorgungsbetrieb zu einer Bioraffinerie an. Zukünftig soll Abwasser nicht nur geklärt werden, sondern als Ressource verstanden werden, aus der neue Produkte für die Bioökonomie erzeugt werden können. Im Projekt wurde das Konzept der Kläranlage komplett neu gedacht und über verschiedene Unit Operations in unterschiedlichen Entwicklungsstadien, von Labor- bis Demonstrationsmaßstab, abgebildet. Die gesamte Prozesskette wurde auf dem LFKW Büsnau einem ersten Praxistest unterzogen.

Das so verwirklichte Konzept soll die gleiche Reinigungsleistung wie eine konventionelle Kläranlage erbringen. Gleichzeitig sollen marktfähige Produkte erzeugt werden: Stickstoffdünger, Poly(3-hydroxybutyrat-co-3-hydroxyvalerat) (PHBV, Biokunststoff) und Wasserstoff (H₂). Im Folgenden sind die Marktvolumina dieser Produkte kurz dargestellt. Selbstverständlich wirkt sich ein Anstieg der Preise positiv auf die Gesamtwirtschaftlichkeit der Bioraffinerie aus.

Die Preise für stickstoffhaltige Düngemittel haben in den letzten Jahren deutliche Schwankungen gezeigt. Hauptfaktoren dafür waren Änderungen bei den Produktionskosten (z. B. Gaspreise), Nachfrageveränderungen und geopolitische Ereignisse (Russland-Ukraine Krieg). Das globale Marktvolumen wird für das Jahr 2021 mit 107,98 Mrd. USD angegeben und gemäß aktuellen Schätzungen bis auf über 131 Mrd. USD im Jahr 2030 ansteigen (Statista, 2025a). Dies entspricht einem (prognostizierten) Wachstum von über 21 %.

Im Falle von Wasserstoff ist neben den Gestehungskosten die Herkunft ein entscheidender, preisbestimmender Faktor. Je nach Produktionsprozess und Energiequelle unterscheidet man bspw. zwischen Grünem (mit Hilfe von erneuerbaren Energien erzeugt), Grauem (aus Dampfreformierung fossiler Brennstoffe gewonnen) oder Blauem (Grauer Wasserstoff mit anschließendem CCS) Wasserstoff. In den letzten Jahren befanden sich die Anlagen zur Erzeugung Grünen Wasserstoffs häufig noch in einem frühen Entwicklungsstadium; außerdem ist der Wasserstoffpreis stark an die Verfügbarkeit von (günstigem und ggf. Grünem) Strom gekoppelt. Die zukünftige Nachfrage nach klimafreundlichem Wasserstoff kann indes als sehr hoch eingestuft werden, da dieser z. B. für die Produktion von „Grünem Stahl“ oder als Rohstoff in der chemischen Industrie benötigt wird. Betrachtet man die gesamte Nachfrage nach Wasserstoff allein in Deutschland, wird von einem Anstieg von 55 TWh·Jahr⁻¹ im Jahr 2023 auf ca. das Doppelte im Jahr 2030 (95-130 TWh·Jahr⁻¹) bzw. über 350 TWh·Jahr⁻¹ in 2045 ausgegangen (BMWK 2025). Ein erheblicher Teil dieses Wasserstoffs soll dabei klimafreundlich hergestellt werden.

Das Polymer PHBV (Poly(3-hydroxybutyrat-co-3-hydroxyvalerat)) gehört zur Gruppe der Polyhydroxyalkanoate (PHA). Diese gelten als ungiftig, biologisch abbaubar und werden bspw. zur Herstellung von Biokunststoffen verwendet. Im Jahr 2024 betrug das globale Marktvolumen für PHAs rund 73 Mio. USD. Bis 2029 wird eine Steigerung um rund 75 % auf beinahe 128 Mio. USD erwartet (Statista 2025b).

Für alle Produkte aus KoalAplan besteht also bereits ein globaler Markt und es kann zukünftig von erheblichen Steigerungen der Nachfrage und des Marktvolumens ausgegangen werden.

Vergleich und Sensitivitätsanalyse

Die vergleichende Kostenanalyse für KoalAplan und eine Modellkläranlage findet sich im Anhang (VIII. Anhang zu AP 7.1, Seite 55). An dieser Stelle soll lediglich ein kurzer Vergleich der Kosten beider Ansätze, eine Sensitivitätsanalyse und eine abschließende Einordnung vorgenommen werden.

Die errechneten Betriebskosten der Bioraffinerie sind wesentlich höher als die der Modellkläranlage. Ohne Berücksichtigung der potenziellen Erlöse durch die entstehenden Produkte beträgt die Differenz der operativen Kosten 75,77 €·EW⁻¹·a⁻¹, unter Einberechnung der Gewinne hat man für die KoalAplan-Anlage immer noch einen Kostenmehraufwand von 48,98 €·EW⁻¹·a⁻¹ (Abbildung 37).

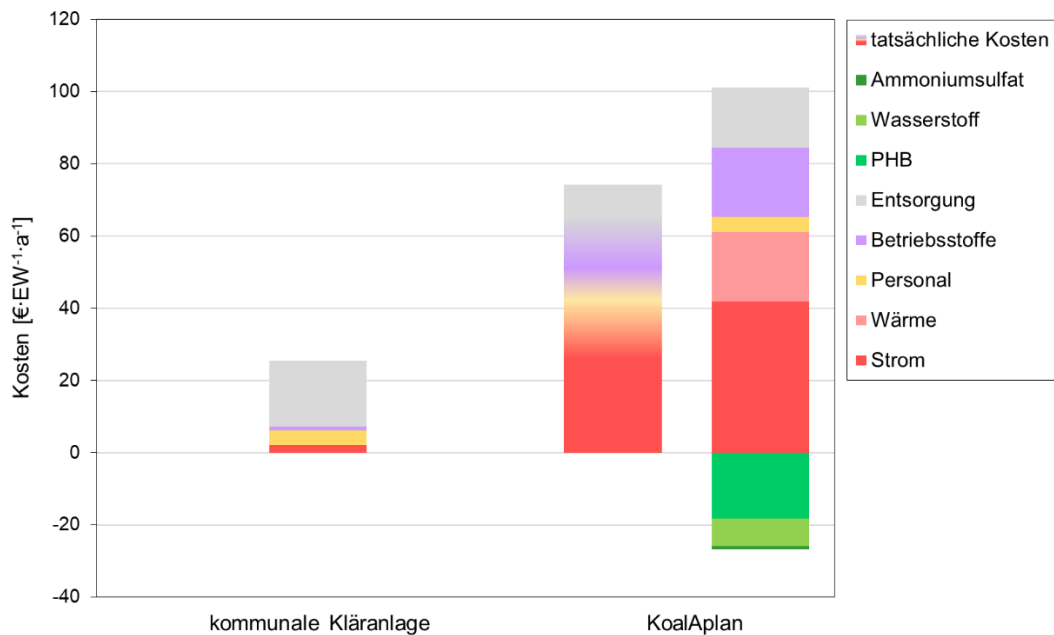


Abbildung 37. Kostenverteilung der Modellkläranlage und der Bioraffinerie in € EW⁻¹·a⁻¹

Die Kosten für die Klärschlamm Entsorgung sowie das Personal unterscheiden sich dabei nicht wesentlich. Bei der Modellkläranlage stellt die Klärschlamm Entsorgung den größten Kostenpunkt dar, sie macht 72 % der operativen Kosten aus. Für die Bioraffinerie fallen ähnliche hohe Kosten für die Schlamm Entsorgung an, die aber nur einen Anteil von 16,6 % an den Gesamtkosten haben. Wesentlich höhere Kosten fallen hier für Betriebsstoffe und Energie an. Mit 60,5 % ist der Energiebedarf der Hauptkostenverursacher der hohen operativen Kosten der KoalAplan-Anlage, wovon ca. zwei Drittel auf den Strom entfallen. Der hohe Stromverbrauch wird dabei vor allem durch die Prozessschritte Hydrolyse und Elektrolyse verursacht. Es wird jedoch erwartet, dass der Strombedarf der mikrobiellen Elektrolyse niedriger ausfallen wird als im derzeitigen Modell angenommen. Eine Kostenreduktion hinsichtlich des Stroms bei der Hydrolyse ist ebenfalls wahrscheinlich.

In einer Sensitivitätsanalyse wurde zusätzlich der Einfluss der beiden entscheidenden Größen, Strom- und Wasserstoffpreis, auf die Betriebskosten der KoalAplan-Anlage untersucht (Abbildung 38). Dabei wurde deutlich, dass der Strompreis eine wesentlich größere Auswirkung auf die Kosten hat, als der Preis für Wasserstoff. Zudem gibt es kein Szenario, in dem es keine Kostendifferenz mehr zwischen beiden Anlagen entsteht. Selbst in einem Idealfall mit einem Strompreis von 7 ct·kWh⁻¹ und einem Wasserstoffpreis von 6 ct·kWh⁻¹ kommt es zu Mehrkosten von 26 €·EW⁻¹·a⁻¹ für die Bioraffinerie.

Die gezeigte, erste Abschätzung der Betriebskosten deutet auf relevante Mehraufwendungen im Vergleich zu einer Standardkläranlage hin. Es ist jedoch davon auszugehen, dass die Optimierung der eingesetzten Technologien und die zu erwartenden Skaleneffekte zu erheblichen Kosteneinsparungen führen werden. Außerdem kann davon ausgegangen werden, dass sich Nachfrage und Preis der erzeugten Produkte in den nächsten Jahren erhöhen werden. Folglich wird die Umsetzung der Projektideen in größerem Maßstab als zentrale Voraussetzung gesehen, um die Nachhaltigkeits-, Wirtschaftlichkeits- und Klimawirkungen eines solchen innovativen bioökonomischen Ansatzes genauer abschätzen zu können und eine abschließende Bewertung zu ermöglichen.

Kosten KoalAplan (grün) vs. klassische Kläranlage (blau)

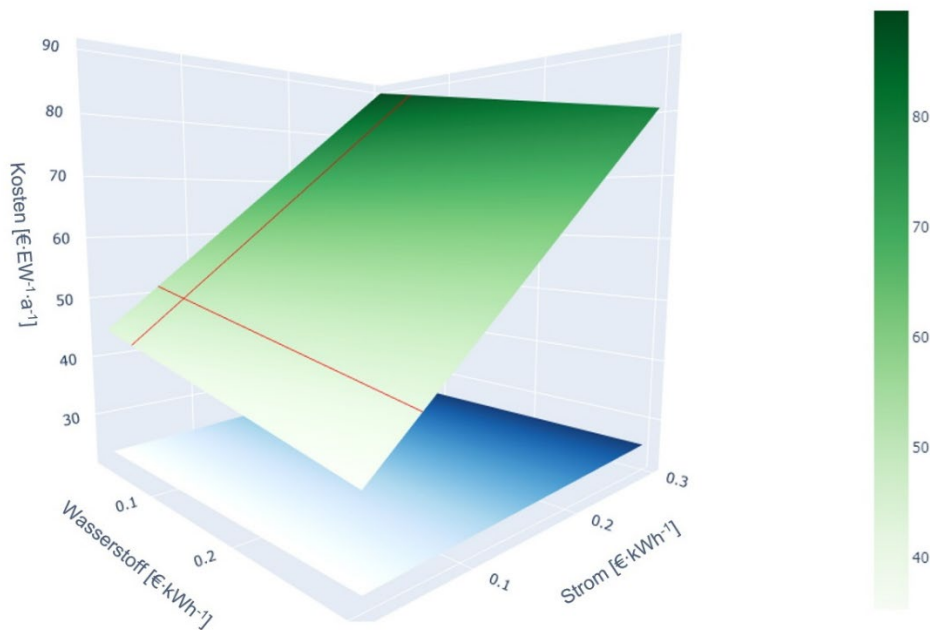


Abbildung 38. Einfluss des Strom- und Wasserstoffpreises auf die operativen Kosten der beiden Anlagen, rote Linien zeigen den Idealfall von 7 ct·kWh⁻¹ Strompreis und 6 ct·kWh⁻¹ Wasserstoff

IV.7.2 Arbeitspaket 7.2 Wissenschaftliche Begleitung (TU Clausthal)

Die auf Basis der entwickelten Bilanzierungsmodelle und der Daten der Projektpartner erbrachten Ergebnisse sind für die drei Szenarien Modellkläranlage, KoalAplan 60 % und KoalAplan 90 % in Abbildung 39 zusammengefasst. Bei „KoalAplan 60% und 90%“ werden die Feststoffentnahmemengen von 60 bzw. 90% durch Sedimentation und Filtration entsprechend der Ergebnisse aus AP1 berücksichtigt. Es ist zu erkennen, dass die Treibhausgaspotential-Emissionen durch KoalAplan deutlich gesenkt werden können, obwohl erhebliche Zusatzemissionen durch einen erhöhten Chemikalien- und Stromverbrauch vorhanden sind.

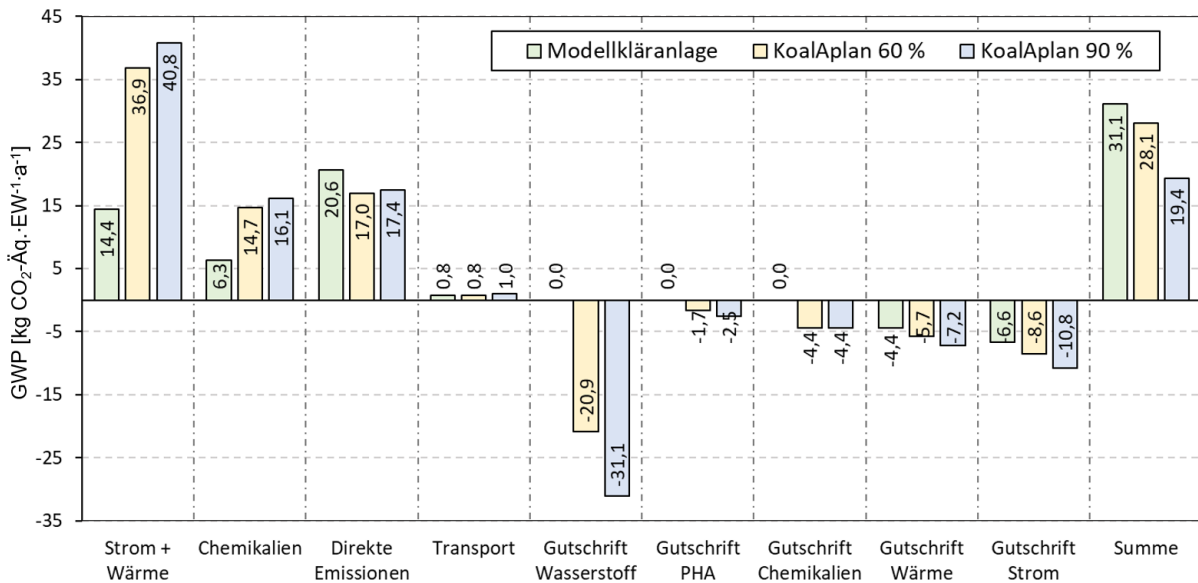


Abbildung 39. Vergleich des Erderwärmungspotentials (GWP, Global Warming Potential) der betrachteten Hauptszenarien mit den KoalAplan-Prozessen in kg CO₂-Äq.·EW⁻¹·a⁻¹.

Die mit dem Stromverbrauch verbundenen Emissionen sind in den KoalAplan-Szenarien höher als im Szenario Modellkläranlage. In diesen Szenarien leistet der Stromverbrauch den größten Beitrag zu den Treibhausgasemissionen. Dies ist nicht überraschend, da in den KoalAplan-Szenarien zusätzliche Prozesse, die Strom benötigen, integriert wurden. Dazu gehören die Dunkelfermentation, die Mikrofiltration, die mikrobielle Elektrolyse und die PHA-Fermentation. Das Verfahren mit dem größten Beitrag ist die mikrobielle Elektrolyse.

Auch beim Chemikalienverbrauch sind höhere Emissionen in den KoalAplan-Szenarien zu verzeichnen. Dies ist auf den Einsatz der Na_2SO_4 - NaOH -Lösung für die Regeneration des Zeolithfilters zurückzuführen. Die direkten Emissionen in den KoalAplan-Szenarien sind geringer, als in der Modellkläranlage, da bei diesen Szenarien kaum Lachgasemissionen entstehen. Dies liegt daran, dass fast der gesamte Stickstoff im Zeolithfilter zurückgehalten wird, um daraus die Ammoniumsulfat-Lösung zu bilden. Diese Lösung stellt zugleich eine Gutschrift in Bezug auf Emissionen dar. Die Gutschrift, die in den KoalAplan-Szenarien durch die Entstehung der Ammoniumsulfat-Lösung erfolgt, ist in beiden Szenarien identisch. Beim Transport gibt es kaum Emissionsunterschiede zwischen den einzelnen Szenarien.

Das auffälligste Merkmal dieses Vergleichs sind die Gutschriften in Bezug auf die Treibhausgasemissionen, die mit der Gewinnung von Wasserstoff und PHA anfallen. Hier ist zu erwähnen, dass die höchsten Gutschriften im Szenario KoalAplan 90 % liegen. Ebenfalls erwähnenswert ist die erhöhte Strom- und Wärmeerzeugung im Blockheizkraftwerk (BHKW), die in den KoalAplan-Szenarien auftritt und als Gutschrift der Szenarien verbucht werden kann. Hinsichtlich der Strom- und Wärmeerzeugung im BHKW wurden die CSB-Flows berücksichtigt. Die Unterschiede in den Gutschriften in den einzelnen Szenarien sind deutlich erkennbar. Für das Szenario KoalAplan 90 % sind die Gutschriften am höchsten.

Anhand der vorläufigen Berechnungen lässt sich zusammenfassend sagen, dass die KoalAplan-Szenarien, trotz des erhöhten Stromverbrauchs infolge der neuen Prozesse, dennoch zu erzielbaren Gutschriften und damit zu einer Verbesserung der CO_2 -Bilanz führen können. Die Emissionen im Szenario KoalAplan 60 % sind um ca. 10 % niedriger als im Szenario Modellkläranlage. Im Falle des Szenarios KoalAplan 90 % sind diese um ca. 38 % niedriger. Insbesondere bei der Wasserstoff- und PHA-Gewinnung sowie bei der erhöhten Strom- und Wärmegewinnung sind Gutschriften bei den KoalAplan Szenarien zu verzeichnen. Eine höhere CSB-Entnahme ist dabei für KoalAplan etwas vorteilhafter. Auch sind die Zusatzemissionen durch den Stromverbrauch bei der in Deutschland voranschreitenden Umstellung der Stromproduktion aus erneuerbaren Quellen in Zukunft anders zu bewerten.

Die Umstellung von kommunalen Kläranlagen zur ressourcenproduzierenden Abwasserreinigung bietet ein erhebliches Potential der Treibhausgasemissionsminderung bis hin zur Umstellung zu einem CO_2 -Äq. senkenden Betrieb. Dieser Bewertung liegen die ersten Ergebnisse aus der Entwicklung verschiedener neuer Prozesse zugrunde. Das bedeutet, dass Optimierungspotentiale, die bei der Weiterentwicklung neuer Prozesse üblicherweise vorhanden sind, hier nicht berücksichtigt sind. Es werden also jahrzehntelang optimierte Kläranlagenprozesse mit neu entwickelten, nicht optimierten Verfahren verglichen. Insofern kann die KoalAplan-Strategie als überaus vielversprechend eingestuft werden:

1. Die **Wasserstoffproduktion** scheint zielführend zu sein in Bezug auf die Ressourceneffizienz.
2. Die **Kunststoffproduktion aus PHA** ist derzeit nicht zielführend, da sie sehr hohe Energieverbräuche und niedrige Gutschriften aufweist.
3. **Direkte Emissionen (Methan- und Lachgas)** werden durch KoalAplan um ca. 15 % gesenkt, diese beinhalten größtenteils den Methanschluß beim Betrieb von Blockheizkraftwerken, der unabhängig von der Abwasserbehandlungsstrategie ist.

V. Praktische Anwendbarkeit und Roll out

Die im Abwasser enthaltenen Rohstoffe Kohlenstoff, Stickstoff und Phosphor können durch Sedimentation, Filtration und Ionenaustausch gewonnen werden und in wirtschaftlich verwert-

bare Produkte überführt werden. Die im Projekt angewandten Technologien Sedimentation (Vorklärbecken), Filtration (Mikrosiebung) zur Feststoff und damit Kohlenstoffabtrennung und Ionenaustausch zur Stickstoffgewinnung sind in der Abwasserwirtschaft bekannt und eingeführt. Viele Kläranlagen nutzen Vorklärbecken. Mikrosiebe zur weitergehenden Feststoffentfernung werden bisher in der Regel im Ablauf der biologischen Stufe eingesetzt, zeichnen sich dort aber als gut nachrüstbare, energieeffiziente Reinigungsstufe aus. Durch die Kombination beider Stufen war es möglich, über 80 % der als CSB gemessenen Kohlenstofffracht zu entnehmen. Dadurch wird die Belastung für nachfolgende biologische Stufen stark verringert und der Energiebedarf sinkt.

Über Ionenaustausch im Festbettfilter kann Ammonium auch bei niedrigen Konzentrationen im Rohabwasser zu bis zu 85 % entnommen werden. Der Prozess ist vollständig reversibel und ein hochkonzentriertes Ammoniumsalz ist gewinnbar. KoalAPlan zeigt, dass diese Rückgewinnung möglich ist, die technische Umsetzung jedoch noch verbessert werden muss, um den Einsatz von NaCl zu minimieren und weniger Spülwasser zu benötigen. Dadurch werden höhere Konzentration an Ammonium bei geringerem Salzgehalt erwartet.

Die Rückgewinnung eines Teils der im Rohabwasser partikulär gebundenen organischen Kohlenstofffracht in Form von organischen Säuren durch Dunkelfermentation ist weitgehend optimiert und vielversprechend. Da die Ergebnisse gezeigt haben, dass eine geringere organische Beladungsrate eine höhere Säureausbeute bewirkt, kann sich eine weitergehende Automatisierung der Kaskade sehr positiv auswirken, da die organische Beladungsrate durchschnittlich geringer ausfallen wird, wenn nicht zweimal am Tag, sondern kontinuierlich Schlamm aus der Vorklärung abgezogen werden würde. Auch der Prozess der Filtration war aufgrund der Nutzung der Kammerfilterpresse bisher diskontinuierlich, hier sollte für ein Up-Scaling auf eine Zentrifuge umgestellt werden, die wiederum die Mikrofiltrationsanlage kontinuierlich beschicken könnte.

Ein geeigneter abschließender Behandlungsschritt im Konzept einer Abwasser-Bioraffinerie ist erforderlich, um die kurzkettigen Fettsäuren (SCFAs) im partikelfreien Permeat nach der Kaskade zu verwerten. Im Rahmen von KoalAPlan wurden die Produktion von PHA sowie die Produktion von Wasserstoff betrachtet. Für letzteren wurde ein neuartiger bioelektrochemischer Scheibentauchkörperreaktor mit einem Volumen von 100 L gebaut und getestet. Die Bewertung der Leistungsfähigkeit zeigt, dass der Reaktor als bioelektrochemisches System zwar großes Potential besitzt, eine weitere Optimierung der Konstruktion (Anodenkonfiguration für einen besseren Biofilmaufwuchs) und der Hydrodynamik des Reaktors aber notwendig sind, um die Effizienz und die Produktionsleistung zu steigern. Diese Fragestellung wird derzeit weiterverfolgt. Dennoch muss gesagt werden, dass die Methanogenese in diesem System nur schwer zu unterbinden ist, sodass anstatt eines Gemischs von 80 % Wasserstoff und 20 % Kohlenstoffdioxid bisher eher ein aufbereitetes Biogas aus realem, unsterilem Hydrolysat gewonnen werden konnte (86 % Methan, 9 % Wasserstoff).

Polyhydroxyalkanoat (PHA) ist ein Biopolymer mit großem Potential, erdölbasierte Polymere zu ersetzen. Die Nachfrage nach PHA-Polymeren wächst in verschiedenen Industriezweigen, darunter die Verpackungsindustrie, der medizinische Sektor und die Textilbranche. Seit Beginn des Projekts haben zahlreiche Unternehmen Interesse an PHA bekundet und Kontakt mit dem IGB aufgenommen. Das IGB wird die im Rahmen dieses Projekts gewonnenen Erfahrungen nutzen, um zukünftige Projekte zu akquirieren und gemeinsam mit Partnern neue Anwendungsfelder für PHA zu erschließen. Das am Fraunhofer IGB entwickelte Perfusionsverfahren zur Fütterung von Substraten in sehr niedrigen Konzentrationen bietet auch ein großes Potential zur Übertragung auf andere Bioprozesse. Diese innovative Fütterungsstrategie wird weiter automatisiert und hinsichtlich ihrer Robustheit optimiert, um sie für eine breite industrielle Anwendung nutzbar zu machen.

Für die Zielprodukte von KoalAplan existieren globale Märkte, für die auch zukünftig ein Wachstum prognostiziert wird. Allerdings sind die eingesetzten Module/Technologien im aktuellen Entwicklungsstadium und mit der derzeitigen Skalierung kostentechnisch noch nicht kon-

kurrenzfähig im Vergleich zu einer konventionellen Kläranlage. Dabei wurde der Stromverbrauch in der untersuchten Konfiguration als primärer Kostentreiber identifiziert. Es besteht eindeutig der Bedarf für weitere Forschung und Optimierung hinsichtlich der eingesetzten Technologien, ihrer Kopplung und auch der Fragestellung, inwiefern einzelne Module oder Teile der Kaskade zukünftig in bestehende Kläranlagen integriert werden könnten.

Nichtsdestotrotz haben bereits jetzt einige Arbeitsaspekte Eingang in eine Ausgründungsinitiative gefunden. Aus dem Institut für Technische Mikrobiologie der TU Hamburg heraus wurde das Startup EveryCarbon gegründet, was jetzt die Aspekte saure Hydrolyse und Acetoin bzw. Butandiol-Produktion miteinander verknüpft und in Büsnau eine Pilotanlage im Containermaßstab aufbaut. Uni Stuttgart und die TUHH planen die Arbeiten an einer Reaktorskalierung in einem BMBF- oder EU geförderten Projekt weiterzuführen. Das Ziel dabei ist es, einen Prozess und eine Reaktorlösung zu entwickeln und zu patentieren, so dass eine industrielle Nutzung im Rahmen von Lizenzierungen möglich wird.

VI. Ausblick / Entwicklungsperspektive

Die Mikrosiebung mit Edelstahlgeweben konnte erfolgreich demonstriert werden. Durch die Bauart als Trommelfilter konnte die Rückspülung der Siebe nicht effizient gestaltet werden. Dadurch musste viel Spülwasser eingesetzt werden, und die Retentatkonzentration war niedrig. Alternativ können Mikrosiebe als Scheibenfilter eingesetzt, oder die Filtration zusammen mit der Ionenaustauscherkolonne als Tiefenfilter umgesetzt werden. Hier müssen mögliche Beeinträchtigungen der Ionenaustauschergranulate und die erforderlichen Spülzyklen in Zusammenhang mit der Regeneration des Ionenaustauschers aufeinander abgestimmt werden. Die Regeneration des Ionenaustauschers mit NaCl war möglich, hat aber zu hohen NaCl-Konzentrationen im Regenerat geführt. Alternative Regenerationen mit NaOH oder mit einer Regeneration außerhalb der Kolonne im Gegenstrom zu einer hochkonzentrierten NaCl-Lösung könnte erfolgversprechend sein.

Wie bereits unter Punkt II.5 beschrieben, bedarf die Praxisanwendung der Kaskade vom Rohabwasser bis hin zum partikelfreien, säurehaltigen Permeat im Rahmen einer Bioraffinerie zukünftig vor allem einer Automatisierung und kontinuierlichen Prozessführung.

Die Verwertung der Säuren für die Produktion von Wasserstoff im bioelektrochemischen Scheibentauchkörperreaktor zeigte deutliches Optimierungspotential auf. Während die Methanogenese im Batch-Betrieb bei Nutzung sterilen Hydrolysats erfolgreich unterdrückt werden konnte und Wasserstoff produziert wurde, führte der kontinuierliche Betrieb mit realem Hydrolysat zu einer Produktion von „Biohythane“ (Methan/Wasserstoff-Gemisch). Aktuelle Untersuchungen deuten jedoch darauf hin, dass das System auch als Aufreinigungsstufe für die organischen Säuren des Permeats betrieben werden kann, um Grundchemikalien für die chemische Industrie zu liefern. So konnte in einem vergleichbaren System mit 10 L Volumen ein Hydrolysat mit einer Mischung organischer Säuren in einen Produktstrom mit 95 % Propionat, bei Verdopplung der Propionatausgangskonzentration, umgewandelt werden (Daten sind noch nicht veröffentlicht). Dies zeigt, dass ein breiteres Spektrum an Produkten in Betracht gezogen werden kann, wenn sich die Wasserstoffgewinnung als nicht ausreichend gut realisierbar herausstellen sollte.

Das am Fraunhofer IGB entwickelte Perfusionsverfahren verspricht großes Potential bei der Nutzbarmachung von niedrigkonzentrierten Intermediaten der Bioökonomie. Dies wurde hier Anhand des sauren Hydrolysats von Primärschlamm demonstriert. Das entwickelte Verfahren kann jedoch weiterhin verfeinert werden, indem bestehende Prozessrisiken minimiert werden, die derzeit einem stabilen Prozess entgegenstehen. Die Weiterentwicklung des Verfahrens hin zu einer bedarfsorientierten, pH-gekoppelten Fütterungsstrategie des Hydrolysats würde hier gleich zwei große Vorteile bringen. Zum einen lässt sich potentiell der Bedarf an Phosphorsäure als pH-Stellmittel nahezu gänzlich vermeiden, was zu einer besseren Ökonomie und Ökologie des Verfahrens beiträgt. Zum anderen wird hierbei das Risiko einer Substratinhibition durch die Toxizität des Substrats minimiert. Ein weiterer Ansatzpunkt für weitere Verbesserungen ist das Foulingverhalten der Membranen. Das hier entwickelte Verfahren kann,

nach weiterer Optimierung, einen wichtigen Schritt dazu beitragen, dass aus Klärwerken die Bioaffinerie der Zukunft wird und der Bedarf nach nachhaltigen Polymeren gedeckt wird.

Um nächste Entwicklungsschritte gehen zu können, müssen die untersuchten Technologien skaliert und praxisnah eingesetzt werden, beispielsweise in Kooperation mit einer größeren Kläranlage.

VII. Literatur

Arenas-López, C., Locker, J., Orol, D., Walter, F., Busche, T., Kalinowski, J., Minton, N.P., Kovács, K., Winzer, K. 2019. The genetic basis of 3-hydroxypropanoate metabolism in *Cupriavidus necator* H16. *Biotechnol Biofuels* **12**, 150.

Bengelsdorf, F.R., Straub, M., Dürre, P. 2013. Bacterial synthesis gas (syngas) fermentation. *Environmental Technology*, **34**(13–14), 1639–1651.

Berezina, N. 2012. Enhancing the 3-hydroxyvalerate component in bioplastic PHBV production by *Cupriavidus necator*. *Biotechnology journal*, **7**(2), 304-309.

BMWK (2025). <https://www.bmwk-energiewende.de/EWD/Redaktion/Newsletter/2023/08/Meldung/direkt-erfasst.html>, letzter Zugriff: 20.01.2025

Conca, V., da Ros, C., Valentino, F., Eusebi, A. L., Frison, N., & Fatone, F. 2020. Long-term validation of polyhydroxyalkanoates production potential from the sidestream of municipal wastewater treatment plant at pilot scale. *Chemical Engineering Journal*, **390**, 124627. Cusick R.D., Bryan B., Parker D.S., Merrill M.D., Mehanna M., Kiely P.D., Liu G., Logan B.E., 2011, Applied Microbiology and Biotechnology.

Horn, H., Lackner, S., Klarmann, C., Rocktäschel, T., Brunner, F. 2015. Biofilmreaktoren: Aerobe Granula zur Behandlung von kommunalem Abwasser. *Kommunale Abwasserbehandlung–Grundlagen des Gewässerschutzes*, Herausgeber: DWA, Hennef, 141-163.

Horn, H., Rapp-Fiegle, S., Günther, W., Holtorff, M. S., Bischof, F., Chwistek, M. 2009. Schlussbericht: Forschungsvorhaben "Kläranlagen der Zukunft"–Themenbereiche Faulgasproduktion. *Anaerobtechnik und Deammonifikation*.

Huschner, F., Grousseau, E., Brigham, C.J., Plassmeier, J., Popovic, M., Rha, C., Sinskey, A.J. 2015. Development of a feeding strategy for high cell and PHA density fed-batch fermentation of *Ralstonia eutropha* H16 from organic acids and their salts. *Process Biochemistry* **50**(2), 165-172.

Ghimire, A., Kumar, G., Sivagurunathan, P., Shobana, S., Saratale, G.D., Kim, H.W., Luongo, V., Esposito, G., Munoz, R. (2017). Bio-hythane production from microalgae biomass: Key challenges and potential opportunities for algal bio-refineries. *Bioresource Technology* **241**, 525-536.

Kedia, G., Passanha, P., Dinsdale, R.M., Guwy, A.J., Esteves, S.R. 2014. Evaluation of feeding regimes to enhance PHA production using acetic and butyric acids by a pure culture of *Cupriavidus necator*. *Biotechnology and bioprocess engineering* **19**, 989-995.

Kehrein, P., Van Loosdrecht, M., Osseweijer, P., Garfi, M., Dewulf, J., & Posada, J. (2020). A critical review of resource recovery from municipal wastewater treatment plants-market supply potentials, technologies and bottlenecks. *Environmental Science: Water Research and Technology* **6**(4), 877-910.

Koon, J.H., Kaufman, W.J. 1975. Ammonia removal from municipal wastewaters by ion exchange. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 448-465.

Morgan-Sagastume, F., Hjort, M., Cirne, D., Gérardin, F., Lacroix, S., Gaval, G., Karabegovic, L., Alexandersson, T., Johansson, P., Karlsson, A., Bengtsson, S., Arcos-Hernández, M.V., Magnusson, P., Werker, A. 2015. Integrated production of polyhydroxyalkanoates (PHAs) with municipal wastewater and sludge treatment at pilot scale. *Bioresource Technology* **181**, 78-89.

Nigmatullin, R., Thomas, P., Lukasiewicz, B., Puthussery, H., Roy, I. 2015. Polyhydroxyalkanoates, a family of natural polymers, and their applications in drug delivery. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology* **90**(7), 1209-1221.

Pittmann, T., Steinmetz, H. 2016. Potential for polyhydroxyalkanoate production on German or European municipal waste water treatment plants. *Bioresource technology* **214**, 9-15.

- Rousseau, R., Etcheverry, L., Roubaud, E., Basséguy, R., Délia, M.L., Bergel, A. 2020. Microbial electrolysis cell (MEC): Strengths, weaknesses and research needs from electrochemical engineering standpoint. *Applied Energy* 257, 113938.
- Sapireddy, V., Katuri, K.P., Muhammad, A., Saikaly, P.E. 2021. Competition of two highly specialized and efficient acetoclastic electroactive bacteria for acetate in biofilm anode of microbial electrolysis cell. *npj Biofilms Microbiomes* 7(1): 47.
- Seccareccia, I., Kovács, Á. T., Gallegos-Monterrosa, R., & Nett, M. 2016. Unraveling the predator-prey relationship of *Cupriavidus necator* and *Bacillus subtilis*. *Microbiological research*, 192, 231-238.
- Shylaja Prakash, N., Maurer, P., Horn, H., Hille-Reichel, A. 2024. Valorization of organic carbon in primary sludge via semi-continuous dark fermentation: First step to establish a wastewater biorefinery. *Bioresource Technology* 397.
- Shylaja Prakash, N., Maurer, P., Horn, H., Saravia, F., Hille-Reichel, A. 2025. Separation of Short-Chain Fatty Acids from Primary Sludge into a Particle-Free Permeate by Coupling Chamber Filter-Press and Cross-Flow Micro-filtration: Optimization, Semi-Continuous Operation, and Evaluation. *Membranes* 15(22). DOI: 10.3390/membranes15010022
- Statista 2025a. <https://www.statista.com/statistics/1287682/global-nitrogen-fertilizer-market-size/>, letzter Zugriff: 20.01.2025
- Statista 2025b. <https://www.statista.com/statistics/1010383/global-polyhydroxyalkanoate-market-size/>, letzter Zugriff: 20.01.2025
- Vu, D.H., Mahboubi, A., Root, A., Heinmaa, I., Taherzadeh, M.J., Åkesson, D. 2022. Thorough investigation of the effects of cultivation factors on polyhydroxyalkanoates (PHAs) production by *Cupriavidus necator* from food waste-derived volatile fatty acids. *Fermentation* 8(11), 605.
- Yu, J., Si, Y. 2001. A dynamic study and modeling of the formation of polyhydroxyalkanoates combined with treatment of high strength wastewater. *Environmental science & technology*, 35(17), 3584-3588.
- Tuczinski, M., Saravia, F., Horn, H. 2018. Treatment of thermophilic hydrolysis reactor effluent with ceramic microfiltration membranes. *Bioprocess and biosystems engineering* 41(11), 1561-1571.
- Xu, Y., Wang, R.H., Koutinas, A.A., Webb, C. 2010. Microbial biodegradable plastic production from a wheat-based biorefining strategy. *Process Biochemistry* 45(2), 153-163.
- Zhang, H., Li, A., Zhang, W. Shuang, C. 2016. Combination of Na-modified zeolite and anion exchange resin for advanced treatment of a high ammonia–nitrogen content municipal effluent. *Journal of Colloid and Interface Science* 468, 128-135.

VIII. Anhang zu Arbeitspaket 7.1

Kostenanalyse

Eine Neuausrichtung des „Konzepts Kläranlage“, wie sie in KoalAplan untersucht wurde, ist selbstverständlich mit erheblichen Kosten und Risiken verbunden. Um diese besser einschätzen bzw. quantifizieren zu können, und gleichzeitig eine Idee für mögliche, zukünftige Kostentreiber und Stellschrauben zu erhalten, wurde im Rahmen des Projekts eine erste Kostenabschätzung vorgenommen. Zu diesem Zweck wurden die Betriebskosten aller beteiligten Anlagen anhand bekannter Betriebsparameter errechnet, aggregiert und mit den Kosten einer idealisierten Modell-Kläranlage verglichen. Auf eine zusätzliche Prognose zu den erwartbaren Investitionskosten wurde an dieser Stelle aufgrund der Neuartigkeit des hier diskutierten Ansatzes und dem Entwicklungsstand der verwendeten Anlagen verzichtet.

Rund 80 % des Kostenaufwands einer Kläranlage sind Fixkosten und fallen losgelöst von der behandelten Abwassermenge an (Umweltbundesamt, 2018). Für die Vergleichbarkeit der beiden Anlagen wurden das Kostenmodell vereinfacht und nur die operativen Kosten betrachtet. Der tatsächliche finanzielle Aufwand ist deshalb wesentlich höher anzusetzen. Investitionskosten, Abschreibungen und Zinsen wurden nicht miteinkalkuliert. Auch Kosten für Instandhaltung, Fällmittel für Phosphor und die Entsorgung des Rechen- und Sandfanggut sind nicht berücksichtigt.

Modellkläranlage

Als Vergleichsgröße wurde eine Modellkläranlage der Größenklasse (GK) 4 mit 100.000 Einwohnern (E) konzipiert (Fricke, 2009). Grundlage ist eine konventionelle Kläranlage mit Belebtschlammverfahren und anaerober Schlammfäulung. Des Weiteren wurde eine Verwertung des Faulgases in einem Blockheizkraftwerk (BHKW) angenommen. Das Modell ist idealisiert und beruht auf Werten des DWA-Regelwerks. Abbildung 40 gibt eine Übersicht über die Modellkläranlage.

Nach der Deutschen Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall (2015) wurde für die Modellkläranlage ein spezifischer Stromverbrauch von 22 kWh/(E*a) und ein spezifischer Wärmebedarf von 16 kWh/(E*a) angenommen. Bei beiden Werten handelt es sich um Idealwerte, wobei der Wert des idealen Stromverbrauchs aufgrund anlagenspezifischer Randbedingungen variieren kann. Es wurde von einer optimierten Anlage ausgegangen; der Durchschnittliche Stromverbrauch von Kläranlagen der GK 4 wird mit 35 kWh/(E*a) angegeben und liegt allerdings deutlich über dem verwendeten Wert (Fricke, 2009).

Für eine Kläranlage der GK 4 besteht ein Personalbedarf von 320 h/Woche (Bayerisches Landesamt für Umwelt, 2011). Mit drei Klärwärter:innen (E5 TV-V), einem/r Abwassermeister:in (E8 TV-V) und vier Fachkräften für Abwassertechnik (E9 TV-V) ergeben sich Personalkosten von 4,15 €/E*a).

Der bei der Abwasserbehandlung anfallende Rohschlamm beläuft sich auf 44 g oTM/(E*d) bzw. 60 g TM/(E*d) (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall, 2014a). Es wurde von einem Einsatz eines Polymers zur Schlammkonditionierung mit einem Verbrauch von 13,5 kg/t TM ausgegangen (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall, 2014b). Dabei fallen mit einem Produktpreis von 3 €/kg Polymer Produktkosten in Höhe von 0,89 €/E*a) an.

In der anaeroben Fäulung entsteht Faulschlamm, der entsorgt werden muss. Pro Einwohner und Tag wurde mit einem Faulschlammanfall von 38 g TM gerechnet (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall, 2014a). Mit einem TM-Gehalt des Schlammes von 30,5 % ergibt sich eine zu entsorgende Menge an frischem Schlamm von 0,125 kg/(E*d). Als Entsorgungsweg wurde eine Monoverbrennung angenommen, für die sich mit Entsorgungskosten von 400 €/t (inklusive Trocknung und Transport) jährliche einwohnerspezifische Kosten von 18,19 € für die Klärschlamm Entsorgung ergeben (Umweltbundesamt, 2018).

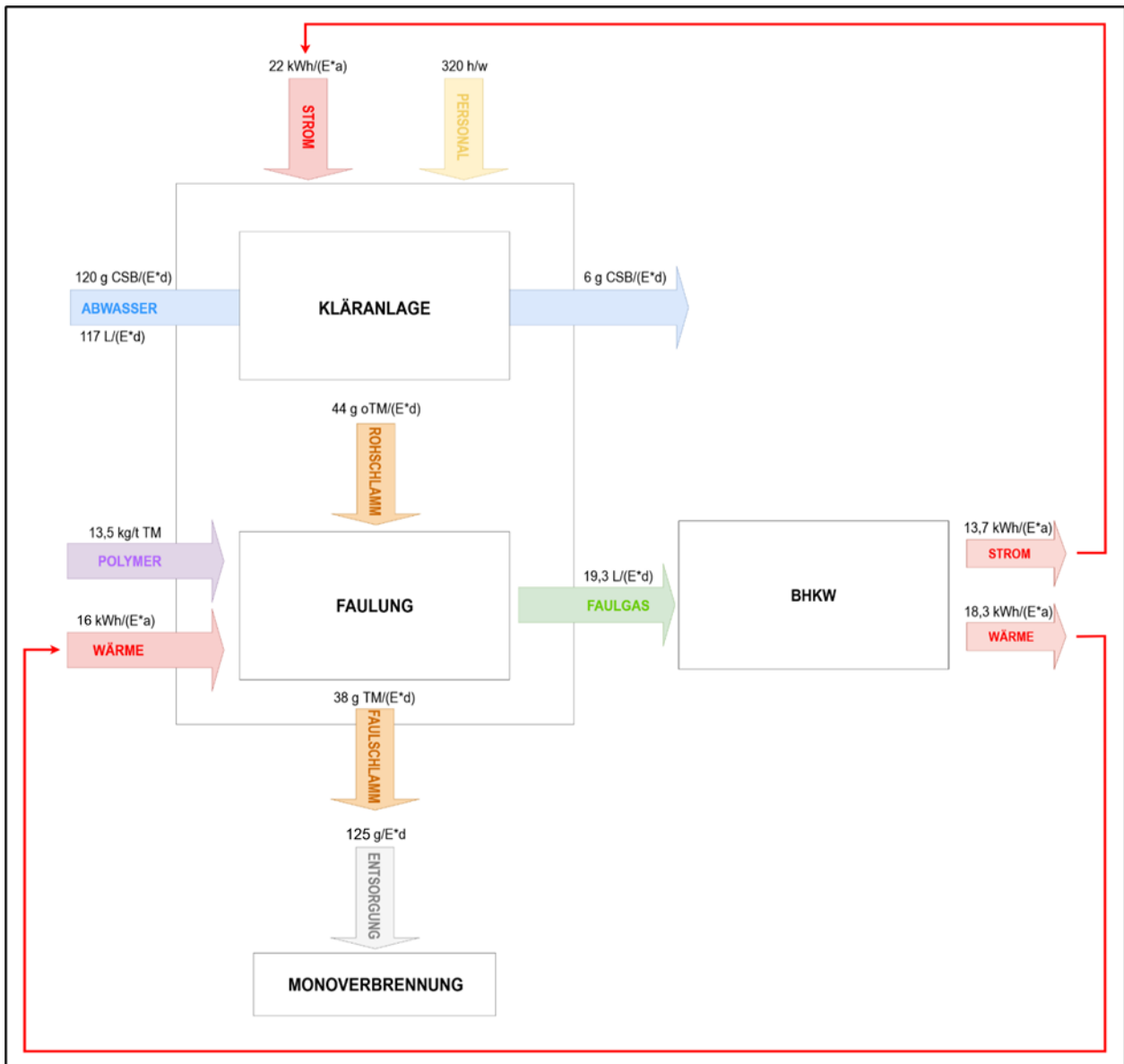


Abbildung 40. Fließbild der idealisierten Modellkläranlage.

Bei der Schlammfäulung entsteht Faulgas, welches in einem BHKW zur Energieerzeugung genutzt werden kann. Pro Kilogramm der Faulung zugeführter organischer Trockenmasse werden 0,44 m³ Gas gebildet (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall, 2014a). Für die Modellkläranlage ergibt sich daraus ein spezifischer Faulgasanfall von 19,3 L/(E*d). Die Energiemenge, die aus dem Faulgas im BHKW erzeugt werden kann, wurde mit folgender Formel berechnet:

$$E_{el,BHKW} = \text{Heizwert}_{\text{Faulgas}} \text{ (kWh/m}^3\text{)} \times \text{Gasanfall} \text{ (m}^3\text{/(E*d))} \times \text{Wirkungsgrad}_{el,BHKW}$$

bzw.

$$E_{th,BHKW} = \text{Heizwert}_{\text{Faulgas}} \text{ (kWh/m}^3\text{)} \times \text{Gasanfall} \text{ (m}^3\text{/(E*d))} \times \text{Wirkungsgrad}_{th,BHKW}$$

mit

$$\text{Heizwert}_{\text{Faulgas}} = 6,5 \text{ kWh/m}^3$$

$$\text{Gasanfall} = 0,0193 \text{ m}^3\text{/(E*d)}$$

$$\text{Wirkungsgrad}_{el,BHKW} = 0,3$$

$$\text{Wirkungsgrad}_{th,BHKW} = 0,4$$

Daraus ergibt sich eine Stromproduktion von 13,7 kWh/(E*a) und eine Wärmeproduktion von 18,3 kWh/(E*a), sodass 62,4 % des Strombedarfs und 100 % des Wärmebedarfs gedeckt werden können. Es müssen lediglich 8,3 kWh/(E*a) bezogen werden, sodass bei einem Strompreis von 0,25 €/kWh Stromkosten von 2,07 €/(E*a) anfallen (Statistisches Bundesamt (Destatis), 2023a).

Insgesamt fallen pro Einwohner und Jahr 25,30 € an Betriebskosten an. Tabelle 7 enthält eine Übersicht über die Verteilung der Gesamtkosten.

Tabelle 7. Kosten der Modellkläranlage

Kostenpunkt	€/(E*a)
Strom	2,07
Personal	4,15
Betriebsstoffe	0,89
Entsorgung	18,19
Σ	25,30

KoalAplan

Ziel des Projektes KoalAplan ist die Nutzung organischer Kohlenstoffverbindungen aus kommunalem Abwasser durch Überführung in höherwertige Produkte. Dabei sollen Poly(3-hydroxybutyrat-co-3-hydroxyvalerat) (PHBV) und Wasserstoff (H₂) produziert werden. Gleichzeitig soll die Anlage die gleiche Reinigungsleistung wie eine herkömmliche Kläranlage erbringen. Dafür wird in einem weiteren Prozesspfad der im Abwasser enthaltene Stickstoff in Form von Ammonium über einen Zeolith-Ionenaustauscher aus der flüssigen Phase entfernt. Um ein vermarktungsfähiges Produkt zu erhalten, wurde eine nachfolgende Membrandestillation angenommen, mit der Ammoniumsulfat generiert werden kann. Eine Übersicht über die einzelnen Prozessschritte gibt Abbildung 41.

Für die Bioraffinerie wurde vorausgesetzt, dass der Betrieb weder personellen Mehraufwand noch eine höhere Qualifikation des Personals erfordert. Somit belaufen sich die Personalkosten ebenfalls auf 4,15 €/(E*a) (Bayerisches Landesamt für Umwelt, 2011).

Für die Bioraffinerie werden in den Prozessschritten des Zeolithfilters sowie der Hydrolyse zusätzliche Betriebsstoffe benötigt. Zur Regeneration des Zeolithfilters wird eine Natriumchlorid (NaCl)-Lösung eingesetzt. Bei einer täglichen Stickstoffausbeute von 8 g werden 2,2 g NaCl/(E*d) benötigt (Askari Lasaki, 2023). Dafür werden durch einen Einkaufspreis von 1,21 €/kg NaCl 0,97 €/(E*a) veranschlagt (JOQORA, 2023a). In der Hydrolyse wird zur pH-Regulierung Natriumhydroxid (NaOH) eingesetzt. Dabei fällt ein Bedarf von 2,4 kg NaOH/d an. Mit einem Produktpreis von 1,66 €/kg NaOH sind mit 3,64 €/(E*a) zu rechnen (JOQORA, 2023b).

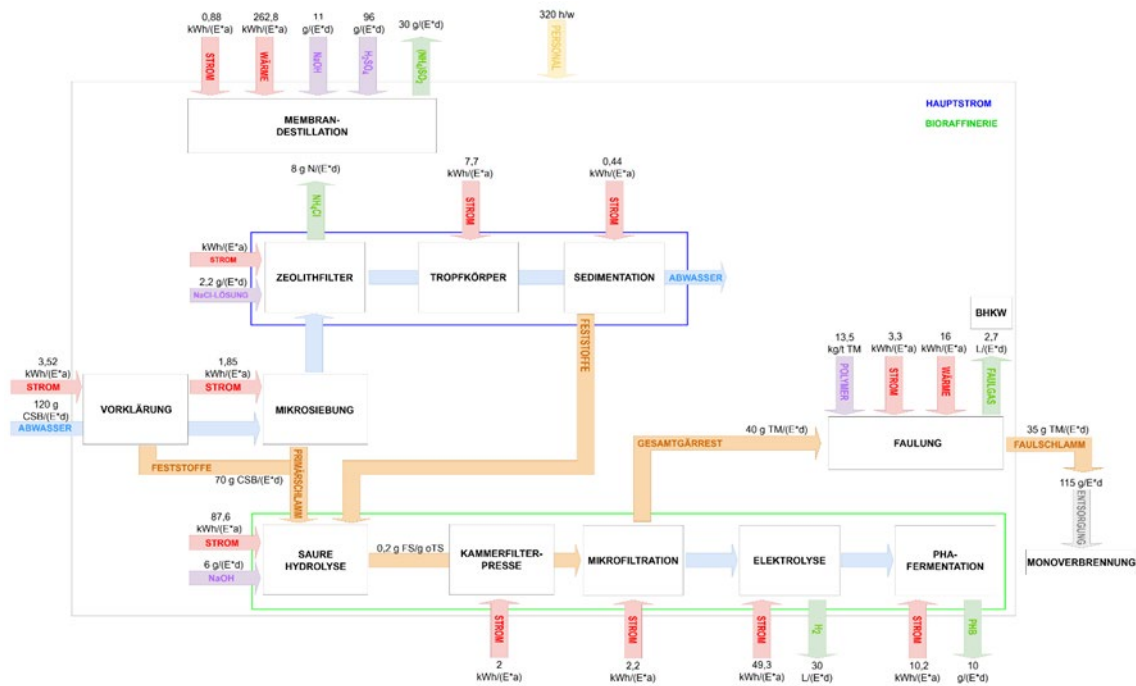


Abbildung 41. Fließbild der KoalAplan-Anlage mit den wichtigen Stoffströmen (CSB, N, Trockenmasse TM, Biogas, H₂, PHB) und der benötigten bzw. erzeugten Energie (Strom, Wärme)

Des Weiteren besteht für die Membrandestillation ein Bedarf an 11 g/(E*d) 50%iger Natronlauge und 96 g/(E*d) 25%iger Schwefelsäure (Müller, 2023). In der Beschaffung fallen für Natronlauge 1,02 €/kg und für Schwefelsäure 0,55 €/kg an, die einwohnerspezifischen Jahreskosten betragen demnach für Natronlauge 4,23 € und für Schwefelsäure 9,64 € (JOQORA, 2023c, 2023d).

Nach Schaum et al. (2016) wird für den Gärrest und den Faulschlamm ein Verhältnis von 1000 g CSB/kg TM angenommen. Der Gesamtgärrest beträgt demnach 40 g TM/(E*d), der Faulschlammfall liegt bei 35 g TM/(E*d). Wie bei der Modellkläranlage wurde von einer Schlammkonditionierung mit Polymereinsatz ausgegangen. Durch den Verbrauch von 13,5 kg/t TM und den Produktpreis von 3 €/kg ergeben sich Kosten in Höhe von 0,59 €/(E*a). Analog zur Modellkläranlage wurde von einem TM-Gehalt des Faulschlammes von 30,5 % und Entsorgungskosten von 400 €/t ausgegangen (Umweltbundesamt, 2018), sodass sich Kosten für die Klärschlamm Entsorgung von 16,75 €/(E*a) ergeben.

Die Menge des entstehenden Gases wurde über die CSB-Bilanz der Schlammfäulung berechnet. Für den Rohschlamm wurde mit 40 g CSB/(E*d) und den Faulschlamm mit 35 g CSB/(E*d) kalkuliert (Horn et al., n.d.). Bei der Fäulung entstehen aus 1 g CSB 0,35 L Methan, sodass mit den umgesetzten 5 g CSB/(E*d) und einem Methangehalt des Faulgases von 65 % mit einem spezifischen Faulgasanfall von 2,7 L/(E*d) zu rechnen ist (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall, 2022; Schaum, 2016).

Auch für die KoalAplan-Anlage wurde mit einem Anschluss an ein BHKW gerechnet. Durch den geringen Faulgasanfall können darüber jedoch sowohl der Strom- als auch der Wärmebedarf nur zu ca. 1 % gedeckt werden.

Der Strombedarf der Anlage setzt sich aus den Stromverbräuchen der einzelnen Module zusammen. Diese beruhen jedoch auf Schätzungen und es liegen keine Daten über den Stromverbrauch des Zeolithfilters vor. Sowohl der Stromverbrauch der Vorklärung, der Sedimentation als auch der Schlammbehandlung wurde nach den jeweiligen Anteilen am Gesamtstromverbrauch einer Modell-Kläranlage berechnet (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall, 2015; Ministerium für Umwelt, Klima und Energie-

wirtschaft Baden-Württemberg, 2015). Die Daten für die Mikrosiebung stammen von der Forschungsanlage in Büsnau (Lehr- und Forschungskläranlage der Universität Stuttgart, 2018). Die Abschätzung des Stromverbrauchs der Hydrolyse erfolgte durch Frau Hille-Reichel. Werte für die Kammerfilterpresse, die Mikrofiltration, die Elektrolyse, den PHA-Fermenter und den Tropfkörper wurden aus Literatur entnommen (HUBER SE, 2023, Lopez-Arenas et al., 2017; Pinnekamp et al., 2017; Rieser, 2012; Smolinka et al., 2011). In Summe besteht ein errechneter spezifischer Strombedarf von 168,98 kWh/(E*a), der Kosten in Höhe von 42,25 €/E*a verursacht. Für die Bioraffinerie fällt Wärme als zusätzlicher Kostenpunkt an. Aufgrund fehlender Betriebsdaten wird bisher nur mit einem Wärmebedarf von 16 kWh/(E*a) für die Schlammfäulung und 262,8 kWh/(E*a) für die Membrandestillation gerechnet. Mit einem Erdgaspreis von 0,07 €/kWh liegen die spezifischen Wärmekosten damit bei 19,52 €/E*a (Statistisches Bundesamt (Destatis), 2023b).

In Summe belaufen sich die operativen Kosten (abzüglich erzeugten Stroms und Wärme) auf 101,07 €/E*a. Tabelle 8 gibt eine Übersicht über die Verteilung der Gesamtkosten der Bioraffinerie.

Tabelle 8. Kosten der KoalAplan-Anlage

Kostenpunkt	€/E*a
Strom	41,76
Wärme	19,34
Personal	4,15
Betriebsstoffe	19,06
Entsorgung	16,75
Σ	101,07

Während der Prozesse in der Bioraffinerie entstehen eine Ammoniumsulfat-Lösung, H₂ und PHBV (Horn et al., n.d.). Durch Membrandestillation der im Zeolithfilter gewonnenen Ammoniumchlorid-Lösung kann eine Ammoniumsulfat-Lösung generiert werden. Diese soll als Düngemittel eingesetzt und als solches vermarktet werden können. Pro Einwohner und Jahr könnten aktuell 12,21 kg der Ammoniumsulfat-Lösung anfallen. Bei einem Marktpreis von 77 €/t würde der Erlös jedoch lediglich bei 0,94 €/E*a liegen (Speer and Verbio, 2023). Es wird von einer Wasserstoffproduktion in der Elektrolyse von 30 L/(E*d) ausgegangen (Horn et al., n.d.). H₂ hat einen Energiegehalt von 3 kWh/m³, sodass 32,85 kWh/(E*a) produziert werden könnten (Wikipedia, 2023). Mit einem aktuellen Preis für grünen H₂ von 231,30 €/MWh können so Einnahmen in Höhe von 7,60 €/E*a erzielt werden (Energate messenger+, 2023). Die PHBV-Ausbeute wird auf 10 g/(E*d) geschätzt, wobei für PHBV mit ein Produktpreis von 5 €/kg kalkuliert werden kann (Horn et al., n.d.). Mit der PHBV-Produktion könnten demnach 18,25 €/E*a generiert werden. In Summe ergibt sich pro Einwohner und Jahr ein potenzieller Erlös von 26,79 €.

Durch die Erlöse der Produkte können die für den Betrieb anfallenden Kosten so auf 74,28 €/E*a gesenkt werden.

Quellenverzeichnis

Askari Lasaki, B., 2023. KoalAplan: Aktueller Stand des Projektes - Mai 2023.

Bayerisches Landesamt für Umwelt (Ed.), 2011. Personalbedarf auf kommunalen Abwasseranlagen, Sammlung von Schriftstücken (Merkblätter, Schreiben, Hinweise) der Bayerischen Wasserwirtschaft (Slg Wasser). Augsburg.

Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall (Ed.), 2022. Herkunft und Verwertung von Biogas, 1. Auflage. ed, DWA-Regelwerk Merkblatt DWA-M. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall, Hennef.

Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall (Ed.), 2015. Energiecheck und Energieanalyse - Instrumente zur Energieoptimierung von Abwasseranlagen, Dezember 2015. ed, DWA-Regelwerk Arbeitsblatt DWA-A. DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef.

Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall (Ed.), 2014a. Biologische Stabilisierung von Klärschlamm, [Stand:] Juni 2014. ed, DWA-Regelwerk Merkblatt DWA-M. DWA, Dt. Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef.

Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall (Ed.), 2014b. Aufbereitung von synthetischen polymeren Flockungsmitteln zur Klärschlammkonditionierung, [Stand:] August 2014. ed, DWA-Regelwerk Merkblatt. DWA, Dt. Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef.

Fricke, K., 2009. Energieeffizienz kommunaler Kläranlagen. Dessau-Roßlau.

Horn, H., Sievers, M., Zibek, S., Gescher, J., Schmidtke, J., Maurer, P., n.d. Förderantrag im Rahmen des EFRE-Förderprogramms Bioökonomie - Bioraffinerien zur Gewinnung von Rohstoffen aus Abfall und Abwasser: "Bio-Ab-Cycling": Kommunales Abwasser als Quelle für Ammoniumstickstoff, Wasserstoff und Bioplastik - die Bioraffinerie Büsnau (KoalAplan). DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V., Karlsruhe.

Lopez-Arenas, T., González-Contreras, M., Anaya-Reza, O., Sales-Cruz, M., 2017. Analysis of the fermentation strategy and its impact on the economics of the production process of PHB (polyhydroxybutyrate). Comput. Chem. Eng. 107, 140–150.

Ministerium für Umwelt, Klima und Energiewirtschaft Baden-Württemberg (Ed.), 2015. Leitfaden Energieeffizienz auf Kläranlagen. Stuttgart.

Müller, M., 2023. Stoffstromanalyse und Ermittlung des Marktpotentials von Stickstoff aus einer sekundären Rohstoffquelle. Hochschule Konstanz, Konstanz.

Pinnekamp, J., Schröder, M., Bolle, F.-W., Gramlich, E., Gredigk-Hoffmann, S., Koenen, S., Loderhose, M., Miethig, S., Ooms, K., Riße, H., Seibert-Erling, G., Schmitz, M., Wöffen, B., 2017. Energie und Abwasser Handbuch NRW. Ministerium für Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, Düsseldorf.

Rieser, M., 2012. Abschätzung von Investitions- und Betriebskosten am Beispiel der Wasseraufbereitungsanlage Hedenreichstein. Technische Universität Graz, Graz.

Schaum, C., Rühl, J., Lutze, R., Kopf, U., 2016. CSB-Analyse von (Klär-)Schlamm: Ergebnisse einer Vergleichsmessung. Korresp. Abwasser Abfall 63.

Schaum, C.A., 2016. Abwasserbehandlung der Zukunft: Gesundheits-, Gewässer- und Ressourcenschutz. Institut IWAR, Darmstadt.

Smolinka, T., Günther, M., Garche, J., 2011. Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien: NOW-Studie: Kurzfassung des Abschlussberichts. Fraunhofer ISE.

Speer, S., Verbio, 2023. Anfrage Ammoniumsulfat.

Umweltbundesamt (Ed.), 2018. Klärschlamm Entsorgung in der Bundesrepublik Deutschland. Dessau-Roßlau.

Web-Quellen:

Energate messenger+, 2023. HydexPLUS-Wasserstoffvollkostenindex

<https://www.energate-messenger.de/markt/gas-oel-und-wasserstoff/preisgruppe/231170/hydexplus-wasserstoff-vollkostenindex> (zuletzt aufgerufen am 9.5.23)

HUBER SE, 2023. Energie-effiziente Schlammmentwässerung

<https://www.huber.de/de/loesungen/energieeffizienz/schlammbehandlung/schlammmentwaesserung.html> (zuletzt aufgerufen am 9.5.23)

JOQORA GmbH, 2023a. Natriumchlorid Pharma Euro (Sanal P) (Pal 40 PE-Säcke a. 25 kg)

<https://www.jokora.de/feststoffe/natriumchlorid/natriumchlorid-pharma-euro-sanal-p-pal-40-pe-saecke-a.-25-kg> (zuletzt aufgerufen am 23.5.23)

JOQORA GmbH, 2023b. Ätznatron Prills technisch (Pal. 40 PE-Säcke a. 25 kg)
<https://www.jokora.de/feststoffe/aetznatron/aetznatron-prills-technisch-pal.-40-pe-saecke-a.-25-kg>
(zuletzt aufgerufen am 23.5.23)

JOQORA GmbH, 2023c. Natronlauge 50% E524 (1300kg IBC Container)
<https://www.jokora.de/anorganik/natronlauge/natronlauge-50-e524-1300kg-ibc-container> (zuletzt
aufgerufen am 23.5.23)

JOQORA GmbH, 2023d. Schwefelsäure 50% techn. (Kombinations-IBC a. 1000)
<https://www.jokora.de/biogasanlagen/schwefelsaeure/schwefelsaeure-50-techn.-kombinations-ibc-a.-1.000?number=4260452060045> (zuletzt aufgerufen am 24.5.23)

Lehr- und Forschungsklärwerk der Universität Stuttgart, 2018. Jahresbericht 2018
https://www.iswa.uni-stuttgart.de/institut/lehr-forschungsklaerwerk/klaerwerk/betriebsdaten/Jahresbericht_2018/ (zuletzt aufgerufen am 9.5.23)

Statistisches Bundesamt (Destatis), 2023a. Strompreise für Nicht-Haushalte: Deutschland, Halbjahre, Jahresverbrauchsklassen, Preisarten
<https://www-genesis.destatis.de/genesis/online?sequenz=tabelleErgebnis&selectionname=61243-0005&language=de#abreadcrumb> (zuletzt aufgerufen am 9.5.23)

Statistisches Bundesamt (Destatis), 2023b. Erdgaspreise für Nicht-Haushalte: Deutschland, Halbjahre, Jahresverbrauchsklassen, Preisarten
<https://www-genesis.destatis.de/genesis/online?sequenz=tabelleErgebnis&selectionname=61243-0014&language=de#abreadcrumb> (zuletzt aufgerufen am 9.5.23)

Wikipedia, 2023. Heizwert
[https://de.wikipedia.org/wiki/Heizwert#Gasf%C3%B6rmige_Brennstoffe_\(bei_25_%C2%B0C\)](https://de.wikipedia.org/wiki/Heizwert#Gasf%C3%B6rmige_Brennstoffe_(bei_25_%C2%B0C)) (zuletzt
aufgerufen am 9.5.23)