

# Erarbeitung eines Verfahrenskonzeptes zum Phosphor-Recycling auf der Kläranlage Espenhain

**Masterarbeit**

von

**B. Eng. Markus Hoffmann (19592)**

Erstbetreuung:

Prof. Dr. Dietmar Heinz, Hochschule Merseburg

Zweitbetreuung:

Dipl. Ing. Andre Neumann, Mitteldeutsche Umwelt und Entsorgung GmbH

**Hochschule Merseburg**

31.8.2018

# Inhalt

Tabellenverzeichnis .....	4
Abbildungsverzeichnis .....	5
Abkürzungsverzeichnis .....	6
1. Notwendigkeit des Phosphor-Recyclings .....	7
1.1. Rechtliche Grundlagen .....	8
2. Begriffserklärung .....	10
2.1. Nitrifikation .....	10
2.2. Denitrifikation.....	10
2.3. Biologische Phosphorelimination (Bio-P) .....	11
3. Beschreibung Kläranlage – Verfahrenstechnik.....	12
3.1. Abwasserherkunft .....	12
3.2. Mechanische Reinigung.....	12
3.2.1. Rechenanlage .....	12
3.2.2. Sandfanganlage .....	13
3.3. Vorklärbecken .....	13
3.4. Pumpwerk Frischschlamm/Primärschlamm .....	13
3.5. Biologische Reinigung.....	14
3.5.1. Biologische Phosphorelimination .....	14
3.5.2. Denitrifikation.....	14
3.5.3. Nitrifikation.....	15
3.6. Nachklärbecken .....	15
3.7. Schlammbehandlung.....	16
3.7.1. Schlammeindicker .....	16
3.7.2. maschinelle Schlammentwässerung .....	16
4. Phosphorbilanz der KA Espenhain.....	17
4.1. Abwassermenge .....	17
4.2. Phosphorfrachten im Zu- und Ablauf .....	19
4.3. Phosphorfracht im Klärschlamm .....	21
4.4. Phosphorfracht im Prozesswasser der Schlammentwässerung (Rückbelastung).....	23
4.5. Gesamt-Phosphor-Bilanz der Kläranlage.....	24
5. Phosphorrecyclingverfahren .....	26
5.1. Phosphorrückgewinnung aus dem Kläranlagenablauf.....	26
5.1.1. RemNut.....	26
5.1.2. Magnetseparator.....	27
5.2. Nasschemische Phosphorrückgewinnung aus Klärschlamm bzw. Faulschlamm .....	29

5.2.1. NuReSys .....	29
5.2.2. AirPrex-Verfahren.....	30
5.2.3. Stuttgarter Verfahren .....	31
5.2.4. ExtraPhos-Verfahren .....	33
5.3. Phosphorrückgewinnung mit hydrothermalelem Aufschluss aus Klärschlamm.....	35
5.3.1. AVA-Cleanphos .....	35
5.4. Thermochemischer Aufschluss aus Klärschlamm bzw. Klärschlammasche .....	36
5.4.1. PYREG-Verfahren.....	36
5.4.2. Mephrec-Verfahren.....	38
5.4.3. Outotec-Verfahren .....	39
5.5. Phosphorrückgewinnung aus dem Prozesswasser bzw. Schlammwasser .....	41
5.5.1. Pearl-Verfahren .....	41
5.5.2. Kombination Pearl und WASSTRIP .....	42
5.6. Elektrochemischer Aufschluss aus dem Prozesswasser bzw. Schlammwasser.....	44
5.6.1. ePhos-Verfahren.....	44
6. Verfahrensauswahl für KA Espenhain .....	45
6.4. Kristallisations- und Fällungsverfahren .....	45
6.5. Phosphorrückgewinnung aus dem Kläranlagenablauf.....	47
6.6. Phosphorrückgewinnung aus Klärschlamm .....	48
6.7. Phosphorrückgewinnung mit hydrothermalen Aufschluss .....	49
6.8. Thermochemischer Aufschluss bzw. Thermochemische Behandlung von Klärschlamm und Klärschlammaschen.....	50
6.9. Elektrochemischer Aufschluss .....	52
7. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung des ausgewählten Verfahrens .....	53
7.4. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung mit Annahme von Schlamm Dritter.....	59
7.5. Finanzierung .....	64
8. Zusammenfassung.....	65
9. Fazit und Ausblick.....	67
Anhang .....	68
Literaturverzeichnis.....	69
Eidesstattliche Erklärung .....	73

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Jahresmittel der Abwassermengen 2013-2017 .....	17
Tabelle 2: Jahresmittel der Phosphorkonzentration/ -fracht im Zu- und Ablauf der KA (2013-2017)..	19
Tabelle 3: Phosphorkonzentration im Filterkuchen 2013-2018.....	21
Tabelle 4: Phosphortagesfracht im Klärschlamm der Jahre 2013-2017, mittels Analysewerten berechnet .....	22
Tabelle 5: Phosphorfracht im Prozesswasser der Jahre 2013-2017.....	23
Tabelle 6: Gesamt-Phosphor-Bilanz der Kläranlage anhand der Analysedaten.....	24
Tabelle 7: Plausibilitätskontrolle der Analysedaten anhand der Gesamt-Phosphor-Bilanz.....	24
Tabelle 8: Angepasste Phosphor-Klärschlamm-Fracht.....	25
Tabelle 9: P-Rücklöseraten in Abhängigkeit des eingestellten pH-Wertes auf der KA Offenburg.....	33
Tabelle 10: Anlagenkennwerte zur Auslegung des PYREG-Moduls .....	53
Tabelle 11: Investitionskosten.....	54
Tabelle 12: Fixe Betriebskosten.....	55
Tabelle 13: Variable Betriebskosten.....	56
Tabelle 14: Betriebskosten pro Jahr .....	56
Tabelle 15: spezifischer Phosphorpreis .....	57
Tabelle 16: Anlagenkennwerte (mit Schlamm Dritter) .....	59
Tabelle 17: Investitionskosten (mit Schlamm Dritter) .....	60
Tabelle 18: Fixe Betriebskosten (mit Schlamm Dritter) .....	61
Tabelle 19: Variable Betriebskosten (mit Schlamm Dritter) .....	61
Tabelle 20: Betriebskosten pro Jahr (mit Schlamm Dritter).....	62
Tabelle 21: Spezifischer Phosphorpreis (mit Schlamm Dritter) .....	62

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Phosphorlagerstätten der Erde .....	7
Abbildung 2: Alte und Neue Grenzwerte der AbfKlärV für Klärschlamme (anorganische Stoffe) .....	9
Abbildung 3: Alte und Neue Grenzwerte der AbfKlärV für Klärschlamme (organische Stoffe) .....	9
Abbildung 4: Abwasserzulauf zur KA Espenhain in den Jahren 2013-2017 .....	18
Abbildung 5: Phosphorkonzentration im Zu- und Ablauf der KA-Espenhain in den Jahren 2013-2017	20
Abbildung 6: RemNut-Verfahren .....	27
Abbildung 7: NuReSys-Verfahren – Prozesswasser.....	29
Abbildung 8: NuReSys-Verfahren – Faulschlamm .....	29
Abbildung 9: AirPrex-Verfahren .....	31
Abbildung 10: Stuttgarter-Verfahren .....	32
Abbildung 11: ExtraPhos-Verfahren .....	34
Abbildung 12: Ergebnisse der Pilotanlage in Mainz-Mombach .....	34
Abbildung 13: AVA-Cleanphos-Verfahren.....	36
Abbildung 14: PYREG-Verfahren .....	37
Abbildung 15: Mephrec-Verfahren .....	38
Abbildung 16: Outotec-Verfahren.....	40
Abbildung 17: OSTARA-Pearl-Verfahren .....	42
Abbildung 18: Erweiterung des Pearl-Prozesses mit WASSTRIP .....	43
Abbildung 19: : PO <sub>4</sub> -P-, Mg- und K-Konzentrationssteigerung im Prozesswasser durch den WASSTRIP®-Prozess .....	43
Abbildung 20: ePhos-Verfahren .....	44
Abbildung 21: Liquiditätsbetrachtung.....	58
Abbildung 22: Liquiditätsbetrachtung (Annahme Drittschlamm).....	63

## Abkürzungsverzeichnis

AbfklärV	Verordnung über die Verwertung von Klärschlamm, Klärschlammgemisch und Klärschlammkompost
BMEL	Bundesministerium für Ernährung und Landwirtschaft
Bio-P	biologische Phosphoreliminierung
BMUB/UBA	Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und nukleare Sicherheit/Umweltbundesamt
DPP	Deutsche Phosphor Plattform
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall
DüMV	Düngemittelverordnung „Verordnung über das Inverkehrbringen von Düngemitteln, Bodenhilfsstoffen, Kultursubstraten und Pflanzenhilfsmitteln“
EFRE	Europäischer Fond für regionale Entwicklungen
FS	Frischschlamm (Summe aus Primär- und Überschussschlamm vor der maschinellen Schlammeindickung)
FLOX	Flammenlose Oxidation
KS	Klärschlamm
MAP	Magnesium-Ammonium-Phosphat
N	Stickstoff
P	Phosphor
PAO	Polyphosphat akkumulierende Organismen
PS	Primärschlamm
PW	Prozesswasser
TS	Trockensubstanzgehalt

# 1. Notwendigkeit des Phosphor-Recyclings

Phosphor stellt einen der wichtigsten und unverzichtbaren Nährstoffe dar. Sämtliche Lebewesen und Organismen sind abhängig von der Verfügbarkeit dieses nicht substituierbaren Rohstoffes. Er ist zudem elementarer Bestandteil in der Nahrungsmittelindustrie sowie unverzichtbarer Bestandteil für Futter- und Düngemittel.

Phosphor ist weder nachwachsend noch substituierbar und die Ressourcenquellen auf der Erde endlich. Je nach Szenario und Forschungsinstitut reichen die Reserven noch ca. 50 bis 200 Jahre. Diese Lagerstätten sind ungleich auf der Erde verteilt (Frank 2015). Etwa 90% der noch nicht abgebauten Phosphorlagerstätten sind auf fünf Länder bzw. Regionen mit teils unsicheren politischen Situationen verteilt. Die größte befindet sich in Teilen Marokkos und der Westsahara. Sie umfasst eine prognostizierte Menge von ca. 50 Mrd. Tonnen. Weitere große Lagerstätten befinden sich in China, Syrien, Jordanien und Algerien. Sie umfassen jeweils eine Menge zwischen 1,5 bis 2,7 Mrd. Tonnen (s. Abbildung 1) (Killiches 2013).

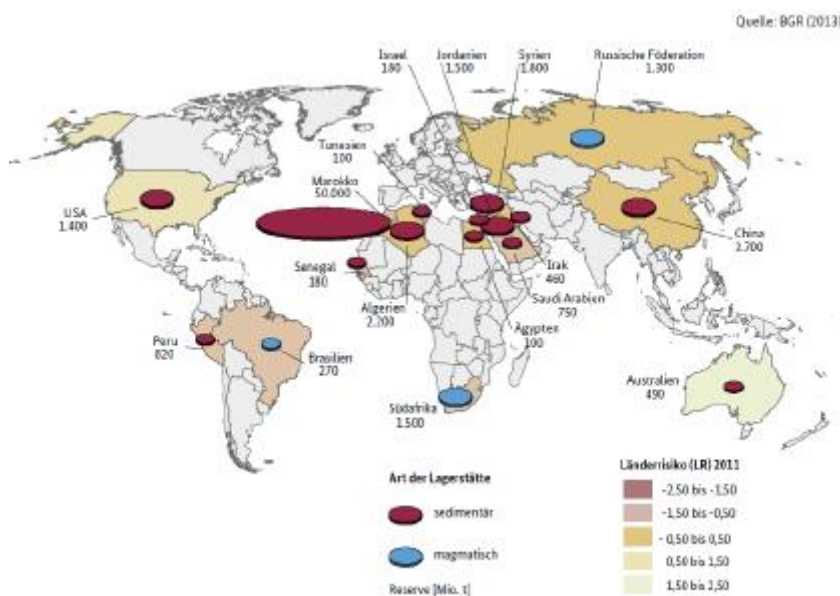


Abbildung 1: Phosphorlagerstätten der Erde (Killiches 2013)

Ein weiteres Problem stellt die abnehmende Qualität des Rohphosphates dar. In vielen Abbauregionen sind die Gesteine mit Uran, Cadmium und weiteren Schwermetallen versetzt, welche die Aufbereitung des Phosphors erschweren und wirtschaftlich eine Belastung darstellen. Die EU erklärte Phosphor aus diesen Gründen zu einem „kritischen Rohstoff“. Dies war Ausgangspunkt für diverse EU übergreifende Ressourceneffizienzprogramme (z.B. P-REX) und für viele Programme und Forschungsarbeiten in Deutschland. Auf Bundesebene werden die Projekte durch das BMUB/UBA (Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und nukleare Sicherheit/Umweltbundesamt) und BMEL (Bundesministerium für

Ernährung und Landwirtschaft) unterstützt. Aber auch private Institutionen wie die DPP (Deutsche Phosphor Plattform e.V.) und die DWA (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.) richten ihren Fokus verstärkt auf das Recycling von Phosphor. Die Schließung von Stoffkreisläufen und die Nutzung von Sekundärphosphaten ist elementarer Bestandteil der Forschungsarbeiten und Basis für die Neuauflage der DüMV (Düngemittelverordnung) und der AbfKlärV (Klärschlammverordnung). Der Bundesrat beschloss im Oktober 2017, dass die bodenbezogene Klärschlammverwertung bis auf wenige Ausnahmen einzustellen ist. Zudem muss aus Klärschlamm, welcher einen höheren Anteil als 20 Gramm Phosphor pro Kilogramm Trockenmasse aufweist, Phosphor zurückgewonnen werden (AbfKlärV 2017). Dies kann vor Ort auf der Kläranlage geschehen oder von Dritten übernommen werden. Die Art und Weise ist den Betreibern der Anlage freigestellt. Die DPP zählte 2017 über 50 verschiedene Phosphorrecyclingverfahren mit verschiedensten Ansatzpunkten, Verfahrensweisen sowie breit gefächerten Rückgewinnungspotentialen und wirtschaftlichen Dimensionen.

Diese Arbeit soll einen Überblick über die Vielseitigkeit der Möglichkeiten des Phosphorrecyclings geben und eine Auswahl an Verfahren näher beleuchten. Abschließend wird ein für die Kläranlage Espenhain geeignetes Verfahren ausgewählt, ausgelegt und wirtschaftlich betrachtet.

## 1.1. Rechtliche Grundlagen

Die rechtliche Grundlage für die Abgabe bzw. Verarbeitung und Ausbringung von Klärschlämmen bilden die „Verordnung über die Verwertung von Klärschlamm, Klärschlammgemisch und Klärschlammkompost“ (AbfKlärV) sowie die „Verordnung über das Inverkehrbringen von Düngemitteln, Bodenhilfsstoffen, Kultursubstraten und Pflanzenhilfsmitteln“ (DüMV). Besonders zu beachten ist die AbfKlärV, welche zuletzt am 27.09.2017 durch Artikel 4V geändert und vom Bundesrat beschlossen wurde. Sie trat am 3.10.2017 in Kraft. Die DüMV wurde zuletzt am 26.5.2017 geändert und besteht in ihrer Basis seit dem 5.12.2012 (AbfKlärV 2017; DüMV 2017).

Als größte Neuerung der AbfKlärV gilt der neue Beschluss, welcher Kläranlagenbetreiber dazu auffordert, Phosphor aus den anfallenden Klärschlämmen rückzugewinnen, zu recyceln oder an Dritte zu geben, welche dies für ihn übernehmen. Davon betroffen sind zunächst die Kläranlagen der Größenklassen 4 und 5 mit Einwohneranschlusswerten von > 50.000 EW bzw. > 100.000 EW. Gegenstand der Betrachtung ist die Phosphorkonzentration im Klärschlamm, welche einen Wert von 20 Gramm pro Kilogramm Trockensubstanz nicht überschreiten darf. Liegt der Wert darüber, so ist der Kläranlagenbetreiber dazu verpflichtet mindestens 50% des Phosphors zurückzugewinnen oder den



Wert durch bauliche bzw. betriebliche Maßnahmen auf unter 20 gP/kgTS zu minimieren. Dies gilt für Anlagen > 100.000 EW ab 1.1.2029 und für Anlagen > 50.000 EW ab 1.1.2032. Die Betreiber sind dazu verpflichtet, den Behörden ein Konzept dieser Maßnahmen bis 31.12.2023 vorzulegen.

Des Weiteren wurde die Ausbringung von Klärschlämmen als Düngemittel weitgehend verboten. Es dürfen innerhalb von 3 Kalenderjahren maximal 5 Tonnen Klärschlamm als Trockensubstanz je Hektar Land ausgebracht werden, insofern der Boden nicht als Grünland, Ackerfutteranbaufläche, als Anbaufläche für Mais, Zuckerrüben, Gemüse, Obst oder Hopfen, als Haus-, Nutz- oder Kleingarten oder zu forstwirtschaftlichen Zwecken genutzt wird. Weiterhin ist die Ausbringung in Wasserschutzgebieten der Zonen 1, 2 und 3 sowie Naturschutzgebieten untersagt (AbfKlärV 2017).

Weiterhin gelten seit dem 3.10.2017 neue Grenzwerte für die im Klärschlamm enthaltenen Stoffe. Diese sind in den Abbildungen 2 und 3 aufgeführt.

Parameter	derzeitiger Grenzwert (DüMV/AbfKlärV) (mg/kg TM)	zukünftiger Grenzwert in neuer AbfKlärV (mg/kg TM)
As	40	40
Pb	150	150
Cd	1,5	1,5
Cr	900	kein Wert
Cr <sup>VI</sup>	2	2
Ni	80	80
Hg	1,0	1,0
Tl	1,0	1,0
Cu	800	900
Zn	2.500/2.000*	4.000

\*bei leichten Böden oder Böden mit pH-Wert 5-6

Abbildung 2: Alte und Neue Grenzwerte der AbfKlärV für Klärschlamme (anorganische Stoffe) (Mix-Spagl 2017)

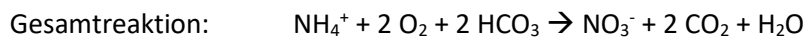
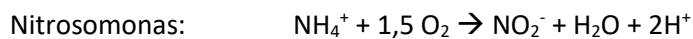
Parameter	derzeitiger Grenzwert (DüMV/AbfKlärV) (mg/kg TM)	zukünftiger Grenzwert in neuer AbfKlärV (mg/kg TM)
PFT (PFOA und PFOS)	0,1	0,1
Summe der Dioxine und dl-PCB (WHO-TEQ 2005)	30 ng/kg TM	30 ng/kg TM
PCB, jeweils für die Kongenere Nr. 28, 52, 101, 138, 153, 180	0,2	0,1
PCDD/PCDF	100 ng TE/kg TM	kein Wert
AOX	500	400
Benzo(a)pyren	kein Wert	1

Abbildung 3: Alte und Neue Grenzwerte der AbfKlärV für Klärschlamme (organische Stoffe) (Mix-Spagl 2017)

## 2. Begriffserklärung

### 2.1. Nitrifikation

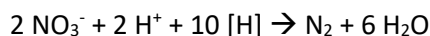
Als Nitrifikation bezeichnet man die Oxidation von Ammonium über Nitrit zu Nitrat. Dieser Vorgang tritt als Stoffwechselprozess spezifischer Mikroorganismen (vorranging Nitrobacter und Nitrosomonas) im Belebungsbecken der Kläranlage auf. Diese Organismen werden auch als Nitrifikanten bezeichnet. Der Prozess umfasst zwei separate Stufen. Die folgenden Gleichungen beschreiben diese schematisch:



Der Prozess erfordert die Anwesenheit von frei verfügbarem Sauerstoff und ausreichender Säurekapazität, sowohl für die Oxidation von Ammonium zu Nitrit, als auch für die weitere Oxidation von Nitrit zu Nitrat. Es werden ca. 4,6 g O<sub>2</sub>/g NH<sub>4</sub>-N sowie 2 mol HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>/mol NH<sub>4</sub>-N verbraucht. Weiterhin sind für die erfolgreichen Stoffwechselprozesse der Mikroorganismen gewisse Temperatur- und pH-Wert-Bereiche zu realisieren. Nitrifikanten sind langsam wachsend und benötigen Temperaturen von mindestens 10 °C und die Anwesenheit eines neutralen bis leicht basischen Milieus (pH-Wert: ca. 7,2 - 8,0) um ihren Stoffwechsel vollziehen zu können (P. Meyer 2006).

### 2.2. Denitrifikation

Die Denitrifikation ist ein weiterer mikrobieller Stoffwechselprozess, welcher im Belebungsbecken der Kläranlagen stattfindet. Sie umfasst die einstufige Reduktion von Nitrat zu elementarem Stickstoff. Die folgende Reaktionsgleichung beschreibt den Vorgang schematisch:



Der Prozess der Denitrifikation findet nur statt, wenn kein frei verfügbarer Sauerstoff im Wasser vorhanden ist (anoxische Bedingungen). Analog zur Nitrifikation sind auch bei der Denitrifikation diverse bakterielle Enzyme im Prozess beteiligt. Im Unterschied zu ersterem ist jedoch nur ein einziger Stamm an Organismen dazu fähig Nitrat zu molekularem Stickstoff zu reduzieren, die sogenannten Denitrifikanten ("Kompaktlexikon Der Biologie - Denitrifikation" 2018).

### 2.3. Biologische Phosphorelimination (Bio-P)

Die biologische Phosphorelimination ist ein weiterer mikrobieller Prozess, welcher im Belebungsbecken der Kläranlage abläuft. Grundlage hierfür bilden polyphosphat-akkumulierende Organismen (PAO), welche die Fähigkeit besitzen, die über das Zellwachstum hinaus notwendige Menge an Phosphor aufzunehmen und in Form von Polyphosphaten zu speichern. Dieser natürliche Effekt kann durch eine spezielle Verfahrensführung verstärkt werden. Es werden hierfür im Belebungsbecken belüftete und unbelüftete Zonen eingerichtet. Zunächst nehmen die PAO's ihre natürliche Menge Phosphor aus dem Abwasser auf. Anschließend werden sie einer Stresssituation unterzogen, in dem ihnen der für ihren Stoffwechsel nötige Sauerstoff nicht mehr zur Verfügung gestellt wird. Sie geben den zuvor aufgenommenen Phosphor wieder ab und nehmen stattdessen leicht verfügbare Kohlenstoffe als Nahrung auf. Im weiteren Verlauf wird wieder Luft eingeblasen und die PAO's nehmen die über ihr Maß übliche Menge an Phosphor aus dem Wasser auf. Der Effekt der biologischen Phosphorelimination wird auf diese Weise gezielt maximiert (P. Meyer 2006).

## 3. Beschreibung Kläranlage – Verfahrenstechnik

Die nachfolgenden Ausführungen bezüglich der verfahrenstechnischen Grundlagen der Kläranlage Espenhain beziehen sich auf die Ausarbeitungen der WTL Wassertechnik Leipzig GmbH von 1996. Im Auftrag der Mitteldeutschen Umwelt- und Entsorgung GmbH wurde von Dr. habil. K. Hänel und Dipl.-Ing. H.-J. Oette eine Dienst- und Betriebsanweisung verfasst. Ein vollständiges R&I der Kläranlage befindet sich im Anhang dieser Arbeit.

### 3.1. Abwasserherkunft

An die Kläranlage sind die Verbandsgebiete des Abwasserzweckverbandes "Espenhain" und des Zweckverband „Wasser/Abwasser Bornaer Land“ angebunden. In der Kläranlage wird derzeit das kommunale und gewerbliche Abwasser insbesondere der Städte Böhlen, Rötha, Borna und Kitzscher und der umliegenden Gemeinden mit insgesamt 65.000 – 70.000 EW gereinigt.

### 3.2. Mechanische Reinigung

#### 3.2.1. Rechenanlage

Die erste Reinigungsstufe auf der Kläranlage ist die mechanische Reinigung. Sie besteht auf der Kläranlage Espenhain aus einer Rechen- und einer Sandfanganlage. Die Rechenanlage dient zur Abscheidung von Grobstoffen mit einer Korngröße größer 6 mm zum Schutz der nachfolgenden Apparate und Reinigungsstufen.

Die Rechenanlage besteht im Wesentlichen aus:

- 2 Feinrechen, Stababstand 6 mm
- Rechengutwascheinrichtung mit Rechengutpresse
- Absetzmulde zur Rechengutaufnahme
- Containerverschiebeanlage

Die hydraulische Kapazität eines Rechens beträgt 1.500 m<sup>3</sup>/h. Bei Mischwasserzuläufen, welche diese Zulaufmenge überschreiten, werden beide Rechen parallel betrieben.

### 3.2.2. Sandfanganlage

Die Sandfanganlage dient zur Abscheidung von Schwebstoffen mit einer Dichte über  $1 \text{ g/cm}^3$  für einen Korngrößenbereich von  $0,16 - 6 \text{ mm}$ . Der Schutz nachfolgender Apparate und Prozesse steht ebenso wie bei der Rechenanlage im Vordergrund.

Der zweikammrige Langsandfang mit insgesamt vier Sandrinnen, ist für eine Maximalbelastung von  $1.500 \text{ m}^3/\text{h}$  pro Kammer ausgelegt und besteht im Wesentlichen aus:

- Zwei Kammern, vier Sandrinnen
- Ablaufrinne für Sand-Wasser-Gemisch
- Sandsaugräumerbrücke, vier Tauchpumpen
- Sandwäscher mit oberliegendem Abwurfbauwerk und untenliegendem Entleerungsstutzen
- Absetzmulde
- Containerverschiebeanlage

### 3.3. Vorklärbecken

Das Bindeglied zwischen mechanischer und biologischer Reinigung bildet das Vorklärbecken. Die Kläranlage Espenhain verfügt über zwei rechteckige Vorklärbecken, welche zur Schwerkraftabscheidung von Schwer- ( $> 1 \text{ g/cm}^3$ ) und Leichtstoffen ( $< 1 \text{ g/cm}^3$ ) dienen. Die Becken sind baulich identisch und weisen folgende Geometrie und Apparatechnik auf:

- Absetzraum:  $2 \times 1.227 \text{ m}^3$
- Schlammtrichter:  $2 \times 4$  Stück mit einem Gesamtvolumen von  $128 \text{ m}^3$
- Schwimmschlammabzugsrinne
- Räumgerät mit Boden- und Schwimmschlammabzug

### 3.4. Pumpwerk Frischschlamm/Primärschlamm

Das Pumpwerk „Frischschlamm“ dient zur Entnahme des Schlammes aus den insgesamt acht Schlammtrichtern der beiden Vorklärbecken und zum Transport des voreingedickten Schlammes zur Schlammbehandlung. Folgende technologischen Bestandteile weist das Pumpwerk auf:

- 8 Schlammabzugsleistungen aus den Schlammtrichtern
- Schlamm-sammelleitung

- 2 Schlammumpen mit je  $Q=10\text{ m}^3/\text{h}$
- Rohrleitungen mit Kreislaufführung bei Verstopfungen
- Schwimmschlammleitung vom Schwimmschlammbehälter
- 2 Ventilatoren zur Entlüftung des Pumpenschachtes und der Schlammflaschen
- Diverse E- und MSR-Anlagen zur Parameterbestimmung, z.B. Durchflussmessung Feststoff

### 3.5. Biologische Reinigung

Die zweistraßige biologische Reinigungsstufe dient zur Phosphor- und Stickstoffelimination.

#### 3.5.1. Biologische Phosphorelimination

Die biologische Phosphorelimination erfolgt nach dem üblichen Bio-P-Verfahren (s. Begriffserklärung). Der eigentlichen Elimination ist eine Vorbehandlung in einem Anaerobreaktor vorgeschaltet, bestehend aus zwei nacheinander durchflossenen Beckenteilen (Volumenstrom ca.  $1.200\text{ m}^3/\text{h}$ ). Dem ersten Becken werden Rücklaufschlamm und das mechanisch gereinigte Abwasser zugeführt. Die Durchmischung erfolgt über Tauchmotorrührwerke (in beiden Beckenteilen jeweils eins) mit einem Energieeintrag von  $1,9\text{ W}/\text{m}^3$ , welche diese ohne Schlammablagerungen sowie ohne den Eintrag von Sauerstoff gewährleisten.

#### 3.5.2. Denitrifikation

Als Denitrifikation wird die Umwandlung von  $\text{NO}_3^-$  in molekularen Stickstoff bezeichnet. Dieser biochemische Prozess wird durch den Stoffwechsel spezifischer Mikroorganismen, vorwiegend heterotrophe, bestimmt (s. Begriffserklärung).

Hauptbestandteile und Geometrien des Denitrifikationsbeckens:

- Volumen:  $3.415\text{ m}^3$  je Becken
- 2 Rührwerke je Becken (Energieeintrag:  $2,3\text{ W}/\text{m}^3$ )
- Interne Rezirkulationspumpe, frequenzgesteuert (Leistung:  $10\text{ kW}$ ,  $Q= 500 - 1.500\text{ m}^3/\text{h}$ )
- $\text{NO}_3^-$ -Messgerät
- Verweilzeit: je nach Zufluss zwischen  $1,3$  und  $4,9\text{ h}$

### 3.5.3. Nitrifikation

Als Nitrifikation wird die biochemische Umwandlung von Ammonium und Ammoniak zu Nitrat bezeichnet. Der oxidative Prozess wird wie die Denitrifikation (3.5.2.) durch den Stoffwechsel spezifischer Mikroorganismen in zwei Stufen durchgeführt (s. Begriffserklärung).

Im Folgenden sind die Hauptbestandteile und Geometrien des Nitrifikationsbeckens aufgelistet:

- Volumen: 5.625 m<sup>3</sup>
- 2 frequenzgesteuerte Gebläse ( $Q_{\max} = 2.800 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ,  $Q_{\min} = 1.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , Leistung: 75 kw je Gebläse)
- 502 Rohrbelüfter (L= 2 x 750 mm)
- Messgeräte für O<sub>2</sub>, TS<sub>BB</sub>, NH<sub>4</sub>-N, ortho-P

### 3.6. Nachklärbecken

Das Nachklärbecken dient zur Schwerkraftabscheidung der gebildeten Schlammpartikel aus der biologischen Reinigung. Sie ist der letzte Reinigungsschritt der Kläranlage. Danach kann das Wasser in den natürlichen Kreislauf zurückgeführt werden. Nachfolgend sind die Hauptbestandteile und Geometrien des Nachklärbeckens aufgeführt:

- Durchmesser: 51,84 m
- Netto-Nutzfläche, Gesamtfläche: 2.064 m<sup>2</sup>
- Nutzvolumen: 5.159 m<sup>3</sup>
- Einlaufbauwerk: d= 7,75 m
- Getauchte Kastenrinne zweiseitig beaufschlagt (L= 153 m)
- Rundräumer als Doppelräumer mit zwei Boden- und einem Schwimmschlammschild
- Selbsttätige Kiprinne für Schwimmschlammabzug
- Tauchelektrode zur Trübungsmessung bzw. des Schlammspiegels

## 3.7. Schlammbehandlung

### 3.7.1. Schlammeindicker

Der erste Schritt der Schlammbehandlung ist die Eindickung dessen. Im Schlammeindicker werden sowohl der dünnflüssige Überschuss- (Nachklärung) als auch der Primärschlamm (Vorklärung) mittels Schwerkraft auf ca. 3% TS ( $30 \text{ kg/m}^3$ ) eingedickt.

Im Folgenden sind die Hauptbestandteile und Geometrien des Schlammeindickers aufgelistet:

- Eindickraum:  $650 \text{ m}^3$
- Eindickoberfläche:  $201 \text{ m}^2$
- Krählwerk,  $d= 16 \text{ m}$
- Volumen- und Feststoffmessgerät
- 2 wechselweise betriebene Schlammumpen für die Beschickung der Schlammvorlagebehälter der Schlammmentwässerungsanlage

### 3.7.2. maschinelle Schlammmentwässerung

Der voreingedickte Schlamm aus dem Schlammeindicker wird in der Anlage zur maschinellen Schlammmentwässerung mittels Zentrifuge von 3% auf 26% TS entwässert.

Die Hauptbestandteile der maschinellen Schlammeindickung bilden:

- 2 Schlammvorlagebecken ( $V= 17,5 \text{ m}^3$  je Behälter)
- drehzahlgeregelte Schlammförderpumpe ( $Q= 15 - 50 \text{ m}^3/\text{h}$ )
- Entwässerungszentrifuge ( $Q= 15 - 50 \text{ m}^3/\text{h}$  mit max.  $1.200 \text{ kg/h}$ )
- vollautomatische Flockungsmittellöse- Flockungsmittelvorrats- und Dosierstation
- Kalksilo, Fördereinrichtung (z.Z. außer Betrieb)
- 2 Absetzmulden mit Verschiebevorrichtungen



## 4. Phosphorbilanz der KA Espenhain

Die nachfolgenden Bilanzen basieren auf den Analysedaten der Jahre 2013 bis 2017. Die Analysen werden von Drittlaboren durchgeführt. Die wöchentliche Probenahme erfolgt von dafür hinreichend geschultem Personal der Kläranlage.

### 4.1. Abwassermenge

Tabelle 1: Jahresmittel der Abwassermengen 2013-2017

	<b>Abwassermenge</b> <i>m<sup>3</sup>/d</i>
2013	10415,02
2014	8843,74
2015	9022,69
2016	9780,88
2017	10046,54
<b>Ø</b>	<b>9612,64*</b>

\*gebildet über alle dokumentierten Tagesabwassermengen

Die zu behandelnde Abwassermenge unterliegt tages- und jahreszeitlichen Schwankungen. Im Mittel beträgt der Zufluss ca. 9.600 m<sup>3</sup> pro Tag. Der Höchstwert datiert aus dem Jahr 2013 mit 10.400 m<sup>3</sup>/d. Im darauffolgenden Bemessungsjahr lag der Wert lediglich bei 8.800 m<sup>3</sup>/d, welches den Tiefstwert der vergangenen fünf Jahre darstellt. Die Abwassermenge unterliegt tendenziell einer leichten Steigung ( $m=0,1546$ , s. Abbildung 4).

Auffällig sind lokale Maxima und Minima der Zulaufmenge nach Extremwetterereignissen, welche aus Abbildung 4 hervorgehen. Am 28. Mai 2014 wurde mit über 31.976 m<sup>3</sup> der größte Zufluss gemessen. Weitere lokale Spitzen wurden am 18. August 2015 (31.260 m<sup>3</sup>) sowie am 16. November 2016 (20.502 m<sup>3</sup>) gemessen. Starke Trockenwetterlagen wurden in den Zeiträumen 1. Januar bis 8. Mai 2014 (durchschnittlich 7.474 m<sup>3</sup>/d) und 22. August bis 17. Oktober 2016 (durchschnittlich 7.557 m<sup>3</sup>/d) dokumentiert.

Die Kläranlage Espenhain ist bzgl. der zulaufenden Abwassermenge starken Schwankungen und dadurch auch großen temporären Änderungen in der Schadstofffracht und -konzentration ausgesetzt. Sie muss flexibel arbeiten und sich den sich täglich ändernden Bedingungen anpassen. Dies gilt für alle Bereiche der Kläranlage inklusive Klärschlammbehandlung.

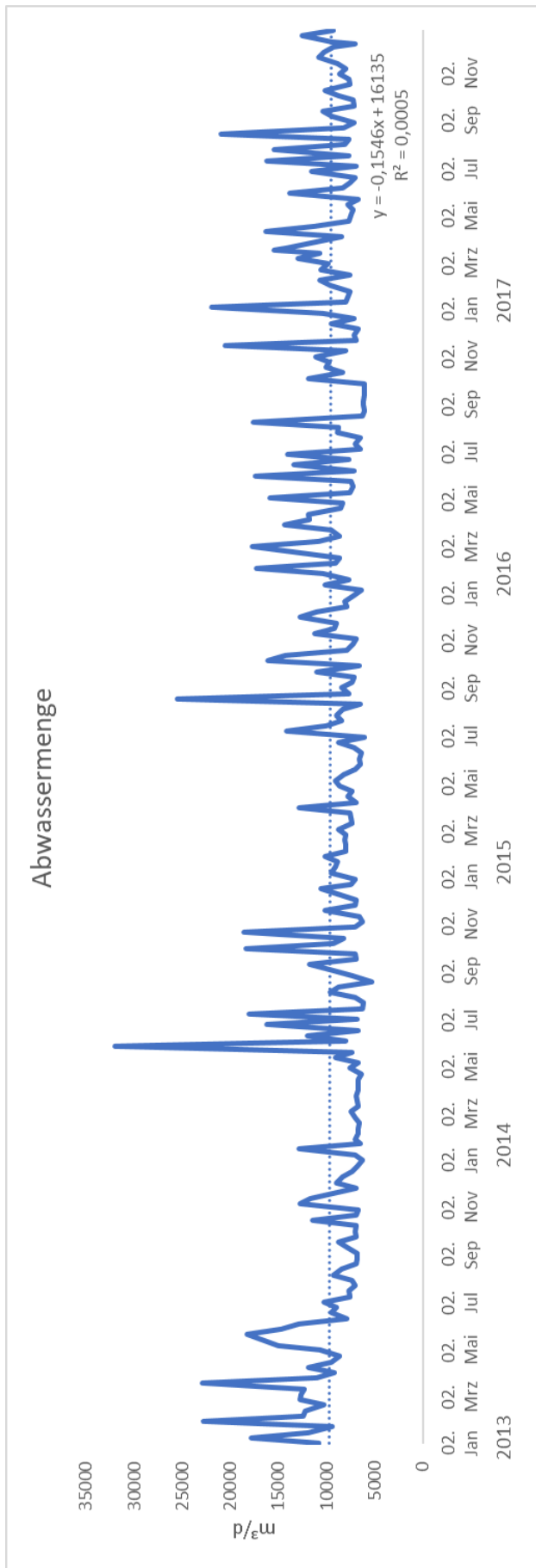


Abbildung 4: Abwasserzulauf zur KA Espenhain in den Jahren 2013-2017

## 4.2. Phosphorfrachten im Zu- und Ablauf

In folgender Tabelle sind die durchschnittlichen Phosphormengen in den Zu- und Ablaufströmen der Jahre 2013 bis 2017 aufgeführt.

Tabelle 2: Jahresmittel der Phosphorkonzentration/ -fracht im Zu- und Ablauf der KA (2013-2017)

	P <sub>ges</sub> -Konzentration		Phosphorfracht	
	Zulauf mg/l	Ablauf mg/l	Zulauf kg/d	Ablauf kg/d
2013	7,52	0,42	74,77	4,11
2014	13,34	0,7	116,07	7,04
2015	16,8	0,58	145,94	5,19
2016	12,36	0,56	118,35	5,36
2017	8,76	0,44	86,94	4,59
<b>Ø</b>	<b>11,79*</b>	<b>0,54*</b>	<b>108,7*</b>	<b>5,28*</b>

\*gebildet über alle dokumentierten Tageswerte

Im Mittel über die vergangenen fünf Jahre erreichten pro Tag ca. 109 Kilogramm Phosphor die Kläranlage. Dies entspricht einer Konzentration von ca. 12 Milligramm pro Liter Abwasser. Aufgrund der sehr gut eingestellten und funktionierenden biologischen Phosphoreliminierung konnte trotz der teils hohen Zulaufkonzentrationen der Grenzwert im Ablauf von 2 Milligramm pro Liter stets eingehalten werden. Die Phosphorkonzentration im Ablauf stieg im Durchschnitt nie über 0,7 Milligramm pro Liter. Es wurden täglich ca. 5 Kilogramm Phosphor über den Auslauf der Kläranlage ausgetragen.

Die Zulaufkonzentration an Phosphor unterliegt starken Schwankungen (s. Abbildung 5). Im Mittel schwankt der Wert in einem Bereich von 5 bis 20 Milligramm pro Liter Abwasser. Im Jahr 2015 wurden viele lokale Maxima dokumentiert. In der Zeit zwischen dem 10. Juni 2015 bis 23. September 2015 betrug die Phosphorkonzentration im Zulauf durchschnittlich 20,9 Milligramm pro Liter. Die Höchstwerte wurden am 29. Juli (36,6 mg/l) und 16. September (48,1 mg/l) gemessen. Dies übersteigt den Mittelwert um den Faktor 3,5 bis 4,5.

Trotz der teils stark schwankenden Zulaufkonzentration konnten die Grenzwerte der Abwasserverordnung in den vergangenen fünf Jahren an 99 % der Tage eingehalten werden. Lediglich an zwei Tagen wurde die zulässige Phosphorkonzentration im Ablauf überschritten. Am 4. September 2013 (2,2 mg/l) und 28. Mai 2014 (2,34 mg/l) kam es zu geringen Überschreitungen.

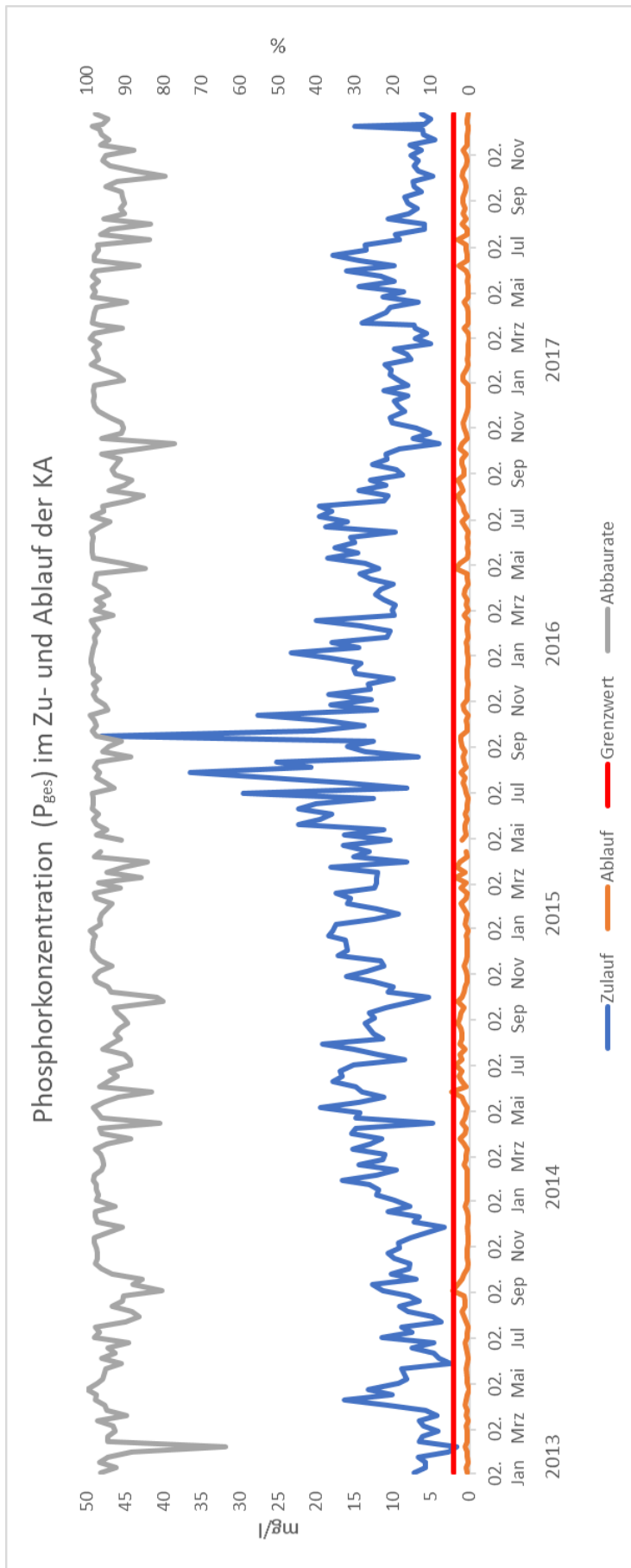


Abbildung 5: Phosphorkonzentration im Zu- und Ablauf der KA-Espenhain in den Jahren 2013-2017

### 4.3. Phosphorfracht im Klärschlamm

Die Phosphorfracht im Filterkuchen wird ein- bis dreimal jährlich durch ein unabhängiges Labor bestimmt. Im Jahr 2018 wurde aufgrund der neu in Kraft getretenen DÜMV die Frequenz der Probenahmen angehoben. In Tabelle 3 sind die Untersuchungswerte der letzten Jahre aufgeführt.

Tabelle 3: Phosphorkonzentration im Filterkuchen 2013-2018

<b>Datum Probenahme</b>	<b>Phosphorkonzentration gP/kgTS</b>
15.10.2013	18,33
09.04.2014	18,77
28.10.2014	22,26
16.04.2015	20,51
14.10.2015	26,62
17.02.2016	43,07
05.10.2016	23,57
11.04.2017	18,33
07.09.2017	29,68
14.12.2017	25,75
28.02.2018	20,9
26.03.2018	19
09.04.2018	17
16.05.2018	18
<b>Ø</b>	<b>22,99</b>

Im Mittel betrug der Phosphor-Gehalt ca. 23 gP/kgTS. Auffällig ist der Wert vom 17.02.2016, welcher mit 43 gP/kgTS ca. dem Doppelten des Durchschnittes entspricht.

Die für die Gesamt-Phosphor-Bilanz relevanten Tagesfrachten wurden mithilfe des Dekanterprotokolls (Klärschlammmasse wird protokolliert, welche täglich mittels Zentrifuge entwässert wird) und der in Tabelle 3 aufgeführten Analysedaten ermittelt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 4 dargestellt.

Für weitere Berechnungen wurden die Daten des Jahres 2018 nicht verwendet.

Tabelle 4: Phosphortagesfracht im Klärschlamm der Jahre 2013-2017, mittels Analysewerten berechnet

	<b>Phosphorkonzentration Jahresmittel</b>	<b>Klärschlammmenge</b>	<b>Phosphorfracht</b>
	<i>gP/kgTS</i>	<i>kgTS/d</i>	<i>kg/d</i>
2013	18,33	3199,09	58,64
2014	20,52	3315,41	68,02
2015	23,57	3585,44	84,49
2016	33,32	3639,87	121,28
2017	24,59	3591,99	88,32
<b>Ø</b>	<b>24,69*</b>	<b>3466,36*</b>	<b>84,15</b>

\*gebildet über alle dokumentierten Einzel- bzw. Tageswerte

Die Phosphorkonzentration im entwässerten Klärschlamm wurde in den Jahren 2013 bis 2017 ein- bis dreimal jährlich von einem unabhängigen Labor ermittelt. Im Mittel entfielen ca. 25 g Phosphor pro kg Trockensubstanz bei annähernd konstant anfallender Klärschlammmenge. Die durchschnittlich resultierende Phosphorfracht beträgt 84,15 kg pro Tag. Der Höchstwert wurde im Jahr 2016 mit 121,28 kg ermittelt. Im Jahr 2013 wurden lediglich 58,64 kg Phosphor täglich ausgetragen.

Der in der Klärschlammverordnung festgelegte Grenzwert liegt bei 20 g Phosphor pro kg Trockensubstanz. Dieser Wert wurde in vier der letzten fünf Jahre überschritten, d.h. es müssen mindestens 20% des anfallenden Phosphors im Klärschlamm zurückgewonnen bzw. recycelt werden, um den Grenzwert einzuhalten.

Die hohe Schwankungsbreite geht auf die geringe Probenanzahl zurück. Mit wöchentlichen oder monatlichen Analysen könnten genauere Aussagen über die Zusammensetzung des Klärschlammes getroffen werden.

#### 4.4. Phosphorfracht im Prozesswasser der Schlamm entwässerung (Rückbelastung)

Die Konzentration an Phosphor im Prozesswasser wird monatlich im Labor der Kläranlage bestimmt. In Tabelle 5 sind die Jahresmittel der Jahre 2013-2017 aufgelistet. Diese dienen als Grundlage für weitere Berechnungen.

Der Volumenstrom berechnet sich aus dem Frischschlammvolumen (aus dem Dekanterprotokoll), welches in die Zentrifuge eintritt, abzüglich des ausgetragenen Feststoffvolumens (ca. 20 m<sup>3</sup> täglich).

Tabelle 5: Phosphorfracht im Prozesswasser der Jahre 2013-2017

	<b>Jahresmittel</b>	<b>Volumenstrom</b>	<b>Phosphorfracht</b>
	<b>P<sub>ges</sub></b>		
	<i>mg/l</i>	<i>m<sup>3</sup>/d</i>	<i>kg/d</i>
2013	89,03	129,61	11,54
2014	152,67	136,45	20,83
2015	131,97	143,51	18,94
2016	121,04	142,95	17,3
2017	192,5	143,38	27,6
<b>Ø</b>	<b>137,44*</b>	<b>139,18*</b>	<b>19,13*</b>

\*gebildet über alle dokumentierten Einzelwerte

Die Werte des Prozesswassers verhalten sich analog denen des Klärschlammes. Sowohl die Phosphorkonzentration, als auch die Phosphorfracht weisen starke Schwankungen auf. Im Mittel werden täglich ca. 19 kg Phosphor mit dem Prozesswasserstrom zurückgeführt. Im Jahr 2013 waren es lediglich 11,54 kg. Der Höchstwert von 27,6 kg wurde im Jahr 2017 ermittelt.

Der Volumenstrom unterliegt keinen nennenswerten Schwankungen. Er beträgt im Mittel 139 m<sup>3</sup> pro Tag.

#### 4.5. Gesamt-Phosphor-Bilanz der Kläranlage

Zur Ermittlung, an welcher Stelle bzw. nach welchem Verfahrensschritt eine Rückgewinnung des Phosphors am effektivsten zu realisieren wäre, werden die Analyse- und Berechnungsdaten zusammengeführt und eine Phosphorbilanz der gesamten Kläranlage erstellt (s. Tabelle 6).

Tabelle 6: Gesamt-Phosphor-Bilanz der Kläranlage anhand der Analysedaten

	Phosphorfrachten			
	Zulauf kg/d	Klärschlamm kg/d	Prozesswasser kg/d	Ablauf kg/d
2013	74,77	58,64	11,54	4,11
2014	116,07	68,02	20,83	7,04
2015	145,94	84,49	18,94	5,19
2016	118,35	121,28	17,3	5,36
2017	86,94	88,32	27,6	4,59
<b>2013-2017</b>	<b>108,7</b>	<b>84,15</b>	<b>19,13</b>	<b>5,28</b>

Die Analysewerte für Klärschlamm unterliegen großen Schwankungen. Aufgrund dieser Tatsache wird eine Plausibilitätskontrolle mithilfe folgender Gleichung durchgeführt:

$$\text{Differenz} = P(\text{Zu}) - P(\text{KS}) - P(\text{Ab})$$

Das Ergebnis ist in Tabelle 7 dargestellt.

Tabelle 7: Plausibilitätskontrolle der Analysedaten anhand der Gesamt-Phosphor-Bilanz

	Phosphorfrachten			
	Zulauf kg/d	Klärschlamm kg/d	Ablauf kg/d	Differenz kg/d
2013	74,77	58,64	4,11	<b>12,02</b>
2014	116,07	68,02	7,04	<b>41,01</b>
2015	145,94	84,49	5,19	<b>56,26</b>
2016	118,35	121,28	5,36	<b>-8,29</b>
2017	86,94	88,32	4,59	<b>-5,97</b>
<b>2013-2017</b>	<b>108,7</b>	<b>84,15</b>	<b>5,28</b>	<b>19,27</b>

Die Analysedaten bzgl. der Phosphorfracht in Zulauf, Klärschlamm, Prozesswasser und Ablauf lassen sich nicht zu einer einheitlichen Bilanz zusammenführen. Die Differenz liegt im Mittel über die Jahre 2013 bis 2017 bei ca. 19 kg pro Tag, d.h. es wird theoretisch mehr Phosphor der Kläranlage über den Zulauf zugeführt bzw. über das Prozesswasser rückgeführt, als über Klärschlamm und Ablauf ausgetragen. Dies ist praktisch nicht möglich.



Da die Analyse des Klärschlammes aufgrund der geringen Anzahl an Analysewerten am unsichersten ist, wird er in den folgenden Berechnungen als Unbekannte angesehen und über eine Bilanzrechnung ermittelt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 8 zusammengefasst.

Folgende Formeln dienen als Grundlage für die Berechnung (gemeint sind jeweils die Phosphorfrachten der einzelnen Ströme):

**FS-Frischschlamm**      **Zu-Zulauf**      **TS-Trockensubstanzgehalt (26%)**

**KS-Klärschlamm**      **Ab-Ablauf**      **PW-Prozesswasser**

$$P(FS) = P(Zu) - P(Ab)$$

$$P(KS) = P(FS) - P(PW)$$

$$P - Fracht(KS) = \frac{P(KS) * 1000}{TS}$$

Tabelle 8: Angepasste Phosphor-Klärschlamm-Fracht

	Phosphorfrachten				P-Fracht-Schlamm gP/kgTS
	Zulauf kg/d	Klärschlamm kg/d	Prozesswasser kg/d	Ablauf kg/d	
2013	74,77	58,91	11,54	4,11	<b>18,41</b>
2014	116,07	89,15	20,83	7,04	<b>26,89</b>
2015	145,94	121,91	18,94	5,19	<b>34</b>
2016	118,35	95,7	17,3	5,36	<b>26,29</b>
2017	86,94	55,02	27,6	4,59	<b>15,32</b>
<b>2013-2017</b>	<b>108,7</b>	<b>84,3</b>	<b>19,13</b>	<b>5,28</b>	<b>24,32</b>

Die Phosphorfracht steigt im Klärschlamm leicht auf 84,3 kg/d. In Bezug auf den gleichbleibenden Trockensubstanzanfall wird auch der zu recycelnde Anteil an Phosphor größer. Bei einem Wert von 24,32 g Phosphor pro kg Trockensubstanz müssen rund 22 % mit einem geeigneten Verfahren zurückgewonnen werden.

Die Auswahl des Verfahrens sowie sämtliche nachfolgende Überlegungen und Thesen basieren auf den angepassten Werten. Die Klärschlammanalysen sind nicht interpretierbar und aufgrund ihrer geringen Anzahl als unsicher anzusehen.

## 5. Phosphorrecyclingverfahren

Der folgende Abschnitt gibt einen Überblick über die Breite der Möglichkeiten, bzgl. der Ansatzpunkte und Verfahrensweisen, des Phosphorrecyclings auf Kläranlagen. Die dargestellten Verfahren decken einen Großteil der Varianten und Ideen der Recyclingmöglichkeiten ab.

Betrachtet man eine konventionelle Kläranlage, so bieten sich vier Ansatzstellen um Phosphor zurückzugewinnen. Zum einen der Kläranlagenablauf, das Schlammwasser (im folgenden Prozesswasser genannt), der Faulschlamm bzw. Klärschlamm oder nach der Verbrennung aus der Asche des Schlammes. Jede Variante bietet Vor- und Nachteile, welche im Folgenden dargestellt werden.

### 5.1. Phosphorrückgewinnung aus dem Kläranlagenablauf

Der Ablauf der Kläranlage eignet sich aufgrund seiner Reinheit als Ansatzpunkt des Phosphorrecyclings. An diesem letzten Verfahrensschritt der Kläranlage sind keine Störstoffe mehr enthalten und es wird ein qualitativ hochwertiges und reines Produkt gewonnen. Voraussetzung für ein hohes Maß an Rückgewinnung ist der Verzicht auf biologische und chemische Phosphoreliminierung innerhalb der Anlage. Ein Nachteil stellt zum einen der große zu behandelnde Volumenstrom, sowie die Unverzichtbarkeit des Einsatzes von Fällmitteln in einigen Kläranlagen, welche diese zur Schlammstabilisierung nutzen, dar.

#### 5.1.1. RemNut

Das RemNut<sup>®</sup>-Verfahren wurde bereits in den 80er Jahren in der Polytechnic University of Bari (Italien) entwickelt. Ziel war die effiziente Eliminierung und Rückgewinnung von Phosphor, Stickstoff und Kalium mittels Ionenaustauschern aus dem Ablauf der biologischen Reinigungsstufe (Zettl and Soncourt 2015). Das Verfahren kam in den Anfangsjahren aufgrund hoher Verfahrenskosten nie über den Demonstrations- bzw. Pilotmaßstab hinaus. Basierend auf den Neuerungen im Bereich der Ionenaustauscher bleibt abzuwarten, ob die Arbeit an diesem oder ähnlichen Verfahren wieder aufgenommen wird.

Bereits 2003 konnte der Prozess aufgrund neu entwickelter Ionenaustauscherharze und einer veränderten Verfahrensführung verbessert werden (Petruzelli et al. 2003). Das verbesserte Verfahren wird im Folgenden erläutert (Abbildung 6).

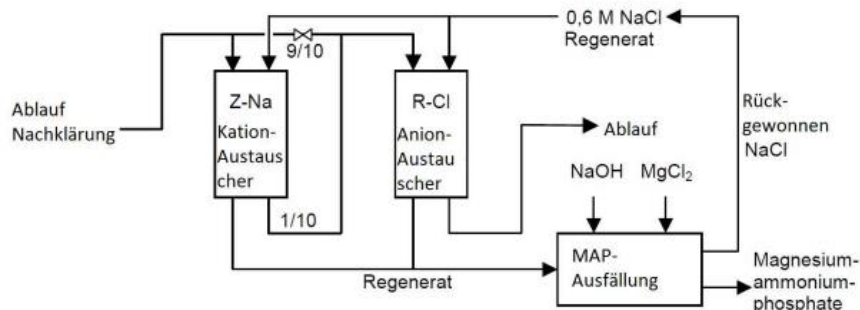


Abbildung 6: RemNut-Verfahren (Liberti, Petruzelli, and De Florio 2001)

Das Verfahren setzt direkt am Ablauf der Nachklärung an und besteht im Kern aus zwei separaten Ionenaustauschern. Zunächst wird zur Eliminierung von Ammonium ein Teilstrom (ca. 1/10 des Gesamtvolumenstromes) über einen Kationenaustauscher geschickt. Anschließend wird mittels eines Anionenaustauschers im Gesamtstrom Phosphat eliminiert. Die Oberfläche des Ionenaustauschers ist mit einem stark basischen Harz überzogen. Es stellt sich ein N:P Verhältnis von 1 ein. Das im Abwasserstrom enthaltene Phosphat wird mittels Magnesiumchlorid und der Zugabe von Natriumhydroxid (pH-Wert Anhebung auf 9,5) als MAP ausgefällt. Anschließend werden die Ionenaustauscher mit 0,6 molarer Natriumchlorid-Lösung regeneriert (Petruzelli et al. 2003).

### 5.1.2. Magnetseparator

Das Verfahren des Magnetseparators wurde in den Jahren zwischen 2010 und 2013 entwickelt. Im Rahmen des Bio-SuPaWert-Projekts, welches unter anderem von der Universität Stuttgart unterstützt wurde, konnte es im Labormaßstab betrieben werden. Im darauf aufbauenden SuPaPhos-Projekt erfolgte die Überführung in den halbtechnischen Maßstab (Zettl and Soncourt 2015).

Das Prinzip beruht auf der magnetischen Abtrennung von Phosphaten, welche zunächst an Magnetteilchen akkumulieren. Diese Teilchen (20-25 Mikrometer Durchmesser) sind in einer Matrix aus Siliziumoxid eingeschlossen. Die Oberfläche ist mit einer sogenannten LDH überzogen (layered double hydroxide, phosphat-selektiver Ionenaustauscher).

Das Verfahren erfolgt im Batch-Betrieb. Die Magnetteilchen werden unter das Abwasser gemischt und binden die enthaltenen Phosphate an ihrer Oberfläche. Anschließend werden sie mittels HGMF (high-

gradient magnetic filter) von der Flüssigphase getrennt. Die Desorption erfolgt mit einer basischen Waschlösung. Es entsteht eine konzentrierte Phosphatlösung, aus der Phosphat zurückgewonnen bzw. gefällt werden kann. Anschließend werden die magnetischen Partikel abermals aus der Flüssigkeit entfernt und stehen dem Prozess wieder zur Verfügung,

Im Labor konnte nach 14 Zyklen ein Rückgewinnungsgrad von 84 %, bezogen auf das im Wasser enthaltene Phosphat, erzielt werden (Zettl and Soncourt 2015).

Die selektive Abtrennung der Magneteilchen ist ein großer Vorteil gegenüber weiteren Verfahren, welche mit Ionenaustauschern arbeiten. Verstopfungen nachfolgender Rohrleitungen oder Filterapparate werden dadurch vermieden. Ein Nachteil ist die nicht vorhandene großtechnische Produktion der Magneteilchen sowie die hohen zu erwartenden Betriebskosten.

## 5.2. Nasschemische Phosphorrückgewinnung aus Klärschlamm bzw. Faulschlamm

Die Klärschlämme der Kläranlagen beinhalten das größte Rückgewinnungspotential bzgl. des Phosphorrecyclings. In Primär- und Überschussschlamm befindet sich ca. 90 % der chemisch oder biologisch gefällten bzw. eliminierten Phosphorfracht. Diese liegen allerdings gebunden vor, d.h. in einem ersten Verfahrensschritt müssen die Phosphate aus diesen Komplexen gelöst werden, um sie wieder verfügbar zu machen.

Der verbreitetste Ansatz ist die Rücklösung mittels Ansäuerung. Die nachfolgend dargestellten Verfahren verfolgen diesen auf unterschiedliche Art und Weise.

### 5.2.1. NuReSys

Das NuReSys-Verfahren wurde von der Fa. Akwadok (Belgien) entwickelt und wird seit 2011 von der Fimra Nutrients Recovery Systems (NuReSys) vermarktet und weiterentwickelt (NuReSys 2018a). Das Prinzip beruht auf einer Rücklösung der gebundenen Phosphate und einer anschließenden Fällung dieser. Als Inputmaterial kann sowohl Faulschlamm (Abbildung 8) als auch Prozesswasser (Abbildung 7) genutzt werden.

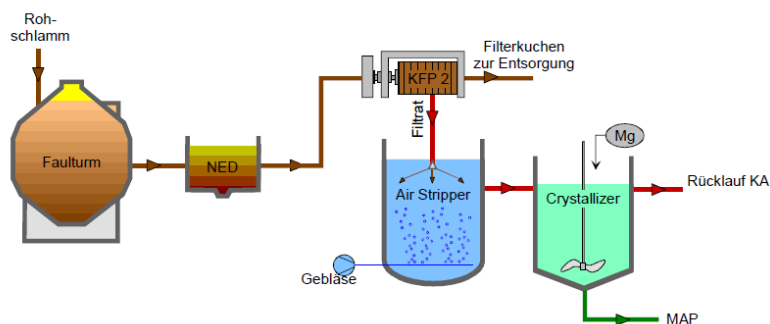


Abbildung 7: NuReSys-Verfahren – Prozesswasser (Gugel, Steinmetz, and Maier 2014)

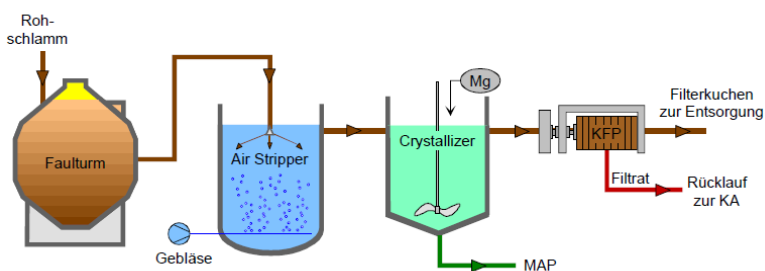


Abbildung 8: NuReSys-Verfahren – Faulschlamm (Gugel, Steinmetz, and Maier 2014)

Die Behandlung der beiden unterschiedlichen Ausgangsstoffe ist beinahe identisch. Sie unterscheiden sich lediglich darin, ob die fest-flüssig-Trennung vor oder nach der Fällung realisiert wird. In beiden Fällen wird in einem Luftstrippungsreaktor  $\text{CO}_2$  ausgetrieben und somit der pH-Wert angehoben ( $\sim 7,9$ ). Im anschließenden Fällungsreaktor wird Magnesiumchlorid zugegeben und es bilden sich MAP-Kristalle mit einem Durchmesser von 1-3mm. Diese werden noch im Fällungsreaktor oder einem nachgeschalteten Absetzbehälter abgetrennt und abschließend aufbereitet sowie getrocknet. Die überschüssige Fest- bzw. Flüssigphase wird entsorgt bzw. der Kläranlage zurückgeführt (Gugel, Steinmetz, and Maier 2014) (Zettl and Soncourt 2015).

Unabhängig von der Zulaufkonzentration wird im Ablauf eine Konzentration von 20 mg/l  $\text{PO}_4\text{-P}$  eingestellt (Zettl and Soncourt 2015). Somit ist die Rückgewinnungsrate abhängig von der Zulaufkonzentration. Zur Zeit befinden sich sieben Anlagen im großtechnischen Betrieb (Deutschland, Belgien, Niederlande) und weitere sind in Planung (NuReSys 2018b).

### 5.2.2. AirPrex-Verfahren

Das AirPrex<sup>®</sup>-Verfahren (Abbildung 9) wurde bereits 1994 von den Berliner Wasserbetrieben konzipiert und entwickelt, um unkontrollierte MAP-Ausfällungen innerhalb der Rohrleitungen nach der Faulung zu verhindern. Ein zusätzlicher Nebeneffekt ist die verbesserte Entwässerbarkeit des Schlammes und die Möglichkeit der Phosphorrückgewinnung (Umweltbundesamt 2015).

Die Fällung des MAP erfolgt in einem speziell konstruierten Reaktor nach der Faulung. Zunächst wird der pH-Wert mittels  $\text{CO}_2$ -Stripping durch das Einblasen von Luft auf einen Wert von 7,8-8 angehoben. Durch die Zugabe von Magnesiumchlorid und Natriumhydroxid werden MAP-Kristalle gebildet, welche am Sumpf abgezogen und in einem darauffolgenden Aufbereitungsprozess vom Schlamm getrennt werden. Die Verweilzeit im Reaktor sollte mindestens 8 Stunden betragen, um die Reduzierung der Phosphatkonzentration von 90% zu realisieren. (Zettl and Soncourt 2015) (CNP 2016) (Bastian et al. 2016).

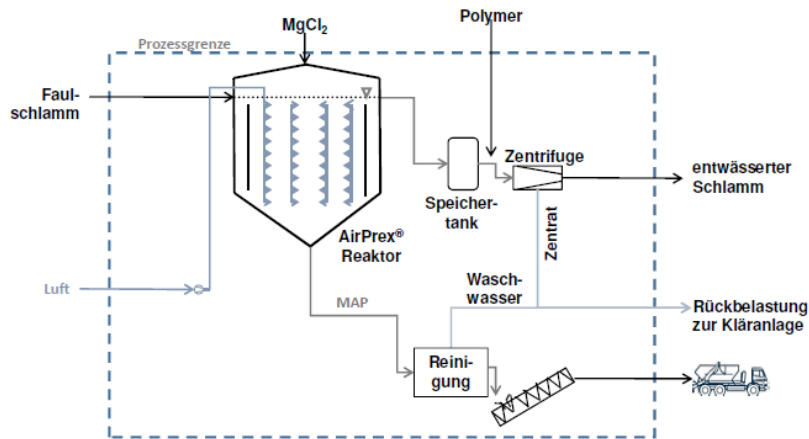


Abbildung 9: AirPrex-Verfahren (CNP 2016)

Voraussetzung für eine höchstmögliche Rückgewinnungsrate ist eine biologische Phosphoreliminierung und der Verzicht auf chemische Fällung mittels Fällungssalzen, welche die Rücklösung des Phosphates während des Faulprozesses verhindern würden. Laut Herstellerangaben können bei optimaler Verfahrensführung 90% des frei im Faulschlamm verfügbaren Phosphates gefällt werden. Auf der Kläranlage Berlin-Waßmannsdorf wird mit diesem Verfahren eine Rückgewinnungsrate von 11% (bezogen auf den Kläranlagenzulauf) erzielt. In den Niederlanden werden bis zu 22% zurückgewonnen (Bastian et al. 2016).

Aktuell ist eine wirtschaftliche Fahrweise als Phosphorrückgewinnungsanlage nur dann möglich, wenn zeitgleich betriebliche Störungen (MAP-Fällung in Rohrleitungen) behoben werden.

Das gewonnene Produkt wird unter dem Namen „Berliner Pflanze®“ durch die Berliner Wasserbetriebe vermarktet und ist seit 2008 als Düngemittel in Europa und Deutschland zugelassen (Berliner Wasserbetriebe 2018).

### 5.2.3. Stuttgarter Verfahren

Das Stuttgarter Verfahren ist ein Projekt des Institutes für Siedlungswasserbau-, Wassergüte- und Abfallwirtschaft (Universität Stuttgart) in Zusammenarbeit mit dem IB iat-Ingenieurberatung (Stuttgart). Diese Institutionen überführten das Verfahren 2003/2004 in den Labormaßstab und kurz darauf in eine halbtechnische Versuchsanlage (ca. 1m<sup>3</sup> Reaktorvolumen). Sie konnten einen stabilen Betrieb sowie eine Phosphor-Rückgewinnungsrate von 60% realisieren. Das Besondere an diesem Prozess ist, dass er sich für Kläranlagen mit simultaner Phosphorfällung eignet und dadurch keine Verfahrensumstellung auf biologische Phosphoreliminierung notwendig ist.

Das Prinzip gleicht dem der zuvor beschriebenen Verfahren. Zunächst wird gebundenes Phosphat rückgelöst und anschließend mittels Magnesiumsalzen MAP gefällt, welches dann als Düngemittel einsetzbar ist. Die Verfahrensschritte werden im Folgenden erläutert (Abbildung 10).

Die Rücklösung des an Metallsalze gebundenen Phosphates erfolgt durch pH-Wert Absenkung mittels Schwefelsäure. Dabei gilt: je niedriger der pH-Wert, desto höher ist der Grad an Rücklösung, aber desto höher ist auch der Verbrauch an Chemikalien und die Anforderungen an das Material. Zudem gehen Metalle und Schwermetalle unterhalb pH=3 ebenfalls in Lösung. Anschließend erfolgt unter Einsatz eines geeigneten Polymers eine fest-flüssig-Trennung mittels Zentrifuge oder Kammerfilterpresse. Der Phosphat-abgereicherte Schlamm wird entsorgt und die Flüssigphase weitergeführt. Durch die Zugabe von Zitronensäure werden die gelösten Störionen komplexiert und das Zentrat anschließend mittels Ultrafiltration gereinigt. In einem Absetzbehälter wird durch Zusatz von Natriumhydroxid und Magnesiumoxid MAP gefällt, welches abschließend abgezogen und getrocknet wird. Der Überstand wird der Kläranlage zurückgeführt (Mohn et al. 2017)(Brüß, n.d.)(C. Meyer and Steinmetz 2013).

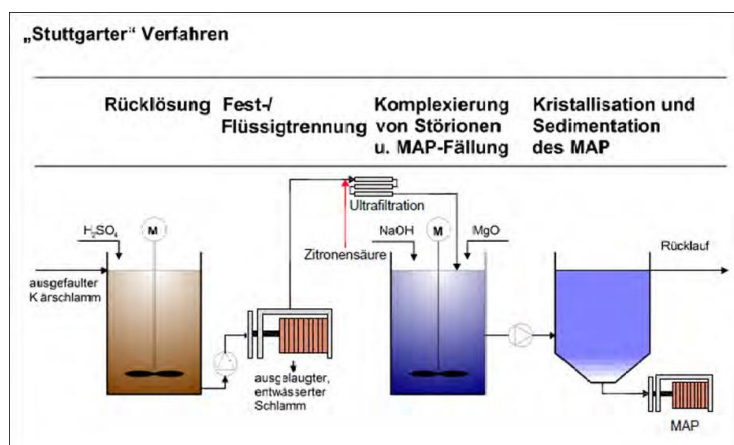


Abbildung 10: Stuttgarter-Verfahren (Mohn et al. 2017)

Das Stuttgarter-Verfahren verlangt den Einsatz vieler Chemikalien in großen Mengen und birgt dadurch einige Risiken. Die Komplexierung von Störionen (insbesondere Metallionen) mittels Zitronensäure hat eine hohe CSB-Rückbelastung zur Folge, welche die Anforderungen an die Kläranlage erhöht. Zudem kann es bei einer Absenkung des pH-Wertes unter drei, zur Lösung von Schwermetallen kommen. Weiterhin ist eine vorrangegangene Faulung des Klärschlammes unabdingbar, da organisch gebundene Phosphate nicht oder nur in sehr geringem Maße rückgelöst werden.

Auf der Kläranlage Offenburg wird seit 2012 eine Pilotanlage betrieben und stetig weiterentwickelt. Die Ergebnisse der Phosphorrückgewinnung sind in nachfolgender Tabelle dargestellt:



Tabelle 9: P-Rücklöseraten in Abhängigkeit des eingestellten pH-Wertes auf der KA Offenburg (Mohn et al. 2017)

Rücklöserreihe	pH-Wert-Einstellung angesäuerten Faulschlamm			
	pH 6	pH 5	pH 4	pH 3
1	Rücklöseraten (Phosphatelimination mit Eisen)			
	ca. 10 %	ca. 33 %	ca. 60 %	ca. 74 %
2	Rücklöseraten (Phosphatelimination mit Eisen)			
	ca. 8 %	ca. 28 %	ca. 54 %	ca. 69 %
3	Rücklöseraten (Phosphatelimination mit Eisen)			
	ca. 11 %	ca. 43 %	ca. 67 %	ca. 78 %
4	Rücklöseraten (Phosphatelimination mit Aluminium)			
	—	ca. 28 %	ca. 32 %	ca. 44 %

Deutlich erkennbar ist der direkte Zusammenhang zwischen pH-Wert und Phosphat-Rücklösung. Ein Optimum zwischen Kosten und Nutzen wird bei einer Absenkung des pH-Wertes auf 4-4,5 vermutet. Bei einer anschließenden Fällungsrate von 97% (Mohn et al. 2017) ist eine Rückgewinnungsrate zwischen 35-50% als realistisch anzusehen.

#### 5.2.4. ExtraPhos-Verfahren

Das ExtraPhos®-Verfahren (früher „Budenheim-Verfahren“) wurde 2010 von der Chemische Fabrik Budenheim KG in Zusammenarbeit mit der Ingenieurgesellschaft Steinburg und der ROTARIA Energie- und Umwelttechnik GmbH entwickelt. Die Rückgewinnung des biologisch oder chemisch gebunden Phosphates erfolgt mittels Kohlensäureextraktion und Fällung von DCP (Dicalciumphosphat). Es kommen keine genehmigungsrechtlich relevanten Chemikalien zum Einsatz. Der Prozess lässt sich in drei Schritte unterteilen, welche im Folgenden erläutert werden (Abbildung 11).

Der erste Schritt des Verfahrens ist die Mobilisierung des gebundenen Phosphates. Dies wird in einem Rohrreaktor durch den Eintrag von CO<sub>2</sub> und einem Druckanstieg auf 10 bar realisiert. Pilotversuche wurden mit einer Extraktionszeit von 30 Minuten und einem pH-Wert von 4,5 bis 5,5 durchgeführt. Es konnten dabei Rücklösungsraten von 50% erzielt werden (Moser 2017). Nach der Extraktion erfolgt eine Schlammentwässerung. Durch die damit verbundene Entspannung des Schlammes wird der Klärschlamm-Matrix CO<sub>2</sub> entzogen und der pH-Wert steigt an. Das Filtrat wird anschließend in einem Fällungsreaktor mit Kalkmilch versetzt und Dicalciumphosphat gefällt. Das Produkt wird gereinigt, entwässert, granuliert und steht der Landwirtschaft als Einzelnährstoffdünger direkt zur Verfügung (Kotzbauer 2017)(Opitz 2017) (Schnee 2011).

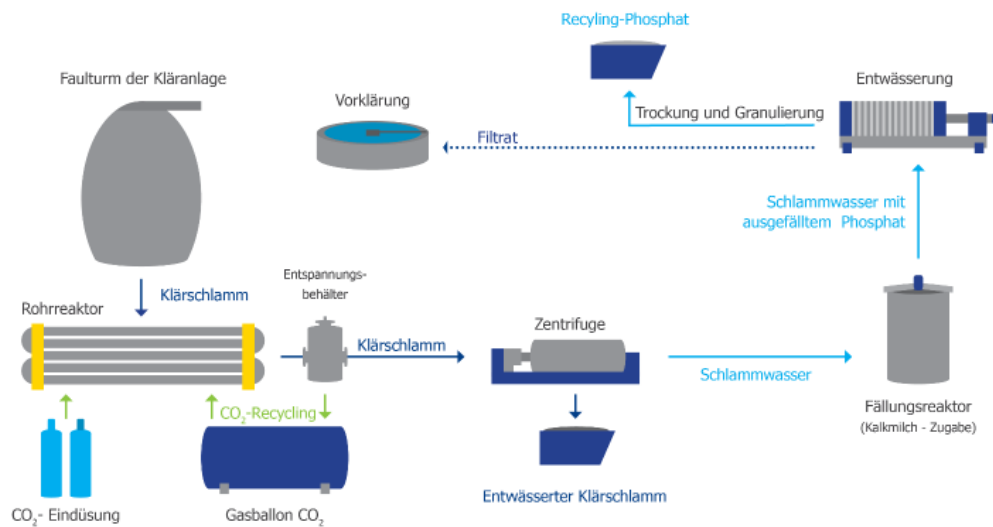


Abbildung 11: ExtraPhos-Verfahren (Opitz 2017)

Das in den Prozess eingetragene CO<sub>2</sub> wird innerhalb im Kreislauf geführt und geht nicht verloren. Die Verfahrensführung ist somit klimafreundlich und ressourcenschonend. Nach erfolgreichen Laborversuchen und halbtechnischen Versuchsanlagen wurde im Juni 2017 an der Kläranlage Mainz-Mombach, welche Phosphor über eine Simultanfällung mit Eisensulfat-Lösung eliminiert, eine Pilotanlage installiert. Die Anlage hat eine Durchsatzleistung von maximal 2 m<sup>3</sup> Faulschlamm pro Stunde (Opitz 2017). Die Ergebnisse aus den Laborversuchen wurden nicht erreicht (Abbildung 12), aber dennoch konnten wichtige Erkenntnisse bzgl. der Verfahrensführung gewonnen werden.

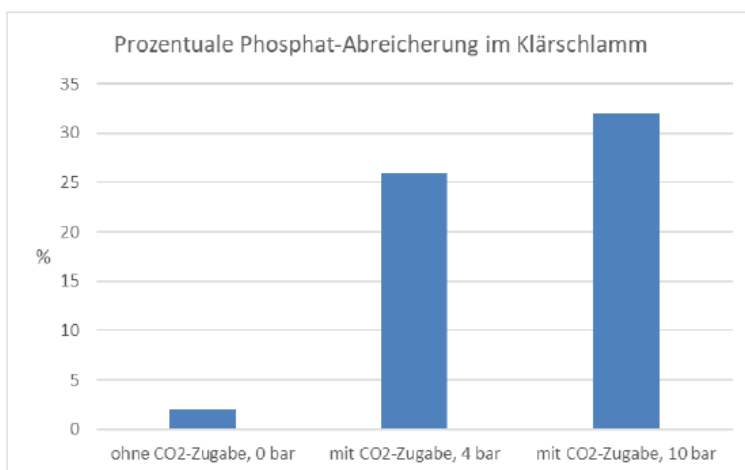


Abbildung 12: Ergebnisse der Pilotanlage in Mainz-Mombach (Opitz 2017)

Die geforderte P-Rückgewinnungsrate von 50% konnte nicht erreicht werden. Dennoch ist das Potential dieses Verfahrens erkennbar. Weitere Versuche und Pilotanlagen (Bau einer zweiten in Itzehoe geplant) werden weitere Erkenntnisse bringen. Veränderungs- bzw. Verbesserungspotential

sehen die Betreiber in der Verlängerung der Verweilzeit im Rohrreaktor, der zusätzlichen Rückführung schon behandelten Schlammes und dem möglichen Einsatz von flüssigen CO<sub>2</sub> (Opitz 2017).

### 5.3. Phosphorrückgewinnung mit hydrothermaletem Aufschluss aus Klärschlamm

#### 5.3.1. AVA-Cleanphos

Das AVA-Cleanphos-Verfahren wurde 2014 von der AVA-CO<sub>2</sub> Schweiz AG veröffentlicht und patentiert. Die Firma beschäftigt sich seit ihrer Gründung 2009 mit dem HTC-Prozess und nahm bereits ein Jahr später die erste HTC-Anlage in Betrieb. In Zusammenarbeit mit der HTCylce AG wird das Verfahren zur Phosphorrückgewinnung gegenwertig weiterentwickelt (HTCycle 2018; Neumann 2015).

Das Cleanphos-Verfahren (Abbildung 13) basiert auf der These, dass sich Phosphor aus den HTC-Kohlen leichter rückgewinnen lässt als aus unbehandeltem Klärschlamm bzw. Prozesswasser. Die Rückgewinnung erfolgt dabei mit einem so genannten Leaching, welchem der HTC-Prozess vorgeschaltet ist. Der vorentwässerte Klärschlamm (~20-30% TR) wird in einem Pulperbottich mit Prozesswasser angemaischt, vorgewärmt und anschließend in die HTC-Reaktoren geleitet. Im nun folgenden HTC-Prozess wird der Klärschlamm bei 220°C und 22 bar für wenige Stunden thermochemisch umgesetzt. Dabei wird chemisch gebundenes Wasser freigesetzt, sowie organische Strukturen aufgespalten und in ein braunkohleähnliches Produkt umgewandelt. Es entstehen zwei Produkte: das sogenannte HTC-Prozesswasser und die HTC-Kohle. Nach anschließender Dampfdruckentspannung und Wärmerückgewinnung werden Fest- und Flüssigphase mittels Kerzenfilter weitgehend voneinander getrennt und separat behandelt. Aus dem Prozesswasser werden Metallionen und andere Störstoffe mittels Membranfiltration abgetrennt und das gereinigte Permeat der Kläranlage oder dem HTC-Prozess zurückgeführt. Die HTC-Kohle wird bis zu einem pH-Wert von 1,5 mit Schwefelsäure versetzt. Dabei gehen 90% des an die Kohle gebundenen Phosphats in Lösung über. Schwermetalle sollen beim sogenannten Leaching nur in geringem Maße von der Kohle getrennt werden. Anschließend erfolgt eine weitere fest-flüssig-Trennung und man erhält als Produkt neben der 5%igen Phosphorsäure die HTC-Kohle, welche als Ersatz für fossile Energieträger genutzt werden kann (Pinnekamp, Montag, and Bastian 2016; Neumann 2014; Kläusli 2014; Neumann 2015).

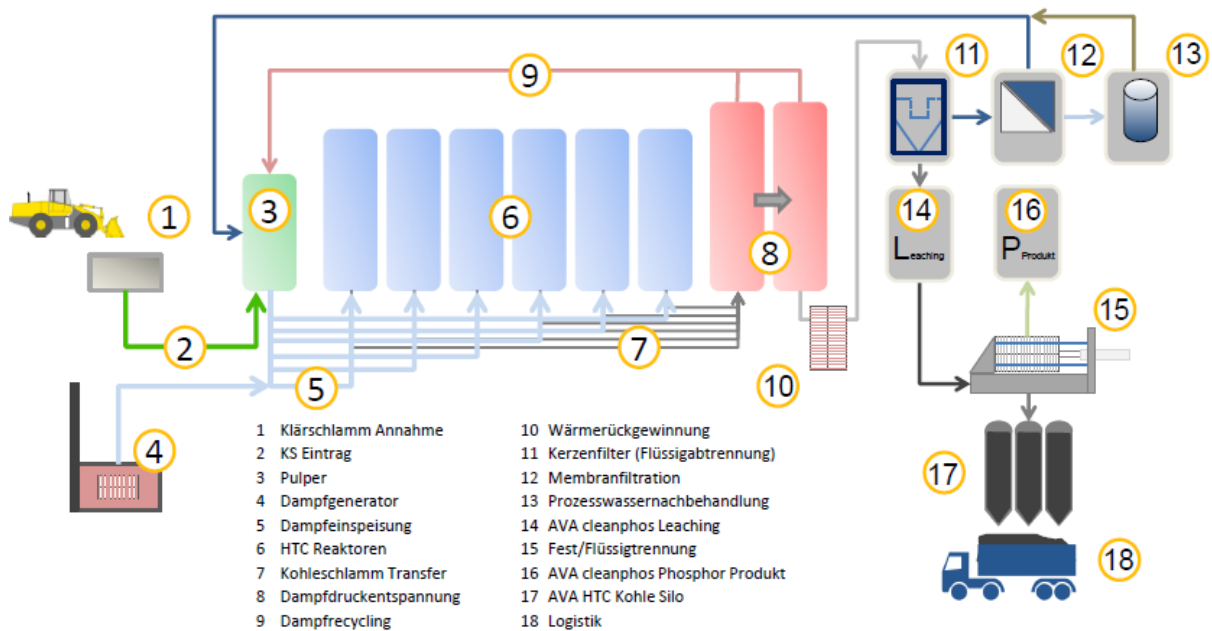


Abbildung 13: AVA-Cleanphos-Verfahren (Neumann 2015)

Laut Herstellerangaben lassen sich mit diesem Verfahren über 80% des im Klärschlamm befindlichen Phosphor in Form von Phosphorsäure zurückgewinnen. Diese kann bei Bedarf durch Umkehrosmose und Verdampfungsprozesse aufgereinigt und -konzentriert werden. Die benötigte Menge an Chemikalien (Schwefelsäure) wird als gering eingestuft (Neumann 2014). Dennoch ist der apparative und messtechnische Aufwand immens. Ob sich das Verfahren als wirtschaftlich erweist werden weitere Untersuchungen und Pilotanlagen zeigen.

## 5.4. Thermochemischer Aufschluss aus Klärschlamm bzw. Klärschlammasche

### 5.4.1. PYREG-Verfahren

Das PYREG®-Verfahren wurde an der Fachhochschule Bingen in den Jahren 1999 bis 2009 entwickelt und führte schließlich zur Gründung der Firma PYREG GmbH, welche das Verfahren weiterentwickelt und vertreibt (Nick 2015). Es beruht auf dem Prinzip einer gestuften thermischen Behandlung des Schlammes. In diesem Prozess werden organische Schadstoffe demobilisiert bei gleichzeitigem verbleiben des Phosphors in der Asche. Diese kann als Düngemittel eingesetzt werden (Abbildung 14).

Der vorgetrocknete Klärschlamm (50% - 65% TR) gelangt über eine Zellenradschleuse oder eine ähnliche Dosiereinrichtung in zwei parallel angeordnete Doppelschneckenreaktoren. In einem Temperaturbereich von 500-700°C wird der Schlamm mineralisiert bzw. karbonisiert. Im Klärschlamm enthaltene organische Verbindungen werden gespalten und Schadstoffe demobilisiert (PYREG 2018).

Die entstehenden Synthesegase werden abgezogen oder in einer Brennkammer bei 1250°C flammenlos oxidiert (FLOX-Flammenlose Oxidation). Durch die Nachbehandlung der Synthesegase können alle Grenzwerte für Abgasemissionen der BImSchV eingehalten werden. Ein weiterer Vorteil des Verfahrens ist der Wärmeenergieüberschuss, welcher in der Brennkammer bei der FLOX entsteht. Dieser kann z.B. zur Vortrocknung des Klärschlammes und zur Heizung der Reaktoren verwendet werden (Nick 2015)(Löhde 2014)(Bertau et al. 2017).

Die in den Reaktoren entstandene Kohle wird abgezogen und mittels gezielter Luftzugabe in einer Nachverschmelzung verascht. Laut PYREG verbleibt sämtlicher im Ausgangsstoff enthaltener Phosphor in der Asche zurück und wird nicht über das Gas ausgetragen. Dies entspricht einer Rückgewinnungsrate von 100% bzw. 90% bezogen auf den Kläranlagenzulauf (Löhde 2014).

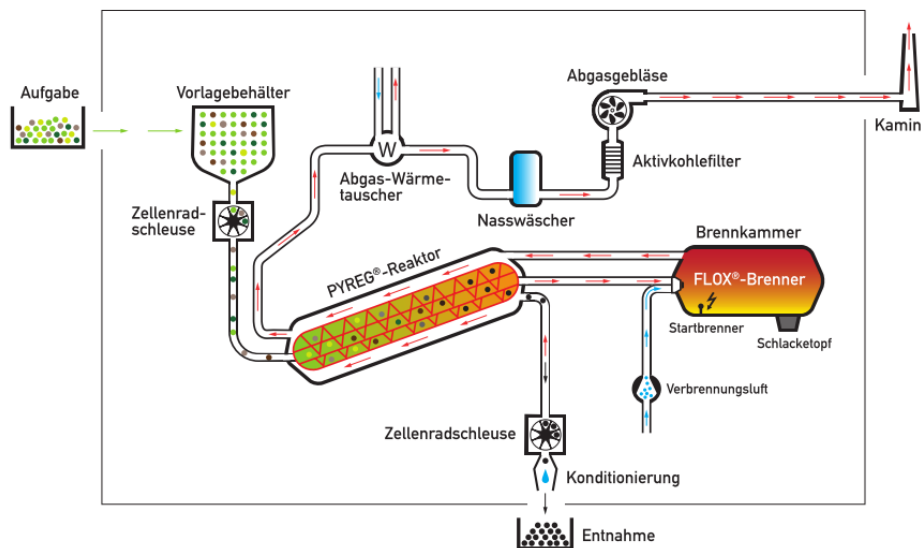


Abbildung 14: PYREG-Verfahren (Pyreg 2015)

Das PYREG-Verfahren stellt mit seiner kompakten Containerbauweise eine flexible dezentrale Lösung zur thermischen Verwertung von Biomasse jeglicher Art dar. Nach ersten Versuchen im Jahr 2009 auf der Kläranlage Ingelsheim (Gerber 2009) konnte 2015 in die Kläranlage Linz-Unkel eine Pilotanlage im großtechnischen Maßstab integriert und erfolgreich betrieben werden (Nick 2015). Derzeit werden drei PYREG-Anlagen (zwei in Deutschland und eine in den USA) großtechnisch zur Klärschlammverarbeitung verwendet. Laut Herstellerangaben rechnet sich eine solche Anlage bereits ab einer Anschlussgröße von 50.000 EW und ist beliebig zu skalieren (Pyreg 2018).

### 5.4.2. Mephrec-Verfahren

Das Verfahren zum metallurgischen Phosphorrecycling, kurz Mephrec, wurde von der Ignitec Engineering GmbH (Leipzig) entwickelt und 2008/2009 erstmals an der TU Freiberg im Labormaßstab getestet (Grüner et al. 2015). Im Zentrum dieses Recyclingverfahrens steht ein Kupolofen, welcher die Möglichkeit bietet, den Klärschlamm sowohl stofflich als auch energetisch zu verwerten.

Als Inputmaterial eignen sich feste, staubförmige oder pastöse sowie phosphorhaltige (rund 6% im TR) und energiehaltige (10-12 MJ/kg) Stoffe. Die Einsatzstoffe müssen zuvor brikkettiert werden, um die Gasdurchlässigkeit im Kupolofen ausreichend gewährleisten zu können. Zudem ist eine Trocknung des Inputs auf 85% TS unabdingbar (Scheidig et al. 2012). Die vorbehandelten Briketts werden mit Zuschlagstoffen, Koks und Sauerstoff im Kupolofen bei rund 2000°C und reduktiven Bedingungen schmelz-vergast. Dieser Vorgang wird solange durchgeführt bis sämtliche organischen Bestandteile und teilweise auch niedrig siedende Metalle (Zink, Cadmium, Quecksilber) verdampft wurden. Diese werden durch die Abluft ausgetragen und zu einem energetisch nutzbaren Brenngas aufbereitet (Scheidig et al. 2012)(Sippel 2017)(Scheidig, Mallon, and Schaaf 2011). Die daraus gewonnene Energie kann dem Prozess zurückgeführt und zur Trocknung der Briketts verwendet werden. Abbildung 15 zeigt den prinzipiellen Aufbau und Ablauf des Verfahrens.

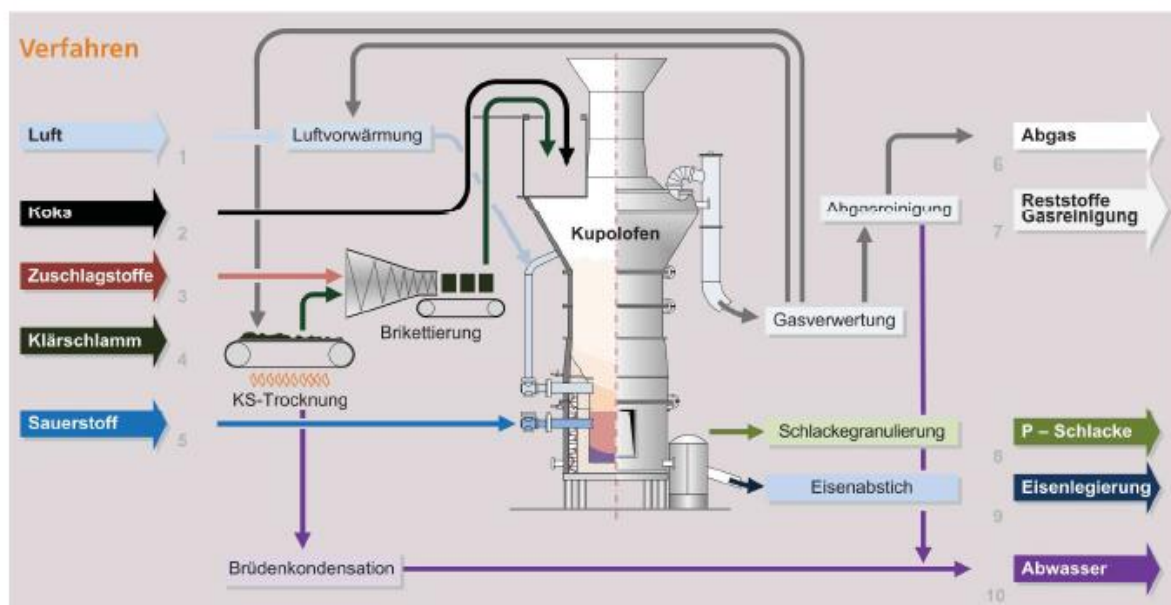


Abbildung 15: Mephrec-Verfahren (Günthert 2014)

Im Sumpf des Schmelzvergasers bildet sich eine zweischichtige Schmelze. Die obere besteht aus überwiegend mineralischen Bestandteilen, Reststoffen (Calcium- und Siliziumoxid) sowie Phosphor. Diese Schlacke wird getrennt abgestochen und anschließend im Wasserbad gelöscht und granuliert.

Das Granulat zeichnet sich durch einen geringen Metall- und einen gut pflanzenverfügbaren Phosphoranteil aus. Die untere Schicht der Schmelze bilden flüssiges Eisen und in Schmelze gegangene Schwermetalle wie Kupfer, Chrom und Nickel. Dieser Teil der Schlacke wird diskontinuierlich aus dem Reaktor ausgetragen (Umweltbundesamt 2015)(Scheidig et al. 2012)(Scheidig, Mallon, and Schaaf 2011).

Das Mephrec-Verfahren steht im Zentrum des ERWAS-Verbundprojektes KRN-Mephrec (Klärschlammverwertung Region Nürnberg), welches sich mit der großtechnischen Umsetzung des Prozesses befasst. Im Zuge dieses Projektes wurde eine Pilotanlage auf dem Gelände der KVSN (Klärschlammverwertung Region Nürnberg GmbH) errichtet und diverse Versuchsläufe durchgeführt. Stand 18.10.2017 können die ersten Ergebnisse als ernüchternd bezeichnet werden. Der Phosphorgehalt in der granulierten Schlacke befindet sich im Bereich von 2,2% bis 2,5% und ist somit als Dünger ungeeignet. Das gewonnene Synthesegas erreicht durch hohe Teergehalte keine Qualität, welche für den Einsatz in Motoren notwendig wäre und kann aufgrund dessen nur nach aufwendigen Reinigungsstufen als Brenngas verwendet werden. Zudem ist der Metall- und Phosphoranteil im Filterstaub sehr hoch und die Grenzwerte für Stickoxide können noch nicht eingehalten werden. Die Erkenntnisse und Ergebnisse aus den Laborversuchen der TU Freiberg konnten nicht nachvollzogen werden. Weitere Veränderungen an der Verfahrensführung werden Aufschluss darüber geben, ob der Prozess großtechnisch und vor allen Dingen wirtschaftlich realisierbar ist. (Schwarzmann 2017)(Grüner and Reinmöller 2016).

#### 5.4.3. Outotec-Verfahren

Das Outotec-Verfahren, auch bekannt als ASHDEC-Verfahren, wurde bereits 2001 als Prozess zur Dekontamination von Asche durch Teilvergasung der Schwermetalle von der nun insolventen ASHDEC Umwelt AG entwickelt. Im Jahr 2008 wurde die erste Pilotanlage mit dem Ziel der Herstellung eines Phosphor- bzw. Mehrnährstoffdüngers errichtet und betrieben (Hermann and Bachleitner 2008). Das Prinzip beruht auf einer thermochemischen Behandlung von Aschen aus Klärschlammverbrennungsanlagen zur Demobilisierung bzw. Extraktion von organischen Schadstoffen und Schwermetallen. In Abbildung 16 wird das Verfahren prinzipiell dargestellt.

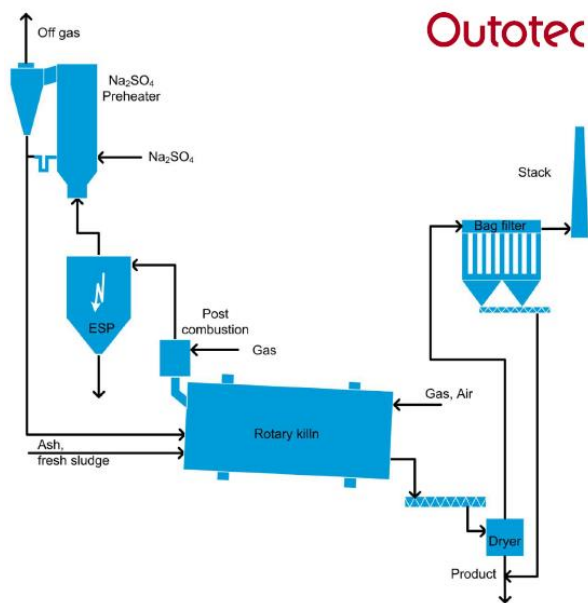


Abbildung 16: Outotec-Verfahren (Hermann and Schaaf 2016)

Die Asche wird zunächst mit vorgeheizten Additiven versetzt. Dies ist in der Regel Natriumsulfat oder andere reaktive Natrium- und/oder Kaliumverbindungen. Die Additive werden zusätzlich mit destilliertem Wasser versetzt und in einem Drehrohrofen der Asche zugegeben. Bei einer Prozesstemperatur von rund 1000°C zielt der Prozess darauf ab, dass in der Asche enthaltenen Schwermetalle (Arsen, Cadmium, Blei, Zink) mit den Zuschlagsstoffen reagieren und als Sulfate und/oder Chloride verdampfen. Das Abgas wird anschließend mittels Heißgasfilter aufbereitet, um alle Grenzwerte des BImSchG einhalten zu können. Die Restasche, welche im Drehrohrofen verbleibt, wird granuliert, getrocknet und steht als Düngemittel zur Verfügung (Hermann and Schaaf 2016)(Bastian et al. 2016)(Hermann 2013).

Laut ASHDEC/Outotec geht kein Phosphat in die Gasphase über und somit verbleibt sämtlicher Phosphor in der Asche zurück. Dies entspricht einem Rückgewinnungsgrad von über 90% bezogen auf den Kläranlagenzulauf. Dennoch ist das Produkt Stand 2016 weder marktkonform noch weist es einen hohen Phosphoranteil auf. Weitere Untersuchungen und Verfahrensänderungen werden zeigen, ob Verfahren und Produkt am Markt zu etablieren sind (Hermann and Schaaf 2016).



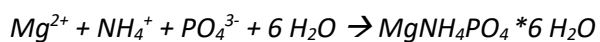
## 5.5. Phosphorrückgewinnung aus dem Prozesswasser bzw. Schlammwasser

Eine weitere mögliche Quelle des Phosphorrecyclings stellt das Prozesswasser bzw. Schlammwasser aus der Schlammeindickung dar. Die darin rückgelösten Phosphate sind biologisch gebunden und daher leicht auszufällen. In den meisten Fällen reicht eine Anhebung des pH-Wertes mit zusätzlicher Zugabe eines Magnesiumsalzes aus, um Struvit bzw. MAP zu fällen. Der pH-Wert wird angehoben um das Löslichkeitsprodukt des MAP zu erhöhen und in den gesättigten Bereich zu überführen (s. Anhang). In diesem pH-Bereich beginnt die Bildung der MAP-Kristalle, welche sich absetzen und anschließend abgezogen werden können.

### 5.5.1. Pearl-Verfahren

Der von der Firma OSTARA (Kanada) entwickelte Pearl®-Prozess stellt ein Verfahren zur Phosphorrückgewinnung aus Klärschlammwasser, auch Prozesswasser genannt, dar. In einem aufwärts durchströmten Schwebebettreaktor (Abbildung 17) werden Natriumhydroxid zur pH-Wert Regulierung und Magnesiumchlorid zur MAP-Fällung (Magnesium-Ammonium-Phosphat, Struvit) zugegeben. In dem sich von oben nach unten verjüngenden Reaktor bilden sich im oberen Bereich kleine MAP-Kristalle bei kleinen Fließgeschwindigkeiten, welche mit zunehmender Masse nach unten sinken und im Sumpf ausgetragen werden. Die sinkenden Partikel stellen sogleich Impfkristalle dar, wodurch auf die Zugabe von externen Trägermaterialien (z.B. Sand) verzichtet werden kann (Montag, Everding, and Pinnekamp 2010). Die abgezogenen MAP-Kristalle werden getrocknet und nach der Größe sortiert.

Die Ausfällung von MAP lässt sich durch folgende vereinfachte Reaktionsgleichung darstellen:



Voraussetzung für eine effiziente Fahrweise ist eine ungestörte biologische Phosphoreliminierung (Bio-P). Sie ist unbedingt notwendig um eine ausreichende Rücklösung des biologisch gebundenen Phosphats aus dem Schlamm in die flüssige Phase zu gewährleisten.

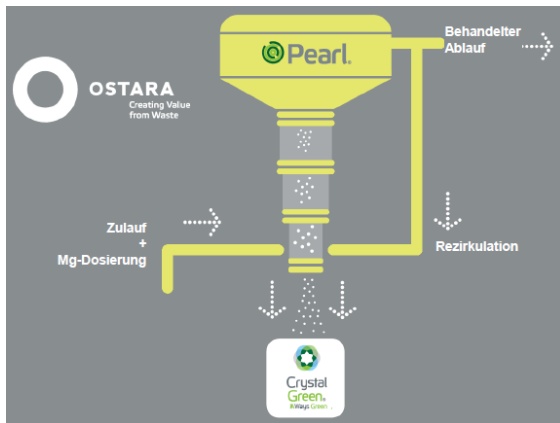


Abbildung 17: OSTARA-Pearl-Verfahren (Ostara Nutrient Recovery Technologies Inc. 2018a)

Das Verfahren ist bereits großtechnisch erprobt und stellt mit 15 kommerziellen Anlagen weltweit einen nicht unerheblichen Teil der Phosphorrückgewinnungsanlagen. Vor allen Dingen in den USA und Kanada (12 Anlagen) kommt der Pearl®-Prozess in Kläranlagen (Größenklassen: 500.000-2.000.000 EW) zum Einsatz. Aber auch in Europa konnte sich das Verfahren an drei Standorten (Slough (westlich von London), Amersfoort (Niederlande) und Madrid) etablieren (Ostara Nutrient Recovery Technologies Inc. 2018a).

Das gewonnene Produkt wird unter dem Namen „Crystal Green“ durch die Firma OSTARA vermarktet. Diese teilt sich den Erlös mit dem Kläranlagenbetreiber. Das Produkt ist in Europa als Düngemittel zugelassen (Zettl and Soncourt 2015).

#### 5.5.2. Kombination Pearl und WASSTRIP

Zur Effizienzsteigerung des Pearl®-Prozesses wurde durch die Firma OSTARA das WASSTRIP®-Verfahren (Waste Activated Sludge Stripping to Remove Internal Phosphorus) (Abbildung 18) entwickelt. Dieses setzt vor der Faulung an und verringert den Phosphatgehalt im Schlamm durch Rücklösung in die flüssige Phase. Die Vorbehandlung des Klärschlammes hat eine erhöhte P-Rückgewinnung zur Folge und verhindert zugleich die unkontrollierte MAP-Fällung in den Rohrleitungen, wodurch die Anlagenfunktion verbessert und der Wartungsaufwand reduziert wird (Kraus 2018).

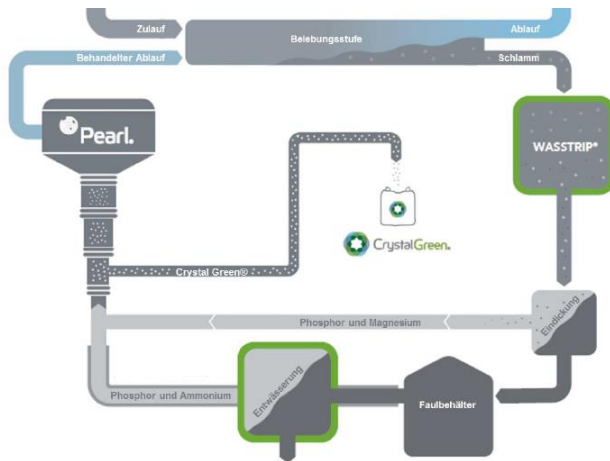


Abbildung 18: Erweiterung des Pearl-Prozesses mit WASSTRIP (Buchmüller and Sellering 2016)

Die Verfahrensführung ist einfach gehalten. Zuvor eingedickter Überschussschlamm wird mit Prozesswasser aus der Primärschlammeindickung versetzt, welches als leicht verfügbare Kohlenstoffquelle fungiert (Kraus and Kabbe 2017). Analog der biologischen Phosphoreliminierung geben Polyphosphat akkumulierende Mikroorganismen das vorher gebundene Polyphosphat unter Stressbedingungen wieder ab und es ist für die Fällung verfügbar. Die Konzentration an Phosphat, Kalium und Magnesium im Prozesswasser wird auf diese Weise maximiert (Abbildung 19).

Voraussetzung ist eine effiziente biologische Phosphoreliminierung und der Verzicht auf Fällungssalze. Die Rückgewinnungsrate beträgt bis zu 45% (bezogen auf den Kläranlagen Zulauf) (Kraus and Kabbe 2017).

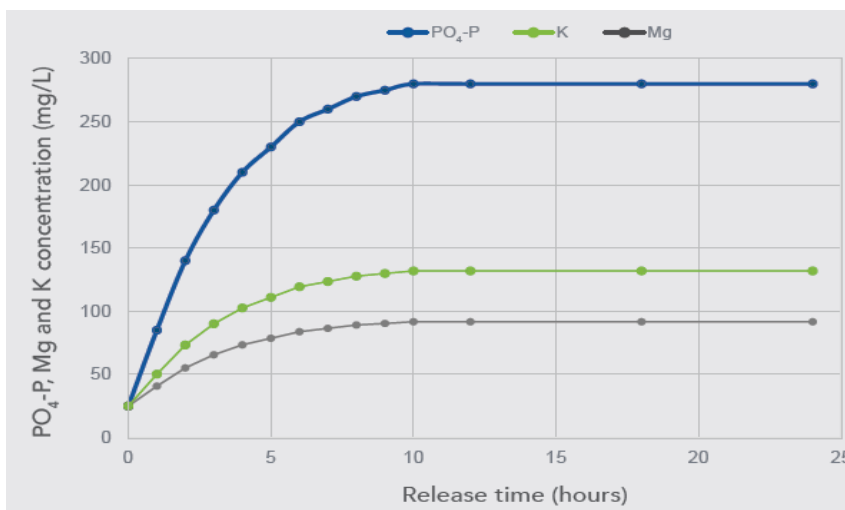


Abbildung 19: PO<sub>4</sub>-P-, Mg- und K-Konzentrationssteigerung im Prozesswasser durch den WASSTRIP®-Prozess (Ostara Nutrient Recovery Technologies Inc. 2018b)

## 5.6. Elektrochemischer Aufschluss aus dem Prozesswasser bzw. Schlammwasser

### 5.6.1. ePhos-Verfahren

Das ePhos-Verfahren wurde von der Fraunhofer IGB zur elektrochemischen Rückgewinnung von Phosphat und Ammonium aus dem Prozesswasser kommunaler Kläranlagen entwickelt. Der Prozess verläuft gänzlich ohne Zusatz von Chemikalien. Voraussetzung für die effiziente Rückgewinnung ist eine biologische Phosphorelimination. Das Prinzip ist in Abbildung 20 dargestellt.

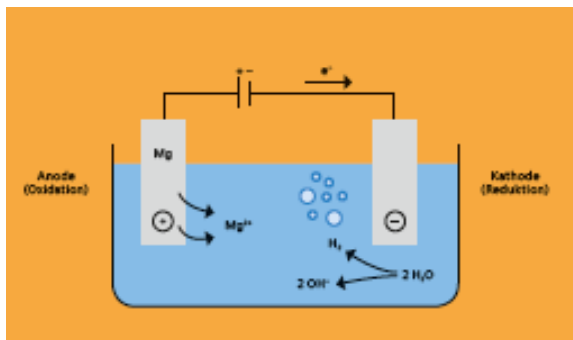


Abbildung 20: ePhos-Verfahren (Fraunhofer-Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik 2015)

Das Herzstück des Verfahrens sind in Reihe geschaltete Elektrolysezellen, bestehend aus einer inerten Kathode und einer Opferanode aus Magnesium. Durch die Reduktion an der Kathode werden Wassermoleküle gespalten. Es werden Wasserstoff und Hydroxidionen frei. Durch die Freisetzung von letzteren wird der pH-Wert auf 9 angehoben und bleibt den gesamten Prozess über konstant. An der Anode kommt es zur Oxidation. Die frei werdenden Magnesiumionen reagieren mit dem im Wasser enthaltenen Phosphat und Ammonium zu Struvit, welches ausfällt (Koch and Vorbeck 2016)(Stiefel 2017).

Das Verfahren wurde bzw. wird bereits im Pilot- und halbtechnischen Maßstab angewandt. Im Jahr 2016 wurde auf einer Kläranlage mit biologischer Phosphorelimination ein Durchsatz von 1 m³/h getestet. Die Phosphorkonzentration im Zentrat des Faulschlammes konnte durchschnittlich von 180 mg/l auf 20,8 mg/l gesenkt werden. Eine darauf aufbauende Studie zeigte, dass auf der Anlage jährlich 73t Struvit gewonnen werden könnten bei gleichzeitigem Verbrauch von 10t Magnesium. Zudem würde die Menge der jährlich eingesetzten Chemikalien um 20% sinken. Für die Umsetzung in den dauerhaften großtechnischen Betrieb einer weiteren Pilotanlage (3 m³/h) wurden Flachreaktoren eingesetzt. Die Eliminationsrate von über 80% konnte bestätigt werden. Der Energiebedarf lag bei dieser Fahrweise unter 0,5 kWh/m³. Die erste großtechnische Umsetzung auf einer norddeutschen Kläranlage mit einem Anschlusswert von 70.000 EW ist in Planung und wird weitere Erkenntnisse bringen (Fraunhofer 2018).

## 6. Verfahrensauswahl für KA Espenhain

In diesem Kapitel werden alle vorgestellten Verfahren auf ihre Anwendbarkeit auf der Kläranlage Espenhain untersucht. Zusätzlich wird anhand der bereits erstellten Phosphorbilanz und der Kenntnis der Rückgewinnungsquoten untersucht, ob die Rückgewinnungsleistung der Verfahren ausreichend ist. Das letztlich ausgewählte Verfahren wird in einem anschließenden Kapitel auf seine Wirtschaftlichkeit geprüft.

### 6.4. Kristallisations- und Fällungsverfahren

In diesem Abschnitt werden die Verfahren Pearl, NuReSys und Air Prex untersucht, welche vorrangig auf die Fällung von MAP-Kristallen aus Prozesswässern nach der Schlammwässerung zielen.

Im Zentrum des **Pearl-Verfahrens** steht ein aufwärts durchströmter Schwebebettreaktor. In diesem wird Prozesswasser aus der Schlammwässerung mit Magnesiumchlorid und Natriumhydroxid versetzt um MAP-Kristalle zu bilden und anschließend auszufällen. Voraussetzung für ein optimales Ergebnis ist eine ungestörte biologische Phosphoreliminierung in der biologischen Stufe der Kläranlage. Der Einsatz von chemischen Fällungsmitteln beeinflusst den Prozess negativ. Das Verfahren wird vornehmlich in Kanada und den USA, aber auch einzeln in Europa, praktiziert. Die größte Anlage wird in Chicago (USA) betrieben. Sie hat einen Einwohneranschlusswert von 4,5 Millionen EW. Die kleinste Anlage, mit 240.000 EW, steht in Slough (England). Das gewonnene Produkt wird unter dem Namen „Crystal Green“ von OSTARA vertrieben.

Der Umsatz im Reaktor beträgt laut Herstellerangaben ca. 85%, welches einer Phosphorrückgewinnung von 12% bis 22% entspricht. Auf der Kläranlage Espenhain müssen 22% des im Klärschlamm enthaltenen Phosphors zurückgewonnen werden. Die Rückgewinnungsleistung des Pearl-Verfahrens könnte ausreichen, allerdings ist die Unsicherheit aufgrund der benötigten Maximalleistung des Verfahrens sehr hoch.

In der Kombination mit dem WASSTRIP-Prozess konnte ein Rückgewinnungsgrad von bis zu 45% erzielt werden. Allerdings ist die Voraussetzung für den WASSTRIP-Prozess eine vorangeschaltete Faulung des Klärschlammes, welche in Espenhain nicht praktiziert wird.

Für das **NuReSys-Verfahren** kann Faulschlamm oder Prozesswasser aus der Schlammmentwässerung als Input-Material verwendet werden. Zunächst wird in einem Luftstrippungsreaktor CO<sub>2</sub> ausgetrieben, um den pH-Wert anzuheben. Durch diesen Schritt wird der Einsatz von chemischen Zusatzstoffen wie Natriumhydroxid vermieden. Anschließend wird MAP mittels Magnesiumchlorid ausgefällt. Die Kristalle haben einen Durchmesser von 1 bis 3 Millimeter und sind nach einem anschließenden Trocknungsprozess als Düngemittel einsetzbar.

Unabhängig vom Inputmaterial und der Eingangskonzentration an Phosphor wird nach dem Prozess eine Phosphorkonzentration von 20 mg/l eingestellt. Der Rückgewinnungsgrad ist demzufolge abhängig von der Phosphorfracht des Inputmaterials. Die Kläranlage Espenhain verfügt weder über Faulung, noch ist im Prozesswasser der Schlammmentwässerung ausreichend Phosphor enthalten, um den geforderten Grenzwert und Rückgewinnungsgrad zu erreichen. Das NuReSys-Verfahren wird aufgrund dessen nicht weiter betrachtet.

Das bereits 1994 entwickelte **AirPrex-Verfahren** wurde zunächst nicht mit dem Ziel Phosphor zurückzugewinnen eingesetzt. Es sollte ungewollte MAP-Inkrustationen in Rohrleitungen und Maschinenteilen, welche auf Kläranlagen mit integrierter Klärschlammfäulung auftraten, verhindern. Ein positiver Nebeneffekt ist die verbesserte Entwässerbarkeit des Klärschlammes und die gebotene Möglichkeit Phosphor zu recyceln.

Das Verfahren setzt, ähnlich des NuReSys-Verfahrens, auf eine CO<sub>2</sub>-Strippung, um den pH-Wert anzuheben um nach einer anschließenden Zugabe von Magnesiumchlorid MAP-Kristalle zu fällen. In einem speziell entwickelten Reaktor werden nach einer Verweilzeit von mindestens 8 Stunden ca. 90% des im Faulschlamm enthaltenen Phosphors umgesetzt. Das Verfahren wird seit vielen Jahren von den Berliner Wasserbetrieben vertrieben und erfolgreich an Kläranlagen eingesetzt. Ein wirtschaftlicher Einsatz wird jedoch nur garantiert, wenn Verfahrensoptimierungen (verbesserte Entwässerbarkeit des Schlammes, Vermeidung von unkontrollierten MAP-Fällungen in Rohrleitungen) auf den Kläranlagen erzielt werden können.

Der Phosphorrückgewinnungsgrad ist vergleichsweise niedrig. Auf der Kläranlage Berlin-Waßmannsdorf werden 11% und in den Niederlanden 22% erreicht. Dies reicht nicht aus, um die Grenzwerte in Espenhain einhalten zu können. Zudem ist eine Faulung unbedingt notwendig. Das Verfahren wird demzufolge nicht weiter betrachtet.

## 6.5. Phosphorrückgewinnung aus dem Kläranlagenablauf

In diesem Abschnitt werden das RemNut-Verfahren und der Magnetseparator untersucht, welche den Ansatz verfolgen Phosphor aus dem Ablauf der Kläranlage zurückzugewinnen.

Die Verfahren setzen an der Nachklärung der Kläranlage an. In diesem Teil der Anlage sind Störstoffe biologischer, chemischer oder physischer Natur weitestgehend entfernt worden und es ergibt sich die Möglichkeit ein qualitativ hochwertiges, wie reines Produkt zu gewinnen. Verfolgt man diesen Ansatz so ist der Verzicht auf chemische und biologische Phosphoreliminierung in allen Teilen der Kläranlage unabdingbar. Der Nachteil ist der immens hohe zu behandelnde Volumenstrom. Auf der Kläranlage Espenhain fallen täglich ca. 9.600 m<sup>3</sup> Abwasser an.

Das **RemNut-Verfahren** wurde bereits in den frühen 1980er Jahren in Italien entwickelt. Hierbei wird der Abwasserstrom mittels zweier Ionenaustauscher (Kat- und Anionen) behandelt. Das dadurch eingestellte Stickstoff-Phosphor-Verhältnis (in der Regel 1:1) begünstigt die anschließende Fällung von MAP mittels Magnesiumchlorid. Des Weiteren werden Natriumhydroxid zur pH-Wert Einstellung, sowie Natriumchlorid zur Regenerierung der Ionenaustauscher benötigt. Auf chemische und biologische Phosphoreliminierung in vorangegangenen Verfahrensstufen der Kläranlage muss verzichtet werden, wodurch Beckenvolumina und Chemikalienkosten gespart werden. Eine nachgeschaltete Phosphatfällung zur Einhaltung der gesetzlichen Grenzwerte wird empfohlen.

Aufgrund der hohen Verfahrenskosten kam das Verfahren, Stand 2018, nicht über den Labormaßstab hinaus. Weitere Forschungen im Bereich der Ionenaustauscher werden zeigen, ob diese Variante des Phosphorrecyclings eine Zukunft hat.

Aufgrund des unsicheren Entwicklungsstandes wird das RemNut-Verfahren in nachfolgenden Ausarbeitungen nicht weiter berücksichtigt.

Einen weiteren interessanten Ansatzpunkt verfolgte die Universität Stuttgart bei der Entwicklung des **Magnetseparators**. In diesem Batch-Verfahren werden in Siliziumoxid eingeschlossene Magneteilchen, mit einer Größe von 20-25 µm, in den Abwasserstrom gegeben. Die äußere Matrix ist mit einem phosphor-selektiven-Ionenaustauscherharz beschichtet. An dieser Schicht adsorbieren im Abwasser enthaltene Phosphat-Ionen und werden mittels Magnetabscheider aus dem Abwasser abgetrennt. Anschließend erfolgt in einer basischen Lösung die Desorption. Ein weiterer Magnetabscheider trennt die Magneteilchen von der phosphatreichen Lösung. Die Teilchen können in dem Prozess beliebig oft wiederverwendet werden.

Der Rückgewinnungsgrad beträgt, nach einem Durchlauf von 14 Zyklen, rund 84%. Dies würden den gegebenen Anforderungen auf der Kläranlage Espenhain genügen.

Aufgrund des geringen Entwicklungsstandes und der unsicheren Marktlage bzgl. der Lieferung der Magneteilchen kann dieses Verfahren allerdings nicht weiter betrachtet werden. Gleich dem RemNut-Verfahren konnte auch der Magnetseparator, Stand 2018, nicht über den Labormaßstab hinaus untersucht werden.

## 6.6. Phosphorrückgewinnung aus Klärschlamm

Etwa 90% des in die Kläranlage eingetragenen Phosphors gelangen über biologische oder chemische Fällung in den Klärschlamm. Ein großer Teil der entwickelten Verfahren verfolgt aus diesem Grund den Ansatz, Phosphor aus eben diesem zurück zu lösen und anschließend zu fällen oder mittels thermischen Verfahren verfügbar zu machen.

Das **Stuttgarter Verfahren**, sowie das ExtraPhos-Verfahren verfolgen den Ansatz einer chemischen bzw. physikalischen Rücklösung und Fällung.

Ersteres wurde in den Jahren 2003/2004 erstmals in den Labormaßstab überführt. Zunächst werden die gebundenen Phosphate mit Schwefelsäure aus den Metallkomplexen gelöst. Biologisch gefällte Phosphate werden nicht oder nur in unzureichender Menge rückgelöst, sodass eine vorgeschaltete Faulung des Klärschlammes unabdingbar ist, um eine ausreichende Recyclingquote zu erreichen. Nach einer fest-flüssig-Trennung durch eine Kammerfilterpresse werden Störionen mittels Zitronensäure komplexiert und das Zentrat durch Ultrafiltration von ihnen befreit. Dem gereinigten Zentrat werden anschließend Natriumhydroxid und Magnesiumoxid zugefügt und MAP gefällt, welches getrocknet als Düngemittel einsetzbar ist.

Die Rücklösung ist stark abhängig von dem mit Schwefelsäure eingestellten pH-Wert. Der optimale Punkt zwischen Kosten und Nutzen wird bei der Regulierung des pH-Wertes auf 4-4,5 erzielt. Es werden ca. 35 bis 50% des im Klärschlamm enthaltenen Phosphors zurückgewonnen. Die Rücklösungsraten in einem pH-Wert Bereich zwischen 3 und 4 sind höher. Allerdings ist auch der Verbrauch an Chemikalien ungleich höher und zudem steigt das Risiko der Rücklösung von Schwermetallen.

Die Recyclingraten von bis zu 50% sind ausreichend um auf der Kläranlage Espenhain die gesetzlich geregelten Grenzwerte von Phosphor im Klärschlamm einzuhalten. Allerdings können diese Werte nur mit dem Einsatz von Faulschlamm erzielt werden. Aufgrund dessen kann das Verfahren nicht weiter betrachtet werden.



Das **ExtraPhos-Verfahren**, auch bekannt als Budenheim-Verfahren, wurde 2010 von der Chemischen Fabrik Budenheim KG entwickelt und an der Kläranlage Mainz-Mombach im Pilotmaßstab realisiert. Im Zentrum des Prozesses steht ein Rohrreaktor. In eben diesem wird dem flüssigen Klärschlamm  $\text{CO}_2$  mit einem Druck von 10 bar zugegeben. Nach einer Verweilzeit von ca. einer halben Stunde werden sowohl chemisch also auch biologisch gebundene Phosphate in ausreichender Menge in die flüssige Phase überführt. In einem Entspannungsbehälter wird das eingetragene  $\text{CO}_2$  ausgetrieben und dadurch der pH-Wert angehoben. Das  $\text{CO}_2$  wird anschließend gereinigt und steht dem Prozess wieder zur Verfügung. In einem Fällungsreaktor wird dem flüssigen Zentrat Kalkmilch zugegeben und Dicalciumphosphat (DCP) gefällt. Die Rückgewinnungsrate beträgt auf der Kläranlage Mainz-Mombach ca. 32%. Auf einer weiteren Pilotanlage in Itzehoe sollen Veränderungen an der Verweilzeit im Rohrreaktor, der Einsatz von flüssigen  $\text{CO}_2$  sowie die Rückführung bereits behandelten Klärschlammes getestet werden und zur Verbesserung der Rückgewinnungsrate führen. In einem Gespräch auf der IFAT München ergab sich, dass diese Forschungsdaten sowie erste Berechnungen zur Wirtschaftlichkeit im ersten Quartal 2019 zu erwarten sind.

Das ExtraPhos-Verfahren verfolgt aufgrund der sehr geringen Notwendigkeit von Chemikalien einen interessanten Ansatz. Das vollständige Potential wird sich in weiteren Untersuchungen und in ersten großtechnischen Anlagen zeigen.

Aufgrund des Entwicklungsstandes und fehlender wirtschaftlich relevanter Daten kann das Verfahren jedoch nicht weiter betrachtet werden.

## 6.7. Phosphorrückgewinnung mit hydrothermalen Aufschluss

Die AVA  $\text{CO}_2$  Schweiz AG entwickelte 2014 das Verfahren **AVA-Cleanphos**. Es basiert auf dem Prozess der Hydrothermalen Karbonisierung, welche seit 2009 Hauptbestandteil der Forschungsarbeiten des Unternehmens ist. Das Verfahren ruht auf der These, dass sich Phosphate aus sogenannten HTC-Kohlen, welche ein Produkt des Prozesses sind, besser herauslösen lassen als aus thermisch unbehandeltem Klärschlamm.

Der HTC-Prozess eignet sich zur thermischen Behandlung sämtlicher feuchten Biomasse und somit auch für Klärschlämme. Das Inputmaterial sollte einen TS-Gehalt von 20-30 % aufweisen.

Das Verfahren erfordert mehrere Reaktoren, in denen der Klärschlamm bei ca. 220 °C und ca. 22 bar karbonisiert wird. Während der Verweilzeit von 2-3 Stunden wird der Matrix Wasser entzogen, sowie sämtliche organischen Schadstoffe demobilisiert. Als Produkte entstehen braunkohleähnliche Kohlen

und ein mit Schadstoffen angereichertes Prozesswasser. Nach einer anschließenden Trennung der beiden Phasen wird den Feststoffen Schwefelsäure zugegeben. Das sogenannte Leaching erfolgt bei einem pH-Wert von 1,5 und löst ca. 90% der im Feststoff gebundenen Phosphate. Schwermetalle sollen nicht oder nur in geringem Maße in Lösung übergehen. Nach einer weiteren Phasentrennung erhält man eine ca. 5%ige Phosphorsäure und einen braunkohleähnlichen Ersatzbrennstoff. Die AVA-CO<sub>2</sub> Schweiz AG verspricht einen Rückgewinnungsgrad, bezogen auf den eingetragenen Phosphatgehalt, von bis zu 80%.

Das Verfahren erreicht einen hohen Rückgewinnungsgrad, bei ebenso hohem verfahrenstechnischen Aufwand. Es bleibt fraglich ob es für eine einzelne Kläranlage wirtschaftlich angewandt werden kann. Aufgrund dieser Unsicherheit bezüglich wirtschaftlicher Fragen wird der Prozess für die Kläranlage Espenhain nicht weiter in Betracht gezogen.

## 6.8. Thermochemischer Aufschluss bzw. Thermochemische Behandlung von Klärschlamm und Klärschlammaschen

In diesem Kapitel werden die Verfahren PYREG, Mephrec und Outotec bezüglich ihrer Anwendbarkeit in verfahrenstechnischer und wirtschaftlicher Sicht auf der Kläranlage Espenhain untersucht.

Das **PYREG-Verfahren** wurde in den Jahren zwischen 1999 und 2009 auf der Fachhochschule Bingen entwickelt und wird seit 2009 von der PYREG GmbH weiterentwickelt und vertrieben. Es basiert auf einer gestuften Verbrennung von Klärschlamm bei mittlerem Temperaturniveau.

Die thermische Behandlung des Inputmaterials erfolgt in einem Doppelschneckenreaktor. Der zuvor getrocknete Klärschlamm (TS-Gehalt von 50-65 %) wird in einem Temperaturbereich von 500-700 °C karbonisiert. Die austretenden Gase werden als Synthesegas in einem FLOX-Reaktor (flammenlose Oxidation) bei 1250 °C oxidiert und die entstehende Wärmeenergie kann für die Vortrocknung des Schlammes genutzt werden. Das kohleartige Produkt wird in einer Nachverschmelzung verascht. Laut PYREG gelangen keine Phosphate während des Prozesses in die Gasphase. Der komplette Phosphatgehalt des Klärschlammes verbleibt im Karbonisat, welches als Düngemittel in Deutschland bereits zugelassen ist. Dies entspricht einem Rückgewinnungsgrad von über 90 %, bezogen auf den Zulauf zur Kläranlage.

Der Hersteller verspricht eine wirtschaftliche Fahrweise des Prozesses ab einem Einwohnerwert von 50.000. Zudem garantiert er die Abnahme des Düngemittels. Das Verfahren stellt mit seiner kompakten Containerbauweise, der Erfahrung aus bisher drei erfolgreich betriebenen

größtechnischen Anlagen auf Kläranlagen und der vollständigen wirtschaftlichen Nachvollziehbarkeit einen Kandidaten für die Kläranlage Espenhain dar.

Die Igetic Engineering GmbH entwickelte 2008/2009 einen Prozess zum metallurgischen Phosphorrecycling, kurz: **Mephrec**.

Die Verwertung des phosphorhaltigen Inputmaterials erfolgt in einem sogenannten Kupolofen. In diesem wird das zuvor getrocknete Material (ca. 85% TS) mit Zuschlagsstoffen, Koks und Sauerstoff unter reduktiven Bedingungen bei 2000 °C thermochemisch umgesetzt. Der Prozess zielt darauf ab, organische Bestandteile und niedrig siedende Metalle zu verdampfen. Es entsteht dabei eine zweiphasige Schmelze sowie ein Gas, welches in weiteren Schritten zu einem Brenngas aufgewertet wird. Die untere Schicht der Schlacke besteht aus Metallen, insbesondere Eisen. Den oberen Teil bilden Mineralstoffe und Phosphor, welche nach einer Abschreckung im Wasserbad und erfolgter Granulierung als Düngemittel eingesetzt werden sollen.

Im Rahmen des Verbundprojektes KRN-Mephrec wurde eine großtechnische Anlage gebaut und in Betrieb genommen. Die Laborergebnisse konnten, Stand 2018, nicht erreicht werden. Weder das Brenngas noch die mineralische Schlacke können ohne weitere aufwendige Aufbereitungsverfahren verwendet werden.

Weitere Untersuchungen und Veränderungen an der Verfahrensführung werden zeigen, ob der Prozess großtechnisch zu realisieren ist. Aufgrund dieser Unsicherheit wird es in dieser Arbeit nicht weiter betrachtet.

Das **Outotec-Verfahren**, auch bekannt als Ash-Dec-Verfahren, basiert auf einem Prozess, welcher auf die thermochemische Nachbehandlung von Aschen aus Klärschlammverbrennungsanlagen ausgelegt ist. Ziel ist die Demobilisierung noch enthaltener organischer Schadstoffe sowie die Extraktion von Schwermetallen.

Die Asche wird zunächst mit reaktiven Additiven (Chloride und Sulfate) versetzt und anschließend im Reaktor bei ca. 1000 °C thermisch behandelt. Durch den Zusatz von Chloriden und Sulfaten, welche bei hohen Temperaturen mit Schwermetallen reagieren, werden eben diese ausgegast. Der enthaltene Phosphor bleibt in der Asche zurück und wird nicht über die Gasphase ausgetragen.

Obwohl laut Outotec kein Phosphat ausgetragen wird, weist das fertige Produkt keinen hohen Phosphatanteil auf. Die behandelte Klärschlammasche ist zudem in Deutschland noch nicht als Düngemittel zugelassen.

Aufgrund dieser Marktunsicherheit und der geringen freien Kapazitäten der umliegenden Klärschlammverbrennungsanlagen, wird das Verfahren nicht weiter in Betracht gezogen.

## 6.9. Elektrochemischer Aufschluss

Eine weitere interessante Möglichkeit der Rückgewinnung von Nährstoffen aus Stoffströmen von Kläranlagen stellt das Verfahren **ePhos** dar. Von der Fraunhofer IGB entwickelt befindet es sich gegenwärtig im Labor- bzw. Pilotmaßstab. Als Inputmaterial wird Prozesswasser aus der mechanischen Schlammwässerung, welcher idealerweise eine Faulung voran ging, verwendet.

Das Verfahren basiert auf in Reihe geschalteter Elektrolysezellen. Die Zellen bestehen aus einer inerten Kathode und Opferanoden aus Magnesium. An der Kathode wird Wasser gespalten. Es entstehen freie  $H^+$ - und  $OH^-$ -Ionen. Letztere heben den pH-Wert auf einen Wert von 9 an, welcher über den gesamten Prozess konstant bestehen bleibt. An der Anode oxidiert indes Magnesium und reagiert mit den in der wässrigen Phase enthaltenen Ammonium und Phosphat zu MAP, welches ausfällt.

Das Verfahren gelingt ohne den Zusatz von Chemikalien oder Additiven. Der Stromverbrauch liegt laut Fraunhofer IGB bei ca. 0,5 kWh pro Kubikmeter Abwasser. Mit diesem Verfahren lassen sich mit dem Einsatz von 10 Tonnen Magnesium, in Form von Opferanoden, ca. 72 Tonnen MAP fällen. Die Eliminationsrate von Phosphor liegt bei 80 % und konnte im halbtechnischen Maßstab bestätigt werden.

Aufgrund der nicht vorhandenen Faulung am Standort Espenhain und der ausstehenden Bestätigung der Wirtschaftlichkeit im großtechnischen Maßstab, wird das ePhos-Verfahren in dieser Arbeit nicht weiter betrachtet.

Aus den obigen Betrachtungen geht hervor, dass das PYREG-Verfahren zum derzeitigen Zeitpunkt das Verfahren mit den besten und sichersten Erfolgsaussichten für die Kläranlage Espenhain ist. Andere Verfahren fielen aufgrund ihrer Voraussetzungen oder ihres Entwicklungsstandes aus der Auswahl. Im folgenden Kapitel wird das PYREG-Verfahren für den Standort Espenhain technisch ausgelegt und von wirtschaftlicher Seite her betrachtet.

## 7. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung des ausgewählten Verfahrens

Aus dem voran gegangenen Kapitel ging hervor, dass das PYREG-Verfahren zum derzeitigen Zeitpunkt am besten für die Ansprüche der Kläranlage Espenhain geeignet ist. Alle weiteren betrachteten Verfahren konnten aufgrund daran gebundener Voraussetzungen (Faulung oder nur Bio-P oder nur chemische Fällung) oder aufgrund ihres derzeitigen Entwicklungsstandes nicht weiter in Erwägung gezogen werden.

Das PYREG-Verfahren wird für die Kläranlage Espenhain mit zwei Modulen, genannt P-500-Module, ausgelegt. Die Module werden in Containern mit integrierter Abgasreinigung und integriertem Schaltschrank geliefert.

Im folgenden Kapitel wird das Verfahren für die Kläranlage Espenhain ausgelegt und es erfolgt anschließend eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung mit Ermittlung des Preises des gewonnenen Sekundärphosphor.

Alle Preise wurden von der Firma PYREG GmbH zur Verfügung gestellt.

Tabelle 10: Anlagenkennwerte zur Auslegung des PYREG-Moduls

<b>Anlagenkennwerte</b>		
Originalsubstanz vor Trocknung (OS)	<i>t/a</i>	5.200
Trockensubstanzgehalt vor Trocknung (TS)	<i>% TS</i>	25
Trockensubstanz (TS)	<i>t/a</i>	1.300
Trockenprodukt (OS)	<i>t/a</i>	1.940
Konversionsfaktor Pflanzkohle zu TS	<i>%</i>	40
Produktion Karbonisat (Pflanzkohle)	<i>t/a TR</i>	520
Konversionsfaktor Karbonisat zu OS	<i>%</i>	10
Durchsatz (TS)	<i>kg/h</i>	228
Heizwert (TS)	<i>kJ/kg</i>	17.000
Thermische Energie	<i>kW</i>	300
Trocknungsziel	<i>% TS</i>	67
Wasserverdampfung	<i>kg H2O/h</i>	572
Verdampfungsleistung Trockner	<i>kWh/t H2O</i>	0,85
Wärmebedarf Trocknung	<i>kW</i>	486
Brennstoffleistung	<i>kW/h</i>	1.000
Heizwert Input-Material OS	<i>kJ/kg</i>	10.580
Betriebsstunden	<i>h/a</i>	5.700
Zinssatz	<i>%</i>	5
Abschreibung (AfA) Jahre	<i>Jahre</i>	20

In Tabelle 10 sind die Kennwerte, welche zur Auslegung der Apparate genutzt wurden, aufgeführt.

Angenommen werden realistische 5.200 Tonnen Klärschlamm pro Jahr mit einem garantierten Trockensubstanzgehalt von 25% als Inputmaterial. Zunächst erfolgt eine Vortrocknung des Materials auf 67% TS und anschließend die thermische Umsetzung in einer zwei-stufigen Verbrennung zu einem Düngemittel geeignetem Karbonisat. Der getrocknete Klärschlamm weist einen Heizwert von ca. 10,5 MJ/kg auf. Die erzeugte Wärmeleistung reicht jedoch nicht aus, um den kompletten Energiebedarf des Trockners zu decken.

Die Abschreibung erfolgt auf 20 Jahre bei einem Zinssatz von 5%.

Die Investitionskosten belaufen sich auf ca. 2,4 Millionen €. Als größte Posten fallen die beiden P500 Module sowie der benötigte Bandtrockner auf. Zusätzlich entstehen Kosten für eine Bigbag-Station, die Inbetriebnahme der Apparate und bauseitige Leistungen Dritter.

*Tabelle 11: Investitionskosten*

<b>Investitionskosten</b>			<b>Module</b>	<b>Modulpreis</b>	<b>Investment</b>
PYREG P500 Modul inkl. Schaltschrank und Abgasreinigung	2	€	589.000	1.178.000	
PYREG: Inbetriebnahme	2	€	18.600	37.200	
Bandtrockner	1	€	977.900	977.900	
Bigbag-Station mit 4 Absackstellen	2	€	29.900	59.800	
UV50 (bis zu vier Antriebe)	2	€	6.500	13.000	
Bauseitige Leistungen: Fundament, Strom, Gas, Wasser, Umfahrung, Schornstein	1	€	150.000	150.000	
<b>Summe Investkosten</b>		€		<b>2.415.900</b>	

Die fixen Betriebskosten bestehen aus der Wartung und Instandhaltung, dem PYREG-Servicevertrag, den Personalkosten für den Anlagenbetrieb und der Versicherung. Kosten für Wartung und Instandhaltung wurden mit 3,5% der Anlageninvestition und die Versicherungsbeiträge mit 0,5% der Investitionskosten abgeschätzt. Der Personalaufwand ist mit vier Stunden pro Tag als moderat einzustufen. Insgesamt beläuft sich die Summe der Fixkosten auf ca. 142.000 € pro Jahr.

Tabelle 12: Fixe Betriebskosten

<b>Betriebskosten fix</b>		
Wartung und Instandhaltung: Teile (3,5% der Anlageninvestition)	€	78.005
PYREG Servicevertrag	€	28.000
Personalkosten Anlagenbetrieb (4 h/d, 950 h/a, 25 €/h)	€	22.750
Versicherung (0,5% der Investitionskosten)	€	12.080
<b>Summe Betriebskosten fix</b>	<b>€</b>	<b>141.834</b>

Die variablen Betriebskosten bestehen größtenteils aus den Gebühren für Strom (Fördertechnik, PYREG-Modul, Trockner) und den benötigten Komponenten für die Abgasreinigung (45%iges NaOH, Aktivkohlefilter, 37%ige Schwefelsäure). Weiterhin wird Flüssiggas für Anlagenstarts und zusätzliche Wärmeenergie für den Bandtrockner benötigt. Alle Brauch- bzw. Abwässer werden in die Kläranlage eingeleitet. Es entstehen dadurch keine weiteren Kosten.

Insgesamt belaufen sich die variablen Betriebskosten auf ca. 94.000 € pro Jahr (Tabelle 13).

Tabelle 13: Variable Betriebskosten

<b>Betriebskosten variabel</b>					
	<b>Anzahl</b>		<b>Verbrauch</b>	<b>Preis pro Einheit (€)</b>	<b>Kosten pro Jahr</b>
Strom Fördertechnik	2	kWh/h	5	0,2	5.558 €
Strom PYREG P-500	2	kWh/h	12	0,2	26.676 €
Brauchwasser PYREG	2	m <sup>3</sup> /h	0,1	0,5	570 €
Abwasser PYREG	2	m <sup>3</sup> /h	0,3	0	0 €
Flüssiggas für Anlagenstarts	2	kg/a	1600	0,8	2.560 €
NaOH (45%), Abgaswäsche	2	l/h	0,9	500	5.130 €
Aktivkohlefilter	2	t/a	0,5	1500	1.500 €
Verwertung Mineralstoff		t/a	650	0	0 €
Strom Trockner	1	kWh/h	13	0,2	14.450 €
Wasser Trockner	1	m <sup>3</sup> /a	4000	0,5	2.000 €
Abwasser Trockner	1	m <sup>3</sup> /a	0	0	0 €
Schwefelsäure (37%), Abluftwäsche	1	l/h	1,3	500	3.705 €
Wärme für Trocknung	1	kWh/a	186	0,03	31.801 €
<b>Summe Betriebskosten variabel</b>					<b>93.949 €</b>

In der Summe belaufen sich die jährlichen Kosten auf 356.578 €. Sie bestehen aus variablen und fixen Betriebskosten. Zusätzlich wurden die Investitionskosten von ca. 2,4 Millionen € über eine Laufzeit von 20 Jahren einberechnet.

Tabelle 14: Betriebskosten pro Jahr

<b>Kosten pro Jahr</b>	
Fixe Betriebskosten	€ 141.834
variable Betriebskosten	€ 93.949
Investkosten (auf 20 Jahre)	€ 120.795
<b>Kosten pro Jahr</b>	<b>€ 356.578</b>



Die Ermittlung des spezifischen Phosphorpreises des gewonnenen Sekundärphosphates erfolgte mittels der in Kapitel 4.5 aufgeführten Phosphorbilanz und den in Tabelle 14 aufgeführten jährlichen Anlagenkosten.

Tabelle 15: spezifischer Phosphorpreis

Klärschlammanfall	kg TS/d	3.466,36
Phosphorkonzentration	gP/kgTS	24,32
Phosphorfracht	kg/d	84,3
Phosphorfracht	kg/a	30.769,5
Betriebs- und Anlagenkosten pro Jahr	€/a	356.578
<b>spezifischer Phosphorpreis</b>	<b>€/kgP</b>	<b>11,59</b>

Bei einer Gesamtposphorfracht von 30.769,5 kg pro Jahr und jährlichen Kosten für die Klärschlammbehandlung von 356.578 € ergeben sich spezifische Kosten von 11,59 € pro Kilogramm zurückgewonnenen Phosphor.

Aufgrund der aktuellen Marktlage und der Tatsache das der Abnehmer des Karbonisats weitere Kosten bzgl. Transport, Verarbeitung und Ausbringung hat, wird davon ausgegangen, dass kein direkter Erlös erzielt wird. Die Erlöse bilden sich demnach aus der Einsparung der Kosten für den ansonsten notwendigen Transport des Klärschlammes. Die finanziellen Belastungen werden mit 85 € pro Tonne Klärschlamm angenommen. Bei einem Aufkommen von 5.200 Tonnen pro Jahr belaufen sich die Einsparungen auf 442.000 €.

Die Anlage rentiert sich demnach nach 7,6 Jahren. Der ROI beträgt 13 %. Die komplette Liquiditätsbetrachtung ist in der folgenden Abbildung 21 dargestellt.



Liquiditätsbetrachtung zur PYREG®-P1000 Anlage

Produkt: PYREG®-P1000 Originalsubstanz vor Trocknung (OS) 5.100 t/a  
 Firma: 0 520 t/a TR  
 Datum: 06.06.2018 Produktionskapazität (Planleistung) 1.710.736 kW/a  
 Anlagestandort: Wärmeproduktion Investitionsperiode 2.415.900 €  
 WIRAS Version: 1.0390E Investitionszinssumme: 389.496 €  
 EBITDA

Jahr	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	Summe	
Größe		€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€	€
Wärmeerlös	1,00%	31.324	31.637	31.953	32.273	32.595	32.921	33.251	33.583	33.919	34.258	34.601	34.947	35.296	35.649	36.006	36.366	36.729	37.097	37.468	37.842	689.712	
Erlös Mineralstoff	1,00%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Erzeugung Entsorgung US	1,00%	442.000	446.420	450.884	455.393	459.947	464.546	469.192	473.884	478.623	483.409	488.243	493.125	498.057	503.037	508.068	513.148	518.280	523.463	528.697	533.984	9.732.400	
<b>Rohertrag</b>		473.324	478.057	482.837	487.666	492.542	497.468	502.442	507.467	512.542	517.667	522.844	528.072	533.353	538.686	544.073	549.514	555.009	560.559	566.165	571.828	10.432.112	
BETRIEBSKOSTEN FIX	1,00%	-141.834	-143.252	-144.685	-146.132	-147.593	-149.069	-150.560	-152.065	-153.586	-155.122	-156.673	-158.240	-159.822	-161.420	-163.033	-164.665	-166.312	-167.975	-169.654	-171.351	-3.123.043	
BETRIEBSKOSTEN VARIABLEN	1,00%	-41.994	-42.413	-42.838	-43.266	-43.699	-44.136	-44.577	-45.023	-45.473	-45.928	-46.387	-46.851	-47.319	-47.793	-48.270	-48.753	-49.241	-49.733	-50.230	-50.733	-924.655	
<b>EBITDA</b>	-2.415.900 €	289.496	292.391	295.315	298.268	301.251	304.263	307.306	310.379	313.483	316.618	319.784	322.982	326.211	329.473	332.768	336.096	339.457	342.851	346.280	349.743	6.374.414	
Abschreibung		-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-120.795	-2.415.900	
<b>EBT</b>		168.701	171.596	174.520	177.473	180.456	183.468	186.511	189.584	192.688	195.823	198.989	202.187	205.416	208.678	211.973	215.301	218.662	222.056	225.485	228.948	3.958.514	
Finanzierungsbedarf		2.415.900	2.395.105	2.374.310	2.353.515	2.332.720	2.311.925	2.291.130	2.270.335	2.249.540	2.228.745	2.207.950	2.187.155	2.166.360	2.145.565	2.124.770	2.103.975	2.083.180	2.062.385	2.041.590	2.020.795	25.366.950	
Zinsaufwendungen	5,00%	-120.795	-114.755	-108.716	-102.676	-96.636	-90.596	-84.557	-78.517	-72.477	-66.437	-60.398	-54.358	-48.318	-42.278	-36.239	-30.199	-24.159	-18.119	-12.080	-6.040	-1.288.448	
<b>EBT</b>		47.906	56.841	65.804	74.797	83.820	92.872	101.954	111.067	120.211	129.385	138.591	147.829	157.098	166.400	175.735	185.102	194.503	203.937	213.405	222.908	2.690.166	
Steuer	30,00%	-14.372	-17.052	-19.741	-22.439	-25.146	-27.862	-30.596	-33.330	-36.063	-38.816	-41.577	-44.349	-47.130	-49.920	-52.720	-55.531	-58.351	-61.181	-64.022	-66.872	-607.050	
<b>Jahresergebnis</b>		33.534	39.788	46.063	52.358	58.674	65.010	71.368	77.747	84.147	90.570	97.014	103.480	109.969	116.480	123.014	129.571	136.152	142.756	149.384	156.036	1.883.116	

Liquidität

<b>EBITDA</b>	289.496	292.391	295.315	298.268	301.251	304.263	307.306	310.379	313.483	316.618	319.784	322.982	326.211	329.473	332.768	336.096	339.457	342.851	346.280	349.743	6.374.414	
Annuität Investitionszins	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-193.858	-3.877.161
Steuern	-28.684	-29.560	-30.437	-31.323	-32.218	-33.122	-34.034	-34.956	-35.887	-36.828	-37.778	-38.737	-39.706	-40.685	-41.673	-42.671	-43.679	-44.696	-45.723	-46.760	-47.807	-749.216
<b>Cashflow</b>	66.947	68.973	71.020	73.087	75.175	77.284	79.413	81.565	83.737	85.932	88.148	90.386	92.647	94.931	97.237	99.566	101.919	104.295	106.695	109.119	1.748.077	

Interne Zinsfuß: 11,2%      Betriebsstunden: 5.700 h/a  
 Nettobarwert: 1.493.188 €      EBITDA-Marge: 61%  
 ROI: 13%  
 Payback: 7,6 Jahre

Abbildung 21: Liquiditätsbetrachtung

## 7.1. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung mit Annahme von Schlamm Dritter

Im vorigen Kapitel wurden die beiden installierten PYREG-Module lediglich mit dem auf der Kläranlage anfallenden Schlamm befahren. In diesem Abschnitt wird untersucht, inwiefern sich die Annahme von Dritt-Schlamm auf die Wirtschaftlichkeit der Anlage auswirkt. Die Module würden unter voller Auslastung betrieben. Es wird angenommen, dass sich der Schlamm nur unwesentlich hinsichtlich chemischer Zusammensetzung und Brennwert vom Schlamm der Kläranlage unterscheidet.

Alle Preise wurden von der Firma PYREG GmbH zur Verfügung gestellt. Die angegebenen Kostensteigerungen beziehen sich auf die in Kapitel 7 aufgeführten Kostenpositionen.

Tabelle 16: Anlagenkennwerte (mit Schlamm Dritter)

<b>Anlagenkennwerte</b>		
Originalsubstanz vor Trocknung (OS)	t/a	7.200
Trockensubstanzgehalt vor Trocknung (TS)	% TS	25
Trockensubstanz (TS)	t/a	1.800
Trockenprodukt (OS)	t/a	2.400
Konversionsfaktor Pflanzkohle zu TS	%	43
Produktion Karbonisat (Pflanzkohle)	t/a TR	774
Konversionsfaktor Karbonisat zu OS	%	11
Durchsatz (TS)	kg/h	240
Heizwert (TS)	kJ/kg	16.028
Thermische Energie	kW	304
Trocknungsziel	% TS	75
Wasserverdampfung	kg H <sub>2</sub> O/h	640
Verdampfungsleistung Trockner	kWh/t H <sub>2</sub> O	0,85
Wärmebedarf Trocknung	kW	544
Brennstoffleistung	kW/h	1.014
Heizwert Input-Material OS	kJ/kg	11.407
Betriebsstunden	h/a	7.500
Zinssatz	%	5
Abschreibung (AfA) Jahre	Jahre	15

In Tabelle 16 sind die Kennwerte, welche zur Auslegung der Apparate genutzt wurden, aufgeführt.

Die Kapazität der beiden Module beträgt in der Summe 7.200 Tonnen Klärschlamm pro Jahr mit einem Trockensubstanzgehalt von 25 %. Eine Vortrocknung des Inputmaterials auf 75 %, vor der thermischen Verarbeitung ist unabdingbar. In jährlich 7.500 Betriebsstunden werden 774 Tonnen düngemittelgeeignetes Karbonisat erzeugt.

Die rückgewonnene thermische Energie reicht nicht aus, um den Wärmebedarf des Trockners komplett zu decken. Es werden 555 kW benötigt und lediglich 304 kW erzeugt.

Die Abschreibung der Module erfolgt auf 15 Jahre bei einem Zinssatz von 5 %.

Die Investitionskosten steigen um fast 10 % von ca. 2,4 Millionen Euro auf 2,6 Millionen Euro. Ursächlich für die Preissteigerung ist der benötigte Bandtrockner, welcher deutlich größer ausfallen muss. Die Investitionskosten der weiteren Apparate und Leistungen bleiben weitestgehend identisch.

Tabelle 17: Investitionskosten (mit Schlamm Dritter)

Investitionskosten			Modulpreis	Investment	Kostensteigerung [%]
	Module				
PYREG P500 Modul inkl. Schaltschrank und Abgasreinigung	2	€	589.000	1.178.000	0
PYREG: Inbetriebnahme	2	€	18.600	37.200	0
Bandtrockner	1	€	1.207.900	1.207.900	23,5
Bigbag-Station mit 4 Absackstellen	2	€	29.900	59.800	0
UV100 (bis zu acht Antriebe)	1	€	10.500	10.500	-19,2
Bauseitige Leistungen: Fundament, Strom, Gas, Wasser, Umfahrung, Schornstein	1	€	150.000	150.000	0
<b>Summe Investkosten</b>		€		<b>2.643.400</b>	<b>9,4</b>

Es fallen fixe Betriebskosten von ca. 189.000 Euro an. Der Anstieg der Kosten um ca. 34 % wird hauptsächlich durch den erhöhten Personalaufwand verursacht. Die Posten für Wartung und Instandhaltung steigen um ca. 7.000 Euro. Die Position Versicherung, sowie der PYREG-Servicevertrag, bleiben in ihren finanziellen Größen beinahe bzw. vollkommen identisch.

Tabelle 18: Fixe Betriebskosten (mit Schlamm Dritter)

Betriebskosten fix			Kostensteigerung [%]
	€		
Wartung und Instandhaltung: Teile (3,5% der Anlageninvestition)	€	85.967	<b>10,2</b>
PYREG Servicevertrag	€	28.000	<b>0,0</b>
Personalkosten Anlagenbetrieb (4 h/d, 2.500 h/a, 25 €/h)	€	62.500	<b>174,7</b>
Versicherung (0,5% der Investitionskosten)	€	13.217	<b>9,4</b>
<b>Summe Betriebskosten fix</b>	<b>€</b>	<b>189.684</b>	<b>33,7</b>

Die variablen Kosten steigen um ca. 86 %. Es werden deutlich mehr Strom, Brauchwasser und Chemikalien zur Behandlung der Abgase benötigt. Insgesamt steigt die Position der variablen Kosten von ca. 94.000 Euro auf über 174.000 Euro. Insbesondere der gestiegene Bedarf an Strom (Anstieg um 254 %) und Wasser (Anstieg um 100 %) seitens des Trockners, sowie der Verbrauch von 1,3 Liter pro Stunde 37 %iger Salzsäure, verursachen hohe Kosten.

Tabelle 19: Variable Betriebskosten (mit Schlamm Dritter)

Betriebskosten variabel	Anzahl		Verbrauch	Preis pro Einheit (€)	Kosten pro Jahr	Kostensteigerung [%]
Strom Fördertechnik	2	kWh/h	5	0,2	7.313 €	<b>31,6</b>
Strom PYREG P-500	2	kWh/h	12	0,2	35.100 €	<b>31,6</b>
Brauchwasser PYREG	2	m <sup>3</sup> /h	0,1	0,5	750 €	<b>31,6</b>
Abwasser PYREG	2	m <sup>3</sup> /h	0,3	0	0 €	<b>0</b>
Flüssiggas für Anlagenstarts	2	kg/a	1.600	0,8	2560 €	<b>0</b>
NaOH (45%), Abgaswäsche	2	l/h	0,9	500	6.750 €	<b>31,6</b>
Aktivkohlefilter	2	t/a	0,5	1.500	1500 €	<b>0</b>
Verwertung Mineralstoff		t/a	650	0	0 €	<b>0</b>
Strom Trockner	1	kWh/h	13	0,2	51.188 €	<b>254,2</b>
Wasser Trockner	1	m <sup>3</sup> /a	4.000	0,5	4.000 €	<b>100</b>
Abwasser Trockner	1	m <sup>3</sup> /a	0	0	0 €	<b>0</b>
Schwefelsäure (37%), Abluftwäsche	1	l/h	1,3	500	11.250 €	<b>203,6</b>
Wärme für Trocknung	1	kWh/a	186	0,03	53.956 €	<b>69,7</b>
<b>Summe Betriebskosten variabel</b>					<b>174.366 €</b>	<b>85,6</b>

Insgesamt belaufen sich die Betriebskosten pro Abrechnungsjahr auf 540.277 Euro. Dies bedeutet einen Anstieg der finanziellen Aufwendungen um ca. 47 %.

Tabelle 20: Betriebskosten pro Jahr (mit Schlamm Dritter)

Kosten pro Jahr			Kostenteigerung [%]
Fixe Betriebskosten	€	189.684	<b>33,7</b>
variable Betriebskosten	€	174.366	<b>85,6</b>
Investkosten (auf 15 Jahre)	€	176.227	<b>33,3</b>
<b>Kosten pro Jahr</b>	<b>€</b>	<b>540.277</b>	<b>46,8</b>

Bei vollkommener Auslastung der beiden PYREG-Module werden pro Tag ca. 5.000 Tonnen Trockensubstanz, in Form von Klärschlamm, verarbeitet. Die Phosphorkonzentration wird weiterhin mit 24,32 Gramm pro Kilogramm Trockensubstanz angenommen. Dies ergibt eine potentielle Fracht von ca. 43.700 Kilogramm Phosphor pro Jahr. Unter Einbeziehung der jährlichen Betriebs- und Anlagenkosten, beläuft sich der finanzielle Aufwand auf 12,34 Euro pro Kilogramm zurückgewonnenen Phosphors.

Tabelle 21: Spezifischer Phosphorpreis (mit Schlamm Dritter)

Klärschlammanfall	kg TS/d	4.931,5
Phosphorkonzentration	gP/kgTS	24,32
Phosphorfracht	kg/d	119,93
Phosphorfracht	kg/a	43.774,45
Betriebs- und Anlagenkosten pro Jahr	€/a	540.277
<b>spezifischer Phosphorpreis</b>	<b>€/kgP</b>	<b>12,34</b>

Aufgrund der aktuellen Marktlage und der Tatsache das der Abnehmer des Karbonisats weitere Kosten bzgl. Transport, Verarbeitung und Ausbringung hat, wird davon ausgegangen, dass kein direkter Erlös erzielt wird. Die Erlöse bilden sich demnach aus der Einsparung der Kosten für den ansonsten notwendigen Transport des Klärschlammes. Die finanziellen Belastungen werden mit 75,28 € pro Tonne Klärschlamm angenommen. Dieser Wert bildet sich aus den Einsparungen der ansonsten anfallenden Transportkosten des eigenen Schlammes und der Annahme des Drittschlammes. Bei einem Aufkommen von insgesamt 7.200 Tonnen pro Jahr belaufen sich die Einsparungen auf 542.000 €.

Die Anlage rentiert sich demnach nach 7,3 Jahren. Der ROI beträgt 14 %. Die komplette Liquiditätsbetrachtung ist in der folgenden Abbildung 22 dargestellt.



### Liquiditätsbetrachtung zur PYREG®- P1000 Anlage

Produkt: PYREG®- P1000 7.200 t/a  
 Firma: MUEG Mitteldeutsche Umwelt- und Entsorgung GmbH 774 t/a TR  
 Datum: 07.06.2018 2.281.467 kWh/a  
 Wärmeproduktion 2.643.400 €  
 Investitionssumme: 337.340 €  
 WIRBAG Version: 1.03DE EBITDA

Jahr	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	Summe
Größe	Inflation	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)	(€)
Wärmeerlös	1,00%	38.996	39.366	39.780	40.178	40.579	40.985	41.395	41.809	42.227	42.649	43.076	43.507	43.942	44.381	44.825	627.715
Erlös Mineralstoff	1,00%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Erspargung Entsorgung KS	1,00%	542.000	547.420	552.894	558.423	564.007	569.647	575.344	581.097	586.908	592.777	598.705	604.692	610.739	616.847	623.015	8.724.517
Rohertag		580.996	586.806	592.674	598.601	604.587	610.633	616.739	622.906	629.135	635.427	641.781	648.199	654.681	661.228	667.840	9.352.232
BETRIEBSKOSTEN FIX	1,00%	-189.684	-191.581	-193.497	-195.432	-197.386	-199.360	-201.353	-203.367	-205.401	-207.455	-209.529	-211.624	-213.741	-215.878	-218.037	-3.053.324
BETRIEBSKOSTEN VARIABLE	1,00%	-53.973	-54.512	-55.057	-55.608	-56.164	-56.726	-57.293	-57.866	-58.444	-59.029	-59.619	-60.215	-60.818	-61.426	-62.040	-868.790
EBITDA	-2.643.400 €	337.340	340.713	344.120	347.561	351.037	354.547	358.089	361.674	365.290	368.943	372.633	376.359	380.123	383.924	387.763	5.430.119
Abschreibung		-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-176.227	-2.643.400
ERIT		161.113	164.486	167.893	171.335	174.810	178.321	181.866	185.447	189.064	192.717	196.406	200.132	203.896	207.697	211.536	2.786.719
Finanzierungsbedarf		2.643.400	2.467.173	2.290.947	2.114.720	1.938.493	1.762.267	1.586.040	1.409.813	1.233.587	1.057.360	881.133	704.907	528.680	352.453	176.227	21.147.200
Zinsaufwendungen	5,00%	-132.170	-123.359	-114.547	-105.736	-96.925	-88.113	-79.302	-70.491	-61.679	-52.868	-44.057	-35.245	-26.434	-17.623	-8.811	-1.057.360
EBT		28.943	41.128	53.346	65.599	77.886	90.207	102.564	114.956	127.384	139.849	152.349	164.887	177.462	190.074	202.725	1.729.359
Steuer	30,00%	-8.683	-12.338	-16.004	-19.680	-23.366	-27.062	-30.769	-34.487	-38.215	-41.955	-45.705	-49.466	-53.239	-57.022	-60.818	-518.808
Jahresergebnis		20.260	28.789	37.342	45.919	54.520	63.145	71.795	80.469	89.169	97.894	106.644	115.421	124.223	133.052	141.908	1.210.551

### Liquidität

EBITDA	337.340	340.713	344.120	347.561	351.037	354.547	358.089	361.674	365.290	368.943	372.633	376.359	380.123	383.924	387.763	5.430.119
Annuität Investitionssumme	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-254.671	-3.820.068
Steuern	-24.800	-25.813	-26.835	-27.867	-28.910	-29.963	-31.026	-32.101	-33.186	-34.282	-35.388	-36.506	-37.635	-38.776	-39.928	-483.015
Cashflow	57.868	60.229	62.614	65.023	67.456	69.913	72.395	74.902	77.433	79.990	82.573	85.181	87.816	90.477	93.164	1.127.035

Interner Zinsfuß: 10,4% Betriebsstunden 7.500 h/a  
 Nettobarwert: 1.080.441 € EBITDA Marge 58%  
 ROI: 14%  
 Payback: 7,3 Jahre

Abbildung 22: Liquiditätsbetrachtung (Annahme Drittschlamm)

## 7.2. Finanzierung

Der Europäische Fond für regionale Entwicklungen (EFRE) soll zur Angleichung unterschiedlich entwickelter Regionen, innerhalb der Europäischen Union, dienen. Gemeint sind sowohl wirtschaftliche, als auch soziale und territoriale Zusammenhänge. Im Zeitraum von 2014 und 2020 können sich Gemeinden, Verbände, klein- und mittelständische Unternehmen, Forschungseinrichtungen und Bildungseinrichtungen um eine teilweise Übernahme Ihrer Kosten für innovative Projekte bewerben. Die Schwerpunkte des Förderprogrammes sind (BMW - Bundesministerium für Wirtschaft und Energie 2014):

- Forschung, Entwicklung und Innovation
- Verbesserung des Zugangs zu und der Qualität von Informations- und Kommunikationstechnologien
- Stärkung der Wettbewerbsfähigkeit von kleinen und mittleren Unternehmen
- Verringerung der CO<sub>2</sub>-Emissionen in allen Bereichen der Wirtschaft sowie Anpassung an den Klimawandel
- Erhaltung und Schutz der Umwelt sowie Förderung der Ressourceneffizienz
- Förderung von Nachhaltigkeit im Verkehr und Beseitigung von Engpässen in wichtigen Netzinfrastrukturen
- Förderung der Beschäftigung und Unterstützung der Mobilität der Arbeitskräfte
- Förderung der sozialen Inklusion und Bekämpfung von Armut und Diskriminierung
- Investitionen in Aus- und Weiterbildung
- Verbesserung der institutionellen Kapazitäten und effektive öffentliche Verwaltung

Das Budget der Struktur- und Kohäsionsfonds (ESF und EFRE) beläuft sich auf ca. 325 Milliarden Euro. Unter Berücksichtigung der nationalen Beiträge der Mitgliedsstaaten, ist ein Gesamtbudget von ca. 500 Milliarden Euro vorhanden. Das Land Sachsen erhält aus diesem Fond 2,1 Milliarden Euro.

Der Fond soll zur Kofinanzierung nationaler und regionaler Projekte genutzt werden. Dabei werden Programme in weniger entwickelten Regionen mit 85% der zuschussfähigen Ausgaben unterstützt. In stark entwickelten Regionen beläuft sich die Übernahme der Finanzierungskosten auf 50%. Projekte in Übergangsregionen werden mit 60% unterstützt (BMW 2014).

Espenhain, mit einer Einwohnerzahl von 2.600 auf einer Fläche von 28 km<sup>2</sup>, liegt ca. 25 km südlich von Leipzig und ca. 60 km nord-westlich von Chemnitz. Die Infrastruktur ist durch die direkte Anbindung an die Bundesstraße 95 und den damit direkten Zugang zu den Autobahnen 38 und 72 gut ausgeprägt.



An Espenhain grenzt ein Industriepark auf dessen Gebiet auch die Kläranlage steht. Die größten ansässigen Unternehmen bilden die Scholz Recycling GmbH sowie die Geiger Edelmetalle GmbH.

Das Gebiet wird dementsprechend nicht als gering entwickelt eingestuft werden können. Die Bezeichnung als Übergangsregion ist zutreffender. Es können dadurch Fördermittel in Höhe von 60% der Finanzierungskosten beantragt werden. Dies entspricht 1.449.540 Euro bei einer Investitionssumme von 2.415.900 Euro. Die jährlichen Kosten würden auf bei gleichbleibenden fixen und variablen Kosten auf 284.101 Euro fallen und die Kosten pro gewonnenem Kilogramm Sekundärphosphat auf 9,23 Euro.

## 8. Zusammenfassung

Die Idee Phosphor aus sekundären Quellen zu gewinnen und Stoffkreisläufe dementsprechend zu schließen wurde bereits in den 1980er Jahren aufgegriffen. Aufgrund des geringen Rohphosphatpreises ist es jedoch nicht ökonomisch sinnvoll. Die Tatsache das Phosphor einen nicht substituierbaren Rohstoff mit endlichem Vorkommen darstellt, zwang die EU und damit auch die BRD dazu, diesbezüglich Gesetze und Richtlinien zu erlassen. In Deutschland geschah dies mit der Novellierung der Düngemittel- und Klärschlammverordnung im Jahr 2017. Anhaltspunkte sind Kläranlagen der Größenklassen 4 und 5 mit Anschlusswerten über 50.000 EW bzw. über 100.000 EW. Die Betreiber der Anlagen sind dazu verpflichtet, der zuständigen Behörde bis zum 31.12.2023, ein Konzept zum Phosphorrecycling vorzulegen, wenn der Gehalt an Phosphor im Klärschlamm 20 Gramm pro Kilogramm Trockensubstanz übersteigt. Dieser Wert muss mit der Maßnahme unterschritten oder der Gehalt halbiert werden. Die Aufgabe kann an Dritte übertragen werden (Monoverbrennung, Deponierung).

Die Kläranlage Espenhain stellt eine Anlage der Größenklasse 4 dar. Aufgrund des erhöhten Phosphatgehaltes im Klärschlamm ist der Betreiber demnach dazu verpflichtet Phosphor zu recyceln. Die Kläranlage verfügt über eine gut arbeitende biologische Phosphoreliminierung mit Simultanfällung, welche selten notwendig ist. Ein Faulturm ist auf der Anlage nicht installiert. Dies schränkt die Auswahl des Recyclingverfahrens erheblich ein, da ein Großteil der bereits zum Teil etablierten Verfahren (AirPrex, NuReSys, Pearl, Stuttgarter Verfahren, ePhos) eine Faulung voraussetzt. Weitere Verfahren konnten aufgrund ihres Entwicklungsstandes, des geringen Rückgewinnungsgrades oder der unbefriedigenden Ergebnisse im großtechnischen Maßstab (ExtraPhos, RemNut, Magnetseparator, AVA-Cleanphos, Mephrec, AshDec), nicht weiter in Betracht gezogen werden.

Das Verfahren der Firma PYREG stellt zum jetzigen Zeitpunkt eine Lösung für die Problematik des Phosphorrecyclings auf der Kläranlage Espenhain dar. Der Prozess wird als zwei-stufige Verbrennung gestaltet und produziert ein düngemittelfähiges Karbonisat. Aufgrund der nachgeschalteten flammenlosen Oxidation (FLOX) kann ein Großteil der benötigten Trocknungswärme über Wärmetauscher zurückgewonnen werden. Die abgetrennte Flüssigphase wird der Kläranlage zurückgeführt und das entstehende Abgas mittels integrierter Abgasreinigung aufgereinigt. Durch die Umsetzung des kompletten Volumens der anfallenden Trockensubstanz entfallen die Kosten für den Transport des Klärschlammes.

Die teilweise Rückgewinnung der Wärme und der Entfall der Transportkosten gewährleisten die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens. Bei einem Investitionsvolumen von ca. 2,4 Millionen € und Kosten von insgesamt ca. 357.000 € pro Jahr, rentiert sich die Anlage bereits nach 7,6 Jahren. Wird die Anlage mit zusätzlichem Schlamm Dritter ausgelastet so verringert sich die Rentabilitätszeit auf 7,3 Jahre bei gleichzeitigem Anstieg der laufenden Kosten sowie der Investitionskosten.

## 9. Fazit und Ausblick

Die Kläranlage Espenhain stellt eine Anlage der Größenklasse 4 dar, welche mit einem Phosphorgehalt von 24,32 gP/kgTS den zulässigen Grenzwert von 20 gP/kgTS überschreitet. Dieser Wert geht aus Berechnungen hervor, da die Frequenz der Klärschlammanalysen nicht ausreicht, um als aussagekräftig eingestuft werden zu können.

Für den Betreiber bedeutet dies, dass er den Behörden bis zum 31.12.2023 ein Konzept zum Phosphorrecycling vorlegen muss. Auf Basis der vorliegenden Verfahrenstechnik und Fahrweise der Kläranlage stellt das PYREG-Verfahren zum derzeitigen Zeitpunkt einen passenden Prozess dar. Das Verfahren ist wirtschaftlich, zuverlässig und einfach zu betreiben. Mit einem Investitionsvolumen von 2,4 Millionen Euro, laufenden Kosten in Höhe von insgesamt ca. 356.000 Euro bei gleichzeitigen jährlichen Einsparungen von 442.000 Euro, rentiert sich das Verfahren bereits nach 7,6 Jahren. Aufgrund der Containerbauweise ist es leicht in den bestehenden Prozess zu integrieren und beansprucht ein Minimum an Platz. Bei einem Finanzierungsaufwand von ca. 2,4 Millionen Euro, sollte eine Co-Finanzierung über europäische (z.B. EFRE) oder nationale Fonds in Betracht gezogen werden. Die finanziellen Belastungen wären für das Unternehmen, bei einer Kostenübernahme von 60%, tragbarer und das Risiko überschaubarer.

Eine sofortige Investition wäre dennoch nicht ratsam. In Kapitel 5 werden diverse Verfahren beschrieben und aus den Abhandlungen geht hervor, dass sich viele in einem frühen Entwicklungsstatus befinden. In der Zeit bis zum Stichtag des 31.12.2023, an dem das Konzept zum Phosphorrecycling auf der Kläranlage Espenhain den Behörden vorgelegt werden muss, wird sich im Bereich der Forschung und Entwicklung solcher Verfahren viel verändern.

## Anhang

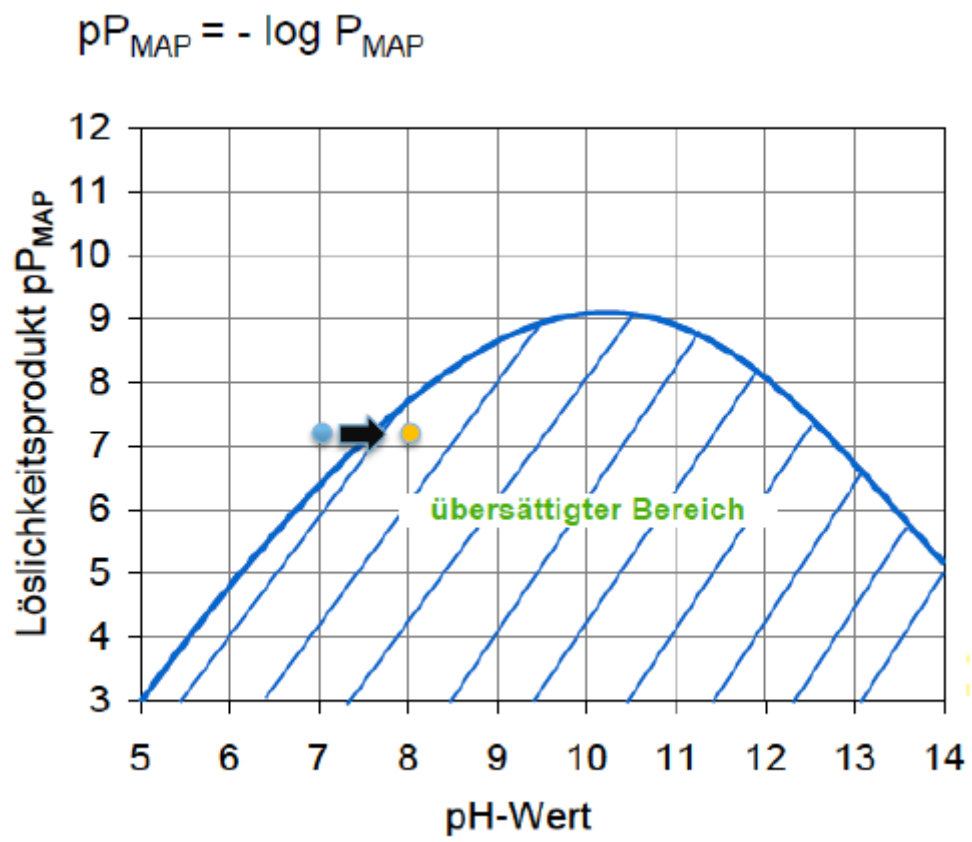


Abbildung 23: MAP-Löslichkeitsverhalten über den pH-Wert (Haigermoser 2017)

## Literaturverzeichnis

- AbfklärV. 2017. "Verordnung Über Die Verwertung von Klärschlamm , Klärschlammgemisch Und Klärschlammkompost ( Klärschlammverordnung - AbfklärV )." *Klärschlammverordnung Vom 27. September 2017 (BGBl. I S. 3465), Die Zuletzt Durch Artikel 6 Der Verordnung Vom 27. Spetember 2017 (BGBl. I S. 3465) Geändert Worden Ist*, 1–47.
- Bastian, D, D Montag, U Gerth, S Malms, J Firk, and J Pinnekamp. 2016. "Gutachten Zur Umsetzung Einer Phosphorrückgewinnung in Hessen Aus Dem Abwasser, Dem Klärschlamm Bzw. Der Klärschlammasche." *Gerichtet an Das Hessische Landesamt Für Naturschutz, Umwelt Und Geologie*.
- Berliner Wasserbetriebe. 2018. "Berliner Pflanze - Der Mineralische Langzeitdünger." 2018. <http://www.bwb.de/content/language1/html/6946.php>.
- Bertau, Martin, Peter Fröhlich, Carsten Gellermann, Alexander Maurer, Uwe Vohrer, and Katja Wendler. 2017. "Phosphatrückgewinnung." *Dechema*.
- BMWi - Bundesministerium für Wirtschaft und Energie. 2014. "Europäischer Fonds Für Regionale Entwicklung (EFRE) (2014-2020)." [www.foerderdatenbank.de](http://www.foerderdatenbank.de). 2014. <http://www.foerderdatenbank.de/Foerder-DB/Navigation/Foerderrecherche/suche.html?get=views;document&doc=2650>.
- Brüß, Ulrich. n.d. "Phosphorrückgewinnung in Der Praxis." *Water Solutions GmbH*.
- Buchmüller, Marianne, and Elke SELLERING. 2016. "Das Pearl<sup>®</sup> - Verfahren." *ELIQUO STULZ GmbH*.
- CNP. 2016. "Phosphorrückgewinnung Aus Abwasser Praxiserfahrungen Mit Dem AirPrex-Verfahren." *CNP - Technology Water and Biosolids GmbH*.
- DüMV. 2017. "Verordnung Über Das Inverkehrbringen von Düngemitteln , Bodenhilfsstoffen , Kultursubstraten Und Pflanzenhilfsmitteln ( Düngemittelverordnung - DüMV )." *Düngemittelverordnung Vom 5. Dezember 2012 (BGBl. I S. 2482), Die Zuletzt Durch Artikel 3 Der Verordnung Vom 26. Mai 2017 (BGBl. I S. 1305) Geändert Worden Ist*.
- Frank, Daniel. 2015. "Phosphorrückgewinnung - Wieso, Weshalb, Warum?" *Deutsche Phosphor Plattform*.
- Fraunhofer. 2018. "Fraunhofer IGB." 2018. <http://www.igb.fraunhofer.de/de/forschung/kompetenzen/physikalische-prozesstechnik/naehrstoffmanagement/rueckgewinnung-von-phosphor.html>.
- Fraunhofer-Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik. 2015. "Fraunhofer IGB Jahresbericht 2015/16." *Jahresbericht 2015/16*, 112.
- Gerber, Helmut. 2009. "Dezentrale CO<sub>2</sub>-Negative Energetische Verwertung von Land- Und Forstwirtschaftlichen Produktionsreststoffen." *Forschungsverbund PYREG-Reaktor, "Schließung von Stoffkreisläufen" UBA Dessau*.
- Grüner, Gerald, Joachim Mallon, Michael Schaaf, and Frank Reinmüller. 2015. "Phosphorrecycling Mit Dem Mephrec<sup>®</sup> -Verfahren – Stand Der Entwicklung –." *Baumgarter Boiler Systems GmbH*, 1–11.
- Grüner, Gerald, and Frank Reinmüller. 2016. "Phosphorrecycling Mit Dem Mephrec<sup>®</sup> -Verfahren - Betriebserfahrungen-."

- Gugel, Steinmetz, and Maier. 2014. "Rückgewinnung von Phosphor Aus Klärschlamm - Machbarkeitsstudie -."
- Günthert, F. W. 2014. "ERWAS-Verbundprojekt „ Klärschlammverwertung Region Nürnberg – Metallurgisches Phosphorrecycling – Eisen , Dünger Und Energie in Einem Verfahrensschritt “.“ *Bundesministerium Für Bildung Und Forschung*.
- Haigermoser, Moritz. 2017. "Bachelorarbeit: Einsatzmöglichkeiten Molekulargenetischer Verfahren Zur Optimierung Der Biologischen Phosphatentfernung Und Der Phosphatrückgewinnung in Kläranlagen." *Hochschule Für Angewandte Wissenschaften München*.
- Hermann, Ludwig. 2013. "Thermochemischer Aufschluss von Klärschlammaschen - Das Outotec Verfahren."
- Hermann, Ludwig, and Ernst Bachleitner. 2008. "P- Und Mehrnährstoffdünger Aus Klärschlammaschen." *ASHDEC Umwelt AG*, no. April:1–38.
- Hermann, Ludwig, and Tanja Schaaf. 2016. "Verfahren Zur Düngemittelherstellung Aus Klärschlammaschen." *20th Leibniz Conference of Advanced Science*.
- HTCycle. 2018. "HTCycle AG." 2018. [http://htcycle.ag/en/phosphorus-recovery\\_18](http://htcycle.ag/en/phosphorus-recovery_18).
- Killiches, Franziska. 2013. "Phosphat - Mineralischer Rohstoff Und Unverzichtbarer Nährstoff Für Die Ernährungssicherheit Weltweit." *BGR - Bundesamt Für Geowissenschaften Und Rohstoffe*.
- Kläusli, Thomas M. 2014. "AVA- -CO2 Firmen Präsentation." *IFAT 2014*.
- Koch, Beate, and Claudia Vorbeck. 2016. "Forschung Kompakt - Neues Verfahren Für Umweltfreundliche Phosphorrückgewinnung." *Fraunhofer*, 1–4.
- "Kompaktlexikon Der Biologie - Denitrifikation." 2018. [www.spektrum.de](http://www.spektrum.de). 2018. <https://www.spektrum.de/lexikon/biologie-kompakt/denitrifikation/2954>.
- Kotzbauer, Ulrich. 2017. "Das ExtraPhos-Verfahren." *Rotaria Energie- Und Umwelttechnik GmbH*.
- Kraus, Fabian. 2018. "Phosphorrückgewinnung – Praxisnaher Verfahrensüberblick." *DWA Klärschlammnetzwerk Nord-Ost - 4. Netzwerktag*, 1–16.
- Kraus, Fabian, and Christian Kabbe. 2017. "Phosphorrückgewinnung in Der Praxis – so Funktioniert Es in Den Niederlanden." *Korrespondenz Abwasser, Abfall 2017 (64) Nr. 2*, 96–98.
- Liberti, L, D Petruzelli, and L De Florio. 2001. *Environmental Technology*.
- Löhde, Kai. 2014. "Klärschlamm Zu Dünger, Biomasse Zu Pflanzenkohle." *Umweltmagazin April-Mai 2014*, 92–93.
- Meyer, Carsten, and Heidrun Steinmetz. 2013. "Phosphorrückgewinnung Mit Dem „ Stuttgarter Verfahren “," 24–27.
- Meyer, Pamela. 2006. "Biologische Abwasserreinigung." *Universität Duisburg Essen*.
- Mix-Spagl, Karla. 2017. "Die Neue Klärschlammverordnung – Was Müssen Betreiber Beachten ?" *Wwt-Online.de - Special Klärschlamm - Recht & Gesetz*, 15–16.
- Mohn, R.-E., H Schönberger, C Meyer, V Preyl, W Maier, and B Poppe. 2017. "Pilotanlage ( AZV Raum Offenburg ) Zur Großtechnischen Phosphor-Rückgewinnung Aus Klärschlamm." *Ministerium Für Umwelt, Klima Und Energiewirtschaft Baden-Württemberg*.
- Montag, David, Wibke Everding, and Johannes Pinnekamp. 2010. "Stand Und Perspektiven Der Rückgewinnung von Phosphat Aus Abwasser Und Klärschlamm," no. Bild 1:1–17.

- Moser, Martin. 2017. "P-Recycling Aus Klärschlamm – Eine Alternative ?" 5. *Vollversammlung Des Cercle Déchets*.
- Neumann, Söhnke. 2014. "Wirtschaftliche Phosphor-Rückgewinnung Mit Hydrothormaler Carbonisierung." *Kooperationstreffen Am 15.10.14 in Markranstädt / Technologie- Und Kompetenzzentrum Klärschlammverwertung Mitteldeutschland*.
- . 2015. "Zukunftstechnologien Nutzung von Biogenen Sekundärrohstoffen: HTC-Klärschlammverwertung Inkl. Phosphorrückgewinnung." *Symposium Zur Klärschlammverwertung, INTERREG IV B NWE, BioenNW*.
- Nick, Marcel. 2015. "Das PYREG-Verfahren Pflanzenkohle Und Ihre Einsatzmöglichkeiten." *PYREG GmbH Forschung Und Entwicklung*, 1–27.
- NuReSys. 2018a. "Recovers Natures Essentials." 2018. <http://www.nuresys.be/index.html>.
- . 2018b. "Recovers Natures Essentials." 2018. <http://www.nuresys.be/references.html>.
- Opitz, Eva. 2017. "ExtraPhos® -Verfahren Zur Rückgewinnung von Phosphor Aus Klärschlamm – Erfahrungen Aus Der Praxis." *Chemische Fabrik Budenheim KG*.
- Ostara Nutrient Recovery Technologies Inc. 2018a. "Ostara.com." 2018. <http://ostara.com/nutrient-management-solutions/>.
- . 2018b. "The Only Nutrient Recovery Solution That Prevents Digester Struvite Build-Up." *Handout WASSTRIP*.
- Petruzelli, D, L De Florio, A Dell'Erba, L Liberti, M Notarnicola, and A.K. Sengupta. 2003. "A New Phosphate-Selective Sorbent for the Rem Nut Process. Laboratory Investigation and Field Experience at Medium Size Wastewater Treatment Plant." In *Water Science and Technology*, 179–84.
- Pinnekamp, J, David Montag, and Daniel Bastian. 2016. "Gutachten Zur Umsetzung Einer Phosphorrückgewinnung in Hessen Aus Dem Abwasser , Dem Klärschlamm Bzw . Der Klärschlammasche – UmPhos." *ISA RWTH Universität Aachen*.
- Pyreg. 2015. "Pyreg Entwickelt Verfahren Für Phosphor-Recycling Aus Klärschlamm," 1–2.
- . 2018. "Pyreg.de." 2018. <http://www.pyreg.de/klarschlamm/#1512306809559-b271a4b5-da6a>.
- PYREG. 2018. "5 Gute Gründe Für Das PYREG-Verfahren." *Klärschlamm*.
- Scheidig, Klaus, Falko Lehrmann, Joachim Mallon, and Michael Schaaf. 2012. "Klärschlamm-Monoverbrennung Mit Integriertem Phosphor-Recycling," 1039–46.
- Scheidig, Klaus, Joachim Mallon, and Michael Schaaf. 2011. "Klärschlammverwertung Nach Dem Mephrec® -Verfahren." 7. *Klärschlammstage, Fulda März 2011*, 1–16.
- Schnee, Rainer. 2011. "Urban Mining Als Ausweg Limitierter Phosphat-Lagerstätten." *Chemische Fabrik Budenheim KG*.
- Schwarzmann, Otto. 2017. "Metallurgisches Phosphor Recycling Gleichzeitiges Recycling von Energie, Phosphor Und Weitem Metallen Aus Klärschlamm." *Europäischer Nährstoffevent, Basel*.
- Sippel, Maik. 2017. "Konferenzband Studentische Fachkonferenz 2016 : Nachhaltigkeit Im Industriellen Umfeld." *Lehrveranstaltung "Nachhaltigkeit Im Industriellen Umfeld"*.
- Stiefel, Rolf. 2017. *Abwasserrecycling : Technologien Und Prozesswassermanagement Das Konzept Prozesswasserautarkie*. Springer Vieweg. <https://doi.org/10.1007/978-3-658-13992-6>.

Umweltbundesamt. 2015. "Phosphorrückgewinnung Aus Kommunalen Klärschlämmen."  
*Umweltbundesamt, Aufbereitung Und Behandlung von Siedlungsabfällen.*

Zettl, Ulrike, and Marthe Soncourt. 2015. "Phosphorrückgewinnung: Machbarkeits- Und  
Wirtschaftlichkeitsstudie." *Ministerium Für Umwelt, Klima Und Energiewirtschaft Baden-  
Württemberg.*



## Eidesstattliche Erklärung

Hiermit bestätige ich, Markus Hoffmann, dass ich die Masterarbeit selbstständig verfasst und keine anderen als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel benutzt habe, alle Ausführungen, die anderen Schriften wörtlich oder sinngemäß entnommen wurden, kenntlich gemacht sind und die Arbeit in gleicher oder ähnlicher Fassung noch nicht Bestandteil einer Studien- oder Prüfungsleistung war.

Unterschrift des Verfassers