TECHNISCHE UNIVERSITÄT WIEN
Vienna University of Technology

lebensministerium.at

Detaillierte Verfahrensbeschreibung, Datengrundlage und Ergebnisse

DHV Crystalactor®

Inhaltsverzeichnis

DHV Crystalactor ® 5
1.1 Grundlagen allgemein 5
1.1.1 Prozessskizze DHV Crystalactor im modifizierten Nebenstrom 5
1.1.2 Prozessskizze als STAN Modell 6
1.1.3 Verfahrensbeschreibung 6
1.1.4 Betriebsparameter DHV Crystalactor® 8
1.2 Datengrundlage für Bewertung 9
1.2.1 Sachbilanz 9
1.2.2 Stoffflussanalyse 10
1.2.3 Charakteristik Endprodukt 10
1.2.4 Umsetzung 11
1.2.5 Flächenbedarf auf Kläranlage 12
1.2.6 Ökonomische Grundlagen 12
1.3 Ergebnis DHV Crystalactor 13
1.3.1 Technologie Bewertung 13
1.3.2 Ökologische Bewertung (Systemgrenze Verfahren) 13
1.3.3 Ergebnisse ganzheitliche Bewertung DHV Crystalactor 19
1.3.4 Ökonomische Bewertung 23
1.3.5 Literatur 27
1.4 Anhang 28
1.4.1 Stoffflussanalyse DHV Crystalactor® 28
1.4.2 Stoffflussanalyse Gesamtprozess DHV Crystalactor® 29

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1:Fließbild modifizierter Nebenstrom mit Crystalactor® (Klapwijk und Rulkens, o.J.) 5
Abbildung 2: DHV Crystalactor® 6
Abbildung 3: STAN Modell DHV Crystalactor gesamte Prozesskette 6
Abbildung 4: Kalk- Kohlensäuregleichgewicht 7
Abbildung 5: Kaskade Crystalactor® 7
Abbildung 6: Entfernungseffektivität abhängig vom Kreislaufverhältnis 8
Abbildung 7: Kostenaufgliederung Betriebskosten DHV Crystalactor 9
Abbildung 8: Endprodukt DHV Crystalactor® 11
Abbildung 9: Großtechnische Umsetzung DHV Crystalactor 12
Abbildung 10: Veränderte Schlammbehandlung, Phostrip Prozess und DHV Crystalactor Schlammbehandlung (Ergebnis: 2 signifikante Stellen) 14
Abbildung 11: Einfluss DHV Crystalactor auf P-Emission Gewässer und P-Fracht Klärschlamm (Ergebnis: 2 signifikante Stellen) 14
Abbildung 12: Ergebnis Güterflussanalyse DHV Crystalactor 17
Abbildung 13: CO_2 bzw. SO_2-Äquivalente [kg bzw. g/kg $P_{rückg.}$] DHV Crystalactor 18
Abbildung 14: Zusammenfassung Parameter ökologische Bewertung (Systemgrenze Rückgewinnungsverfahren) 19

Abbildung 15: Veränderung der gasförmigen Emissionen und des KEA in Relation Referenzsituation 20
Abbildung 16: P-und Schwermetallpfade in % bezogen auf Zulauf der Referenzkläranlage (DHV Crystalactor®)..... 21
Abbildung 17: Nährstoffbezogene Schwermetallaufbringung DHV-Crystalactor Endprodukt Vergleich Handelsdünger (SSP)..... 22
Abbildung 18: Produktspezifische Kosten DHV Crystalactor Variation Anlagengröße..... 24
Abbildung 19: Kostenaufgliederung DHV Crystalactor 100.000 EW (links) und 500.000 EW (rechts). 25
Abbildung 20: Kosten gesamte Prozesskette DHV Crystalactor Verfahren 100.000 EW Anlage 26
Abbildung 21: Kosten gesamte Prozesskette DHV Crystalactor Verfahren 500.000 EW Anlage 26
Abbildung 22: Sensitivitätsanalyse Crystalactor..... 27

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Optimale Betriebsparameter Phostrip, Kaskade und Crystalactor..... 9
Tabelle 2: Nährstoff-, (Schwer)-metallgehalte und org. Spurenstoffe DHV Endprodukt..... 10
Tabelle 3: Löslichkeit in % bezogen auf Pges (DHV Crystalactor) 11
Tabelle 4: Umsetzungen DHV Crystalactor..... 12
Tabelle 5: Flächenbedarf DVH Crystalactor..... 12
Tabelle 6: Komplexität, Umsetzung und Rückgewinnungspotential DHV Crystalactor 13
Tabelle 7: Transferkoeffizienten Schlammbehandlung und DHV Crystalactor..... 13
Tabelle 8: Erhöhung Abwasserreinigung 14
Tabelle 9: Transferkoeffizienten Phostrip und DHV Crystalactor ®..... 16
Tabelle 10: Entfrachtungsleistung DHV Crystalactor® 16
Tabelle 12: Fällmittelbedarf Crystalactor..... 16
Tabelle 13: Chemikalienbedarf Referenzanlage 16
Tabelle 14: Spezifischer Ressourcenbedarf DHV Crystalactor..... 17
Tabelle 10: Spezifischer Energiebedarf DHV Crystalactor 17
Tabelle 15: Indirekte SM-Emissionen DHV Crystalactor..... 18
Tabelle 16: Kumulierter Energieaufwand DHV Crystalactor 19
Tabelle 17: Einflussfaktoren ganzheitliche Bewertung DHV Crystalactor..... 19
Tabelle 18: Transportwege DHV Crystalactor..... 19
Tabelle 19: CO_2 bzw. SO_2-Äquivalente Prozesskette DHV Crystalactor 20
Tabelle 20: Kumulierter Energieaufwand DHV Crystalactor gesamte Prozesskette 20
Tabelle 21: Gesamtemission SM direkte und indirekte Emissionen, Relation zur Referenzsituation... 21
Tabelle 22: Bewertung DHV Crystalactor Endprodukt 22
Tabelle 23: Ergebnis des Up-and Downscalings der Investitionskosten für DHV Crystalactor 23
Tabelle 24: Jahreskosten DHV Crystalactor (Referenzkläranlage 100.000 EW)..... 23
Tabelle 25: Einsparungen und Erlöse DHV Crystalactor (Referenzkläranlage 100.000 EW) 23
Tabelle 26: Spezifische Kosten DHV Crystalactor (100.000 EW)..... 23
Tabelle 27: Amortisationszeit in Abhängigkeit der Anlagengröße..... 25
Tabelle 28: Jahreskosten gesamte Prozesskette DHV Crystalactor..... 26

DHV Crystalactor ®

1.1 Grundlagen allgemein

Der Crystalactor® ist ursprünglich ein von DHV Water B.V. entwickeltes und patentiertes Verfahren zur Metall- und Anionenrückgewinnung im Bereich der Industriewasserbehandlung. Der Crystalactor® kann auch zur P-Rückgewinnung aus dem kommunalen Abwasser und dem aufbereiteten Schlammwasser einer Kläranlage eingesetzt werden Giesen (2002a, (2002). Großtechnisch wurde dieses Verfahren auf den kommunalen Kläranlagen Westerbork (12.000 EW; P-Elimination aus dem Abwasser), Heemstede (35.000 EW) und Geestmerambacht (230.000 EW; Seit 1994, P-Elimination aus dem aufbereiteten Schlammwasser) eingesetzt. In Amerika wird der Crystalactor® über den Lizenznehmer Procorp LLC Enterprise vertrieben. Die Bewertung des Crystalactor® basiert auf der Datengrundlage der Anlage in Geestmerambacht. Nach aktuellem Kenntnisstand ist die Anlage in Westerbork aufgrund verringerter P-Konzentrationen im Zulauf der Kläranlage und damit unwirtschaftlicher Prozessführung des Reaktors nicht mehr im Betrieb. Auf beiden Kläranlagen wird der Phosphor in der Belebung mit Bio-P entfernt. Für den Einsatz dieser Technologie im Nebenstrom einer Kläranlage ist ein vorgeschalteter Phostrip (anaerob Becken) Verfahrensschritt und eine Kaskade notwendig. Diese Prozesse werden bei der anschließenden Bewertung mitberücksichtigt. Die Schritte zur Rückgewinnung von Phosphor werden in den anaerob Becken zur Rücklösung von Phosphor, den Seitenstrom-Separator, die Kaskade zur pH-Wertanhebung mit Schwefelsäurezugabe und den eigentlichen Crystalactor® gegliedert. 70 - 80 % des Phosphors können aus dem Schlammwasserstrom mit dem Crystalactor® entfernt werden. Auf der Anlage in Geestmerambacht konnten Rückgewinnungsquoten bezogen auf den Kläranlagenzulauf von ca. 40 % erreicht werden.

1.1.1 Prozessskizze DHV Crystalactor® im modifizierten Nebenstrom

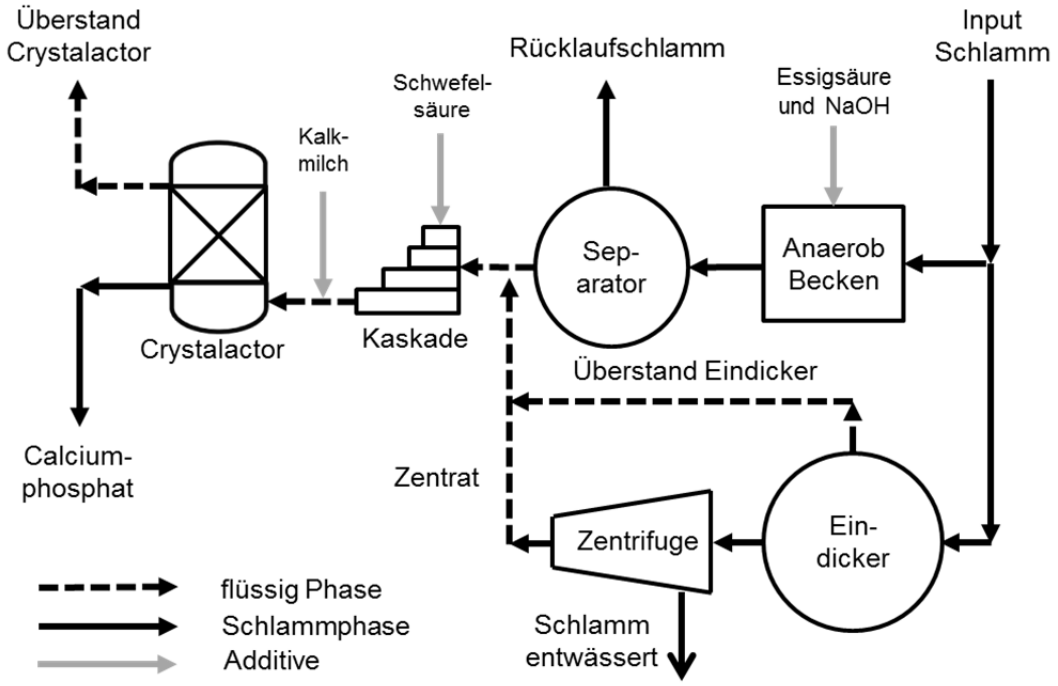


Abbildung 1:Fließbild modifizierter Nebenstrom mit Crystalactor® (Klapwijk und Rulkens, o.J.)

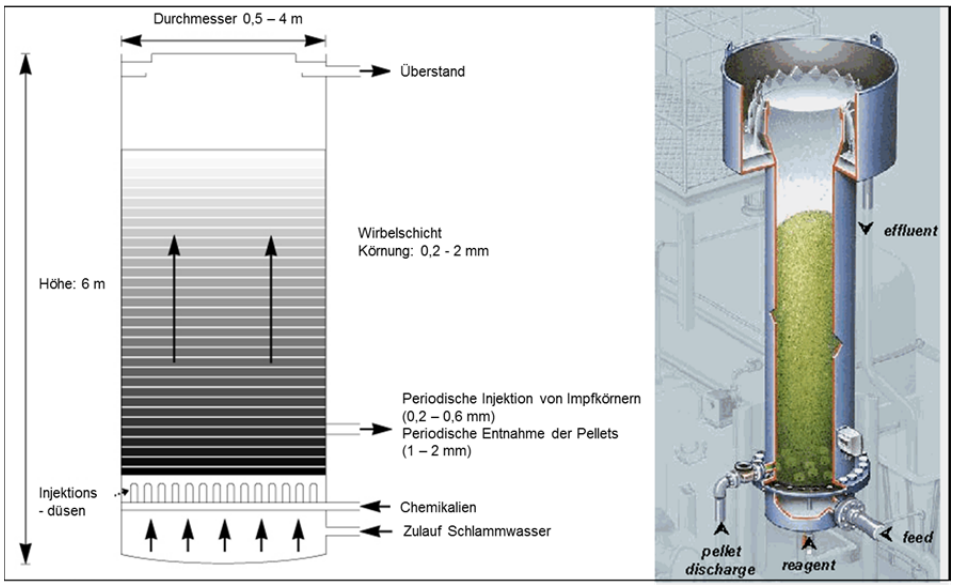


Abbildung 2: DHV Crystalactor®

1.1.2 Prozessskizze als STAN Modell

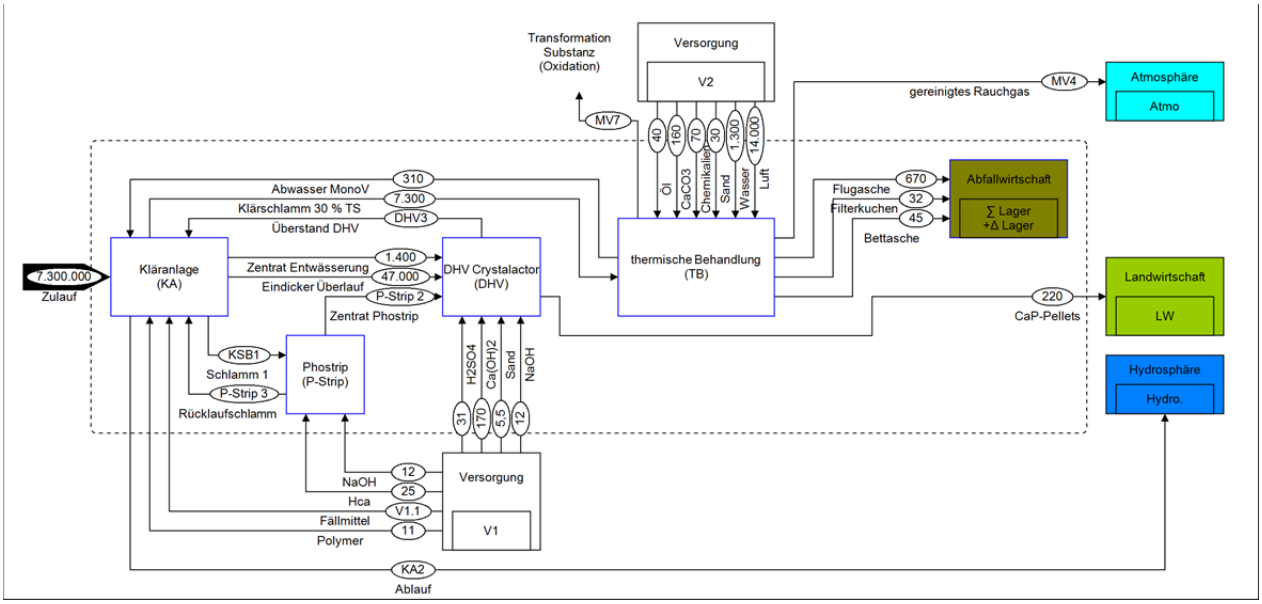


Abbildung 3: STAN Modell DHV Crystalactor® gesamte Prozesskette

1.1.3 Verfahrensbeschreibung

<u>Anaerob Becken + Seitenstromseparation (1+2)</u>

Voraussetzung für hohe Rückgewinnungsquoten aus dem Schlammwasser ist der Betrieb einer rein biologischen P-Entfernung im Belebungsbecken. Ein Teil des Überschussschlamms (75 %) aus der Kläranlage wird in ein Becken mit anaeroben Bedingungen geleitet. Mikroorganismen nehmen in dieser Phase die beigemengten leicht verfügbaren organischen Säuren (Essigsäurezugabe (Hac)) auf und setzen den gebundenen Phosphor als PO_4 wieder frei. Damit wird eine Aufkonzentrierung des gelösten Phosphors im Schlammwasser erreicht (80 – 90 mg PO_4/L). Natriumhydroxid (NaOH) dient zur pH-Kontrolle von 6,5 - 7,5. Ein pH-Werte unter 6,5 reduzieren die P-Rücklösung während bei pH-Werten über 7,5 bereits Calciumphosphat Ausfällungen auftreten können, die in diesem Prozessschritt unerwünscht sind. Der überschüssige Schlamm wird mittels eines Separators abgeschieden und das phosphorreiche Zentrat zur Kaskade geleitet. Der Schlamm wird zur erneuten Phosphoraufnahme in die Belebung geleitet. Der Separation kommt eine besondere Bedeutung zu, da Schwebstoffkonzentrationen > 250 mg/L den

Kristallisationsprozess stören. Grund sind unerwünschte Calciumphosphatfällungen an Schwebstoffen anstatt der Kristallisationskeime.

Kaskade (3)

Die Kaskade dient der Entfernung des Karbonates aus dem Schlammwassers des Eindickers, dem Zentrat der Zentrifuge und dem Ablauf des Phostrip Verfahrens durch Strippung von CO_2 bei niedrigen pH-Werten. In der Theorie sollte ein pH-Wert von 5 eingestellt werden um das Gleichgewicht hin zum CO_2 zu verschieben. Zur Vermeidung von Störungen durch Calciumkarbontatbildung im Crystalactor® sollte der Gesamtgehalt anorganischer Kohlenstoffverbindungen unter 1,5 mmol/L liegen. Dies wird erreicht durch:

- Theoretisch: pH gleich bzw. unter 5 (Schwefelsäurezugabe 96 %ig, H_2SO_4)
- Praktisch: pH 3,5
- Fallhöhe zwischen den Kaskaden ca. 0,2 m
- Beckentiefe ca. 0,15 m

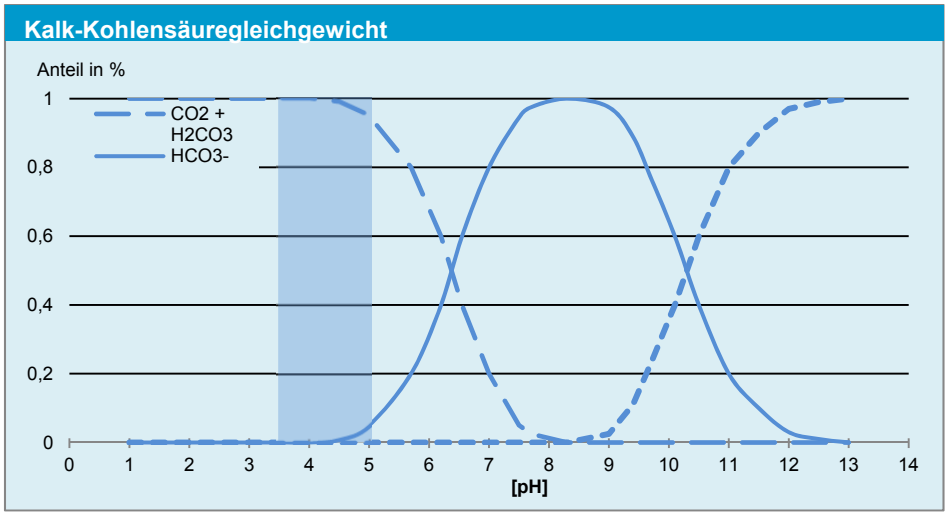


Abbildung 4: Kalk- Kohlensäuregleichgewicht

Mit diesen Maßnahmen kann in einer Stufe ca. 10 % des CO_2 bezogen auf die vorangegangene Stufe entfernt werden. Die notwendige Stufenanzahl im Fall der Anlage in Geestmerambacht liegt bei mind. 20 Stufen. Die Stufenzahl sollte nicht als eine fixe Größe betrachtet werden, sondern muss an die Gegebenheiten der Kläranlage angepasst werden. Abbildung 5 zeigt die Abnahme der CO_2 Konzentration (mmol/L) im Ablauf des Separators in Abhängigkeit der Stufenanzahl von anfänglich 10 mmol/L auf die erforderlichen1,5 mmol/L. Um Geruchsprobleme und Algenwachstum zu vermeiden, sollte die Kaskade abgedeckt werden.

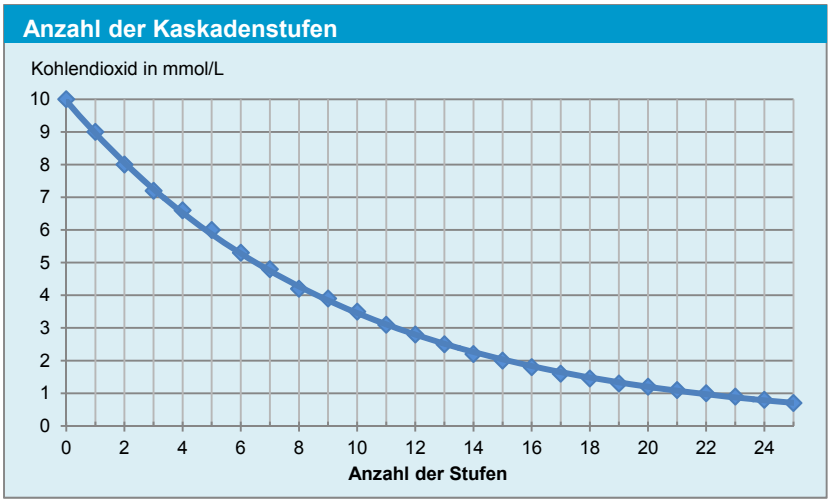


Abbildung 5: Kaskade Crystalactor®

Schlammbehandlung (Eindicker + Entwässerung)

Rund 25 % des anfallenden Überschussschlamms wird einer Schlammbehandlung mit Eindicker und Zentrifuge zur Entwässerung zugeführt. Der Überlauf aus dem Eindicker und das Zentrat der Entwässerung werden in die Kaskade geleitet. Der entwässerte Schlamm wird aus dem Prozess ausgeschleust.

Crystalactor® (4)

Schlammwasser mit Konzentrationen an gelöstem Phosphor von 80 – 90 mg PO_4-P/L (Kläranlage Geestmerambacht) wird in den mit Impfmaterial (Sand, Mineralien) gefüllten Crystalactor® mit ca. 3 m Durchmesser geleitet. Am Boden des Reaktors spritzen Injektionsdüsen rund 700 m³/h Schlammwasser mit einer Geschwindigkeit von 40 m/h ein, um ein fluidisierendes Wirbelbett mit 4 - 4,5 m Höhe zu erreichen. Als Reaktionsmittel wird Kalkmilch zugegeben und durch die Turbulenz schnell mit dem Schlammwasser vermischt. Die Zugabe von Calcium erfolgt im molaren Ca:P Verhältnis von 2:1 bzw. 3:1. Bei einem pH von ca. 8 werden die notwendigen Prozessbedingungen im Reaktor erreicht und Phosphor kristallisiert zusammen mit Calcium an den Kontaktflächen des Wirbelbettes nahezu vollständig. Die Anhebung erfolgt zum einen aufgrund des eingesetzten Fällmittels ($Ca(OH)_2$) und dem Einsatz von Natronlauge. Die Körner wachsen so lange (0,2 – 2 mm) bis sie schlussendlich absinken und periodisch abgezogen werden können. Im oberen Bereich des Reaktors sind Wasser und die Pellets deutlich voneinander getrennt. Der Ablauf enthält nur mehr 5 – 15 mg PO_4-P/L. Eine 70 – 80 %ige P-Entfernung wird als optimale Rückgewinnungsquote hinsichtlich Wirtschaftlichkeit und technischer Machbarkeit gewählt. Die Kristallisationseffizienz wird durch Rezirkulation des Ablaufes erhöht (Abbildung 6). Das Kreislaufverhältnis wird definiert als Zirkulationsstrom dividiert durch den Zulaufstrom. Bei einem Verhältnis von 2 bedeutet das, dass der Strom durch den Reaktor drei mal höher ist als der Zulaufstrom.

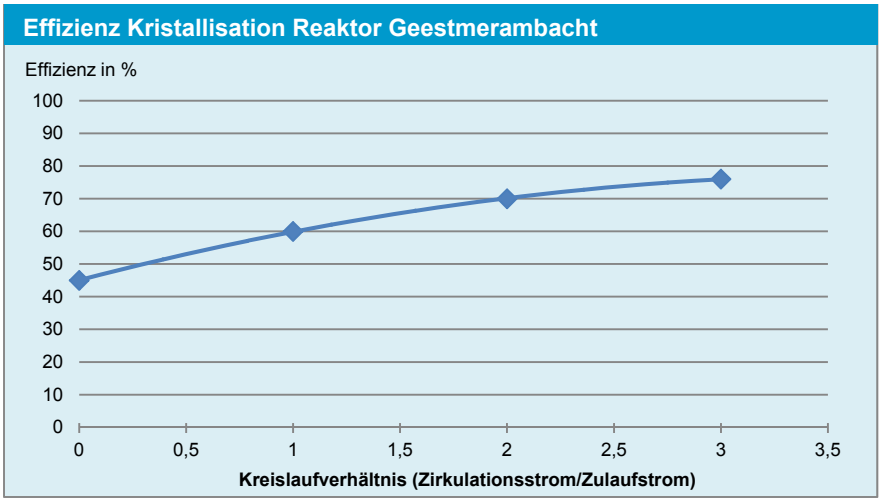


Abbildung 6: Entfernungseffektivität abhängig vom Kreislaufverhältnis

Als Endprodukt entstehen Pellets deren Hauptbestandteil Calciumphosphat ($Ca_3(PO_4)_2$) ist. Die Pelletsgröße kann durch Variation der Aufenthaltszeiten beeinflusst werden. Die wesentlichen Parameter für eine erfolgreiche Anwendung sind zum einen das Wirbelbett mit sehr großer Kontaktfläche von 5.000 – 10.000 m²/m³ und eine Kristallisation anstelle einer Ausflockung oder Sedimentation, der pH-Wert und eine Calciumquelle. Verunreinigung durch org. Substanz, Schwebstoffe und andere Ionen wird vermieden. Mit dem Crystalactor® kann bis zu 80 % des gelösten Phosphates rückgewonnen werden. Nach Trocknung weist das Endprodukt einen Trockensubstanzgehalt von max. 5 - 10 % auf. Der Überstand mit reduzierter PO_4-Konzentration gelangt zurück in die Kläranlage.

1.1.4 Betriebsparameter DHV Crystalactor®

Die optimalen Betriebsparameter für die gezielt Rücklösung des Phosphors im Anaerobbecken, die Cabonatentfernung mittels der Kaskade und schlussendlich die Kristallisation des gelösten Phosphors sind in Tabelle 1 dargestellt.

Phostrip		Kaskade		Crystalactor	
pH	6,5 - 7,5	pH	<5	pH	~8
pH-Einstellung	NaOH	pH-Einstellung	H_2SO_4	pH-Einstellung	Ca-Quelle
Essigsäure	15g/kg TS	Stufen	~25	Ca-Quelle	$CaCO_3$, $Ca(OH)_2$
Schwebstoffe	<250 mg/L	Ca:P	2:1;3:1	Ca:P	2:1;3:1
		Fallhöhe	0,25 m	Impfmaterial	Sand

Tabelle 1: Optimale Betriebsparameter Phostrip, Kaskade und Crystalactor®

Bis zu 80 % des gelöst im Schlammwasser vorliegenden Phosphors bildet schwerlösliche Salze und kristallisiert an den Impfkristallen als CaP aus. Eine Entfernung des Endproduktes aus dem Reaktor erfolgt periodisch nach Erreichen der gewünschten Pelletgröße.

Mögliche Betriebsprobleme Kristallisationsreaktor

- Verkleben der Pellets an den Einspritzdüsen (Gegenmaßnahme: hohe Turbulenz)
- Algenwachstum im Behälter (unproblematisch)

1.2 Datengrundlage für Bewertung

1.2.1 Sachbilanz

Während für Essigsäure der Bedarf mit rund 15 g/kg TS aus der Literatur bekannt (+) ist, wird der Schwefelsäure- und Natronlaugen- und Sandbedarf auf alternativem Weg erhoben. Auf Basis der bekannten produktspezifischen Kosten von 6 - 7 €/kg $P_{rückg.}$, einem bekannten Anteil der Betriebskosten von 45 %, einer detaillierten Kostenaufgliederung (Abbildung 7) und den aktuellen Rohstoffpreisen kann der Rohstoffbedarf abgleitet werden. Aufgrund dieses Berechnungsansatzes sind diese Daten mit einer gewissen Unsicherheit behaftet (o). Der Fällmittelbedarf wird auf Grundlage des P-Inputs in den Kristallisationsreaktor, erhoben durch die P-Stoffflussanalyse, berechnet. Calciumhydroxid ($Ca(OH)_2$) wird auf Basis des stöchiometrischen Ca:P Bedarfs von 2:1 zugegeben.

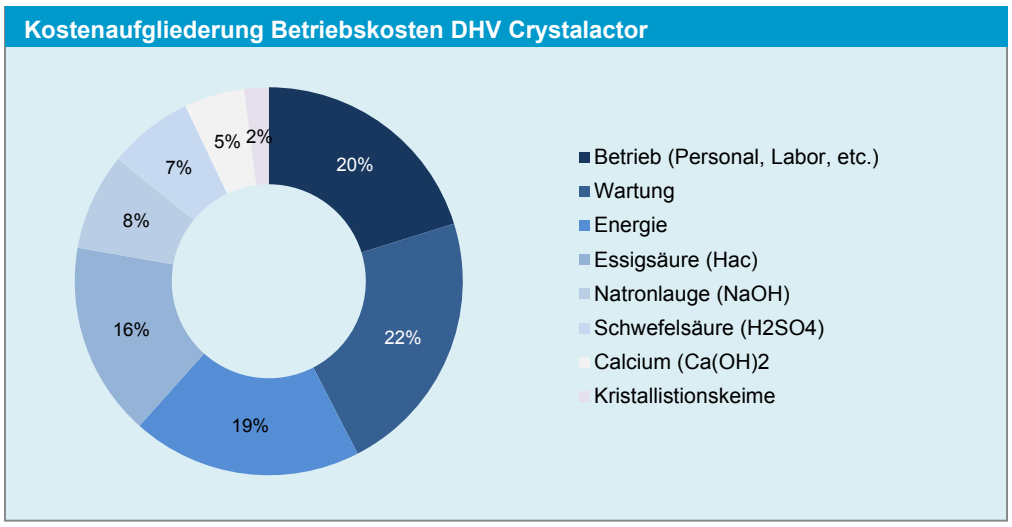


Abbildung 7: Kostenaufgliederung Betriebskosten DHV Crystalactor®

Die notwendige elektrische Energie resultiert aus dem Betrieb des DHV-Crystalactor® Verfahrens und der modifizierten Schlammbehandlungslinie. 1,7 kWh/kg CaP bzw. 5,1 kWh/kg P ist der Energiebedarf berechnet auf die Referenzkläranlage. Der Anteil des vorgeschalteten Phostrip Verfahrens am Energiebedarf wird mit 50 % angenommen.

1.2.2 Stoffflussanalyse

Transferkoeffizienten (TK) Phostrip

Aufgrund der Rücklöseprozesse in einem anaeroben Becken werden die Transferkoeffizienten angepasst. Für P wird der TK von 5 auf 22 (++) erhöht. TK für Schwermetalle können nur aus der Gesamtbetrachtung Input SM-Fracht im Schlammwasser und Output über SM Fracht im Endprodukt erfasst werden. Die TK in den Prozessen sind deshalb eine grobe annahmen (-).

TK Crystalactor®

Der Wirkungsgrad der P-Entfernung zum eine von der Konzentration an gelöstem PO_4-P (siehe Kapitel PO_4-P Konzentration und Kristallisation) und zum anderen vom pH-Wert abhängig. Mit dem Crystalactor® kann bis zu 80 % des Phosphors aus dem Schlammwasser entfernt werden. Die Entfernungsrate aus der Publikation zur Kläranlage Geestmerambacht wird mit 70 % (Abbildung 6) angenommen (Vasami-Jones, 2004) (++).

Für Schwermetalle liegen keine gesonderten Untersuchungen vor. Die Transferkoeffizienten für die Schwermetalle werden deshalb anhand der Frachten im Schlammwasser der Referenzkläranlage und den Frachten im CaP-Endprodukt aus der Literatur ermittelt (-). Folglich müssen erhöhte Unsicherheit der SM-Transferkoeffizienten in den einzelnen Prozessen Phostrip und Crystalactor angenommen werden.

1.2.3 Charakteristik Endprodukt

1.2.3.1 Nährstoffe, (Schwer)-metalle und org. Spurenstoffe

Für die Kristallisation im Reaktor wird Kalkmilch $Ca(OH)_2$ zugegeben. An den Impfkristallen reagiert das Calcium mit dem gelöst vorliegenden Phosphat und kristallisiert als Calciumphosphat ($Ca_3(PO_4)_2$) aus. Als Endprodukt entstehen runde Pellets mit einem Durchmesser von 1 – 2 mm (++). Der Wassergehalt nach atmosphärischer Trocknung liegt zwischen 1 – 5 %. Der Anteil des Kristallisationskeimes an der Gesamtmasse beträgt weniger als 5 %. Ein sehr reines P-Produkt entsteht, das neben den Hauptbestandteilen Ca-Phosphat auch Verbindungen wie Magnesium(ammonium)phosphaten und Kalium(ammonium)phosphaten enthält (++). Grund dafür ist die nicht selektive Reaktion mit anderen Erdalkalimetallen. Der Phosphorgehalt des Endprodukts liegt im Bereich von 10 - 12 % bezogen auf den Trockensubstanzgehalt. Zu den organischen Verunreinigungen im Endprodukt liegen keine Daten vor. Aufgrund der Prozessführung ist ein Transfer der organischen Verunreinigungen in das Endprodukt möglich. Jedoch werden Nebenverunreinigungen bei der Kristallisation praktisch nicht eingebaut (+). Es liegen keine Hygieneparameter für das Endprodukt vor. Allerdings zeigen Verfahren mit Kristallisationstechnologie, dass keine hygienischen Bedenken von den Produkten ausgeht (+).

<u>Mögliche Reaktionen im Kristallisationsreaktor</u>

$$2\ PO_4^{3-} + 3\ Ca^{2+} \rightarrow Ca_3(PO_4)_2$$

$$PO_4^{3-} + Mg^{2+} + NH_4^{+} \rightarrow MgNH_4PO_4$$

$$2\ PO_4^{3-} + 3\ Mg^{2+} \rightarrow Mg(PO_4)_2$$

$$2\ PO_4^{3-} + 3\ Zn^{2+} \rightarrow Zn_3(PO_4$$

Nährstoffe [g/kg TS]		Schwermetalle [mg/kg TS]		Org. Spurenstoffe [mg/kg TS]	
P	11,3	As	1,9	AOX	-
N	0	Cd	0,7	PAK	-
Mg	0	Cr	4,3	PCDD/F	-
Ca	190	Cu	1,6		
K	0	Hg	0,1		
Metalle [mg/kg TS]		Ni	7		
Al	-	Pb	4		
Fe	-	Zn	35		

Tabelle 2: Nährstoff-, (Schwer)-metallgehalte und org. Spurenstoffe DHV Endprodukt

1.2.3.2 P-Löslichkeit

Es handelt sich beim Endprodukt um Calciumphosphat $Ca_3(PO_4)_2 * 6H_2O$. Dieses Düngemittel weist eine schlechte Wasserlöslichkeit (0,1 %) und eine ca. 75 %ige Zitronenlöslichkeit auf (++). In Topfversuchen kann eine relative P-Aufnahme der Pflanzen von 60 % nachgewiesen werden (Römer, 2006). In der Literatur wird er als langfristig verfügbarer Pflanzendünger beschrieben (++).

Exktraktionsmittel	Löslichkeit [%]
Wasser	<1
Zitronensäure	75
Ameisensäure	-
Mineralsäure	-
Ammoncitrat	-

Tabelle 3: Löslichkeit in % bezogen auf Pges (DHV Crystalactor®)

1.2.3.3 Eignung als Sekundärdünger

Von 1997 bis 1998 wurden die Pellets die Hühnerfutterindustrie verkauft. Die Calciumphosphat Pellets des Crystalactor® können aufgrund ihrer Charakteristik und geringen Verunreinigungen z.B. in der Phosphorindustrie weiterverwendet werden. Seit 1999 werden die Pellets von der Firma Thermphos als zusätzliche P-Ressource zum Rohphosphat genutzt. Auf die Prozessführung von Thermphos haben die Pellets keinen störenden Einfluss. Auch der direkte Einsatz als Dünger ist möglich. Endprodukt sind Pellets, die nach der Trocknung in Big Bags abgepackt werden. Der direkte Einsatz in handelsüblichen Düngerstreuern sollte aufgrund der Pelletgröße möglich sein. Das Endprodukt ist staubfrei und kann problemlos gelagert werden. Besonders ist, dass das Endprodukt im Jahr 1998 zu einem Preis von 3.200 €/t P_2O_5 (~7.400 €/kg P) als Tierfutter verkauft. Das entspricht rund 830 €/t $Ca_3(PO_4)_2$. Derzeit liegt der Marktpreis für dreibasisches Calciumphosphat im Mittel bei 650 €/t.

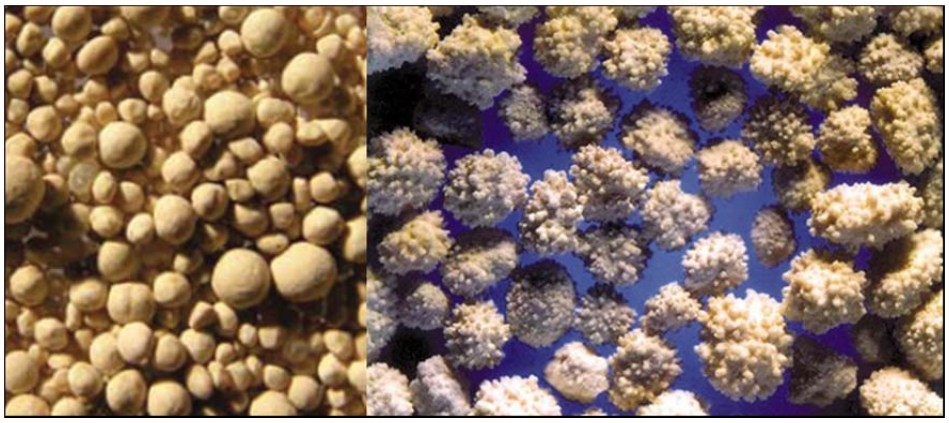


Abbildung 8: Endprodukt DHV Crystalactor®

1.2.3.4 Zu berücksichtigende Abfallstoffe aus DHV Crystalactor

Keine

1.2.4 Umsetzung

Der Kristallisationsreaktor von DHV wurde in den 80er und 90er Jahren neben zahlreichen Installationen auf industriellen Anlagen auch auf drei Kläranlagen in Holland eingesetzt. In Madison (Wisconin, USA) wurden in Zusammenarbeit mit Procorp Enterprise LLC Testreaktoren an derselben Anlage installiert, an der Ostara bereits Pilotanlagen installiert hat. Nach Angaben von Procorp wurden übereinstimmende P-Reduktionen, allerdings bei kompakterer Bauweise erreicht. Zudem wurde dieses Verfahren im Pilotmaßstab einer Tomatenstärkefabrik und großtechnisch bei einer Molkerei in den USA installiert.

Großtechnische Anlagen	
Geestmerambacht (NL)	Großtechnisch (230.000 EW)
Heemstede (NL)	Großtechnisch
Westerbork (NL)	Großtechnisch
Madison, Wisconsin (USA)	Pilotanlage

Tabelle 4: Umsetzungen DHV Crystalactor®

Abbildung 9: Großtechnische Umsetzung DHV Crystalactor

1.2.5 Flächenbedarf auf Kläranlage

Der Flächenbedarf wird auf Basis der Erkenntnisse auf der Kläranlage Geestmerambacht mit einer Belastung von 230.000 EW angenommen (Tabelle 5).

Anlagenteile	Flächenbedarf
Schlammseparation anaerobe Stufe	550 m²
Crystalactor	14 m²
Crystalactor mit Zubau (ohne Lagerfläche und Chemikaliendosierung)	100 m²
Kaskade (geschätzt)	20 m²

Tabelle 5: Flächenbedarf DVH Crystalactor®

1.2.6 Ökonomische Grundlagen

Für den Crystalactor® auf der Kläranlage Geestmerambacht (230.000 EW) liegen Kostenschätzungen für den Gesamtprozess (inkl. Seitenstrom Prozess Phostrip und Kaskade) von auf 6 - 7 €/kg P rückgewonnen vor (+). Die Investitionskosten für die beiden Kristallisatoren werden für die Anlage werden mit rund 4,2 Mio. Euro beziffert (+). Allerdings wurde die Hälfte der Investitionskosten aus öffentlichen Mittel gefördert. Bei einer Rechenkontrolle konnte festgestellt werden, dass daher nur die 2.1 Mio. Euro für die Kapitalkostenrechnung angesetzt wurden und daher auch die Gesamtkosten für die Anlage in Geestmerambacht geringer ausfallen (+).

Für die Referenzkläranlage (100.000 EW) werden die Investitionskosten halbiert). Die Betriebsmittelkosten, rund 45 % der Jahreskosten, werden für die Anlagen in Geestmerambacht anhand der folgenden Aufgliederung berechnet (Adam, 2008; Pietkema, 2004; Gaastra, 1998). Aus dieser Aufgliederung werden die Kosten für die Referenzanlage berechnet.

1.3 Ergebnis DHV Crystalactor®

1.3.1 Technologie Bewertung

Der DHV Crystalactor® wird im Schlammwasserstrom nach gezielter biologischer Rücklösung durch das Phostrip Verfahren eingesetzt. Hinsichtlich der Komplexität des Reaktors, kann die Technologie der Kristallisation in einem Reaktor mit hoher Turbulenz als einfach eingestuft werden. Aufgrund der vorangegangen Prozesse (Phostrip, Kaskaden) wird das Verfahren im Vergleich z.B. zum Ostara Verfahren als komplexer eingestuft. Dieser technologische Ansatz ist erprobt und wird v.a. in Holland auf mehreren Anlagen großtechnisch betrieben.

DHV Crystalactor	
Entwicklungsstand	Großtechnisch (vielfach umgesetzt)
Komplexität Technologie	Phostrip, Kristallisation (CaP)
Implementierung	Nebenstrom, Schlammwasser
Wartungsaufwand	mäßig
Veränderung Schlammbehandlung	Stark
Effektivität des Verfahrens	~ 80 %
Potential bezogen auf KA-Zulauf	~ 40 %
Qualitativer Ressourcenaufwand	Essigsäure, Schwefelsäure, Kalksmilch, Sand, NaOH, Energie (elektrisch)
Abfallstoffe	keine
Negative Effekte auf Abwasserreinigung	keine

Tabelle 6: Komplexität, Umsetzung und Rückgewinnungspotential DHV Crystalactor®

Basierend auf dem Einfluss auf den Abwasserreinigungsprozess können erst Auswirkungen, Einsparungen und Erlöse abgeleitet werden.

1.3.2 Ökologische Bewertung (Systemgrenze Verfahren)

1.3.2.1 Stoffflussanalyse P – Einfluss auf Abwasserreinigungsprozess

Ziel der modifizierten Schlammbehandlung ist eine gezielte Rücklösung des im Klärschlamm biologisch gebundenen Phosphors. Das Zentrat aus der Schlammentwässerung (~11.600 kg P/a) und das Zentrat aus dem Phostrip Verfahren (~24.000 kg P/a) werden in den Crystalactor® geführt. Damit steht eine jährliche P-Fracht von ~25.600 kg für eine Rückgewinnung zur Verfügung. Unter der Annahme eines Wirkungsgrades von 70 % im Kristallisationsreaktor können jährlich 24.900 kg P rückgewonnen werden. Daraus abgeleitet fallen 219.000 kg CaP (P-Gehalt im CaP = 11,3 %) an. Das Rückgewinnungspotential bezogen auf den Kläranlagenzulauf liegt bei rund 40 %. Der Reaktorablauf mit einer noch relativ hohen P-Fracht von 10.700 kg P/a gelang zurück in den Kläranlagenzulauf. Stickstoff wird aufgrund der CaP-Bildung nicht aus dem Schlammwasser entfernt.

TK	Zentrat KSB5	Klärschlamm 30 % KA4	Zentrat Phostrip P-Strip2	Rücklaufschlamm P-Strip3	CaP-Pellets DHV2	Überstand DHV DHV 3
P	32	68	22	78	70	306

Tabelle 7: Transferkoeffizienten Schlammbehandlung und DHV Crystalactor®

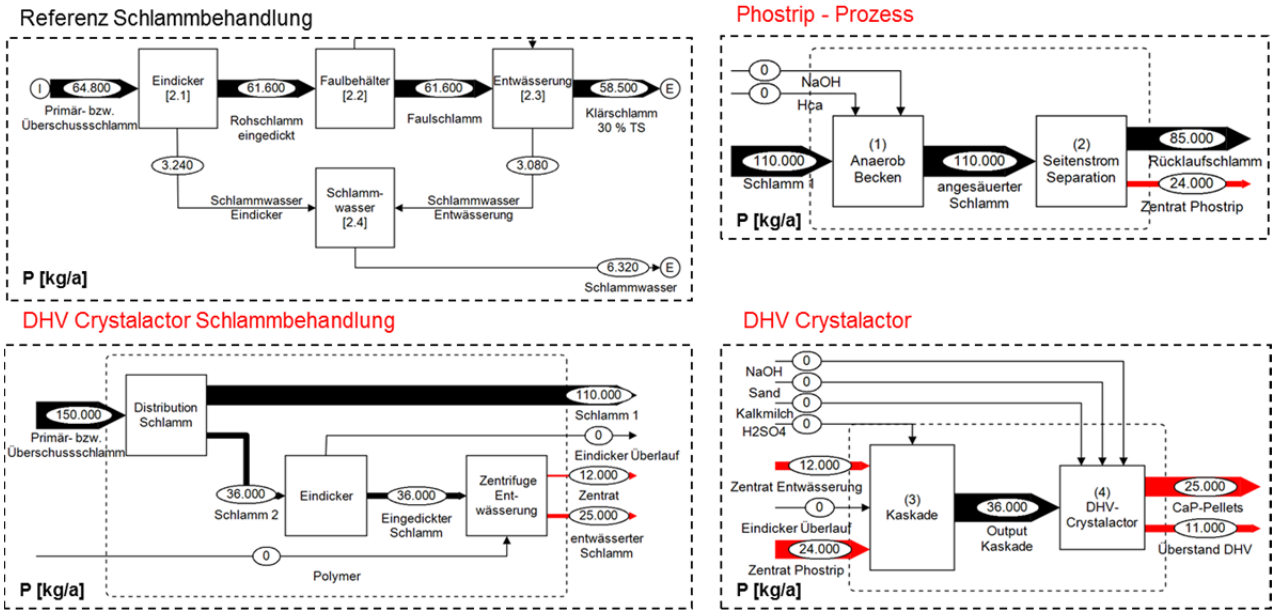


Abbildung 10: Veränderte Schlammbehandlung, Phostrip Prozess und DHV Crystalactor® Schlammbehandlung (Ergebnis: 2 signifikante Stellen)

Im Vergleich zur Referenzkläranlage ist im Schlammwasser eine erhöhte von rund 10.700 kg P/a zu erwarten. In Relation zur Referenzsituation entspricht dies einer jährlich um 4.400 kg erhöhten P-Fracht.

	Erhöhung [kg/a]	[€/kg Nährstoff]	Mehrkosten [€/a]
Phosphor (P)	4.400	3,45	15.180
Gesamt			**15.180**

Tabelle 8: Erhöhung Abwasserreinigung

Erhöhung P-Emissionen Gewässer und P-Fracht im Klärschlamm

Anhand der Bilanzierung ergibt sich eine im Vergleich zur Referenzsituation deutliche Erhöhung der abwasserseitigen P-Fracht auf 16.100 kg/a. Dieser Fluss sollte aber mit Vorsicht betrachtet werden, da aufgrund der Bilanzierung überhöhte P-Flüsse z.B. im Rücklaufschlamm auftreten, die in der Realität wahrscheinlich nicht zu erwarten sind.

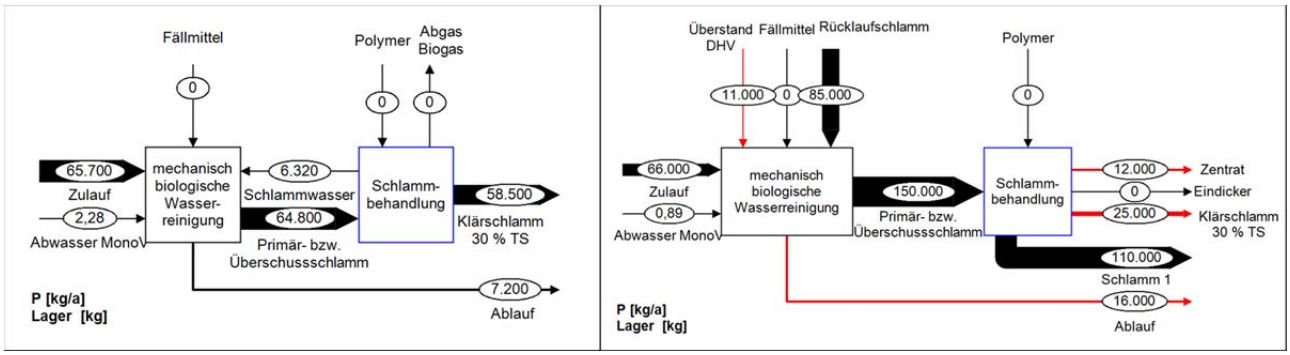


Abbildung 11: Einfluss DHV Crystalactor® auf P-Emission Gewässer und P-Fracht Klärschlamm (Ergebnis: 2 signifikante Stellen)

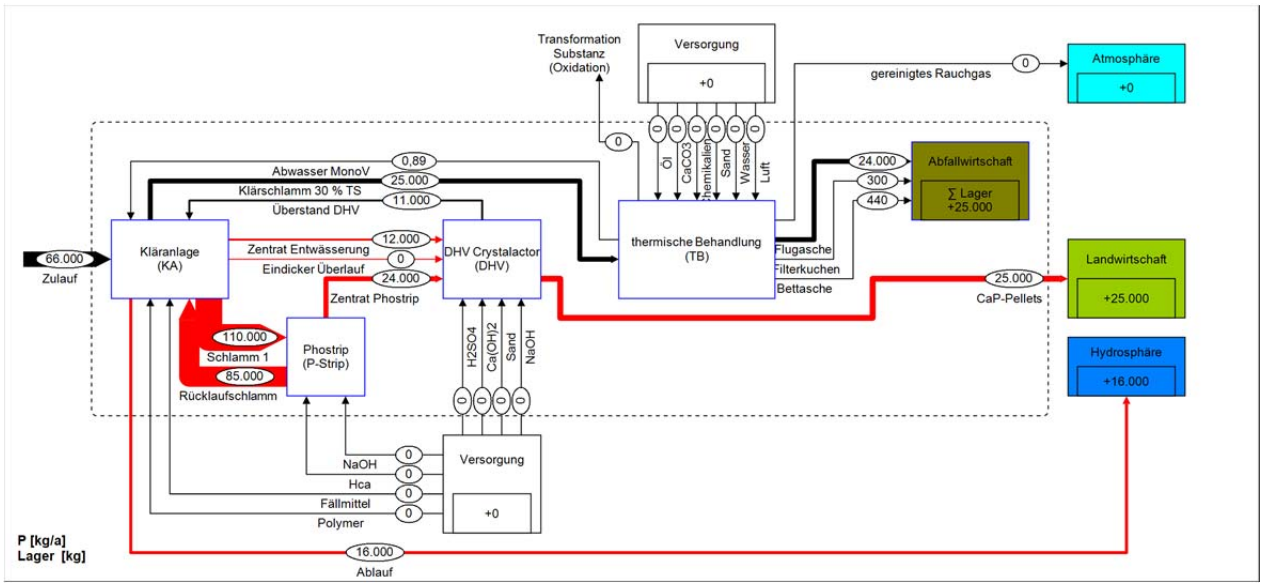


Abbildung 12: Stoffflussanalyse P: Gesamte Prozesskette (2 signifikante Stellen)

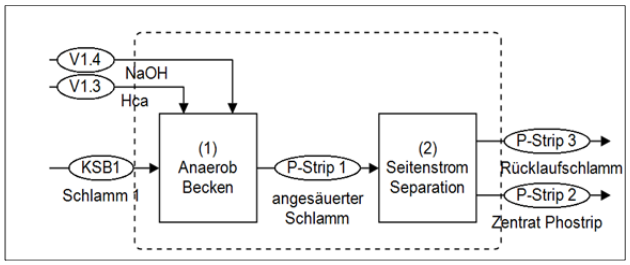
1.3.2.2 Stoffflussanalyse SM

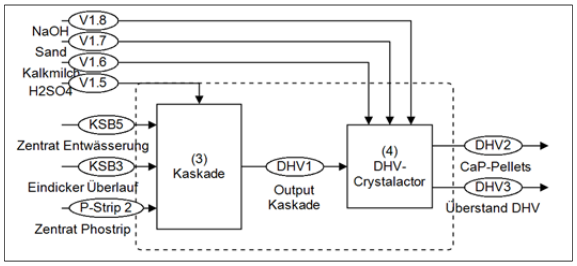
Transfer Schwermetalle und org. Spurenstoffe

Zu den Pfaden der Schwermetalle in den Prozessen Phostrip und DHV-Crystalactor ® liegen keine Daten vor. Für das Phostrip Verfahren wird für alle Schwermetalle ein Transfer von 10 % in das Zentrat angenommen.

Die Transferkoeffizienten für den DHV Crystalactor® werden auf Basis folgender Daten ermittelt:

Bekannt ist die SM-Fracht im Zentrat der Entwässerung aus dem Prozess der Schlammbehandlung. In diesem Prozess werden die Transferkoeffizienten der Referenzkläranlage angesetzt. Die Schwermetallfracht im Zentrat des Phostrip Prozesses ergibt sich aus der bekannte SM-Fracht im Schlamm und dem angenommenen SM-Transfer von 10 % für alle Schwermetalle. Die beiden ermittelten SM-Frachten aus Zentrat Entwässerung (+) und Zentrat Phostrip (-) werden addiert und der SM-Fracht im Endprodukt gegenübergestellt (+). Diese wird auf Basis der bekannten Endproduktmenge und der bekannten SM-Konzentration aus Literaturdaten berechnet. Tabelle 9 zeigt den niedrigen Transfer von Schwermetallen im Reaktor in das Endprodukt (DHV 2), der auch aufgrund des Prozesses der Kristallisation zu erwarten ist.





TK	P-Strip 2	P-Strip 3	UL
As	10	80	2
Cd	10	82	2
Cr	10	95	2
Cu	10	75	2
Hg	10	95	2
Ni	10	85	2
Pb	10	90	2
Zn	10	90	2
AOX	-	-	-
PAK	-	-	-

TK	DHV 2	DHV 3	UL
As	7	93	2
Cd	10	90	2
Cr	3	97	2
Cu	1,5	98,5	2
Hg	5	95	2
Ni	6	94	2
Pb	3	97	2
Zn	10	90	2
AOX	-		-
PAK	-		-

PCDD/F	-	-	-	PCDD/F	-	-

Tabelle 9: Transferkoeffizienten Phostrip und DHV Crystalactor ®

1.3.2.3 Entfrachtungsleistung

Im Fall der Verfahren aus dem Schlammwasser kann kein Referenzfluss wie z.B. der Klärschlamm als Referenz zur Erfassung der Entfrachtungsleistung herangezogen werden. Die Entfrachtungsleistung wird deshalb auf den Kläranlagenzulauf bezogen. Da im Endprodukt keine organischen Spurenstoffe nachweisebar sind, wird eine 100 % Entfrachtung erreicht.

TK	Zulauf [kg/a]	Endprodukt [kg/a]	Rückgewinnung bzw. Entfrachtung [%]	
P	**65.700**	**24.900**	**38**	
As	10	0,2	98	95
Cd	3	0,08	97	92
Cr	70	0,46	99	98
Cu	550	0,5	99,9	99,8
Hg	1,5	0,01	99	98
Ni	120	1,7	99	96
Pb	90	0,45	99,5	99
Zn	2.300	8,0	99,7	99
AOX	560	0	100	100
PAK	14,7	0	100	100
PCDD/F [mg/a]	36,5	0	100	100

Tabelle 10: Entfrachtungsleistung DHV Crystalactor®

1.3.2.4 Ergebnisse Güterflussanalyse

Auf Basis des Essigsäurebedarfs (HAc) von 15 g/kg TS und einer Schlammfracht in die anaerobe Behandlung von 1.640 t TS/a (75 % des nicht anaerob stabilisierten Schlammes) wird ein Essigsäurebedarf von 24.600 kg/a errechnet. Anhand der detaillierten Betriebskostenaufstellung werden ein Natronlaugenbedarf von 23.100 kg/a und ein Schwefelsäurebedarf von 31.100 kg/a errechnet. Da in die Berechnung mehrere Unsicherheiten wie z.B. variierende Rohstoffpreise einfließen, müssen für diese Güterflüsse höhere Unsicherheiten angenommen werden. Der Fällmittelbedarf wird auf Basis der P-Inputfracht von 35.600 kg/a in den Kristallisationsreaktor berechnet. Ideale Betriebsparameter für die CaP Kristallisation liegen bei einem pH von ~8 und ein stöchiometrisches Verhältnis von Ca:P 2:1 vor. Daraus wird ein Kalziumbedarf von 92.050 kg/a bzw. ein Calciumhydroxid-Bedarf von 170.100 kg/a ermittelt. Die Grundlagen zur Berechnung sind aus Tabelle 11 zu entnehmen. Die benötigte Sandmenge von 5,5 t/a wird auf Basis der anfallenden Endproduktemenge von 219,6 t und einem Sandgehalt von 2,5 % berechnet.

Fällmittelbedarf [kg/a]	
Input P (laut SFA)	35.600
Ca Bedarf (Ca:P = 1,5:1)	69.050
Ca Bedarf (Ca:P = 2:1)	92.050
$Ca(OH)_2$ (Ca:P = 1,5:1)	127.600
$Ca(OH)_2$ (Ca:P = 2:1)	170.100

Molare Masse [u]	
P	30,97
Ca	40,01
H	1,01
O	15,99

Calciumhydroxid:
$Ca(OH)_2$
Wasseranteil: 0 %
Molare Masse: 74,07
$Ca(OH)_2$: Ca = 1,85:1

Tabelle 11: Fällmittelbedarf Crystalactor®

Chemikalienbedarf	[t/a]
HAc	24,6
NaOH	23,1
H_2SO_4	31,1
$Ca(OH)_2$	170,1

Tabelle 12: Chemikalienbedarf Referenzanlage

Ressourcen	kg/t TS	[kg/kg $P_{rückg.}$]	kg/[EW*a]
HAc	11,3	0,99	0,25
NaOH	10,6	0,93	0,23
H_2SO_4	14,2	1,25	0,31
$Ca(OH)_2$	77,7	6,83	1,70
Sand	2,5	0,22	0,06
kWh	58,0	5,10	1,27
CaP Endprodukt	100,3	8,82	2,20

Tabelle 13: Spezifischer Ressourcenbedarf DHV Crystalactor®

Infolge der fehlenden anaeroben Behandlung ist ein jährlicher Klärschlammanfall von 2.190 t TS zu berücksichtigen. Bei gleichbleibender Entwässerung auf 30 % TS steigt die thermisch zu behandelnde Schlammfracht auf 7.300 t/a. Bezogen auf die Trockensubstanz wird ein um 47 % erhöhte Schlammfracht der thermischen Behandlung zugeführt. Dementsprechend wird der Ressourcenbedarf der Verbrennungsanlage um 47 % erhöht (Abbildung 13). Der Polymerbedarf zur Entwässerung wird ebenfalls um diesen Faktor erhöht.

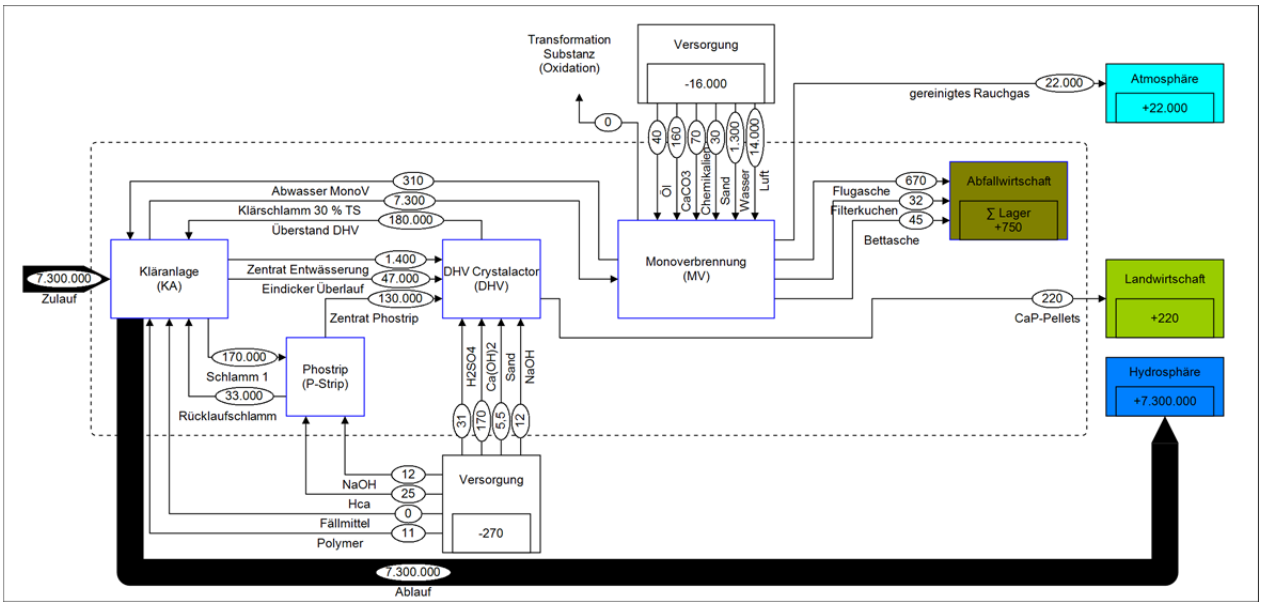


Abbildung 13: Ergebnis Güterflussanalyse DHV Crystalactor®

1.3.2.5 Energieflussanalyse

Der Bedarf an elektrischer Energie von rund 127.000 kWh/a wird aus der Kostenkalkulation abgeleitet. 50 % des Energiebedarfs entfallen auf das Phostrip-Verfahren.

Gleichzeitig mit der höheren TS Fracht liegt der Anteil der organischen Substanz aufgrund der fehlenden Faulung bei 65 %. Der Heizwert des Schlammes ist zum einem vom Wassergehalt und vom Anteil der organischen Substanz abhängig. Auf der Grundlage von Literaturdaten wird ein um 38 % höherer Heizwert angenommen.

	Produktspez. [kg $P_{rückg.}$]	Einwohnerspez. [EW*a]
kWh	5,1	1,3

Tabelle 14: Spezifischer Energiebedarf DHV Crystalactor®

1.3.2.6 Ergebnis indirekte gasförmige Emissionen

Auf Basis der Annahme einer Implementierung des DHV Crystalactor® Verfahrens auf der definierten Referenzkläranlage, der Ergebnisse der Güterflussanalyse und der indirekten Emissionen der notwendigen Ressourcen (PROBAS-Datenbank) kann ein jährlicher Ausstoß an CO_2-Äquivalenten bzw. SO_2-Äquivalenten von 230.000 kg bzw. 310 kg. Die Emissionen bezogen auf 1 kg $P_{rückg.}$ werden anhand der jährlichen Emissionen und der rückgewonnen P-Fracht von 24.900 kg/a errechnet sind aus Abbildung 14 zu

entnehmen. Aus dem Prozess sind keine direkten gasförmigen Emissionen zu berücksichtigten. Dominierende CO_2-Emissionsquellen sind das Ca-Fällmittel sowie die Essigsäure für die anaerobe Schlammbehandlung.

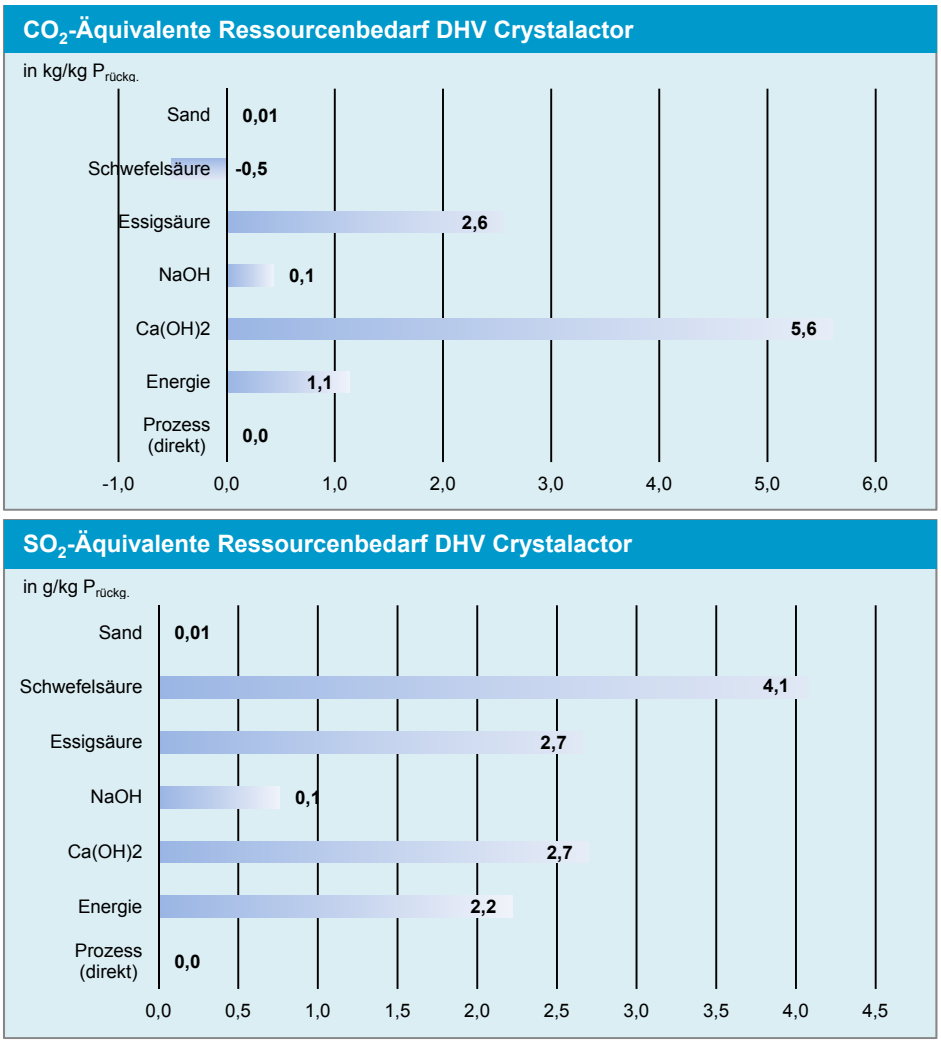


Abbildung 14: CO_2 bzw. SO_2-Äquivalente [kg bzw. g/kg $P_{rückg.}$] DHV Crystalactor®

1.3.2.7 Indirekte Schwermetallemissionen

Die indirekten Schwermetallemissionen werden analog zu den Gasemissionen auf Basis der Güterflussanalyse und der PROBAS-Datenbank ermittelt.

Indirekt Emissionen	Atmosphäre [g/a]	Hydrosphäre [mg/a]
As	0,003	0,00006
Cd	0,15	0,00015
Cr	0,39	0,00015
Cu	-	-
Hg	-	0,00007
Ni	1,14	-
Pb	1,33	0,00096
Zn	-	-
AOX	-	8,26
PAK	0,000136	-
PCDD/F	0,000002	-

Tabelle 15: Indirekte SM-Emissionen DHV Crystalactor®

1.3.2.8 Kumulierter Energieaufwand (KEA)

Der kumulierte Energieaufwand wird analog zu den Gasemissionen auf Basis der Güter- und Energieflussanalyse und der PROBAS-Datenbank ermittelt.

KEA	[kWh]	[kWh/EW*a]	[kWh/kg $P_{rückg.}$]
Chemikalien	850.800	8,5	34,2
Elektrische Energie	243.200	2,4	9,8
Gesamt	**1.094.000**	**10,9**	**43,9**

Tabelle 16: Kumulierter Energieaufwand DHV Crystalactor®

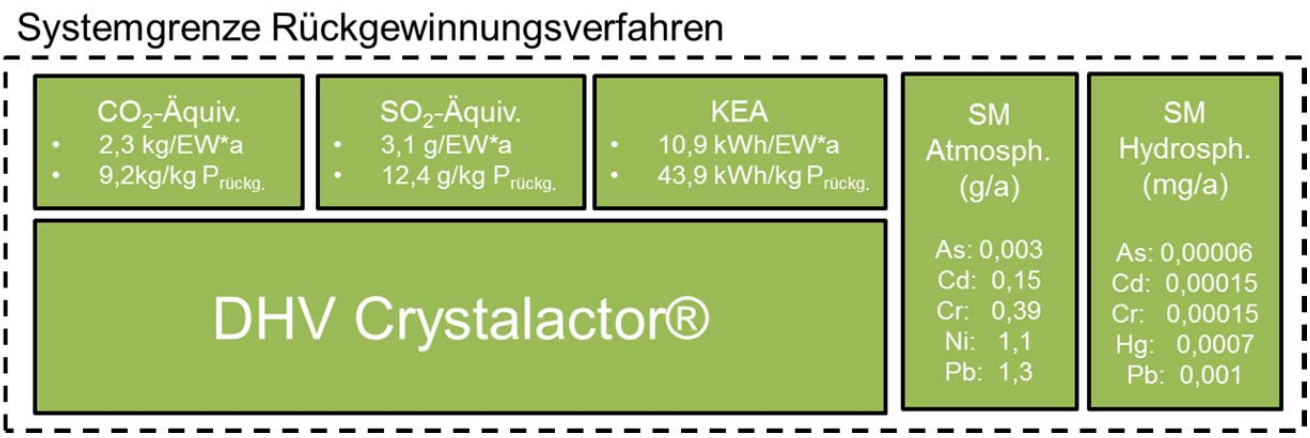


Abbildung 15: Zusammenfassung Parameter ökologische Bewertung (Systemgrenze Rückgewinnungsverfahren)

1.3.3 Ergebnisse ganzheitliche Bewertung DHV Crystalactor®

Die Implementierung des DHV Crystalactor® hat Einfluss auf den Abwasserreinigungsprozess, der wiederum nachfolgende Prozesse beeinflussen, die im Rahmen der ganzheitlichen Bewertung berücksichtigt werden. Folgende Faktoren und deren Einfluss auf weitere Prozesse werden berücksichtigt:

Faktor	Einfluss auf
Fällmittelbedarf entfällt (Bio-P)	SM-Eintrag in Abwasserreinigung entfällt, keine indirekten Emissionen aus Fällmittel, Kosten Abwasserreinigung
Keine Faulung	Keine Energiegutschrift auf Kläranlage (Biogas)
Erhöhter Schlammanfall (+47 %)	Höhere Energieausbeute bei Verbrennung, Ressourcenaufwand Verbrennung, Transportaufwand
P-Rückbelastung	Erhöhte Rückbelastung aus DHV Reaktor im Vergleich zur Referenz
Ressourcenaufwand DHV Crystalactor	Indirekte Emissionen, Kosten
CaP-Produktion	Kosten (Erlöse)

Tabelle 17: Einflussfaktoren ganzheitliche Bewertung DHV Crystalactor

Berücksichtigung Transport

Infolge des erhöhten Klärschlammanfalles (+47 %) nimmt die sowohl die Klärschlammfracht zur Verbrennung als auch die Fracht zur Entsorgung der anfallenden Aschen und Filterkuchen zu (Tabelle 18).

Transportwege	[t/a]	[tkm]	[€/EW*a]
Klärschlamm – Mitverbrennung	7.300	1.022.000	1,43
Flug- und Bettasche - Reststoffdeponie	712	71.600	0,10
Filterkuchen - Untertagedeponie	32	32.050	0,04
Gesamt Transport		**1.125.650**	**1,57**

Tabelle 18: Transportwege DHV Crystalactor

1.3.3.1 Ergebnis Gasemissionen

Im Vergleich zur Referenzsituation ist auf der eine Seite eine Erhöhung der treibhausrelevante Gase (39 %) und eine deutliche Reduktion der Gase mit Versauerungspotential (-115 %) zu beobachten (Tabelle 19). Der Rückgang der SO_2-Emissionen ist in erster Linie auf die Bio-P Entfernung und der damit entfallende Bedarf

an Fällmitteln (indirekte Emissionen) zurückzuführen. Ähnlich verhält es sich beim kumulierten Energieaufwand. Die Reduktion beträgt -33 % in Relation zur Referenzsituation (Tabelle 20).

CO_2-Äquivalente	[kg]	[CO_2-Äquiv./EW*a]
DHV Crystalactor	844.100	8,4
Referenz	368.600	3,7
Δ	129 %	
SO_2-Äquivalente	**[g]**	**[SO_2-Äquiv./EW*a]**
DHV Crystalactor	1.800	0,018
Referenz	1.260	0,013
Δ	46 %	

Tabelle 19: CO_2 bzw. SO_2-Äquivalente Prozesskette DHV Crystalactor®

1.3.3.2 Ergebnis kumulierter Energieaufwand

KEA	Rohstoffe	Energie	[kWh/EW*a]
Kläranlage	701.700	4.434.300	45,2
DHV Crystalactor	850.800	243.200	10,9
Monoverbrennung	145.700	1.435.000	15,8
Deponie	13.100*		0,1
Transport	185.800**		1,9
Gesamt	**8.010.000**		80,1
Substitution Strom	-916.200		-9,2
Substitution Wärme	-2.505.000		-25,8
Substitution P-Dünger	-128.900		1,3
Gesamt	**3.767.800**		**37,7**
Referenz	1.131.700		11,3
Δ	294%		

*KEA auf kg Reststoff bezogen; **KEA auf 1 tkm Transport bezogen. Unterteilung nach Rohstoff und Energie nicht möglich

Tabelle 20: Kumulierter Energieaufwand DHV Crystalactor® gesamte Prozesskette

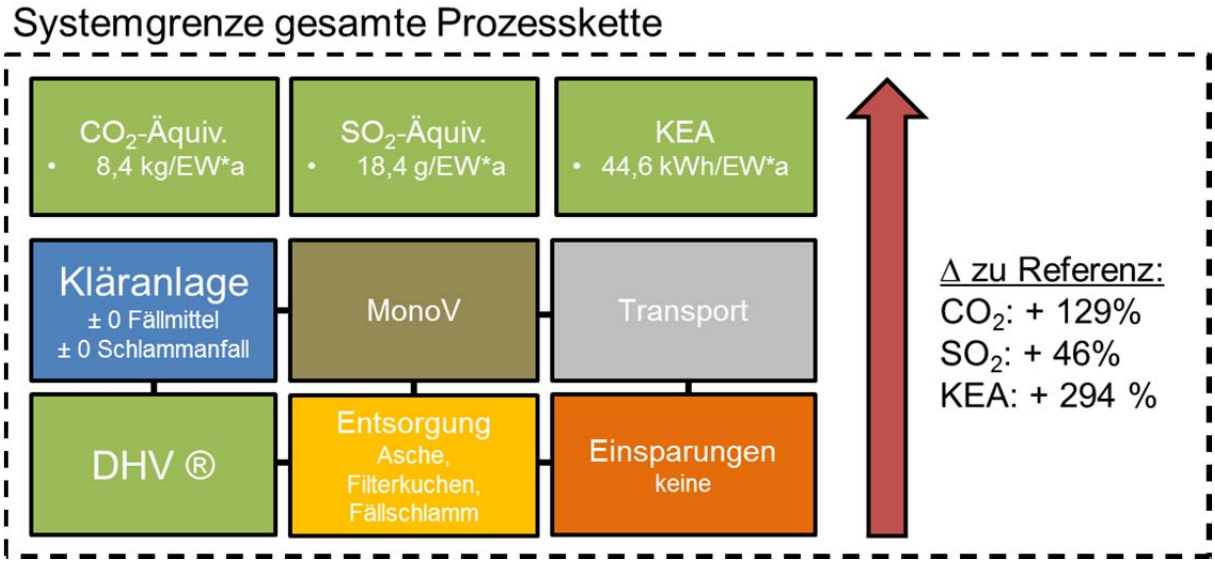


Abbildung 16: Veränderung der gasförmigen Emissionen und des KEA in Relation Referenzsituation

1.3.3.3 Ergebnisse Stoffflussanalyse Schwermetalle und organische Spurenstoffe

Auf Basis der Stoffflussanalysen können die Pfade von P und den ausgewählten Schwermetallen zu den Zielprozessen nachvollzogen werden (Im Vergleich zur Referenzsituation sind keine erhöhten Schwermetallfrachten in die Hydrosphäre oder Atmosphäre zu erwarten. Im Falle einer Ausbringung des Endproduktes nimmt die P- und Schwermetallfracht in die Landwirtschaft im Ausmaß der rückgewonnen P-

Fracht bzw. der SM-Fracht im Endprodukt zu. Organische Spurenstoffe sind im Endprodukt nicht nachweisbar, womit auch keine Spurenstoffe über das Endprodukt in die Landwirtschaft gelangen.

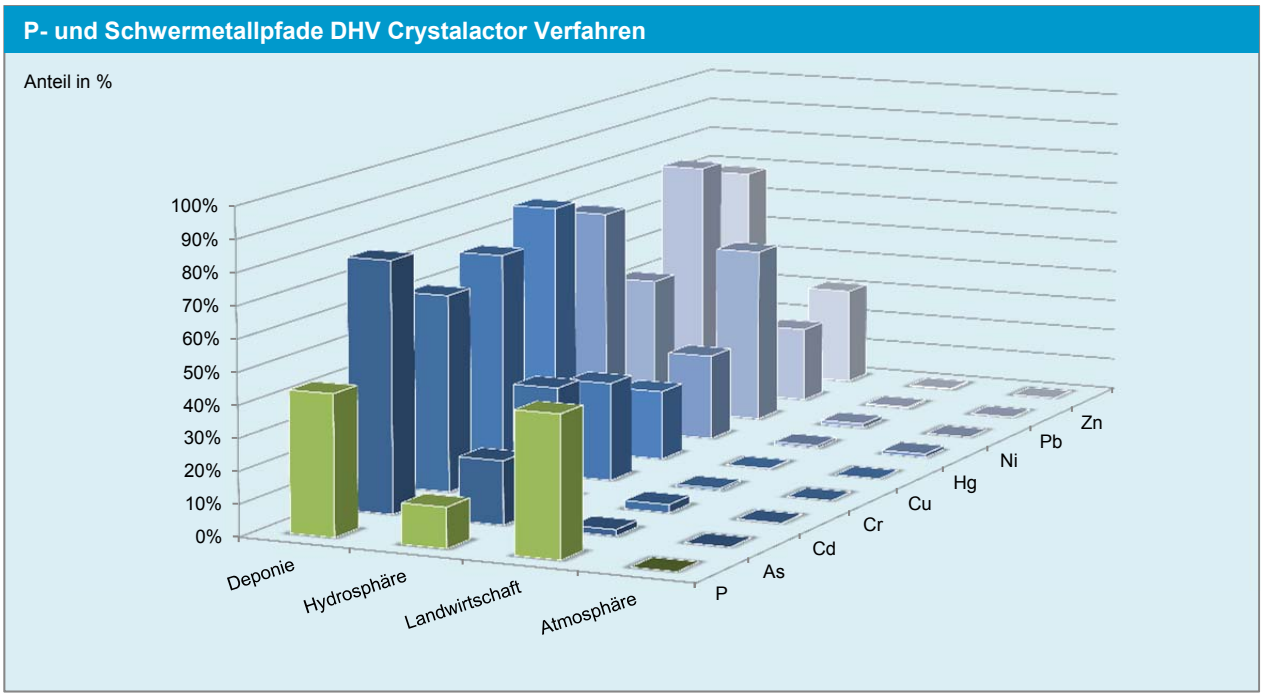


Abbildung 17: P-und Schwermetallpfade in % bezogen auf Zulauf der Referenzkläranlage (DHV Crystalactor®)

1.3.3.4 Ergebnis Schwermetallemissionen

Verglichen mit den direkten SM-Emissionen (Tabelle 21) haben die indirekten SM-Emissionen (Tabelle 15) nur einen sehr geringen Anteil an den Gesamt-Schwermetallemissionen. Durch die Implementierung des DHV Crystalactor® auf einer Kläranlage sind keine Änderungen der direkten Emissionen zu erwarten. Die fehlende Faulung und der damit höhere Heizwert des Schlammes haben Veränderungen der indirekten Emissionen aus der Strom- und Wärmeerzeugung zur Folge. Gutschriften sind aufgrund des Nährstoffes P im Endprodukt zu erwarten. Die Veränderungen der Emissionen im speziellen in die Hydrosphäre sind aufgrund des kleinen Anteils der veränderlichen indirekten Emissionen, aber der als statisch angenommenen direkten Emissionen, sehr gering und liegen im Bereich der Unschärfe der Datensicherheit.

Emissionen Gesamt	Atmosphäre [g/a]	Δ Referenz [%]	Hydrosphäre [kg/a]	Δ Referenz [%]
As	4,39	-8,8	2,1	-0,4
Cd	3,88	-14,2	1,1	-9,1
Cr	26,26	-35,2	25,9	-16,1
Cu	-	-	-	-
Hg	-	-	0,40	-11,8
Ni	21,20	-14,2	-	-
Pb	80,24	-30,6	21,7	-13,0
Zn	-	-	-	-
AOX	-	-	338,7	0,0
PAK	0,15	-0,3	4,40	-
PCDD/F	-		-	-

Tabelle 21: Gesamtemission SM direkte und indirekte Emissionen, Relation zur Referenzsituation

1.3.3.5 Ergebnis Endprodukt

Endprodukt ist ein sehr reines CaP mit geringen Schwermetallgehalten, die deutlich unter den Anforderungen der Düngemittelverordnung liegen. Bezogen auf den Hauptnähstoff Phosphor liegen die Schwermetallkonzentrationen teils deutlich unter jenen eines handelsüblichen Mineraldüngers (SSP).

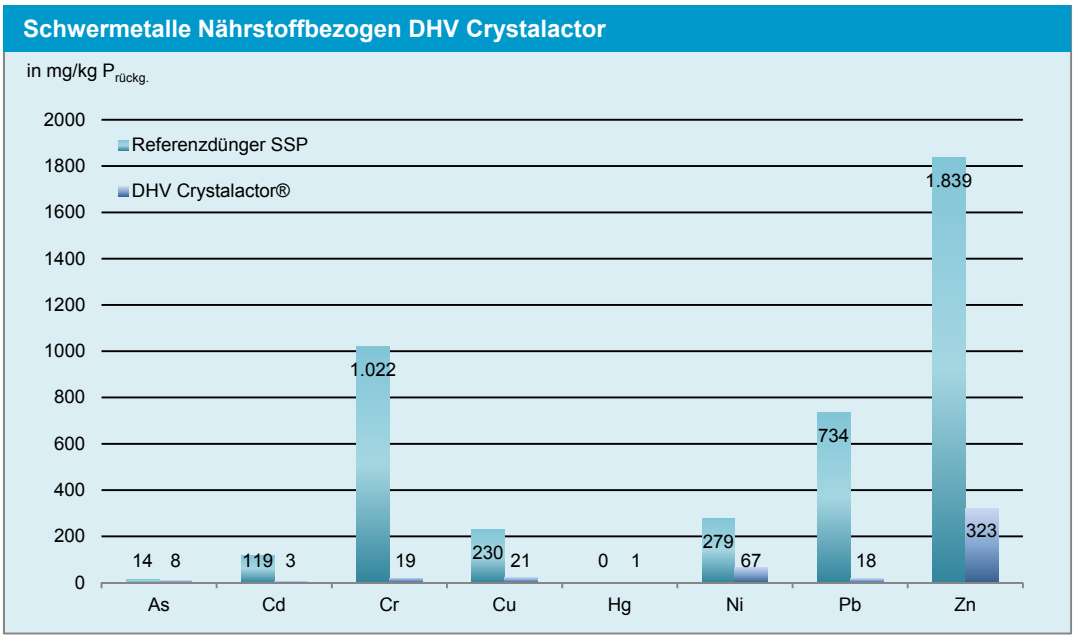


Abbildung 18: Nährstoffbezogene Schwermetallaufbringung DHV-Crystalactor® Endprodukt Vergleich Handelsdünger (SSP)

Bewertung Endprodukt	DHV Crystalactor ®	SSP
Löslichkeit	Gut	Sehr Gut
Düngewirksamkeit	Mäßig	Mäßig
Monetäre Wert [€/t Endprodukt]	292	230
Anorganische Verunreinigungen		
SM:P [mg Cd/kg P]	3,2	118
Schadeinheit [SE/kg P]	0,01	1,26
Referenzbodenmethode [a] [*]	14.100 (Ni*)	1.450 (Cd*)
Tolerierbare Menge bezogen auf Cd	3,3	
Organische Verunreinigungen		
Keine organische Spurenstoffe	5[3]	5
Keine hygienischen Bedenken	5[3]	5
Handhabung		
Einfache Lagerung möglich	5	5
Direkter Einsatz in LW möglich	5	5

Tabelle 22: Bewertung DHV Crystalactor® Endprodukt

Das Cd:P Verhältnis ist mit 3,2 mg Cd/kg P sehr gering und liegt deutlich unter jenem eines handelsüblichen Düngers (SSP). Das Schadeinheitenmodell und die Referenzbodenmethode verdeutlichen die geringen Gehalte an Schwermetallen. Theoretisch kann das Endprodukt rund 14.500 Jahre aufgebracht werden bis die tolerierbare Konzentration des ersten begrenzenden Schwermetalls erreicht wird. In diesem Fall ist Nickel das limitierende Element. Bei der Betrachtung der maximal tolerierbaren Menge bezogen auf den Cd, könnte dieses Endprodukt im Vergleich zum SSP um den Faktor 3,3 häufiger ausgebracht werden. Organische Spurenstoffe bzw. hygienische Bedenken sind nach Angaben des Herstellers keine nachweisbar (+[3]) bzw. nicht gegeben (+[3]). Aufgrund der Verfahrenstechnik (Kristallisation) und damit der Herstellung von Pellets anschließender Größenklassifizierung kann das Endprodukt gelagert oder direkt mithilfe moderner Ausbringungsgeräte in der Landwirtschaft ausgebracht werden.

1.3.4 Ökonomische Bewertung

1.3.4.1 Up- and Downscaling Investitionskosten DHV Anlagenteile

Für die Gesamtanlage mit Anaerobbecken (Phostrip), Kaskaden und zwei Kristallisatoren belaufen sich die Investitionskosten auf der Kläranlage Geestmerambacht mit einer Belastung von rund 230.000 EW auf 4,2 Mio. Euro. 60 % der Investitionskosten entfallen auf die Bautechnik (ND 30 Jahre) und 40 % auf die Maschinentechnik (ND 15 Jahre). Für die Referenzkläranlage mit 100.000 EW wird. In Anlehnung an die Kristallisationsreaktoren von Ostara werden die Kosten pro Reaktor auf 1 Mio. € geschätzt und mit dem Downscalingfaktor 1,25 berücksichtigt. Die restlichen Kosten von 2,2 Mio € entfallen auf die Anaerobbecken und die Kaskaden. Als Downscaling-Faktor für Betonbauwerke wird 1,1 angenommen. Damit belaufen sich die Investitionskosten für die Referenzanlage auf 2,8 Mio. €.

Investitionskosten		Faktor	Referenz 100.000 EW	Referenz 200.000 EW	Referenz 500.000	Referenz 1.000.000
Kosten pro Reaktor (Annahme)	1.000.000	1,1	800.000			
Kosten beide Reaktoren	2.000.000			2.000.000	2.500.000	5.000.000
Phostrip + Kaskaden (Betonbau)	2.200.000		2.000.000	2.200.000	2.750.000	4.000.000
Investitionskosten	**4.200.000**		**2.800.000**	**4.200.000**	**5.250.000**	**9.000.000**

Tabelle 23: Ergebnis des Up-and Downscalings der Investitionskosten für DHV Crystalactor®

1.3.4.2 Jahreskosten

Jahreskosten	Menge (kg)	Preis/Einheit	€/a
Kapitalkosten			**212.000**
Wartung + Reparaturen			15.000
Essigsäure	24.600	550 €/t	13.600
NaOH	10.600	330 €/t	7.600
H_2SO_4	31.100	150 €/t	4.700
$Ca(OH)_2$	170.100	140	23.800
Sandbett			1.500
Energie	127.000	0,1 €/kWh	12.700
Personal	0,3	50.000 €/MA	15.000
Sonstiges	-	-	-
Entsorgung	-	-	-
Betriebskosten			**93.900**
Gesamt			**305.900**

Tabelle 24: Jahreskosten DHV Crystalactor® (Referenzkläranlage 100.000 EW)

Einsparungen/Erlöse	Menge (kg)	Preis/Einheit	€/a
CaP Erlöse	219.600	292	64.100
P-Reduktion	-	-	-
N-Reduktion	-	-	-
Schlammreduktion	-	-	-
Gesamt			**64.100**

Tabelle 25: Einsparungen und Erlöse DHV Crystalactor® (Referenzkläranlage 100.000 EW)

Spezifische Kosten	€
€/kg $P_{rückgewonnen}$	12,3
€/EW*a	3,1
€/E*a	6,2

Tabelle 26: Spezifische Kosten DHV Crystalactor® (100.000 EW)

1.3.4.3 Variantenrechnung/Kostendegression

Die Berechnungen zeigen, dass der DHV Crystalactor® unter den gegebenen Voraussetzungen (Referenzkläranlage 100.000 EW) nicht wirtschaftlich betrieben werden kann. Grund dafür ist die zu geringe P-Fracht der Referenzkläranlage in Relation zum damit überdimensionierten Reaktor. Anhand der Annahme

unterschiedlicher Kläranlagengrößen zeigt die Entwicklung der produktspezifischen Kosten, dass die Kosten bei einer Kläranlagengröße von 200.000 EW zwar deutlich reduziert werden können, aber mit 9,4 €/kg P weit entfernt von einem wirtschaftlichen Betrieb sind. Die Kosten können weiter gesenkt werden, wenn der DHV Crystalactor auf einer Kläranlage ab 500.000 EW implementiert wird. Während die P-Fracht direkt proportional zur Kläranlagengröße zunimmt, gilt dies für die Investitionskosten für den größeren Reaktor und die Betonbauten wie Kaskade und Phostrip Becken beim Up-Scaling nicht. Auch die Kosten für Personal, Energie und Wartung steigen nicht proportional, während die Kosten für Chemikalien mit der Ausbaugröße steigen. Für einen Reaktor liegen die Investitionskosten im Bereich von 1 Mio. €. Die Betonbauwerke gehen mit rund 2 Mio. € in die Kostenkalkulation ein.

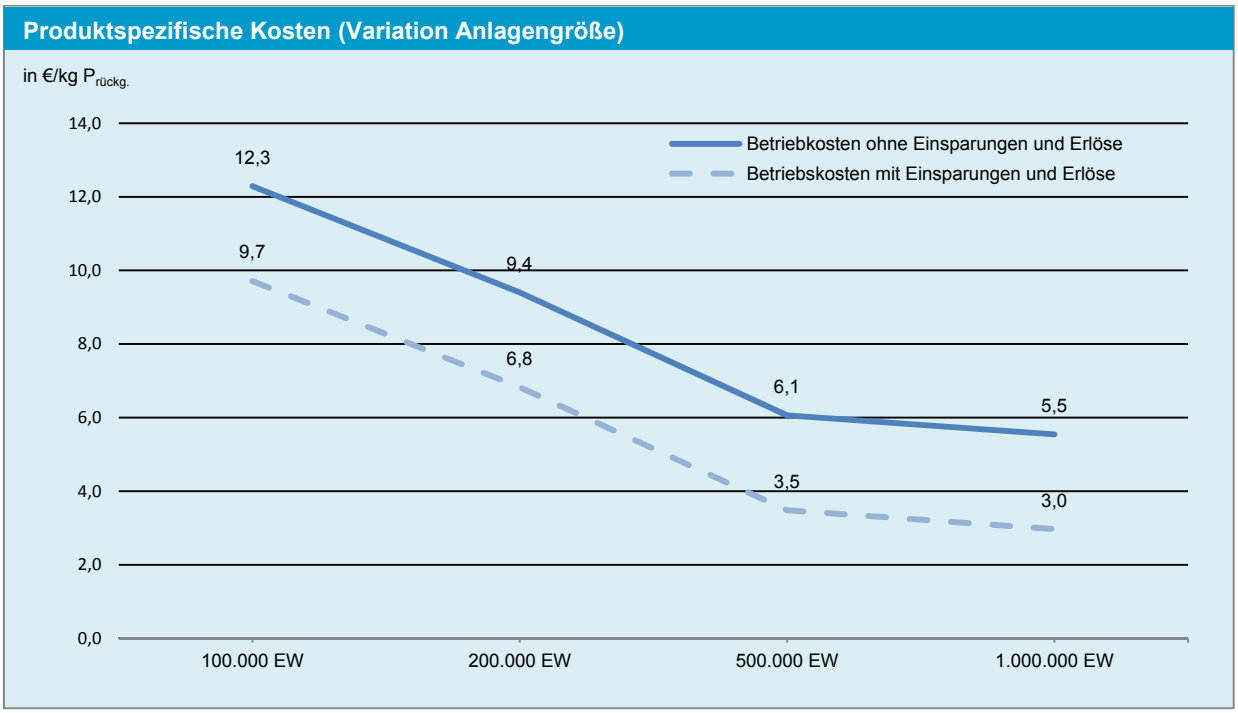


Abbildung 19: Produktspezifische Kosten DHV Crystalactor® Variation Anlagengröße

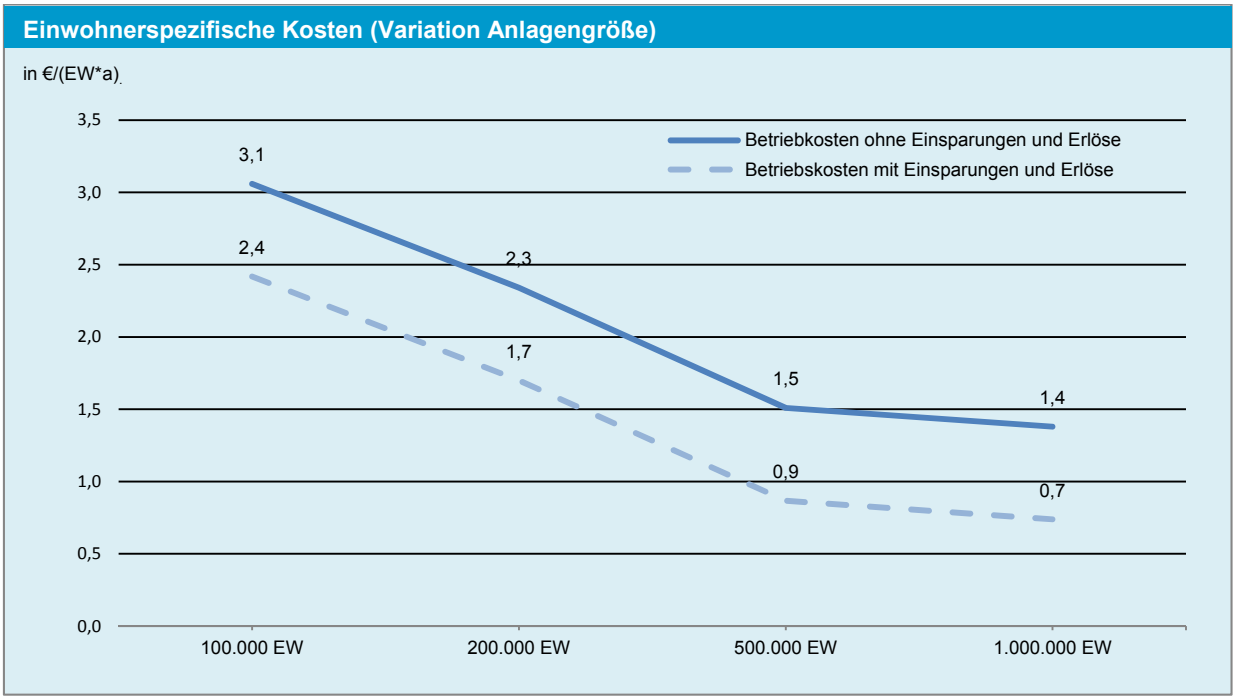


Abbildung 20: Einwohnerspezifische Kosten DHV Crystalactor® Variation Anlagengröße

1.3.4.4 Kostenaufgliederung

Anhand der Kostenaufgliederung wird deutlich, dass die Kapitalkosten infolge der hohen Investitionskosten rund 70 % der Gesamtkosten ausmachen. Im Fall des Einsatzes eines größeren Reaktors auf einer Anlage mit höherer Belastung (500.000 EW) kann der Anteil der Kapitalkosten auf rund die Hälfte der Jahreskosten gedrückt werden.

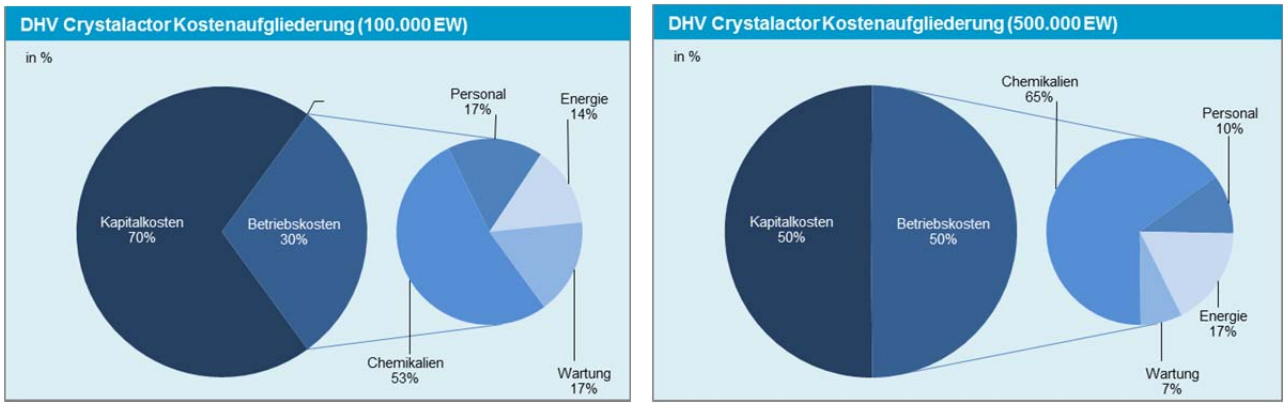


Abbildung 21: Kostenaufgliederung DHV Crystalactor® 100.000 EW (links) und 500.000 EW (rechts)

1.3.4.5 Amortisation

Die Einnahmen aus dem Verkauf des Endproduktes können die Jahreskosten nicht decken. Eine Amortisation ist nicht möglich.

Anlagengröße	Amortisationszeit [a]
100.000 EW	>15
200.000 EW	>15
500.000 EW	>15
1.000.000 EW	>15

Tabelle 27: Amortisationszeit in Abhängigkeit der Anlagengröße

1.3.4.6 Kosten gesamte Prozesskette

Bei der Erfassung der Kosten über die gesamte Prozesskette entfallen auf der Kläranlage die Kosten für die Faulung (~0,3 €/EW*a). Allerdings ist in diesem Fall der Betrieb eines Anaerobbeckens nötig, womit angenommen wird, dass sich diese Kosten in etwa ausgleichen. Die Kosten für die Verbrennung sind im Vergleich zu anderen Verfahren höher, da aufgrund der fehlenden Faulung eine größere Schlammfracht anfällt (2.190 statt 1.492 t/a). Verglichen mit den Referenzkosten von 11,1 €/EW*a liegen die Kosten im Falle der 100.000 EW Anlage mit 16,25 €/EW*a rund 40 % über der Referenzsituation. Neben den Kosten für das Rückgewinnungsverfahren ist dies auch auf die zusätzlichen Kosten für die Verbrennung aufgrund der fehlenden Faulung auf der Kläranlage zurückzuführen. Positiv in die Rechnung werden die entfallenden Kosten für die Fällmittel der BioP Anlage berücksichtigt. Im Falle einer Umsetzung auf der 500.000 EW Anlage können die einwohnerspezifischen Kosten für das Rückgewinnungsverfahren halbiert werden. Trotzdem liegen die Kosten rund 27 % über den Kosten bei der Referenzsituation.

Kostenstellen (Kosten in €/EW*a)	100.000 EW	200.000 EW	500.000 EW
Kläranlage			
Abwasserreinigung	4,50	4,50	4,50
Schlammbeh. inkl. Entwässerung	1,50	1,50	1,50
Kosten Kläranlage	6,00	6,00	6,00
Rückgewinnungsverfahren	3,06	2,34	1,59
Verbrennung (Mitverbrennung)	5,26	5,26	5,26
Entsorgung			
Asche/Schlacke/Flugasche	0,36	0,36	0,36
Filterkuchen	0,06	0,06	0,06
Transport			

Schlamm zu Verbrennung	1,43	1,43	1,43
Asche zu Deponie	0,10	0,10	0,10
Filterkuchen zu Untertagedeponie	0,04	0,04	0,04
Summe Kosten	16,25	15,53	14,78
Einsparungen und Erlöse			
Verringerte P+N Rückbelastung	-	-	-
Erlös Endprodukt	0,64	0,64	0,64
Summe Einsparungen und Erlöse	-	-	-
Gesamtkosten	15,61	14,89	14,14
Δ zu Referenz	**+40%**	**+34%**	**+27%**

Tabelle 28: Jahreskosten gesamte Prozesskette DHV Crystalactor®

Kläranlage	Mit-verbrennung	DHV®	Entsorgung Asche, Filterkuchen	Transport	Einsparungen Verkauf CaP
6,0 €	5,2 €	3,1 €	0,4 €	1,6 €	0,7 €
Gesamt: 15,6 €/EW*a					
Vergleich zur Referenz: Δ absolut: + 4,5 €/EW*a; Δ %: + 40%					

Abbildung 22: Kosten gesamte Prozesskette DHV Crystalactor® Verfahren 100.000 EW Anlage

Kläranlage	Mit-verbrennung	DHV®	Entsorgung Asche, Filterkuchen	Transport	Einsparungen Energie, Reststoffentsorgung, Verkauf MAP
6,0 €	5,2 €	1,5 €	0,4 €	1,6 €	0,7 €
Gesamt: 14,1 €/EW*a					
Vergleich zur Referenz: Δ absolut: + 3,0 €/EW*a; Δ %: + 27 %					

Abbildung 23: Kosten gesamte Prozesskette DHV Crystalactor® Verfahren 500.000 EW Anlage

1.3.4.7 Sensitivitätsanalyse

Die Sensitivitätsanalyse in Abbildung 24 verdeutlicht, dass die Preisänderung für Rohstoffe (+7 %) bzw. ein Anstieg der Säurepreise keinen großen bzw. keinen Einfluss auf die Gesamtkosten dieses ressourcenarmen Verfahrens haben. Vielmehr haben wenig überraschend die höheren Investitionskosten (+20 %) einen signifikanten Einfluss auf die Gesamtkosten (+15 %). Szenario 4, mit einer höheren Rücklösung bei der anaeroben Behandlung wird nicht angewandt, da im anaeroben Becken bereits eine maximale Rücklösung von > 40 % möglich ist.

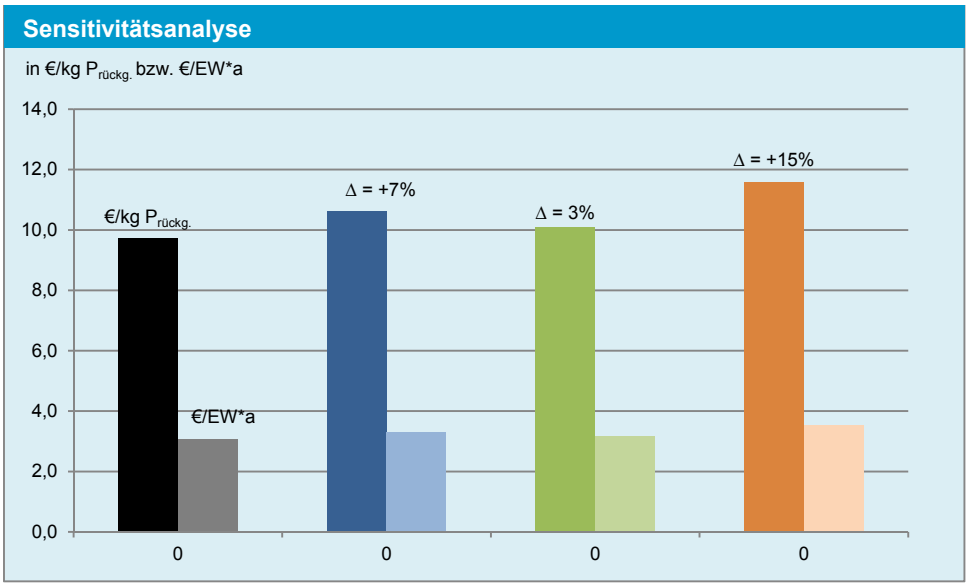


Abbildung 24: Sensitivitätsanalyse Crystalactor®

1.3.5 Literatur

Adam, C. (2008) Optionen der landwirtschaftlichen Verwertung von P aus der Abwasserreinung: Technische Möglichkeiten. Präsentation aus Braunschweiger Nährstofftage, 10.-11.11.2008. Julius Kühn-Institut Braunschweig.

Brett, S., Guy, J., Morse, G., Lester, J.N. (1997) Phosphorus removal and technologies. Selper Publications. Great Britain.

Gaastra, S., Schemen, R., Bakker, P., Bannink, M. (1998) Full Scale Phosphate Recovery at Sewage Treatment Plant Geestmerambacht, Holland. Publikation der "Uitwaterende Sluizen in Hollands Noorderkwartier". Holland.

Giesen, A. (1999) Crystallization Process Enables Environmental Friendly Phosphate Removal at Low Costs. Environmental Technology, Vol. 20 (7)

Giesen, A. (2002) The Crystalactor - Abwasserbehandlung mittels Kristallisation ohne Abfälle. DHV Water B.V., Netherlands.

Klapwijk, B., Rulkens, W. (o.J.) Recovery of phosphorus from sewage. Wageningen University.

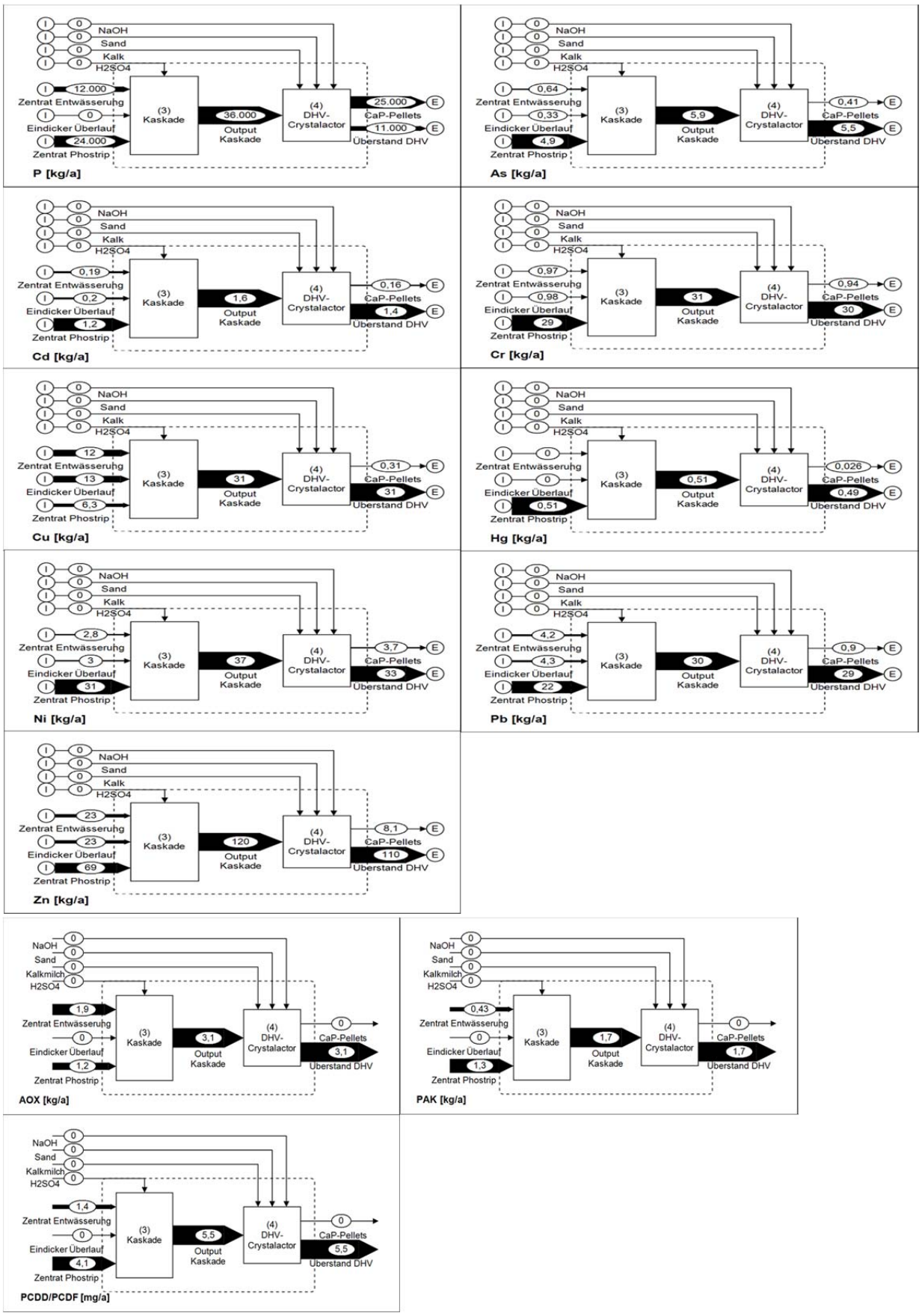
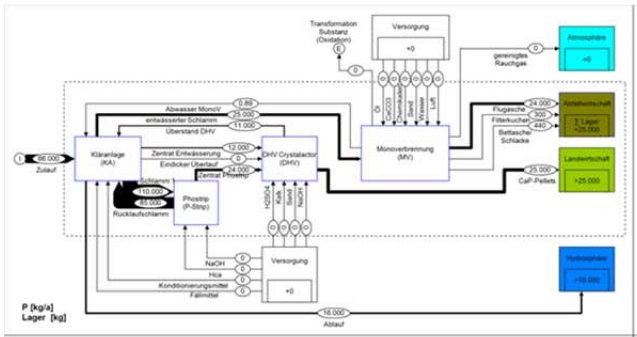
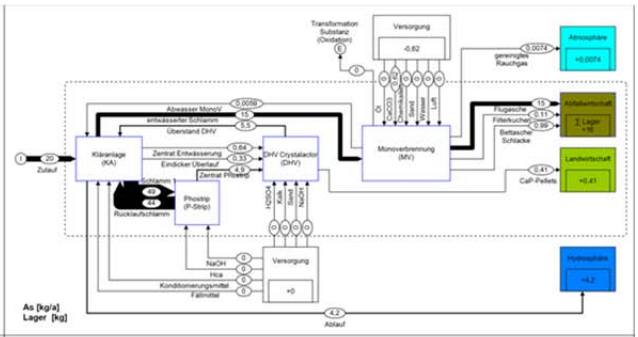
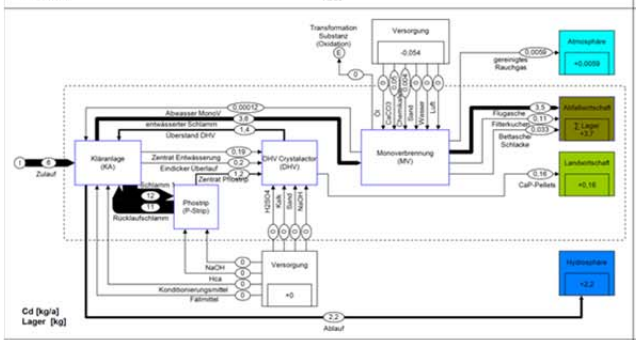
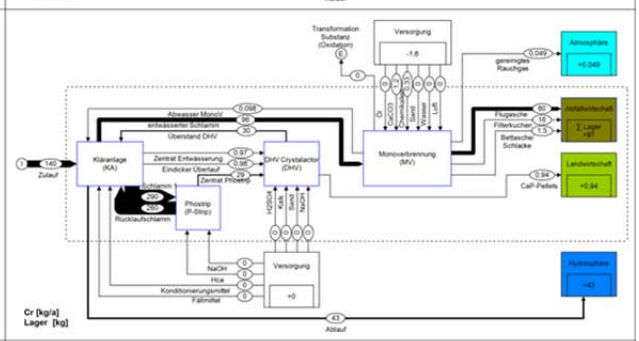
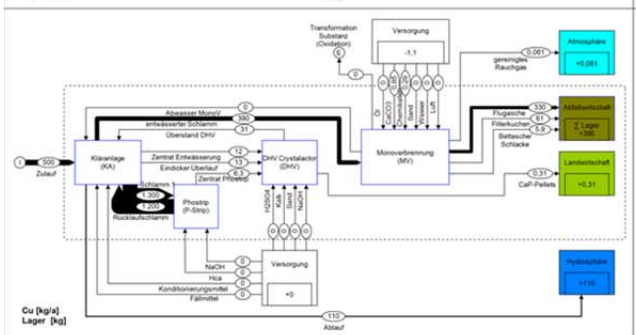
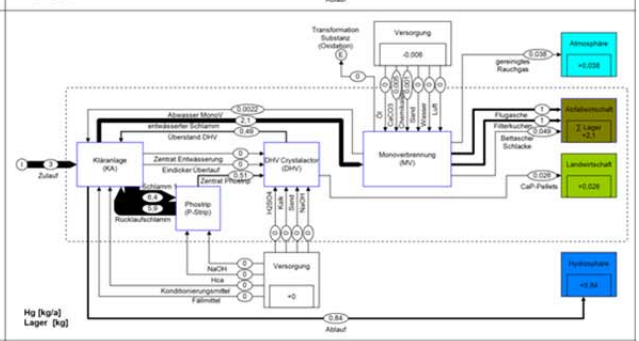
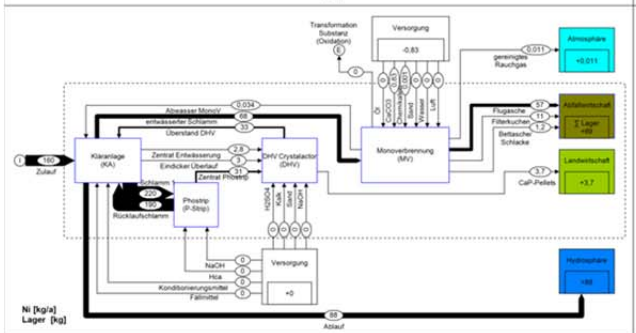
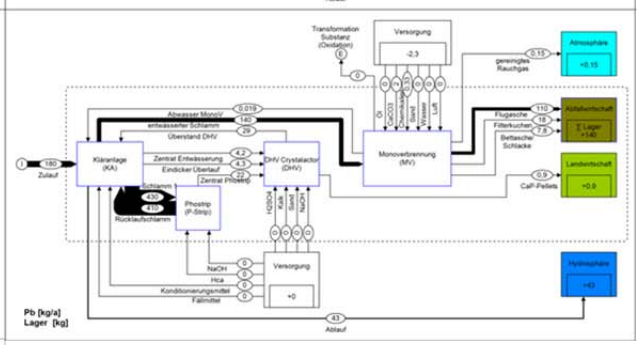
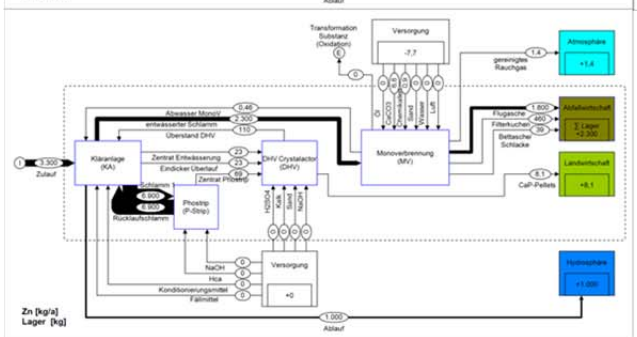
Piekama, P., Giesen, A. (o.J) Phosphate recovery by Crystallisation process: Experience and developments. DHV Water B.V., Holland.

Pietkema, P. (2004) The case study of phosphorus recovery sewage treatment plant at Geestmerambacht, Holland - Design and operation. In: Valsami-Jones, E. (2004) Phosphorus in environmental technologie: Principles and applications. IWA Publishing. UK. ISBN: 1843390019.

Scholler, M., Van Lier, R.J.M., Buisman, C.J.N. (o.J) Crystalactor® technology and its applications in the mining and metallurgical industry. DHV Water B.V., Holland

1.4 Anhang

1.4.1 Stoffflussanalyse DHV Crystalactor®



1.4.2 Stoffflussanalyse Gesamtprozess DHV Crystalactor®