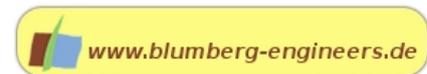


# Eine neue Verfahrenskombination zur Reinigung von Stärkeabwasser in Vietnam

*Volker Pick<sup>1)</sup>, Joachim Fettig<sup>1)</sup>, Ute Austermann-Haun<sup>1)</sup>, Birgit Fabritius<sup>2)</sup>, Andreas Stein<sup>3)</sup>, Michael Blumberg<sup>4)</sup>, Nguyen Van Phuoc<sup>5)</sup>;*

*<sup>1)</sup>HS Ostwestfalen-Lippe, <sup>2)</sup>Fa. Hager+Elsässer, <sup>3)</sup>Fa. enviplan, <sup>4)</sup>Ingenieurbüro Blumberg, Deutschland, <sup>5)</sup>Institute for Environment and Resources, Vietnam*



## 1 Einleitung

Die Qualität der Oberflächengewässer in Südostasien ist aufgrund der Einleitung nicht oder nicht ausreichend behandelten Abwassers vielfach stark beeinträchtigt. Eine maßgebliche Quelle stellt hierbei die Lebensmittelindustrie, insbesondere die Stärkeproduktion aus Maniok, dar. Allein in Vietnam hat sich nach KATO (2007) die Produktionskapazität innerhalb des Zeitraumes 2001 - 2006 mehr als verdoppelt. Vor allem kleine und mittlere Firmen leiten oftmals das hoch konzentrierte Abwasser über unbelüftete Teiche nur unzureichend gereinigt in die Vorfluter ein.

Im Rahmen des vom BMBF geförderten deutsch-vietnamesischen Forschungsvorhabens „Reinigung von Tapiokaabwasser und nachhaltiges Gewässerschutzmanagement in der Hauptwirtschaftszone in Südvietnam“ wird seit Ende 2009 eine neue Verfahrenskombination zur Behandlung von Stärkeabwasser im Pilotmaßstab erprobt. Der Standort der Anlage befindet sich ca. 100 km nordwestlich von Ho-Chi-Minh-City (Saigon) auf dem Gelände der Firma Tanh Vinh in der Provinz Tay Ninh.

## 2 Kennzahlen und Abwasserzusammensetzung

In Abb. 1 sind die mittleren Kennzahlen für die Produktion von 1 t Tapiokastärke wiedergegeben (Mai, 2006). Die Firma Tanh Vinh, ein mittelgroßer Betrieb, stellt täglich 125 - 150 t Tapiokastärke her und setzt hierfür ca. 500 t/d an Maniokwurzeln ein. Der Abwasseranfall aus dem Extraktionsprozess und der täglich durchgeführten Anlagenreinigung beträgt ca. 1.500 m<sup>3</sup>/d. Dazu kommen noch ca. 300 m<sup>3</sup>/d aus der Wurzelwäsche und dem Schälvorgang, die aber getrennt abgeleitet werden.

Die mittlere Zusammensetzung des Abwassers aus der Extraktion ist für den Zeitraum Oktober 2010 bis Mai 2011 in Tab. 1 vergleichend den Daten einer Literaturauswertung gegenübergestellt. Demnach rührt die Abwasserbelastung vor allem von den organischen Komponenten sowie vom toxischen Cyanid her, das aus den in der Maniokpflanze enthaltenen Cyanoglykosiden gebildet wird.

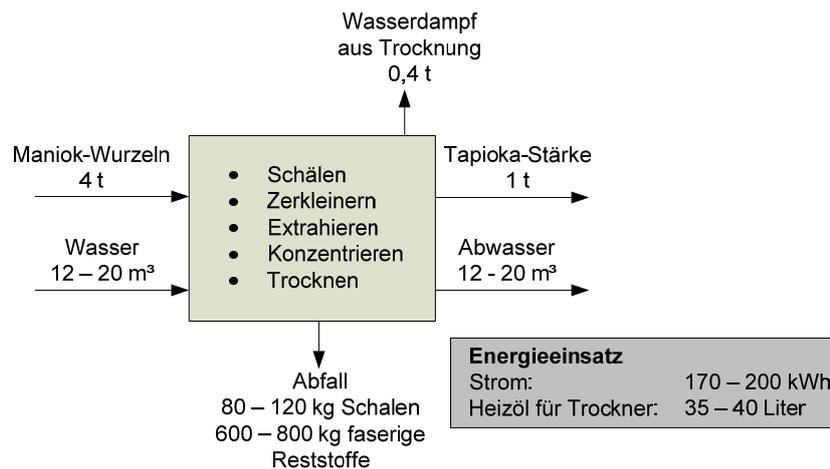


Abb. 1: Kennzahlen für die Produktion von 1 t Tapiokastärke (Mai, 2006)

Tab. 1: Mittlere Abwasserzusammensetzung der Firma Tanh Vinh im Zeitraum 22.10.2010 – 02.05.2011 im Vergleich zu Literaturdaten (Mai, 2006)

Parameter	Einheit	Rohabwasser Tanh Vinh	Literaturwerte (Mai, 2006)
pH		(5,6) 4,5 ± 0,4 <sup>1)</sup>	4,0 - 4,2
Temperatur	°C	33 ± 1,4	-
Leitfähigkeit	µS/cm	1.982 ± 389	-
C <sub>CSB</sub>	mg/l	13.300 ± 2.960	14.000 - 18.000
S <sub>CSB</sub>	mg/l	9.770 ± 2.530	-
C <sub>BSB</sub>	mg/l	8.400 ± 2.100	9.000 - 11.000
X <sub>TS</sub>	mg/l	2.064 ± 691	1.500 - 2.600
S <sub>NH4</sub>	mg/l	15 - 30	-
C <sub>N</sub>	mg/l	404 ± 92	-
C <sub>P</sub>	mg/l	99 ± 24	-
C <sub>CN</sub>	mg/l	25 ± 12	5,8 - (96)

<sup>1)</sup> pH = 5,6 für frisches Rohabwasser; pH = 4,5 nach dreistündiger Versäuerung

### 3 Stand der Abwasserbehandlungsverfahren

Abgesehen von wenigen großen Produktionsbetrieben, welche über technische Anlagen verfügen, wird Stärkeabwasser in Vietnam meist nur durch Stabilisierungsteiche (Kombination aus Absetz- und Anaerobteichen) geleitet. An Standorten in anderen Ländern finden sich auch Verfahrenskombinationen, zu denen i.d.R. eine Anaerobstufe, z.B. ein UASB-Reaktor, gehört (Annachatre und Amatya, 2000; Bal und Dhagat, 2001; Rajesh Banu et al., 2006). Sie weisen zwar bessere Reinigungsleistungen auf, können aber die Anforderungen des vietnamesischen Standards TCVN 5945 ( $C_{BSB} = 50 \text{ mg/l}$ ,  $C_{TKN} = 30 \text{ mg/l}$  und  $C_P = 6 \text{ mg/l}$ ), die zukünftig erfüllt werden sollen, nicht einhalten. Zudem führen die hohen Feststoffgehalte im Zulauf des Anaerobreaktors oftmals zu Betriebsproblemen durch Verschlämzung.

#### 4 Beschreibung der Pilotanlage

Die Pilotanlage besteht aus einer physikalischen Vorbehandlung zur Abscheidung partikulärer Anteile, einer anaeroben Stufe zum Abbau gelöster organischer Inhaltsstoffe sowie einer nachgeschalteten aeroben Stufe zur weitergehenden Abwasserreinigung. Das vereinfachte Schema des Behandlungskonzeptes ist in Abb. 2, die einzelnen Anlagenkomponenten mit den wesentlichen Betriebsparametern sind in Abb. 3 dargestellt.

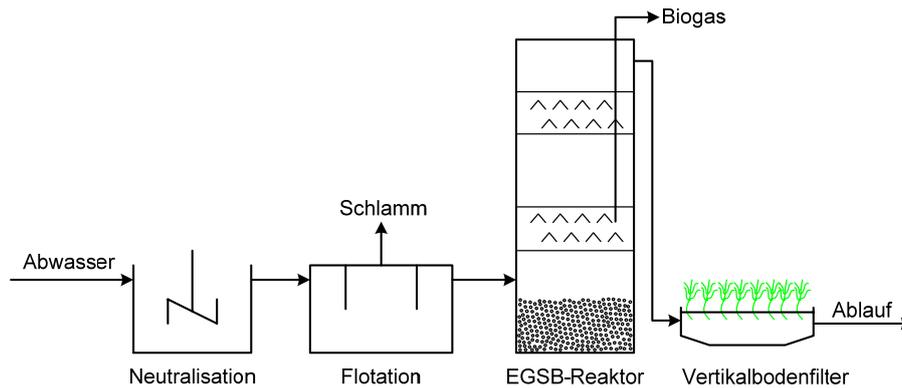


Abb. 2: Schematische Darstellung des Abwasserbehandlungskonzeptes

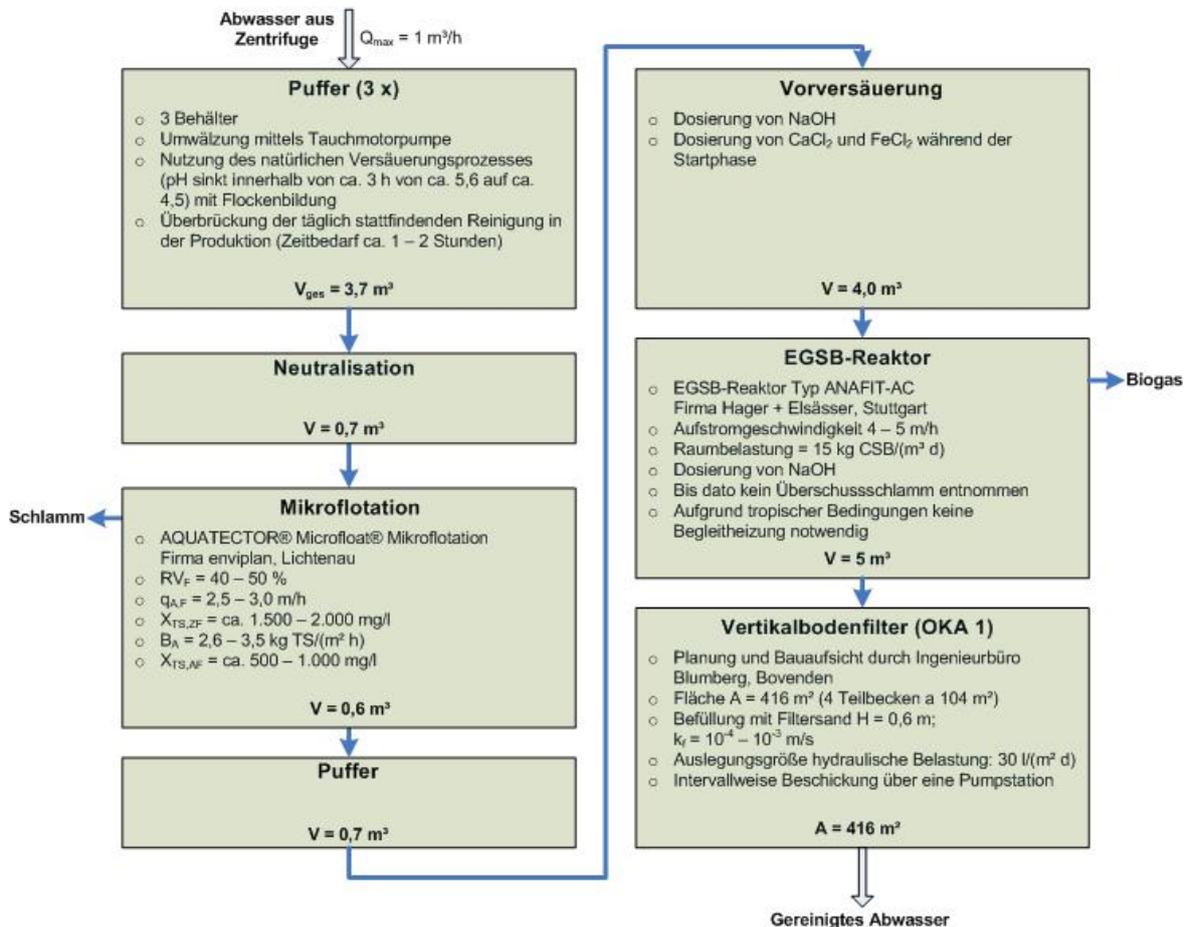


Abb. 3: Anlagenkomponenten mit Angabe der wesentlichen Betriebsparameter

## Hinweis

Nach der Beantragung des Forschungsvorhabens sind durch den Firmeninhaber im Jahr 2009 umfangreiche Änderungen in der Verfahrensweise der Extraktion (Einsatz von Zentrifugen) und der Vorbehandlung des anfallenden Abwassers erfolgt (Wegfall einer zuvor vorhandenen Absetzstufe). Eine Anpassung an die veränderten Randbedingungen (Abwassermatrix, Art des Abwasseranfalls) war daher notwendig, bei der sich eine Korrektur des pH-Wertes vor der Flotationsstufe als nachteilig erwiesen hat. Bedingt durch den mikrobiellen Versäuerungsprozess des frischen Abwassers, bei dem der pH-Wert innerhalb eines Zeitraums von drei Stunden von ca. 5,6 auf ca. 4,5 absinkt, bilden sich Flocken, die sich anschließend über die Flotation abscheiden lassen. Eine Anhebung des pH-Wertes vor der Flotation würde diesen Effekt umkehren und zu einer verringerten Feststoffabscheidung führen. Die pH-Korrektur erfolgt daher erst im Anschluss an die Vorversäuerungsstufe des Anaerobreaktors.

## 5 Darstellung der wesentlichen Ergebnisse

### 5.1 CSB in der homogenisierten Probe

In Abb. 4 ist der zeitliche Verlauf des  $C_{CSB}$  im Zulauf und Ablauf der einzelnen Behandlungsstufen für den Zeitraum Dezember 2009 - April 2011 in Form von Einzelmesswerten dargestellt. Die Werte weisen eine gewisse Schwankungsbreite auf, die maßgeblich vom Durchsatz an Maniokwurzeln in der Produktion herrührt.

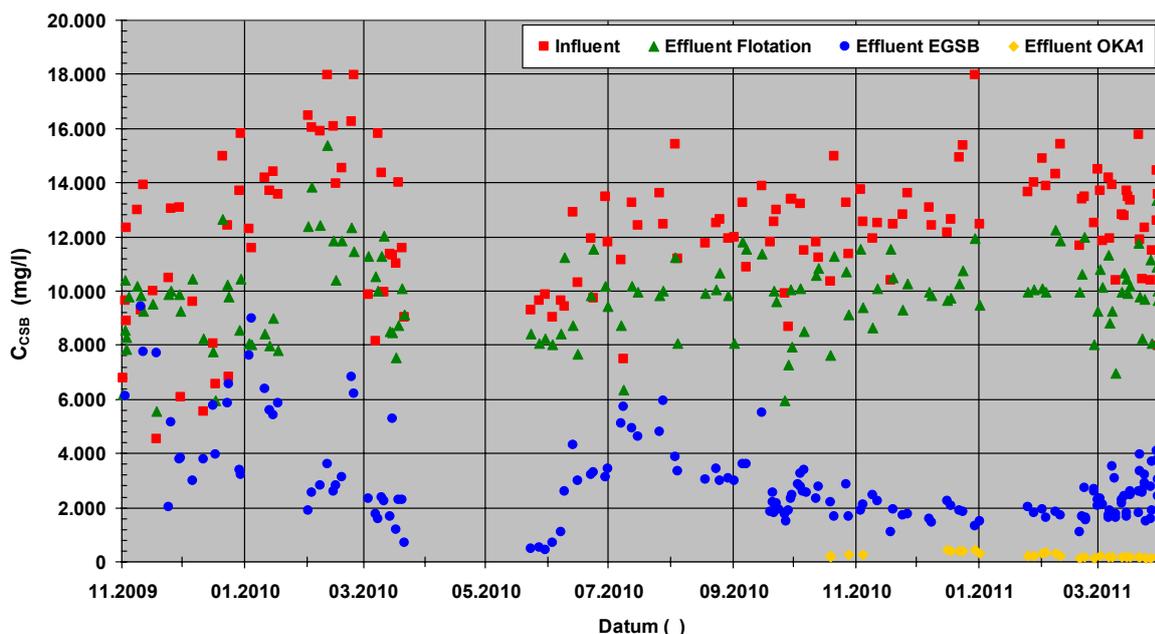


Abb. 4: Zeitlicher Verlauf des Parameters  $C_{CSB}$  während der ersten 1,5 Jahre des Anlagenbetriebs

In Abb. 5 sind die  $C_{CSB}$ -Mittelwerte für die letzten drei Betriebsphasen dargestellt. Demnach werden in der Flotationsstufe durch die Ausschleusung von Feststoffen 20 - 25 % des gesamten CSB aus dem Abwasser entfernt. Mit etwa 60 % erfolgt in der Anaerobstufe der größte Anteil der CSB-Elimination. Im abschließenden Bodenfilter OKA 1 werden ca. 15 % des CSB aerob abgebaut. Die Gesamtelimination während der beiden letzten Betriebsphasen beträgt über alle Stufen mehr als 98 % des Zulaufwertes.

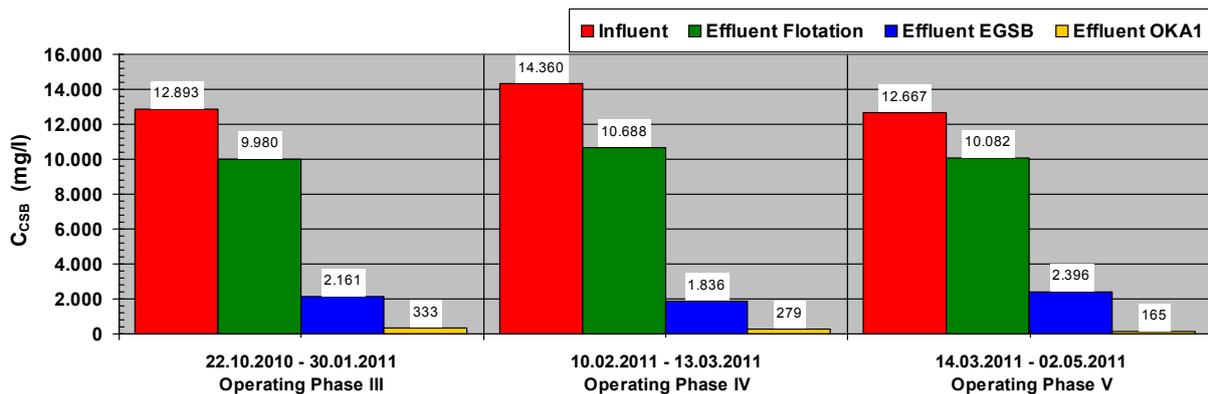


Abb. 5: Mittelwerte des Parameters  $C_{CSB}$  während der letzten drei Betriebsphasen

In Abb. 6 ist der zeitliche Verlauf der Raumbelastung des Anaerobreaktors für den gesamten Versuchszeitraum dargestellt. Die erhaltenen Werte werden dabei mit der Auslegungsgröße von  $15 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  des Reaktors (als 100 %-Marke dargestellt) verglichen. Im ersten Betriebsjahr waren zunächst aus Impfschlamm Pellets zu züchten. Erst danach ließ sich die Belastung steigern, wobei ab Mitte März 2011 eine mehrfache Überschreitung der Auslegungsgröße, teilweise mit Werten von über  $20 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ , erreicht wurde. Aufgrund einer Abnahme der Stärkeproduktion zu Ende der Tapioka-Kampagne und einem dadurch bedingten geringeren Durchsatz fällt die Belastung in den letzten Apriltagen 2011 wieder etwas ab.

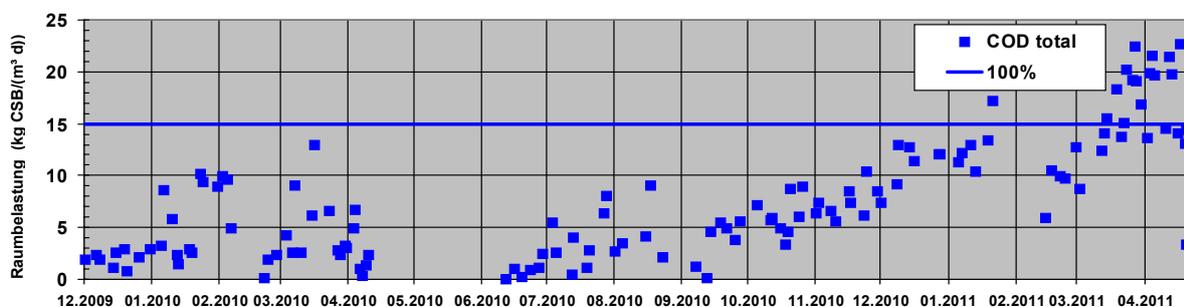


Abb. 6: Zeitlicher Verlauf der Raumbelastung ( $\text{kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ) des Anaerobreaktors während des gesamten Versuchszeitraumes

## 5.2 Gesamtstickstoff

In Abb. 7 sind die Mittelwerte des Parameters Gesamtstickstoff für die letzten drei Betriebsphasen dargestellt. Demnach erfolgt durch die Abscheidung der Feststoffe in der Flotationsstufe eine Elimination in der Größenordnung von 10 - 40 %. Während der letzten beiden Betriebsphasen wurde der Anaerobreaktor mit einer deutlich höheren Raumbelastung betrieben, so dass die in diesem Anlagenteil beobachtete Stickstoffelimination dem Aufbau zusätzlicher Biomasse zugeschrieben wird. Eine weitere signifikante Elimination erfolgt im aerob betriebenen Vertikalbodenfilter. Bezogen auf die Zulaufkonzentration werden über alle Anlagenstufen ca. 80 - 85 % des Gesamtstickstoffs eliminiert.

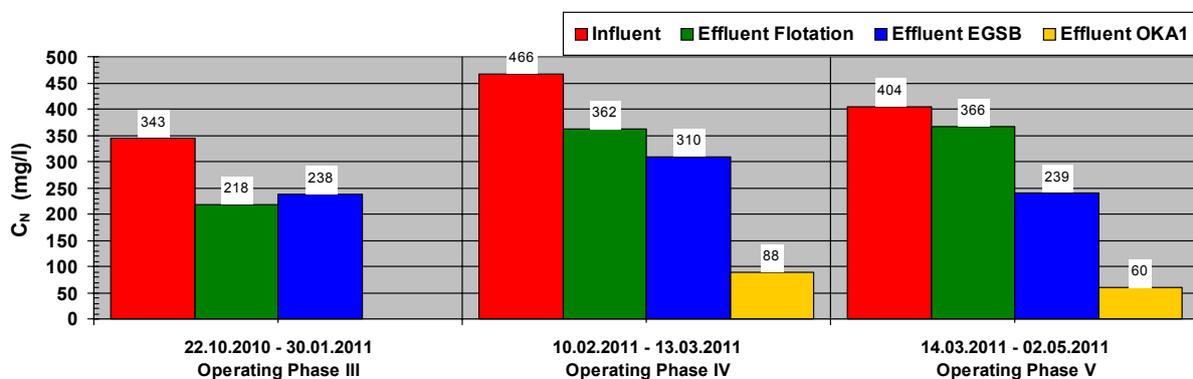


Abb. 7: Mittelwerte des Gesamtstickstoffs während der letzten drei Betriebsphasen

## 5.3 Gesamtphosphor

In Abb. 8 sind die Mittelwerte des Gesamtphosphors für die letzten drei Betriebsphasen dargestellt. Eine signifikante Elimination dieses Parameters findet erst im Vertikalbodenfilter statt. Wie bereits beim Gesamtstickstoff wird auch hier von einem Biomasseaufbau in der Anaerobstufe während der letzten zwei Betriebsphasen ausgegangen, wodurch die Konzentration an Phosphor im Ablauf geringer ausfällt als im Zulauf. Die Ablaufkonzentration im Bodenfilter liegt in den letzten zwei Betriebsphasen mit 7 - 11 mg/l im Bereich des vietnamesischen Grenzwertes. Dies entspricht einer Reduktion von ca. 90 - 93 %, bezogen auf die Zulaufkonzentration im Rohabwasser. Ob sich dieses Niveau allerdings während der kommenden Betriebsphasen bestätigt oder ob hierbei auch adsorptive Prozesse innerhalb des Filterbettes eine Rolle spielen, deren Kapazität sich mit fortschreitender Beaufschlagung erschöpfen wird, kann derzeit noch nicht beantwortet werden.

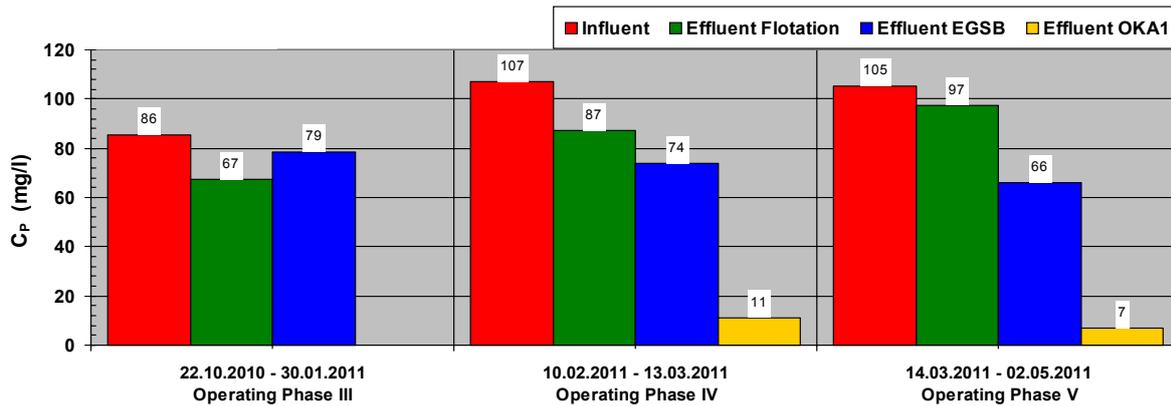


Abb. 8: Mittelwerte des Gesamtposphors während der letzten drei Betriebsphasen

#### 5.4 Gesamtcyanid

In Abb. 9 sind die Mittelwerte des Parameters Gesamtcyanid für die letzten drei Betriebsphasen dargestellt. Die Bandbreite der Zulaufwerte von 18 - 30 mg/l wird auf unterschiedliche Rohstoffqualitäten (Herkunft und Sorte) des verarbeiteten Manioks zurückgeführt. Bereits über die Abscheidung der Feststoffe in der Flotation findet eine geringe Konzentrationsabnahme im Bereich einiger mg/l statt. Nach Untersuchungen von Siller und Winter (2004) lassen sich in einem adaptierten Anaerobreaktor nennenswerte Mengen an Cyanid eliminieren. Dies gelingt auch mit dem EGSB-Reaktor, mit dem während der letzten drei Betriebsphasen Ablaufwerte von 5 - 6 mg/l sicher erreicht werden. Beim Bodenfilter betragen die Ablaufkonzentrationen dann zwischen 0,7 und 1,5 mg/l. Dies entspricht einer Gesamtelimination von 95 - 98 %, bezogen auf die Zulaufkonzentration im Rohabwasser. Im Laufe der kommenden Betriebsphasen müssen sich diese Werte allerdings noch bestätigen.

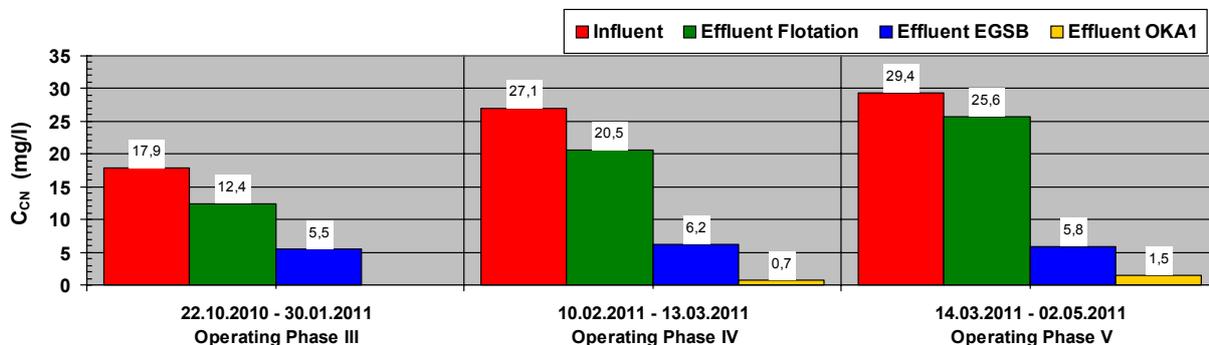


Abb. 9: Mittelwerte des Gesamtcyanids während der letzten drei Betriebsphasen

## 5.5 Biogasausbeute

Das im Anaerobreaktor produzierte Biogas wird mittels eines Balgenzählers und elektronischer Signalwandlung erfasst. Die spezifische Biogasausbeute beträgt nach Korrektur auf den Normzustand  $V_N = 0,44 \text{ m}^3/\text{kg CSB}_{\text{abgebaut}}$ . Messungen der Gaszusammensetzung ergaben im Mittel Anteile von 70 % Methan und 30 % Kohlenstoffdioxid. Damit liegt der experimentell ermittelte Wert für die Methanbildung von  $V_N = 0,31 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg CSB}_{\text{abgebaut}}$  nur geringfügig unter dem theoretischen Wert von  $V_N = 0,32 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg CSB}_{\text{abgebaut}}$ .

## 6 Zusammenfassung und Ausblick

Die im Rahmen des Forschungsvorhabens untersuchte Verfahrenskombination, bestehend aus einer physikalischen Vorbehandlung, einer Anaerobstufe und einer aeroben Nachbehandlung, hat ihre Eignung zur Behandlung des Abwassers aus der Stärkeproduktion unter Beweis gestellt. Bezogen auf die Konzentrationen im Rohabwasser betragen die durchschnittlichen Eliminationsleistungen über alle Stufen der Pilotanlage für den CSB > 98 %, für Gesamtstickstoff 80 - 85 %, für Gesamtphosphor 90 - 93 % und für Gesamtcyanid 95 - 98 %. Die spezifische Biogasausbeute liegt bei  $0,44 \text{ m}^3/\text{kg CSB}_{\text{abgebaut}}$ , wobei das Gas einen Methangehalt von 70 % aufweist. Während der kommenden Betriebsphasen sollen einerseits die maximale Raumbelastung des Anaerobreaktors ermittelt und andererseits die Ablaufwerte der Parameter Stickstoff, Phosphor und Cyanid im Ablauf des Vertikalbodenfilters bestätigt werden. Darüber hinaus wird als weitere Variante die Behandlung des flotierten Abwassers direkt in einem zweistufigen Vertikalbodenfilter untersucht. Nach Festlegung des optimalen Betriebspunktes für alle Anlagenstufen sollen abschließend die spezifischen Behandlungskosten ermittelt werden.

## Literatur

- Annachatre, A.P. und Amatya, P.L.: UASB Treatment of Tapioca Starch Wastewater. *J. Environmental and Engineering*. **126** (2000) 12, S. 1149-1152.
- Bal, A.S. und Dhagat, N.N.: Upflow anaerobic sludge blanket reactor – a review. *Indian J Environ Health*. **43** (2001) 2, S. 1-82.
- Mai, H.N.P.: Integrated Treatment of Tapioca Processing Industrial Wastewater Based on Environmental Bio-Technology. Dissertation, Universität Wageningen, Niederlande, 2006.
- Rajesh Banu, J., Kaliappan, S. und Beck, D.: Treatment of sago wastewater using hybrid anaerobic reactor. *Water Quality Research Journal of Canada*. **41** (2006) 1, S. 56-62.
- Siller, H. und Winter, J.: Treatment of cyanide-containing wastewater from the food industry in a laboratory-scale fixed-bed methanogenic reactor. *Applied Microbiology and Biotechnology* **49** (2004) 2, S. 215-220.