

# **ERGEBNISSE DES HYPRO-Projektes zur Schlammhydrolyse in Skandinavien (Gewinnung von Denitrifikationssubstrat)**

**ERIK BUNDGAARD, I. KRÜGER  
KIM RINDEL, I. KRÜGER  
PIA PROHASKA BRINCH, I. KRÜGER**

## **EINFÜHRUNG**

Viele vorhandene Abwasserreinigungsanlagen in Europa wie auch in den USA stehen als Konsequenz strengerer Anforderungen an die Stickstoff- und Phosphor-elimination einem Ausbau gegenüber. Diese Anlagen befinden sich oft in oder in der Nähe von Städten mit begrenztem Platz. Deshalb sind Verfahren gefragt, die die Behandlungskapazität der Anlagen verbessern und das Volumen beschränken.

Die Einschaltung einer Vorbehandlungsstufe, wie z.B. eine Vorklärung oder eine chemische Vorfällung, ermöglicht eine Belastungsreduktion im biologischen Anlagenteil. Gleichzeitig erfolgt eine unerwünschte Beseitigung von organischen Stoffen, die für die biologische Phosphor- und Stickstoffelimination entscheidend ist. Ein Verfahren, das den Verlust von Kohlenstoff kompensiert, ist die Schlammhydrolyse, durch die der abgesetzte oder gefällte Schlamm in einem Hydrolyseverfahren behandelt wird. Durch diesen Prozeß fällt ein Hydrolysat an, das leicht abbaubare organische Stoffe enthält (hauptsächlich flüchtige organische Säuren), die die Reaktionsgeschwindigkeiten erhöhen werden. Das Hydrolysat kann im biologischen N- und P-Eliminations-Verfahren (NPEV) nach Bedarf zugegeben werden.

Mit dem Zweck dieses Verfahren zu optimieren, wurde 1988 das HYPRO-Forschungsprojekt mit Teilnahme von Forschungsinstituten und Unternehmen in drei skandinavischen Ländern (Henze und Harremoës 1990) eingeleitet. Das Hauptziel des Projekts war die Untersuchung der Wechselwirkung zwischen chemischen und biologischen Behandlungsmethoden und - je nach Abwasserzusammensetzung - die Kontrolle dieser Wechselwirkung, um dadurch die Behandlung zu optimieren.

Für das Projekt wurden 4 Sub-Projekte formuliert:

1. Entwicklung neuer Methoden zur Abwassercharakterisierung der gelösten und der Feststoffkomponenten.
2. Optimierung der chemischen Fällung im Hinblick auf die Wahl von Chemikalien und Abbauleistung (CSB-Entfernung im Vergleich mit N- und P-Elimination).
3. Hydrolyse von Primärschlamm und chemisch gefälltem Schlamm für die Produktion leicht abbaubarer Kohlenstoffe, um die NPEV zu verbessern.
4. Optimierung der biologischen Stickstoffelimination durch eine selektive Einführung von Hydrolyseprodukten.

Auch außerhalb Skandinavien hat man sich mit dem Einsatz von Hydrolysat zur Nährstoffelimination beschäftigt. Auf der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm in Tapo Hill, North Carolina, haben verschärfte Reinigungsanforderungen an die Phosphorelimination zur Entwicklung des OWASA-Verfahrens (Orange Water and Sewer Authority NC) zur biologischen Phosphorelimination durch Schlamm-anreicherung geführt. In diesem Verfahren wird der im Hydrolyse-Verfahren anfallende, direkt abbaubare Kohlenstoff als Kohlenstoffquelle in einem Nebenstrom-Anaerobbecken verwendet, in dem er mit dem Rücklaufschlamm gemischt wird (Kalb 1993).

Die Ergebnisse der biologischen Hydrolyse in Verbindung mit dem HYPRO-Projekt werden im folgenden dargestellt. Dieser Beitrag beschäftigt sich auch mit Ergebnissen, die im Zuge des HYPRO-Projekts in großtechnischen Versuchen sowie auf der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm bei der Einführung des OWASA-Verfahrens erzielt wurden.

### **CHARAKTERISIERUNG VON ABWASSER UND SCHLAMM**

In Zusammenhang mit dem HYPRO-Projekt wurden mehrere Methoden zur Charakterisierung von Abwasser und Schlamm studiert mit dem Zweck, verbesserte Werkzeuge zur Optimierung der Verfahrenswahl und Betriebsform im Bereich der Nährstoffelimination zu schaffen. Es wurden sowohl physikalische, chemische als auch biologische Methoden untersucht. Als Ergebnis der physikalisch-chemischen Methoden zeigte sich, daß es möglich ist, die Inhaltsstoffe durch verschiedene Arten der Trennung - wie z.B. Filtration, Gel-Filtration und Ultrafiltration - zu charakterisieren. Durch diese Methoden läßt sich die Menge leicht abbaubarer organischer Stoffe im Abwasser vor und nach den verschiedenen Verfahrensstufen analysieren.

Bild 1 zeigt ein Beispiel der Charakterisierung des in der Schlammhydrolyse anfallenden Hydrolysats.

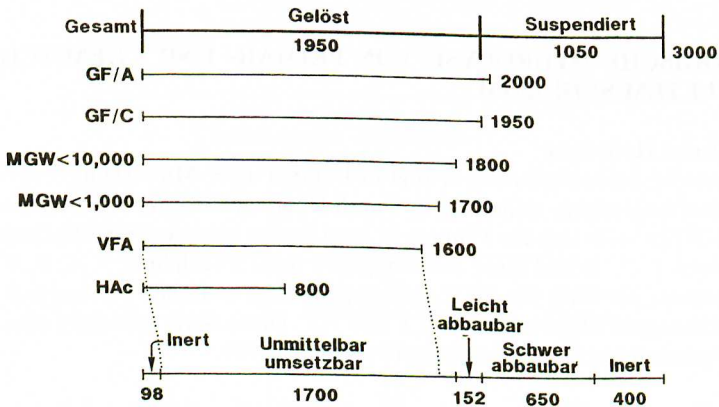


Bild 1 Beispiel der biologischen Hydrolysat-Fraktionierung (mg CSB/l)

Im Beispiel sind Feststoffe  $< 1,2 \mu\text{m}$  (GF/C) als gelöste Stoffe definiert. Diese Stoffe haben verschiedenes Molekulargewicht. Stoffe mit einem Molekulargewicht von  $< 1000$  können, abgesehen von einer kleinen inerten Fraktion, direkt als Kohlenstoffquelle genutzt werden. Feststoffe  $< 1,2 \mu\text{m}$  (GF/C) und mit einem Molekulargewicht  $> 1000$  bestehen aus abbaubarem Material.

Die suspendierten Stoffe bestehen aus schwer abbaubarem und inertem Material. Die Beziehung zwischen inertem und abbaubarem Material wurde auf Basis praktischer Erfahrungen ermittelt, und es wurde u.a. eine Reihe sog. funktioneller Versuche entwickelt. Diese basieren auf Messung der mikrobiologischen Aktivität wiez.B. Sauerstoff-Aufnahme-Geschwindigkeit (OUR), Ammoniak-Aufnahme-Geschwindigkeit (AUR), Nitrat-Aufnahme-Geschwindigkeit (NUR) und Phosphor-Abgabe-Geschwindigkeit (PRR). (Holm Kristensen et al., 1992).

Durch OUR-Messung kann man die verschiedenen Kohlenstoff-Fractionen eines Abwassertyps ermitteln, d.h. die direkt abbaubaren sowie die leicht hydrolysierbaren Fraktionen. Beide Fraktionen können als Kohlenstoffquelle in der biologischen Nährstoffelimination verwendet werden.

Mit den NUR- und PRR-Versuchen kann die Verwendbarkeit der verschiedenen Kohlenstoff-Fractionen für Denitrifikation und biologische Phosphorelimination



untersucht werden. In einem industriellen Einzugsgebiet läßt sich durch den AUR-Versuch ermitteln, ob ein gegebener Abwassertyp Stoffe enthält, die die Nitrifikation hemmen.

## **BIOLOGISCHE HYDROLYSE VON PRIMÄR- UND CHEMISCH VOR-GEFÄLLETEM SCHLAMM**

### **Biologische Hydrolyse**

Die anaerobe Schlammfäulung erfolgt in 4 Stufen unter Mitwirkung 3 verschiedener Bakteriengruppen, siehe Bild 2. Durch Überwachung der Aufenthaltszeit und des pH-Wertes läßt sich die Fäulung in zwei Stufen einteilen; eine Hydrolysestufe (Verfahren 1, 2, 4) und einer methanogenen Stufe (Verfahren 3, 4, 5, 6 und 7). Der optimale pH-Wert für die Hydrolysestufe liegt zwischen 5,5 und 6,5 und für die methanogene Stufe zwischen 6,8 und 7,5. Diese Stufe erfordert eine längere Aufenthaltszeit als die Hydrolysestufe (Brinch 1990).

In der Hydrolysephase wird die organische Fraktion der suspendierten Stoffe, hauptsächlich bestehend aus Proteinen (29%), Kohlehydraten (38%) und Lipiden (31%), durch zusätzliche Zellenzyme hydrolysiert. In der acidogenen Stufe, werden die Produkte der Hydrolysephase zu flüchtigen Säuren hydrolysiert, und in der acetogenen Phase die hochmolekularen organischen Säuren durch  $\beta$ -Oxidation in Acetat abgebaut (Brinch 1990).

Durch eine lange Versuchsreihe mit Primärschlamm und Schlamm aus der Vorfällung wurden die Betriebsbedingungen des Hydrolyseverfahrens untersucht. Es konnte in den Versuchen festgestellt werden, daß man mit einer Aufenthaltszeit von 2-3 Tagen und einer Temperatur von 20-25°C eine Ausbeute von 9-13%  $CSB/CSB_{gel}$  (gelöst) erhielt.

Zur Analyse der Hydrolysefähigkeit eines spezifischen Schlammtyps wurde eine Versuchsmethode entwickelt. Der Versuch wurde im Labor als anaerober Batch-Versuch ausgeführt, wobei die Menge leicht abbaubarer organischer Stoffe als  $CSB_{gel}/CSB_{ges}$  gemessen wird. Eine Standardkurve für  $CSB_{Ausbeute}$  des Schlammes von typisch häuslichem Abwasser wurde aufgestellt (Bild 3), und die Erfahrung von Dauerversuchen zeigt, daß die bleibende Menge ca. 10-15% entspricht, wenn die Hydrolyse der oberen Kurve folgt, und 5-7% wenn sie der unteren Kurve folgt.

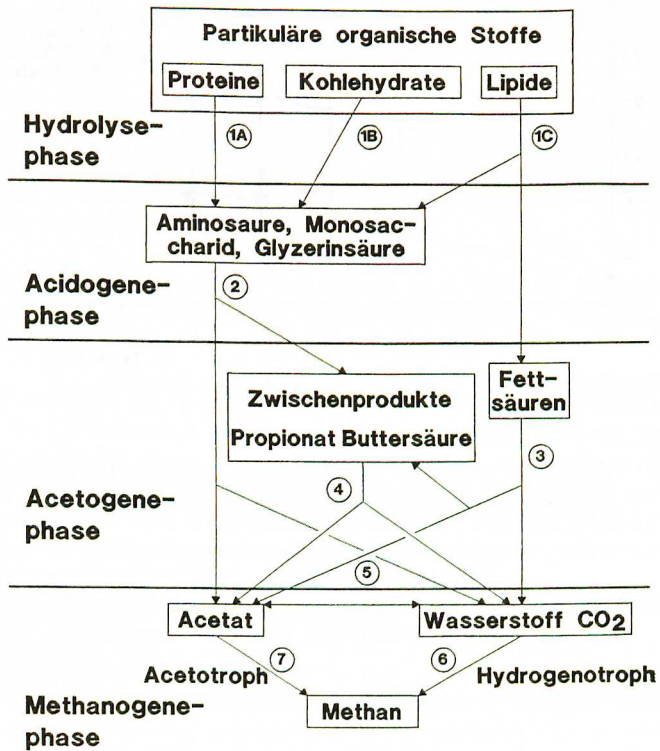


Bild 2 Reaktionsdiagramm der anaeroben Faulung nach Gujer und Zehnder (1983)

Die Eigenschaften des Hydrolysats als Kohlenstoffquelle bei der Denitrifikation wurden regelmäßig mit dem Rohabwasser und mit Acetat verglichen. Die Ergebnisse aus diesen Messungen sind in Tabelle 1 zusammengefaßt und zeigen, daß das Hydrolysat mindestens die gleichen Eigenschaften wie Acetat hat, d.h. es ist eine sehr leicht umsetzbare Kohlenstoffquelle. Tabelle 1 zeigt auch entsprechende Zahlen für Phosphorfreigabe unter aneroben Verhältnissen, und auch hier hat das Hydrolysat gute Eigenschaften.

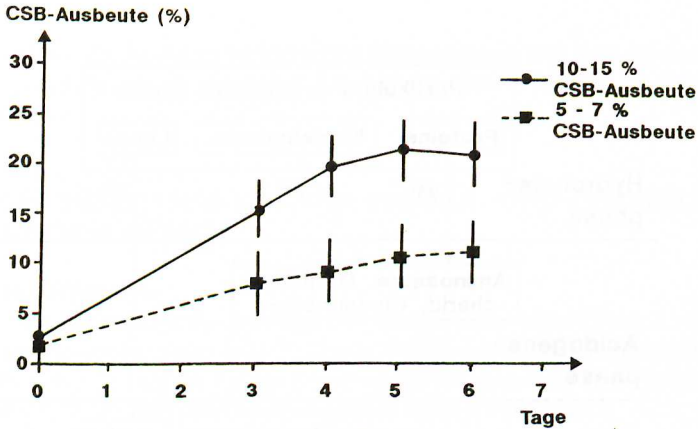


Bild 3 Standardkurve für CSB<sub>Ausbeute</sub> im Hydrolyse-Versuch.

Tabelle 1 Vergleich zwischen der Denitrifikationsgeschwindigkeit und der Phosphorrücklösungsgeschwindigkeit (Brinch 1990)

Kohlenstoffquelle	DN-Geschwindigkeit, 7°C mg NO <sub>3</sub> -N/g VSS x h	P-Rücklösungsgeschwindigkeit 12°C mg PO <sub>4</sub> -P/g VSS x h
Rohabwasser	1,0	1,1-2,0
Acetat	1,4-1,7	3,2-3,6
Hydrolysat	1,4-2,6	3,1-3,6

VSS = 3,5 - 3,9 g/l

### PILOTVERSUCHE

Im Zeitraum zwischen Dezember 1989 und September 1992 wurden in der Versuchshalle der Technischen Universität Dänemarks Pilotversuche mit dem HYPRO-Projekt durchgeführt (Kristensen et al 1992). Die Versuche umfaßten eine Vielfalt von Verfahrenskombinationen einschl. folgender Teilprozesse:

- Vorfällung mit PAX61 (Polyaluminiumsulfat) bzw. JKL (Ferrichlorid)
- Biologische Schlammhydrolyse, und
- Stickstoffelimination durch Belebtschlamm nach den BIO-DENITRO- und BIO-TRIO-Prinzip.



Die Einrichtungen für die Pilotversuche umfaßten ein Vorklärbecken, eine Anlage zur chemischen Fällung, eine Anlage zur biologischen Schlammhydrolyse und eine Belebungsanlage zur biologischen Stickstoffentfernung.

Der Zweck der Versuche war festzustellen, wie die Kombination eines Vorfällungsverfahrens mit einer Schlammhydrolyse eine Denitrifikationsanlage beeinflußt. Es wurden insgesamt 10 verschiedene Versuchsreihen durchgeführt. Die Ergebnisse der zwei interessantesten Betriebsformen werden im folgenden mit zwei Referenzen ohne Hydrolysatzugabe dargestellt.

Die typische Zusammensetzung des Rohwassers war: CSB 400-600 mg/l, BSB 150-250 mg/l, CSB<sub>filtriert</sub> 125-175 mg/l, SS 200-300 mg/l, Kj-N 40-45 mg/l, P<sub>ges.</sub> 8-12 mg/l, P<sub>ges.-filtriert</sub> 5-7 mg/l, gesamte Härte 5-6 meqv/l.

Das CSB/N-Verhältnis im Rohwasser war 10-12, was durch gewöhnliche Vorklärung auf ca. 7,5 und durch Vorfällung auf 4,5-5,5 gebracht wurde. Die Belebungsanlage wurde bei einer Temperatur von 12-13°C betrieben. Das aerobe Schlammalter war typisch 11-16 Tage. Die anoxische Betriebszeit schwankte zwischen 40 und 50% in den verschiedenen Phasen. Die Zykluszeit betrug typisch 3 Stunden und die hydraulische Aufenthaltszeit 8-14 Stunden.

#### Zulauf zu BIO-DENITRO-/BIO-TRIO-Anlagen:

- Phase 1: Chemisch gefälltes Abwasser
- Phase 2a: Chemisch gefälltes Abwasser + zentrifugiertes biologisches Hydrolysat.
- Phase 2b: Chemisch gefälltes Abwasser + biologisches Hydrolysat ausgewaschen beim Rücklauf von hydrolysiertem Schlamm für die Vorfällung.
- Phase 5: Vorgeklärtes Abwasser

Aus diesen Versuchen konnte man generell schließen, daß es durch Einsatz einer Vorfällung möglich ist, eine Belebungsanlage mit ausreichendem aerobem Schlammalter zu betreiben, die eine Nitrifikation mit einer aeroben Aufenthaltszeit von 4-5 Stunden (bei einer Temperatur von 7-8°C) aufrechterhalten kann. Die Anlage wird durch die kürzere Aufenthaltszeit empfindlicher gegenüber Tagesvariationen in der Stickstoffbelastung.

Durch Zugabe von Hydrolysat läßt sich die Stickstoffelimination unter den gegebenen Verhältnissen um 4-5 mg N/l verbessern. Die erforderliche, gesamte Aufenthaltszeit zur Erzielung eines Ablaufwertes von 8 mg N/l wird 10-12 Stunden betragen (bei 7-8°C).

Tabelle 2 Durchschnittswerte für Stickstoffparameter in den Versuchsphasen (G.H. Kristensen et al. 1992)

Phase	Zulauf		Ablauf		Berechnet	
	N <sub>ges</sub> mg/l	N <sub>ges</sub> mg/l	NH <sub>4</sub> -N mg/l	NOX-N mg/l	RG-N %	CSB(DN)/ N(DN)
1 vorgefällt	37	13	2,3	10,1	63	5,2
2a	40	11	1,8	7,3	73	6,4
2b	39	8,5	2,2	4,4	77	6,1
5 vorgeklärt	43	7,3	1,0	5,1	82	7,5

### GROSSTECHNISCHE BETRIEBSERFAHRUNGEN

Im Zeitraum 1991-1993 wurden in der Abwasserreinigungsanlage Tuelsø in Dänemark großtechnische Versuche mit dem Ziel ausgeführt, die Ergebnisse der Pilotversuche im HYPRO-Konzept nachzuweisen und zu ergänzen.

Die Abwasserreinigungsanlage Tuelsø besteht aus einer Vorklärung mit nachgeschalteter biologischer Stickstoffelimination (BIO-DENITRO) und Simultanfällung. Die Anlage wurde für eine Anschlußgröße von 25.000 E+EGW ausgelegt, aber derzeit entspricht die Belastung nur ca. 40% der Anlagenkapazität. Während der Versuche wurde die Schlammkonzentration in den Belebungsbecken auf ca. 2.000 mg TS/l reduziert, um eine übliche Schlammbelastung einzustellen.

Die großtechnischen Versuche wurden in 4 Stufen eingeteilt:

1. Demonstration des HYPRO-Konzepts mit Vorfällung von Phosphor, Hydrolyse und Zugabe von mechanisch entwässertem Hydrolysat zur Denitrifikationsstufe.
2. Rücklauf von hydrolysiertem Schlamm zum Vorfällungsbecken zur Trennung des Hydrolysats, sowie Studie dessen Wirkung auf das Hydrolyse-Verfahren.
3. Referenzperiode mit Vorfällung ohne Zusatz von Hydrolysat.
4. Normalbetrieb: Vorklärung + Simultanfällung

Das Fließbild der durchgeführten Versuche der Phasen 1 und 2 in der Abwasserreinigungsanlage Tuelsø (mit mechanischer Hydrolysatrennung bzw. Rücklauf vom Hydrolysebehälter) geht aus Bild 4 hervor.



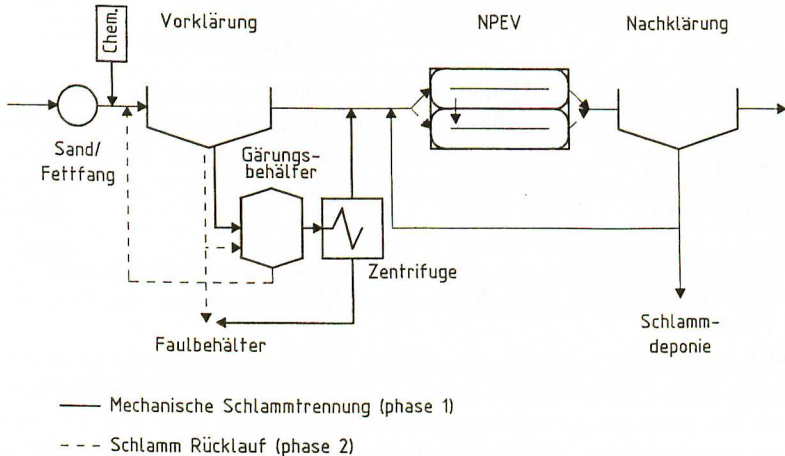


Bild 4 Fließbild der Kläranlage Tuelsø mit mechanischer Schlammabtrennung und Rücklauf.

### Hydrolyse mit Schlammabtrennung

In den Versuchen wurde im vorhandenen Vorklärbecken Eisenchlorid als Fällmittel verwendet. Ein Gärungsbehälter und eine mechanische Schlammabtrennungseinheit wurden für die biologische Schlammhydrolyse und die nachgeschaltete Schlammabtrennung installiert.

Zunächst wurde eine Charakterisierung des Abwassers vor und nach der chemischen Fällung sowie eine Charakterisierung des Hydrolysats durchgeführt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 3 zusammengefasst.

Bei allen Versuchen wurde das Hydrolyseverfahren auf der Basis von Labor- und Pilotversuchen unter optimalen Betriebsbedingungen durchgeführt (3 Tage Aufenthaltszeit und eine Temperatur von ca. 25°C). Die Feststoffkonzentration im Primärschlamm betrug ca. 2-3%. Bild 5 zeigt eine grobe Massenbilanz im Hydrolysebehälter einschl. Entwässerungsstufe.

Tabelle 3 Charakterisierung der CSB-Fractionen in der Kläranlage Tuelsø

	% des Gesamt-CSBs			
	Unmittelbar abbaubar	Leicht abbaubar	Schwer abbaubar	Gesamt-CSB mg/l
Rohabwasser	8	15	77	485
Chemisch gefällt	25	25	50	230
Biologische Hydrolyse	72	-	28	1600
DN-Geschwindigkeit mg NO <sub>3</sub> -N/g VSS x h, 24°C	5,0	3,6	1,6	

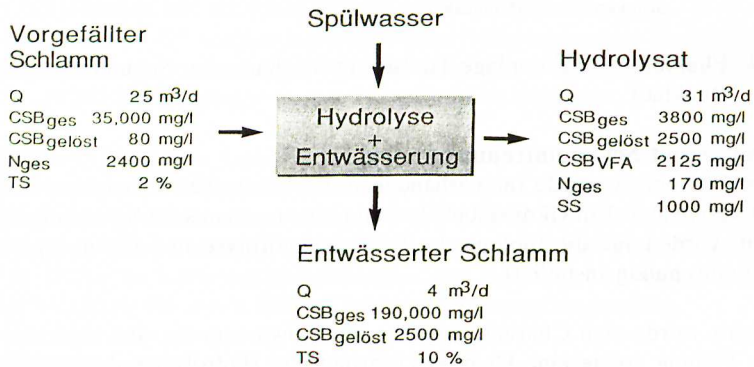


Bild 5 Massenausgleich des Hydrolysebehälters einschl. Entwässerungsstufe Kläranlage Tuelsø

Die Ausbeute des Hydrolyseverfahrens mit mechanischer Schlammtrennung betrug ca. 8% gelösten CSB im Vergleich zum Gesamt-CSB im Schlamm (Phase 1). Das ist niedriger als die Ausbeute von ca. 10-15%, die in Labor- und Pilotversuchen mit Primärschlamm anderer Behandlungsanlagen erzielt wurde. In der mechanischen Schlammtrennung wird ein Teil der gelösten Fraktion mit der Schlammphase entfernt. Der Verlust von Hydrolysat hängt vom Unterschied zwischen dem Trockensubstanzgehalt (TS) im Gärungsbehälter und dem Trockensubstanzgehalt des zum Gärungsbehälter geführten entwässerten Schlammes ab.

In den Versuchen war der TS-Gehalt im Gärungsbehälter 3% und im entwässerten Schlamm 8-12%. Das bedeutet, daß ca. 80% des Hydrolysats für biologische Stickstoffelimination verwendet werden können.

Für die Trennung des Hydrolysats in Phase 2, wird der hydrolysierte Schlamm zur Vorfällungsstufe zurückgeführt, in der er sich mit dem Primärschlamm absetzt. So werden beide Schlammtypen miteinander gemischt. Die eine Hälfte des Schlammes wird in den Gärungsbehälter und die andere in den Faulbehälter gepumpt.

Die Ausbeute des Hydrolyseverfahrens im Rücklaufverfahren fiel auf ca. 5,5% ab, was ca. 75% der Ausbeute der anderen Betriebsart entspricht.

Die Versuche haben gezeigt, daß ca. 20-25% des gelösten CSBs im Rohabwasser im Vorfällungsverfahren entfernt werden. Kleine Kolloide werden dabei angeblich entfernt. Es war nicht möglich die Hydrolysatmenge zu ermitteln, die für die Denitrifikationsstufe im Rücklaufverfahren verwendet werden kann, da die Wirkung der Vorfällung auf gelösten CSB im Hydrolysat unbekannt ist.

Ein Vergleich der beiden Betriebsarten zeigt drei wesentliche Unterschiede: Bei mechanischer Schlammtrennung einschließlich Lagerung von Hydrolysat in einem separaten Behälter läßt sich die Zugabe von Hydrolysat zum biologischen Verfahren kontrollieren. Dies ist nicht der Fall bei Schlammtrennung im Rücklaufverfahren. Der Aufwand für Beheizung des Gärungs- und Faulbehälters ist außerdem im Rücklaufverfahren größer als bei der mechanischen Schlammtrennung. Im Rücklaufverfahren fallen jedoch die Anlagen- und Betriebskosten der mechanischen Schlammtrennungseinrichtung weg.

Tabelle 4 faßt die Betriebsergebnisse der Perioden 1, 3 und 4 zusammen.

Aus Tabelle 4 geht hervor, daß der  $\text{NO}_3\text{-N}$ -Gehalt im Ablauf mit Hydrolysatzusatz 3 mg/l ist. Der entsprechende  $\text{NO}_3\text{-N}$ -Gehalt ohne Hydrolysatzusatz (Referenzperiode) ist 10 mg/l bzw. 6 mg/l bei Normalbetrieb mit Simultanfällung.



Tabelle 4 Betriebsergebnisse der Versuche mit Simulatfällung sowie Vorfällung mit und ohne Hydrolysatzzusatz in der Kläranlage Tuelsø.

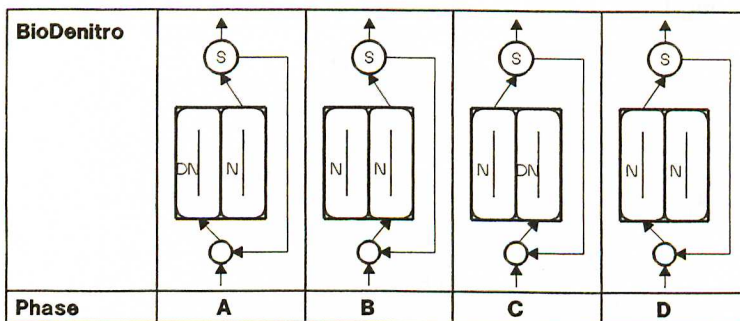
mg/l	1. HYPRO (Vorfällung + Hydrolysat)					Vorfällung	Vorklärung + Simultanfällung
	Rohabwasser	Ablauf Vorfällung	Hydrolysat	Zulauf Bio-Denitro	Ablauf	Ablauf ohne Hydrolysat	Ablauf
CSB <sub>ges</sub>	385	110	3800	157	28	-	-
CSB <sub>lös</sub>	130	80	2500	107	17	-	-
N <sub>ges</sub>	42	35	170	35	4,7	13	8,3
NO <sub>3</sub> -N	-	-	-	-	2,8	10,4	6,3
P <sub>ges</sub>	9	3,3	50	3,3	0,7	1,5	1,1
SS	190	40	1000	43	6	6	6
CSB/N	10,8	3,5	22	4,4	-	5,1*	6,5*
Temp °C	15-17	15-17	15-17	15-17	15-17	8-11	13-18
Q m <sup>3</sup> /d	3500		16			2100	2200

\* CSB/N-Verhältnis im Zulauf zum BIO-DENITRO

### Hydrolysatdosierung

Das BIO-DENITRO-Verfahren zur Stickstoffelimination wie in der Kläranlage Tuelsø erfolgt in einem Doppelbecken-System mit alternierendem Betrieb gemäß Bild 6.

Während eines Teils der Versuchsperiode wurde Krügers mobiler Meßwagen für On-Line-Messungen in Belebungsbecken eingesetzt. Die On-Line-Messungen wurden teils für die Optimierung der Denitrifikation und Hydrolysatdosierung, teils für die Messung der Denitrifikationsgeschwindigkeit verwendet.



**N = Belüftung    DN = Denitrifikation    S = Klärung**

Bild 6 Fließbild - BIO-DENITRO-Verfahren, Standard-Betriebsform

Bild 7 oben zeigt ein Beispiel der gemessenen Konzentrationsschwankungen für Nitrat, Ammonium und Orthophosphat in einem der zwei Belebungsbecken über 24 Stunden. Das Hydrolysat wird im Zeitraum 8-12 Uhr dem Rücklaufschlamm zugegeben.

Bild 7 unten zeigt die berechnete DN-Geschwindigkeit.

Daraus geht hervor, daß die durchschnittliche DN-Geschwindigkeit während der Dosierung von Hydrolysat erheblich zunimmt im Vergleich zur DN-Geschwindigkeit im Zeitraum ohne Dosierung (1,1 bzw. 0,8 mg N/g TS x h bei 6°C).

Mittels der On-Line-Messungen wurden sowohl die Zykluszeit als auch die Dauer der Phasen optimiert, um den Einsatz von organischem Kohlenstoff für die Denitrifikation maximal zu nutzen. Ein Betriebszyklus dauert 4 Stunden und die Denitrifikations-Phase entspricht 63% der gesamten Zykluslänge, da beide Becken in kurzen Zeiträumen ohne Belüftung waren. Die Phasen B und D, Bild 6, wurden ausgelassen.

Bei der Modifikation wurde einer maximalen Ausnutzung der organischen Inhaltstoffe im Hydrolysat Vorrang gegeben. Das Hydrolysat wird wie früher genannt dem Rücklaufschlamm (8-12 Uhr) zudosiert. Kurz vor dem Zulaufwechsel und der Zudosierung von Hydrolysat beginnt die DN-Phase im jeweils belüfteten Belebungsbecken. Dadurch wird sichergestellt, daß bei der Dosierung von Hydrolysat kein Sauerstoff vorhanden ist. Außerdem wird die DN-Phase um jene Zeit verlängert, wie es die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf zuläßt.

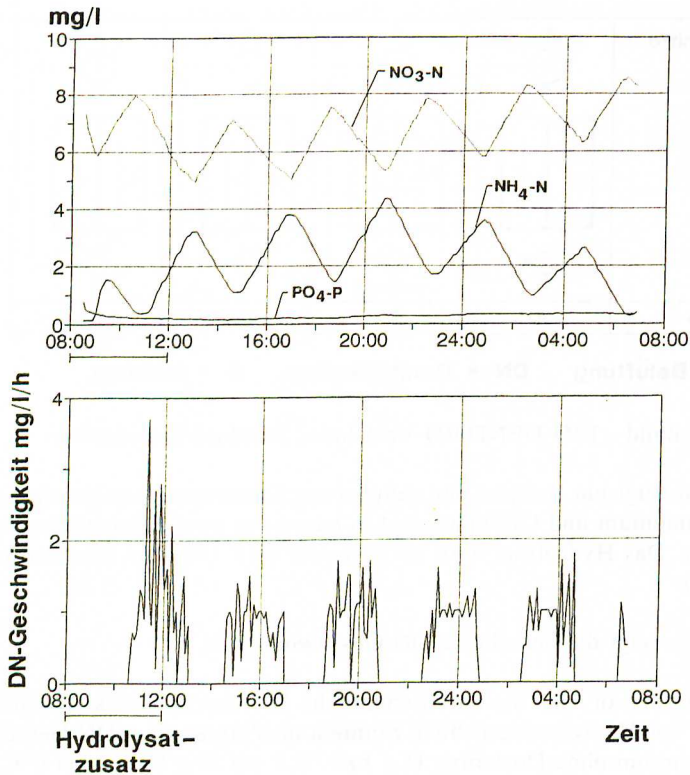


Bild 7 Konzentrationsschwankungen in einem der zwei Belebungsbecken über 24 Stunden mit zugehörigen DN-Geschwindigkeiten

Bei obengenannter zeitgesteuerter Betriebsform wurde versucht, eine maximale Denitrifikation zu erzielen. Das Wechseln der Phasen läßt sich direkt von On-Line-Messungen der  $\text{NH}_4\text{-N}$ - und  $\text{NO}_3\text{-N}$ -Konzentrationen in den Belebungsbecken steuern. Die Sauerstoffsteuerung wie auch der Phasenwechsel können dann von den Kriterienfunktionen abhängen. Eine On-Line-Messung ermöglicht ferner eine optimale Ausnutzung des anfallenden Hydrolysats, z.B. durch Zugabe von Hydrolysats in Perioden mit besonders hohen Nitratwerten und unter sauerstofffreien Verhältnissen.





## SCHLAMMHYDROLYSE KOMBINIERT MIT BIOLOGISCHER PHOSPHORELIMINATION

Die Schlammhydrolyse kann auch in der biologischen Phosphorelimination genutzt werden.

Ein Beispiel ist das früher genannte OWASA-Verfahren (Orange Water and Sewer Authority NC), das vor kurzem von der Fa. I. Krüger in Europa eingeführt wurde. Bild 9 zeigt ein Fließbild der Anlage.

Bei Mason Farm, North Carolina, umfaßte die ursprüngliche Anlage Vorklärung, Tropfkörper und eine aerobe Belebungsanlage. Als die Ablaufanforderungen so geändert wurden, daß auch P-Elimination bis zu 1 mg P/l verlangt wurde, wurden mehrere Ausbaumöglichkeiten überlegt. Um den Zusatz von Chemikalien zu vermeiden, wurden die Möglichkeiten der biologischen P-Elimination untersucht. Durch Einführung einer Schlammhydrolyse-Stufe zur Erzeugung von VFA konnte festgestellt werden, daß es möglich ist, das biologische P-Eliminationsverfahren zu betreiben und die Tropfkörper dabei als erste biologische Stufe zu nutzen. Das Hydrolysat wird dem Rücklaufschlamm in einem Anaerobbecken zudosiert und das Gemisch in den Hauptstrom der ersten biologischen Stufe geführt.

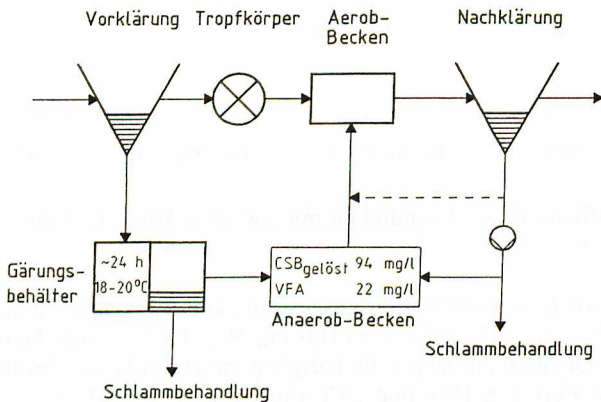


Bild 9 Fließbild - OWASA-Verfahren

Das Hydrolyseverfahren erfolgt in einem geschlossenen, runden Gärungsbehälter, dessen Mittelteil zur Trennung von Schlamm und Hydrolysat dient. OWASA ist

ein Beispiel der einfachen Betriebsform, bei der die Aufenthaltszeit im Gärungsbehälter geregelt wird, um im Behälter einen pH-Wert  $< 6,0$  aufrechtzuerhalten. Das Verfahren wird bei der aktuellen Umgebungstemperatur betrieben und die Aufenthaltszeit liegt zwischen 12 und 24 Stunden je nach Temperatur.

Die Betriebsdaten des Hydrolyseverfahrens gehen aus Tabelle 5 hervor.

Tabelle 5 Betriebsdaten des Hydrolyseverfahrens (OWASA), 1991.

Primärschlamm zum Hydrolysebehälter	720 m <sup>3</sup> /d
Feststoffe zum Hydrolysebehälter	5,1 t TS/d
Hydrolysat	
pH-Wert	5,7
VFA	355 g/m <sup>3</sup>
SS	500 g/m <sup>3</sup>
Durchfluß	545 m <sup>3</sup> /d

Der CSB<sub>gelöst</sub> wird hier durch Zentrifugieren ermittelt.

Die Einführung des OWASA-Verfahrens und die Reduktion des Phosphorgehalts im Zulauf (25%) aufgrund des gesetzlichen Verbots phosphathaltiger Waschmittel hat den Gesamtphosphor im Ablauf um mehr als 90% reduziert. Die Betriebsergebnisse in zwei Perioden vor und nach Einführung des OWASA-Verfahrens gehen aus Tabelle 6 hervor.

Tabelle 6 Betriebsergebnisse der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm vor und nach Einführung des OWASA-Verfahrens.

Q ~ 25.000 m <sup>3</sup> /d	Jan.-Okt. 1986		Jan.-Okt. 1991	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
BSB <sub>5</sub> mg/l	215	3,0	225	3,4
SS mg/l	320	10	320	6
NH <sub>4</sub> -N mg/l	18	0,7	18	0,6
P <sub>ges</sub> mg/l	7,9	5,5	6,3	0,4



Die Erfahrung dieser Anlage zeigt einen  $P_{\text{ges}}$ -Ablaufwert, der typisch  $< 0,5 \text{ mg/l}$  ist, also viel weniger als der geforderte Grenzwert  $\leq 2,0 \text{ mg/l}$ .

Mit der obligatorischen Stickstoffelimination wird in der Anlage auch eine größere Menge Kohlenstoff als heute erforderlich. Deshalb ist eine Optimierung des Hydrolyseverfahrens notwendig - z.B. durch Aufrechterhaltung einer konstanten Betriebstemperatur von  $25^\circ\text{C}$  oder durch Erhöhung des TS-Gehalts im zugeleiteten Primärschlamm von  $0,5\%$  auf ca.  $3\%$ , so daß die Aufenthaltszeit auf 2-3 Tage erweitert wird. Aufgrund des größeren TS-Gehalts wurde eine nachfolgende mechanische Trennung des hydrolysierten Schlammes erforderlich. Der zusätzliche Kohlenstoff kann dann in der Denitrifikationsstufe der Rücklaufanlage verwendet werden.

### **Anlagentechnische Verhältnisse**

Wie aus obigem hervorgeht, ist es möglich, chemische Fällung, biologische Phosphorelimination und Schlammhydrolyse auf verschiedene Art und Weise zu kombinieren.

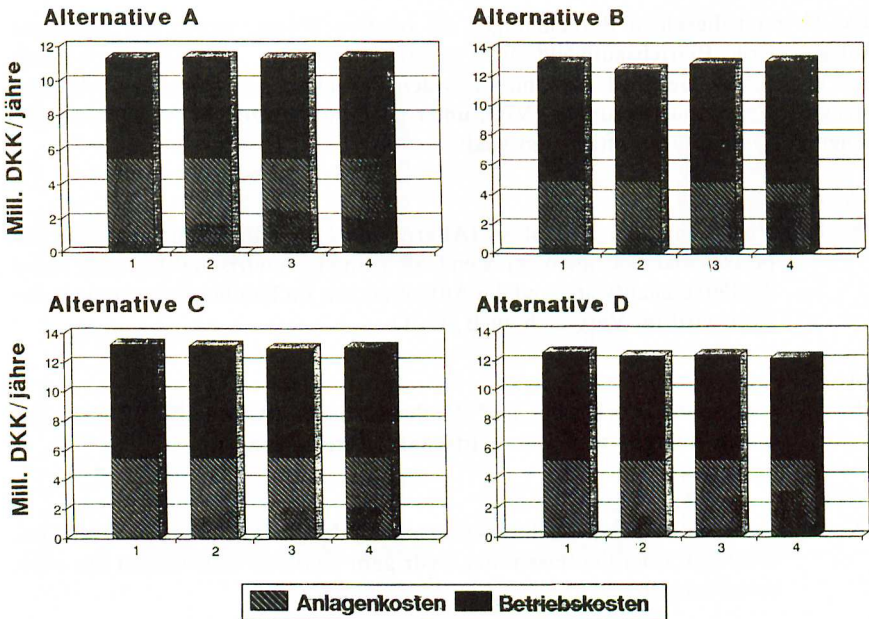
Eine wesentliche Frage bei der Verfahrenswahl sind natürlich die Anlagen- und Betriebskosten. Es ist aber sehr schwierig, generelle Richtlinien im Hinblick darauf aufzustellen, welche Verfahrenskonzepte am wirtschaftlichsten sind. U.a. spielt der Phosphor- und Kohlenstoffgehalt des Abwassers eine entscheidende Rolle. Abwasser mit hohem Phosphorgehalt ist für eine Vorfällung geeigneter als Abwasser mit niedrigem Phosphorgehalt.

Die Kosten des eigentlichen Hydrolyseverfahrens hängen vom Bedarf an Beheizung (Energiepreise und Klima) und den neuen Bauwerken ab. Diese Kosten müssen mit dem Preis für Methanol verglichen werden, denn Methanol ist immer eine alternative Kohlenstoffquelle.

Es wurden umfassende Berechnungen durchgeführt, um die wirtschaftlichsten Anlagentypen zu finden.

Bild 10 zeigt die jährlich anfallenden Kosten einer Anlage mit einer Anschlußgröße von  $100.000 \text{ E} + \text{EGW}$  mit N+P-Elimination in 4 verschiedenen Anlagenkonzeptionen unter 4 verschiedenen Voraussetzungen. Die Kosten wurden als jährliche Anlagenkosten (Abschreibung über 20 Jahre,  $5\%$  Zins) und jährliche Betriebskosten berechnet. Es wurden nur Anlagen- und Betriebskosten für die im Vergleich genannten Konstruktionen berechnet ( $1000 \text{ DKK} = 1800 \text{ ÖS}$ )

Es gibt in den Berechnungen keine markanten Unterschiede.



### Anlagen Alternativen

1. Vorfällung - biologische Hydrolyse
2. Vorfällung - Methanolzusatz
3. Vorklämung - biologische Hydrolyse - biologischer P-Abbau (Nebenstrom)
4. Ohne Verbehandlung - biologischer P-Abbau (Hauptstrom)

Voraussetzungen für wirtschaftliche Berechnungen. Darüber hinaus wurde wie folgt berechnet:  $P_{Zulauf} = 12 \text{ mg/l}$ , Methanolpreis  $\sim 3,2 \text{ €/kg}$ .

Parameter		Voraussetzungen			
		A	B	C	D
Temperatur	°C	8	10	8	8
Energiepreis	DKK/kWh	0,5	1	0,5	0,5
CSB <sub>gelöst</sub>	%	31	37	30	37
Faulzeitreduktion	Tage	2	1	1	1
Mannschaft (Wartung Hydrolyse)	Tage/Woche	0,2	0,5	0,5	0,5

Bild 10 Vergleich alternativer Möglichkeiten der N+P-Elimination  
Jährliche Gesamtkosten (Abschreibung und Betrieb)

Bild 11 zeigt dieselben Berechnungen als relative Werte, wobei der niedrigste Anlagen- bzw. Betriebsaufwand auf 0 gesetzt wurde, d.h. nur die Unterschiede sind angegeben. Generell kann man aus den Berechnungen folgendes schließen bezüglich der Voraussetzungen (VA), unter denen die einzelnen Anlagenkonzeptionen (AK) am wirtschaftlichsten sind:

VA A

AK 1: Vorfällung und Hydrolyse (Alternative 1) sind bei niedrigen Energiepreisen und niedrigem gelösten CSB-Gehalt am wirtschaftlichsten, wenn die Personalaufwand und die Aufenthaltszeit im Faulbehälter wenig reduziert wird im Vergleich zu B, C, D.

VA B

AK 2: Chemische Vorfällung und Methanolzusatz (Alternative 2) sind bei hohen Energiepreisen die wirtschaftlichste Lösung.

VA C

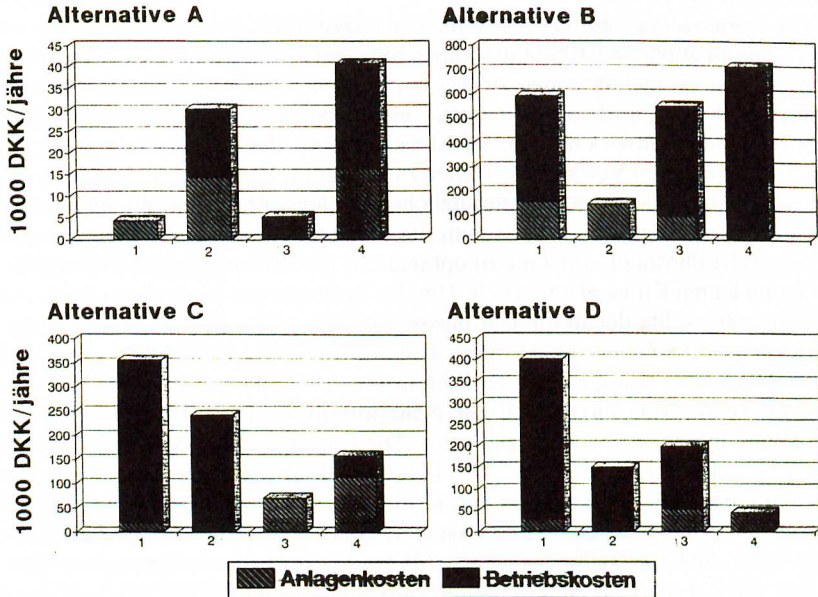
AK 3: Biologische Phosphorelimination und Hydrolyse (Alternative 3) sind bei niedrigen Energiepreisen und niedrigem gelösten CSB-Gehalt am wirtschaftlichsten.

VA D

AK 4: Biologische Phosphorelimination ohne Vorklärung (Alternative 4) ist bei niedrigen Energiepreisen und hohem gelösten CSB-Gehalt die wirtschaftlichste Lösung.

Aus dem Obigen kann allein geschlossen werden, daß es sich um marginale Preisunterschiede zwischen den verschiedenen Anlagenkonzeptionen handelt. D.h. ehe eine Entscheidung über z.B. die Relevanz eines Hydrolyseverfahrens getroffen wird, müssen die örtlichen Verhältnisse immer ganz genau analysiert werden.





**Anlagen Alternativen**

1. Vorfällung - biologische Hydrolyse
2. Vorfällung - Methanolzusatz
3. Vorklärung - biologische Hydrolyse - biologischer P-Abbau (Nebenstrom)
4. Ohne Vorbehandlung - biologischer P-Abbau (Hauptstrom)

Voraussetzungen für wirtschaftliche Berechnungen. Darüber hinaus wurde wie folgt berechnet:  $P_{Zulauf} = 12 \text{ mg/l}$ , Methanolpreis  $\sim 3,2 \text{ ÖS/kg}$ .

Parameter		Voraussetzungen			
		A	B	C	D
Temperatur	°C	8	10	8	8
Energiepreis	DKK/kWh	0,5	1	0,5	0,5
CSB <sub>gelöst</sub>	%	31	37	30	37
Faulzeitreduktion	Tage	2	1	1	1
Mannschaft (Wartung Hydrolyse)	Tage/Woche	0,2	0,5	0,5	0,5

Bild 11 Vergleich alternativer Möglichkeiten der N+P-Elimination  
Unterschiede der jährlichen Gesamtkosten (Abschreibung und Betrieb)

## SCHLUßFOLGERUNG

Eine der Voraussetzungen flexibler Anlagenkonzeptionen bei der Einführung der Nährstoffelimination sind Kenntnisse über die Abwasserzusammensetzung. Darüber hinaus ist es wichtig genau zu wissen, wie man mit der Zusammensetzung umgeht, um die verschiedenen Reinigungsverfahren richtig anzuwenden. Analysemethoden wurden entwickelt, um die Abbaufähigkeit der organischen Stoffe im Abwasser und anderen Verfahrensströmen zu ermitteln. Die Schlammgärungstechnologie ermöglicht die Erzeugung zusätzlicher Kohlenstoffquellen, die im biologischen Verfahren eingesetzt werden, um die Denitrifikationsgeschwindigkeit und die biologische Phosphoraufnahme zu optimieren. Eine Beheizung der Gärungsbehälter ist im kalten Klima erforderlich. Um die Ausbeute des Hydrolyseverfahrens zu maximieren, sollte der in die Gärungsbehälter gespeiste Schlamm einen möglichst niedrigen TS-Gehalt haben. Man sollte deshalb die Heizkosten gegen die Hydrolysausbeute abwägen. Durch Einführung der Schlammhydrolyse läßt sich das erforderliche Anlagenvolumen zur Nährstoffelimination oft um 10-20% reduzieren und in einigen Fällen sogar mehr. Die Gärungstechnologie kann sowohl in der getrennten Stickstoff- und Phosphorelimination als auch in kombinierten Verfahren eingesetzt werden. Dies wurde in großtechnischen Versuchen in zwei verschiedenen Anlagentypen nachgewiesen. Mit der Einführung des OWASA-Verfahrens in der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm wurde ein konstanter Phosphorwert von 0,5 mg/l im Ablauf erzielt. Sowohl das BIO-DENITRO-Verfahren als auch die Hydrolysatdosierung wurden durch On-Line-Messung optimiert. Der Zusatz von Hydrolysat in der Denitrifikationsphase beschleunigte die DN-Geschwindigkeit um ca. 40%.

Das HYPRO-Verfahren wurde bereits in Dänemark in einer Abwasserreinigungsanlage mit einer Anschlußgröße von 100.000 E+EGW eingesetzt und wird z.Z. in einer zweiten Anlage derselben Anschlußgröße eingeführt.

## Dank

Einige der oben angeführten Ergebnisse stammen aus dem EUREKA-Projekt, HYPRO. Die Partner dieses Projekts sind die Abteilung für Umwelttechnik der Technischen Universität Dänemarks, I. Krüger, Kemira Kemi, das Wassergüteinstitut, Dänemark, und die Universität von Trondheim, Norwegen.

**Literaturhinweis**

Henze, M., Harremoës, P., (1990). "Chemical-Biological Nutrient Removal" Proceedings of the 4th International Gothenburg Symposium on Chemical Treatment.

Kalb, K.R. (1993) "BNR with trickling filters" Biological Nutrient Removal. The Florida Experience III and Beyond, Florida University.

Kristensen G.H., Jørgensen P.E., Henze M. (1992). Characterization of functional microorganism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR. Water Sci. & Tech., Vol. 25, (6).

Brinch, P.P., (1990). "Biological Hydrolysis of Primary Sludge". Doktorarbeit, I. Krüger und die Technische Universität Dänemarks

Gujer, W. Zehnder, J.B., (1983) "Conversion Processes in Anaerobic Digestion". Water Sci. Tech., Vol. 15, pp 127-167.

Kristensen G.H., Jørgensen P.E., Strube R., Henze M. (1992) "Combined pre-precipitation, Sludge hydrolysis and nitrogen reduction - A pilot demonstration of integrated nutrient removal", Water Sci. Tech., Vol. 26, pp 1057-1067.

**Verfasser**

Erik Bundgaard, Forschungsmanager  
Forschungsdivision  
I. Krüger Systems  
Gladsaxevej 363  
DK-2860 Søborg - Dänemark

Kim Rindel, Verfahreningenieur  
Forschungsdivision  
I. Krüger Systems  
Gladsaxevej 363  
DK-2860 Søborg - Dänemark

Pia Prohaska Brinch, Verfahreningenieur  
Forschungsdivision  
I. Krüger Systems  
Gladsaxevej 363  
DK-2860 Søborg - Dänemark