

Zur Reaktionstechnik der anaeroben Fermentation*

Christian Wandrey und
Alexander Aivasidis**

Anaerobe Verfahren finden bereits seit mehr als 50 Jahren Anwendung bei der Entsorgung des in den Klärwerken anfallenden Überschuß-Belebtschlammes. Steigende Energiekosten und eine nicht problemlose Beseitigung der anfallenden Klärschlämme begünstigten in den letzten Jahren auch die Entwicklung von anaeroben Verfahren bei der Behandlung von industriellen Abwässern. Verschiedene Aspekte, die bei der Planung einer Anlage zu berücksichtigen sind, werden diskutiert. Zur Verkürzung der Verweilzeit bei gleichzeitiger Erhöhung der Raum-Zeit-Ausbeute bieten sich verschiedene Möglichkeiten der Biomasse-Rückhaltung bzw. -Rückführung an. Es werden Abbauleistungen erreicht, die denen aerober Hochlastanlagen vergleichbar sind. Die anaerobe Abwasserbehandlung stellt insofern eine echte Entsorgung dar, weil der überwiegende Teil der organischen Verschmutzung (mehr als 95%) mit einem geringeren Energieaufwand eliminiert wird. Das Nebenprodukt Biogas trägt wesentlich zu einer Energie-Autarkie bei.

Chemical reaction engineering of anaerobic fermentation.

Anaerobic fermentation has already been used for more than 50 years for the disposal of excess activated sludge. In recent years, increasing costs and considerable problems encountered in connection with the disposal of activated sludge have encouraged the development of anaerobic processes for the treatment of industrial waste water. Various aspects which have to be taken into account when planning a digester plant are discussed. Reduction in residence time with concomitant increase of biogas production rate is possible by retention of biomass. In this way catabolic performances are obtained comparable to those of aerobic high capacity activated sludge plants. Anaerobic waste treatment appears so far to be a real purification method because the predominant part of the organic pollution (more than 95%) is eliminated under energy saving conditions. The by-product biogas contributes to the energy self-sufficiency of the process.

1 Einleitung

Bei der aeroben Fermentation steht zumeist die Biomasse-Produktion im Vordergrund (z. B. Hefe-Produktion, Gewinnung von Einzeller-Protein). Bei der aeroben Abwasserbehandlung (Belebtschlammverfahren) zielt man zwar primär auf einen hohen Substratumsatz, aber aufgrund der aeroben Betriebsweise wird auch hier viel Biomasse (Klärschlamm) gebildet. Der grundsätzliche Vorteil des aeroben Betriebs besteht darin, daß durch den oxidativen Abbau der Kohlenstoff-Substrate genügend Energie für die Vermehrung des Mikroorganismus, der als Biokatalysator wirkt, zur Verfügung steht. Bei hoher Raum-Zeit-Ausbeute tritt eine Limitierung, zumeist bei der Versorgung mit dem nur gering wasserlöslichen Sauerstoff, ein.

Bei der anaeroben Fermentation steht meist die Produktbildung im Vordergrund (Gewinnung von Methan, Alkoholen, Ketonen und organischen Säuren). Der Hauptvorteil dieser Arbeitsweise besteht darin, daß billige Substrate in wertvolle Disproportionierungsprodukte unter gleichzeitiger Bildung von Kohlendioxid überführt werden. Hier besteht meist Energie-Limitierung, so daß es nur zu einem, im Vergleich zur aeroben Betriebsweise, geringen Mikroorganismen-Wachstum kommt. Da der Mikroorganismus zugleich Reaktionsprodukt und Katalysator ist, ist man auch beim anaeroben Betrieb an einer hohen Katalysator-Konzentration interessiert. Die meist nicht vorhandene Energie-Limitierung bei der aeroben Fermentation wird mit einem erheblichen Energieaufwand für die Sauerstoff-Versorgung erkaufte. Die

Energie-Limitierung bei der anaeroben Fermentation korreliert mit der Bildung energiereicher Produkte.

Im Fall der mikrobiellen Methan-Bildung stehen zwei wesentliche Aspekte im Vordergrund, nämlich einerseits die Nutzung von Abfallstoffen (Klärschlamm und landwirtschaftliche Abfälle) und andererseits die Behandlung von industriellen Abwässern. Bei der Nutzung von Abfallstoffen geht es primär um eine biologische Stabilisierung (Geruchsreduktion, Abtötung pathogener Keime, Entwässerbarkeit) für eine weitere Verwendung als Düngemittel. Das als Nebenprodukt anfallende Biogas wird zur Deckung des eigenen Energiebedarfs der Bioreaktoren verwendet. Überschüssiges Gas wird entweder abgefackelt oder zur Stallheizung bei der Großtierhaltung in landwirtschaftlichen Betrieben genutzt [1–4]. Die anaerobe Behandlung von industriellen Abwässern gewinnt in den letzten Jahren zunehmende Bedeutung, bedingt durch die Gesetzgebung zum Umweltschutz, die steigenden Energiekosten, die auch die Kosten für die Sauerstoff-Versorgung beeinflussen, und die Probleme bei der Beseitigung des aerob gebildeten Überschußschlammes. Hier ist man bestrebt, den überwiegenden Teil der organischen Verschmutzung möglichst energieautark durch Nutzung des gewonnenen Biogases zu entfernen, um in einer nachgeschalteten aeroben biologischen Klärstufe den gewünschten Endreinigungsgrad zu erzielen. Daher soll im folgenden auf einige grundlegende reaktionstechnische Probleme der anaeroben Betriebsweise eingegangen werden und besonderes Gewicht auf die Biomasse-Rückhaltung bzw. -Rückführung gelegt werden, die dazu dienen kann, auch beim anaeroben Betrieb zu hohen Raum-Zeit-Ausbeuten zu gelangen.

In Abb. 1 ist schematisch der anaerobe und der aerobe Abbau von Essigsäure gegenübergestellt. Bezieht man die externe Verbrennung von Biogas im anaeroben Fall mit in die Betrachtung ein, so läßt sich für beide Verfahrensvarianten

* Vortrag von Chr. Wandrey auf dem Jahrestreffen der Verfahrens-Ingenieure, 29. Sept. bis 1. Okt. 1982 in Basel.

** Prof. Dr. Chr. Wandrey und Dr. A. Aivasidis, Institut für Biotechnologie, Kernforschungsanlage Jülich, 5170 Jülich.

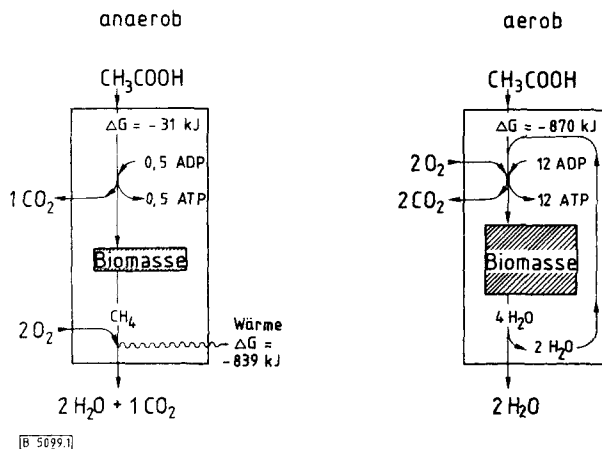


Abb. 1. Energiebilanz des anaeroben und aeroben Acetat-Abbaus.

eine vergleichbare Systemgrenze ziehen. Im anaeroben Fall wird wenig Biomasse und ein brennbares, gasförmiges Produkt gebildet. Im aeroben Fall entsteht dagegen bei gleichzeitiger Wärmeentwicklung mehr Biomasse. Diese kann zwar prinzipiell auch verbrannt werden, jedoch ist dazu zunächst ein hoher Energieaufwand für die Abtrennung und Trocknung notwendig.

Der anaerobe Abbau von Essigsäure zu Biogas wird heute als der limitierende Schritt bei der Zerlegung komplexerer Substrate angesehen [5–8]. Vereinfachend sind mindestens drei Mikroorganismen-Gruppen beim Abbau komplizierter organischer Moleküle beteiligt. Biopolymere werden zunächst hydrolytisch zu löslichen Monomeren zerlegt. Es schließt sich eine Säurebildung an, bei gleichzeitiger Entstehung von Wasserstoff und Kohlendioxid. An dieser Stelle kann die Methan-Bildung einsetzen. Durch Isotopen-Versuche konnte gezeigt werden, daß ca. 70% des gebildeten Methans aus dem Abbau der Essigsäure stammen [8], während durch die Verwertung von Wasserstoff und Kohlendioxid der Rest geliefert wird. Das grundlegende Schema ist in Abb. 2 dargestellt. Die in Wirklichkeit bei weitem kompliziertere Abbaukette erfordert eine ausgewogene Kooperation der verschiedenen Mikroorganismen, bei der weder eine Limitierung noch eine Akkumulation von Zwischenprodukten auftreten darf (vgl. auch Abschnitt 3.2).

2 Problemstellung

Auch im anaeroben Fall ist die Erzielung hoher Raum-Zeit-Ausbeuten das zentrale reaktionstechnische Problem. Je komplexer ein Substratgemisch vom chemischen Aufbau her als auch von der Partikelgröße ist, um so schwieriger ist diese Forderung zu erfüllen. Das Wachstum der anaeroben Mikroorganismen hängt von mehreren Einflußgrößen ab, wie z. B. Verweilzeit, Temperatur, Redoxpotential, pH-Wert, Nährstoffzusammensetzung u. a.

Aus thermodynamischer Sicht kommt dem Wasserstoff als „Zwischenprodukt“ besondere Bedeutung zu. Wird er nicht hinreichend effektiv verwertet, so wird die Gleichgewichtslage vorgeschalteter Schritte ungünstig beeinflusst. Selbst die Kinetik der wichtigsten Teilschritte (vgl. Abb. 2) ist nur unzureichend bekannt. Dies liegt daran, daß in der Praxis meist komplexe Substratgemische verwendet werden, aber auch daran, daß die Gewinnung verlässlicher kinetischer Daten nur bei kontinuierlicher Fermentation – mit sehr großem Zeitaufwand – möglich ist. Diese Informationen sind aber für eine gesicherte Reaktorauslegung Voraussetzung. Da die Generationszeit der beteiligten Mikroorganismen vergleichsweise lang ist, muß zur Steigerung der Raum-

Zeit-Ausbeute die Verweilzeit des Katalysators von der Verweilzeit des Substrates entkoppelt werden. Dazu liegen verschiedene Ansätze zur Biomasse-Rückhaltung bzw. -Rückführung vor. Da die biologischen Systeme auf Verände-

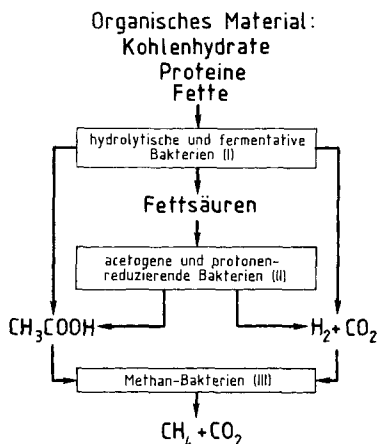


Abb. 2. Schematischer Ablauf der anaeroben Methan-Bildung aus komplexen organischen Verbindungen.

rungen bei der Substratzufuhr nur träge reagieren, ist die Entwicklung einer „intelligenten“ Regelungstechnik notwendig, die die genannten Gesichtspunkte verbindend berücksichtigt.

3 Lösungsansätze

Im folgenden sollen am Beispiel der anaeroben Abwasserreinigung einige Lösungsansätze diskutiert werden. Diese Ansätze werden thesenhaft formuliert, ohne damit einen Anspruch auf Allgemeingültigkeit zu erheben.

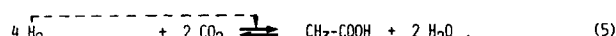
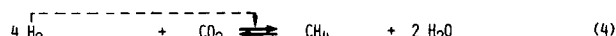
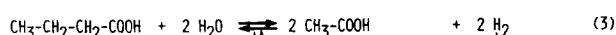
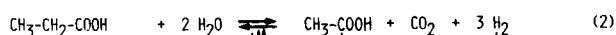
3.1 Substratvorbereitung

Leicht abtrennbare Feststoffpartikeln sollten zweckmäßigerweise aus dem Zulaufstrom entfernt werden, um bei den späteren Bemühungen um Biomasse-Rückhaltung bzw. -Rückführung keine unerwünschte Feststoff-Akkumulation zu erhalten. Da der hydrolytische Abbau von unlöslichen, komplex zusammengesetzten Substraten die Geschwindigkeit der Methan-Bildung stärker beeinflusst als der Abbau von Acetat [9, 26], führt diese Limitierung zu einer geringen Raum-Zeit-Ausbeute, wenn eine Feststoff-Akkumulation im Reaktor vermieden werden soll. Steht nicht die Abwasserreinigung, sondern die Biogas-Bildung aus Abfallstoffen im Vordergrund, so kann eine vollständige Vorabtrennung von abbaubaren Feststoffen natürlich zu hohen Ausbeuteverlusten führen. In solchen Fällen ist ein gemeinsames Optimum bezüglich Substratausbeute und Raum-Zeit-Ausbeute anzustreben.

3.2 Thermodynamik

Wie Abb. 2 zeigt, läuft der anaerobe Abbau organischen Materials über mehrere Zwischenstufen. Wenn es zu einer Akkumulation von Zwischenprodukten kommt, so kann der weitere Abbau, sowohl unter thermodynamischen als auch unter kinetischen Gesichtspunkten, erheblich beeinträchtigt werden. Der Konzentration von Wasserstoff kommt dabei durch Beeinflussung der Verteilung der Stoffwechselprodukte der fermentativen Bakterien eine regulative Rolle zu [11–14]. Dies wird mit den Gln. (1) bis (5) anhand der Produkte der gemischten Säuregärung (Essigsäure, Propionsäure und

Buttersäure) und dem daraus entstehenden Wasserstoff erläutert:



Während die Essigsäure-Zerlegung unabhängig vom Wasserstoff-Partialdruck ist, wird der Abbau von Propionsäure und Buttersäure durch hohe Wasserstoff-Partialdrücke einerseits behindert, andererseits ist für eine Methan-Bildung aus Wasserstoff und CO_2 (direkt oder über Essigsäure) ein ausreichender Wasserstoff-Partialdruck erforderlich. Damit ergibt sich ein enges „thermodynamisches Fenster“, in dem die entscheidenden Reaktionen simultan ablaufen können (vgl. Abb. 3). Daraus folgt, daß wasserstoffbildende und wasserstoffverwertende Mikroorganismen in einer engen Wechselbeziehung stehen müssen („interspecies hydrogen transfer“). Die Wasserstoff-Übertragung setzt eine räumliche Nachbarschaft der beteiligten Mikroorganismen voraus, so daß es bei ungenügender Populationsdichte durch heftiges Rühren zu einer Störung dieses synergistischen Effektes kommen kann. Aus Abb. 3 ergibt sich, daß insbesondere

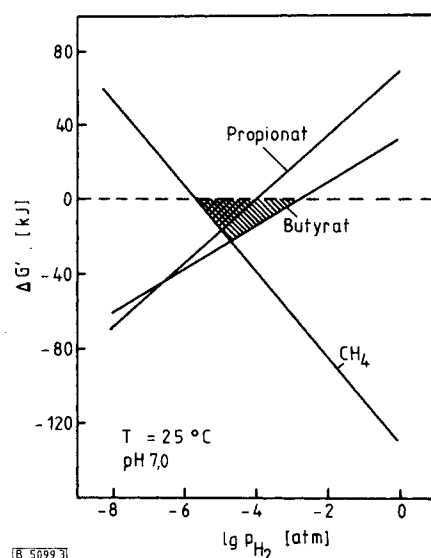
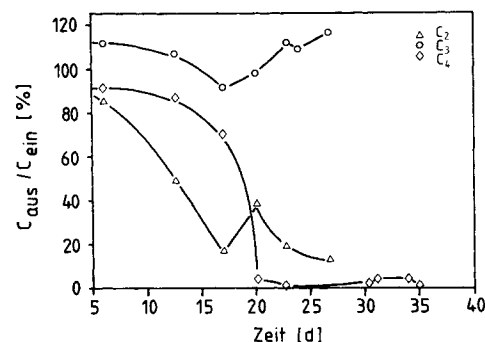


Abb. 3. „Thermodynamisches Fenster“ für die simultane Methan-Bildung aus Propionsäure, Buttersäure und H_2/CO_2 in Abhängigkeit vom Wasserstoff-Partialdruck.

Propionsäure schon in Gegenwart von niedrigen Wasserstoff-Partialdrücken schwierig abzubauen ist. Wenn in einer Mischkultur die Wasserstoff-Verwertung nicht ausreichend ist, so kommt es zu einer Akkumulation, insbesondere von Propionsäure („Sauerwerden von Abwasserreaktoren“). Da die methanogenen Mikroorganismen unterhalb von pH 5 in ihrer Aktivität stark nachlassen, kann es leicht zu einer Ausbildung eines circulus vitiosus kommen. Abb. 4 zeigt entsprechende Ergebnisse von Lettinga et al. [15]. Wiedergegeben sind die Säurekonzentrationen im Auslauf eines anaeroben Abwasserreaktors während eines Anfahrvorganges. Man erkennt, daß Essigsäure und Buttersäure zunehmend abgebaut werden, während die Propionsäure-Konzen-

tration annähernd konstant bleibt. In solchen Fällen muß man durch eine pH-Regelung bzw. Verlängerung der Verweilzeit die wasserstoffverwertenden Mikroorganismen soweit begünstigen, daß es zu einem ausreichenden Abbau des Wasserstoffs und der organischen Säuren kommt. Danach kann die Verweilzeit wieder verkürzt werden, wobei der Wasserstoff-Partialdruck und die Propionsäure-Konzentration Indikatoren für eine möglicherweise erneute Überlastung des Abwasserreaktors sind (vgl. auch Abschnitt 3.7).



[B 5099.4]

Abb. 4. Relative Verteilung der niederen Fettsäuren in einem anaeroben Fermenter nach dem Anfahrvorgang nach Lettinga [15]. C Konzentration.

3.3 Kinetik

Eine anaerobe Abwasserreinigung ist sowohl unter mesophilen als auch unter thermophilen Bedingungen möglich. In Tab. 1 sind die Vor- und Nachteile beider Betriebsweisen aufgeführt. Bezüglich der Mikroorganismen-Aktivität ergibt sich bei thermophiler Behandlung kein genereller Vorteil. Die Stabilität ist eher bei mesophiler Betriebsweise größer. Wenn es um eine Hygienisierung des Abwassers geht, bietet die thermophile Betriebsweise Vorteile. Dem steht ein erhöhter

Tabelle 1.

Vergleich zwischen mesophiler und thermophiler Fermentation (+ vorteilhaft, – ungünstig, 0 mittelmäßig).

	mesophil	thermophil
Aktivität	0	0
Stabilität	+	–
Hygienisierung	0	+
Wärmebedarf	+	–
„Sterilität“	0	+

Wärmebedarf für die Substratvorwärmung gegenüber. Thermophile Reaktionsbedingungen können in Erwägung gezogen werden, wenn das Abwasser mit mindestens 60 °C am Bioreaktor zur Verfügung steht. Unter thermophilen Bedingungen wird offenbar ein engeres Spektrum von Mikroorganismen selektiert, was zu besser definierten, aber weniger stabilen Bedingungen führt. Wenn sich auch heute der mesophile Betrieb durchgesetzt hat, kann die Frage nach der Temperaturwahl nicht eindeutig beantwortet werden, da die Ergebnisse aus der Literatur [16–27] gegensätzliche Resultate aufweisen. Diese Diskrepanzen sind bedingt einerseits durch die unterschiedliche Art der zu behandelnden Abwässer, andererseits durch eine noch nicht ausreichende Kenntnis über die thermophilen Mikroorganismen.

Für kinetische Messungen kommen praktisch nur kontinuierlich arbeitende Systeme in Frage, da bei Satzreaktorversuchen (Schüttelkulturen) nur schwer reproduzierbare Ergebnisse erhalten werden. Dies liegt daran, daß sich hier

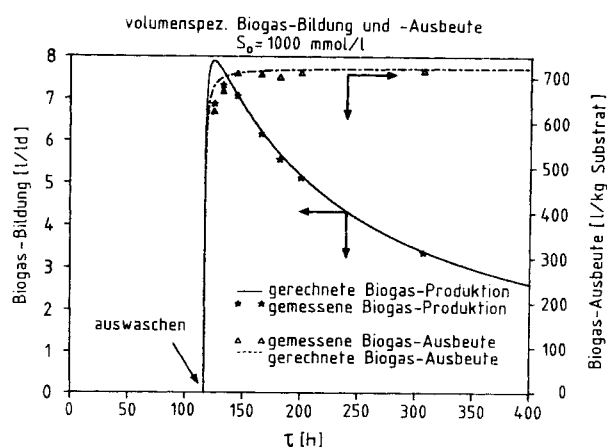
Tabelle 2.

a) Bilanzgleichungen für den stationären Zustand im kontinuierlichen Rührkesselreaktor ohne Biomasse-Rückhaltung; b) Modellparameter für den Acetat-Abbau im kontinuierlichen Rührkessel mit *M. barkeri*; c) Reaktionsbedingungen für die kontinuierlichen Messungen.

Massenbilanz für das Substrat	
a)	$0 = -\frac{1}{\tau}(S_0 - S) + \frac{\mu_{\max}}{y_{\max} k_m + S} X + m X$
Massenbilanz für die Biomasse	
	$0 = \frac{1}{\tau} X + \mu_{\max} \frac{S}{k_m + S} X$
b)	
μ_{\max}	= 0,206 [d ⁻¹]
y_{\max}	= 1,533 [g/mol]
k_m	= 4,01 [mmol/l]
m	= 2,88 [mmol/(g d)]
$t_{2/1}$	= 80,66 [h]
τ_{crit}	= 116,84 [h]
τ_{max}	= 124,24 [h]
c)	$S_0 = 1000 \text{ mmol/l}; \text{pH}_e = 6,3; T = 37^\circ\text{C}$

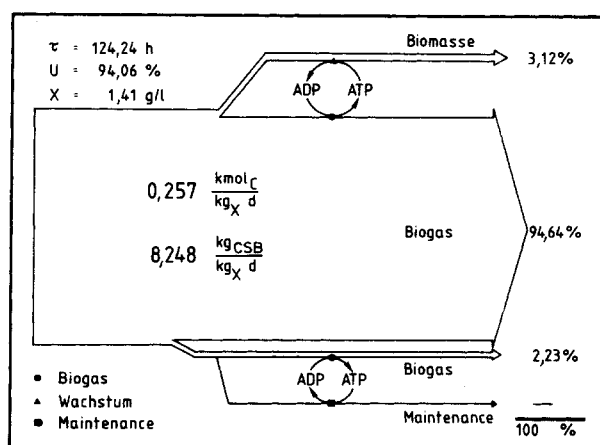
μ_{\max} maximale Wachstumsgeschwindigkeit, y_{\max} maximaler Ertragskoeffizient, k_m Michaelis-Menten-Konstante, m Maintenance-Faktor, $t_{2/1}$ Generationszeit, τ_{crit} kritische Verweilzeit, τ_{max} Verweilzeit für die maximale Raum-Zeit-Ausbeute, S Biogas, X Biotrockenmasse.

während der Versuchsdauer die Reaktionsbedingungen ständig ändern (Auftreten oder Wegfallen von Limitierungen). Bei chemostatischem Betrieb arbeitet der Bioreaktor im stationären Zustand unter Auslaufbedingungen. Der Einfluß verschiedener Parameter kann durch Variation der Verweilzeit oder der Substratzusammensetzung untersucht werden. Das Vorgehen soll anhand des Beispiels des anaeroben Abbaus von Essigsäure mit einer Reinkultur (*Methanosarcina barkeri*) erläutert werden. Da der überwiegende Teil des Biogases aus dem Abbau der Essigsäure stammt und dieser als limitierender Schritt angesehen wird, kommt diesem Beispiel praktische Bedeutung zu. Bisher liegen wenige gesicherte kinetische Daten zur anaeroben Abwasserreinigung mit Reinkulturen vor. Zur Bestimmung von Modellparametern muß die Substratbilanz und die Biomassebilanz, wie sie in Tab. 2 aufgeführt sind, simultan gelöst werden. Die in Tab. 2 aufgeführten vier Modellparameter wurden durch nichtlineare Regression aus 7 verschiedenen Versuchen erhalten, bei denen im chemostatischen Betrieb jeweils die Einstellung eines stationären Zustandes abgewartet wurde. Die Generationszeit ($t_{2/1}$), die minimale Verweilzeit (τ_{crit}), bei der es zu einem Auswaschen des Biokatalysators kommt, und die Verweilzeit, bei der eine maximale Raum-Zeit-Ausbeute erreicht wird (τ_{max}) sind abgeleitete Größen des aufgeführten Modells. Mit Hilfe der Modellparameter läßt sich die volumenspezifische Biogas-Bildung und die Biogas-Ausbeute als Funktion der Verweilzeit berechnen. Diese Rechenergebnisse sind in Abb. 5 den entsprechenden experimentellen Daten gegenübergestellt. Man erkennt, daß insbesondere die Verweilzeit für die maximale Raum-Zeit-Ausbeute mit befriedigender Genauigkeit vorhersagbar ist. Darüber hinaus wird deutlich, daß nur geringe Verweilzeitsschwankungen zu einem Auswaschvorgang bezüglich der Mikroorganismen führen können. Schon bei Verweilzeiten, die wenig größer sind als die kritische Verweilzeit, kommt es zu einer hohen Biogas-Ausbeute, da der k_m -Wert für Acetat (vgl. Tab. 2) nur 4 mmol/l beträgt. Für die Verhältnisse bei maximaler Raum-Zeit-Ausbeute wird die Kohlenstoff-Bilanz noch einmal durch Abb. 6 erläutert. Im Prinzip handelt es sich um eine Darstellung zur Substrat-Kohlenstoff-Selektivität. Mit den Bedingungen aus Tab. 2 ergibt sich eine Reduktion des



[B 5099.5]

Abb. 5. Vergleich zwischen gemessener und gerechneter volumenspezifischer Biogas-Bildung (Raum-Zeit-Ausbeute) und Biogas-Ausbeute beim Abbau von Essigsäure: Vergleich zwischen gemessenen und berechneten Werten.



[B 5099.5]

Abb. 6. Selektivität der Nutzung des Substrat-Kohlenstoffs am Beispiel der anaeroben Methanisierung von Essigsäure bei maximaler Raum-Zeit-Ausbeute (U Umsatz, X Biotrockenmasse).

chemischen Sauerstoff-Bedarfs (CSB) von 8,25 kg/kg Biotrockenmasse und Tag, was auch durch das Experiment bestätigt wurde. Von dem umgesetzten Substrat-Kohlenstoff werden nur 3,12% in neue Biomasse inkorporiert, während sich rund 97% des umgesetzten Substrat-Kohlenstoffs im Biogas wiederfinden. Der größte Teil davon wird gebildet, um ausreichend ATP für die Kohlenstoff-Inkorporation (Wachstum) zur Verfügung zu stellen. Weiteres ATP wird benötigt, um den Energiestoffwechsel zu gewährleisten (Maintenance). Anhand dieser Zahlen wird die Energielimitierung bei der anaeroben Fermentation deutlich, aber auch die Tatsache, daß es bei der anaeroben Abwasserreinigung zu einer echten Entsorgung kommt, da rund 97% der C-Quelle in Biogas überführt werden.

3.4 Wärme- und Stofftransport

Die anaerobe Abwasserreinigung läuft praktisch ohne Wärmetönung ab, so daß auf Wärmeaustauschflächen verzichtet werden kann. Da die Bioreaktoren über der Umgebungstemperatur arbeiten, ist eine Isolierung der Außenwände zweckmäßig. Der Hauptwärmebedarf ergibt sich jedoch für das Aufheizen des Substrates auf die Reaktionstemperatur. Die Wärmekapazität des Ablaufstromes kann zum Teil zum Aufheizen benutzt werden. Wärmeverluste können durch Nutzung der Verbrennungsenergie des

Tabelle 3. Vergleich zwischen Einstufen- und Zweistufen-Verfahren bei der anaeroben Fermentation.

Einstufen-Verfahren	Zweistufen-Verfahren
Vorteile: <ul style="list-style-type: none"> – geringere Investitionskosten – keine primäre Akkumulation von Säuren und Wasserstoff Nachteile: <ul style="list-style-type: none"> – nur globale Optimierung möglich – erhöhter Regel-Aufwand zur Vermeidung einer Versäuerung 	Vorteile: <ul style="list-style-type: none"> – bei quantitativer Vorversäuerung erhöhte Betriebssicherheit – individuell optimierbar – Reduktion pathogener Keime Nachteile: <ul style="list-style-type: none"> – höhere Investitionskosten – Akkumulation von Säuren und Wasserstoff in der ersten Stufe – Alkalizugabe nach der ersten Stufe, Säurezugabe in der Methan-Stufe

entstehenden Biogases ohne Schwierigkeiten ausgeglichen werden, so daß anaerobe Abwasserbehandlungs-Anlagen zumindest energieautark arbeiten können.

Da kein gasförmiges Substrat (Sauerstoff) benötigt wird, entfallen die Probleme bei der Erzeugung einer großen Stoffaustauschfläche. Allerdings muß für einen zügigen Abtransport der gasförmigen Reaktionsprodukte gesorgt werden, um möglichst wenig „Katalysator-Oberfläche“ mit Gasblasen zu blockieren. Aufgrund der erforderlichen Verweilzeiten und aufgrund des Dichteunterschiedes zwischen dem entstehenden Biogas und der Flüssigphase (Rührwirkung) kann mehr oder weniger auf ein mechanisches Rühren zur Durchmischung der Flüssigphase verzichtet werden. Wenn mechanische Rührer eingesetzt werden, so dienen sie mehr der homogenen Verteilung des Katalysators oder der Suspendierung von Feststoffen [28–30]. Nach Schlegel [31] beträgt der Energiebedarf für die Fermenterumwälzung 5 W/m^3 .

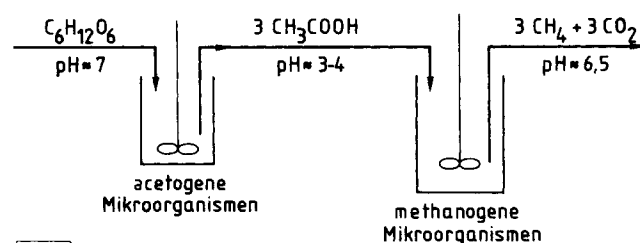
3.5 Reaktorauslegung

Da bei der Fermentation typisch autokatalytisches Verhalten – ein Teil des Produktes ist zugleich Katalysator – auftritt und da die k_m -Werte für die wichtigsten Substrate sehr klein sind, muß zumindest bei löslichen Substraten ein Rührkesselverhalten angestrebt werden.

In der Literatur finden sich sowohl theoretische Überlegungen als auch experimentelle Beispiele für Propfenströmungsverhalten. Hier geht es jedoch meist um sekundäre Effekte (Biomasse-Rückhaltung, partielle Nutzung von festen Substraten). Auch zur Reduktion einer Produkt-Inhibierung wird Propfenströmungsverhalten vorgeschlagen [32], ohne daß bisher dafür überzeugende experimentelle Nutzenwendungen bekannt geworden sind.

Aufgrund des stufenweisen Abbaus mit verschiedenen Bakterien-Populationen und der komplexen Wechselwirkungen zwischen fermentativer Säurebildung und Methanogenese wird eine Trennung dieser beiden Teilschritte unter Verwendung mehrstufiger Reaktorkombinationen vorgeschlagen [10, 33–35]. Insbesondere kommt eine zweistufige Betriebsweise zum Einsatz (Abb. 7), bei der in der ersten Stufe (Rührkessel-Reaktor oder Festbett-Reaktor) die Versäuerung des fermentierbaren Materials möglichst weitgehend stattfindet. Der neutralisierte Ablauf gelangt dann in die zweite Stufe (z. B. UASB-Reaktor, vgl. Tab. 4), wo die Methan-Bildung einsetzt [36–41]. Vor- und Nachteile des einstufigen und des zweistufigen Verfahrens sind in Tab. 3 stichwortartig zusammengestellt. Die einstufige Betriebsweise erfordert einen geringeren Investitionsaufwand als der zweistufige Betrieb. Dies dürfte der wichtigste Grund dafür sein, daß bisher die meisten technischen Anlagen einstufig

ausgeführt sind. Die einstufige Betriebsweise verhindert aber auch eine primäre Akkumulation von Säuren und Wasserstoff, wenn durch vorsichtiges Anfahren bzw. Überwachung des pH-Wertes und des Wasserstoff-Partialdruckes optimale Bedingungen für die methanogenen Mikroorganismen gewährleistet werden. Beim einstufigen Verfahren kann die Optimierung nur den erstlimitierenden Schritt berücksichtigen. Durch den simultanen Säurebildungs- und Verbrauchsprozeß ist ein erhöhter Regelaufwand für den rechtzeitigen Eingriff in den Prozeß erforderlich, um jederzeit zu gewährlei-



[5 5099.7]

Abb. 7. Schematische Darstellung einer zweistufigen anaeroben Fermentation mit vorgeschalteter Versäuerung und anschließender Methanisierung.

Tabelle 4.

Methoden der Biomasse-Rückgewinnung in der anaeroben Abwasserreinigung.

A) Biomasse-Rückhaltung (intern)	
1.	Sedimentation durch Flokkulation und Pelletbildung
1.1	Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) [43–50]
2.	Filtration
2.1	Membrane Anaerobic Reactor System (MARS) [51]
2.2	Flachmembran-Filtration [52, 53]
2.3	Rotor-Fermentor [54]
3.	Immobilisierung durch Adsorption
3.1	Festbett-Reaktor [55–59]
3.2	Festbett-Umlaufreaktor [60–63]
3.3	Anaerober Filmreaktor [24, 64–67]
3.4	Wirbelschicht-Reaktor [51, 68, 69]
4.	Immobilisierung durch Einschluß oder kovalente Verknüpfung [70, 71]
B) Biomasse-Rückführung (extern)	
1.	Sedimentation durch chemische oder physikalische Abscheidung
1.1	Anaerober Kontaktprozeß (Flokkulation) [72–75]
1.2	Anaerobic-Aerobic Methane (ANAMET)-Prozeß (Lamellenabscheider) [76–78]
1.3	Zentrifugation
2.	Flotation [79]

sten, daß der Säureverbrauch mit der Säurebildung Schritt hält.

Dagegen ist bei zweistufigem Betrieb und quantitativer Vorversäuerung das Potential der Säurebildung bereits in der ersten Stufe erschöpft, so daß sich die Verhältnisse in der zweiten (methanogenen) Stufe übersichtlicher gestalten. Durch die Trennung in zwei Stufen ist eine individuelle Optimierung möglich. Die zweistufige Betriebsweise begünstigt eine weitgehende Reduktion von pathogenen Keimen. Dem steht ein höherer Investitionsaufwand gegenüber. Außerdem werden in der ersten Stufe zunächst Säuren und Wasserstoff akkumuliert, die es doch gerade abzubauen gilt. Sinkt der pH-Wert in der ersten Stufe soweit, daß auch die Säurebildner in ihrer Aktivität zurückgehen, so kann die Restversäuerung der zweiten Stufe auch noch zu Instabilitäten führen.

3.6 Biomasse-Rückhaltung bzw. -Rückführung

Aufgrund der autokatalytischen Verhältnisse und der geringen Inkorporationsrate ist zur Maximierung der Raum-Zeit-Ausbeute ein Katalysator-Verlust möglichst zu vermeiden. Dies geschieht in kontinuierlichen Systemen durch Biomasse-Rückhaltung bzw. -Rückführung. Dadurch kann die Verweilzeit des Substrates von der Verweilzeit des Katalysators entkoppelt werden. Eine Zusammenstellung der wichtigsten Methoden findet sich in Tab. 4. Varianten der Biomasse-Rückhaltung erläutert Abb. 8. Durch die bis heute meist

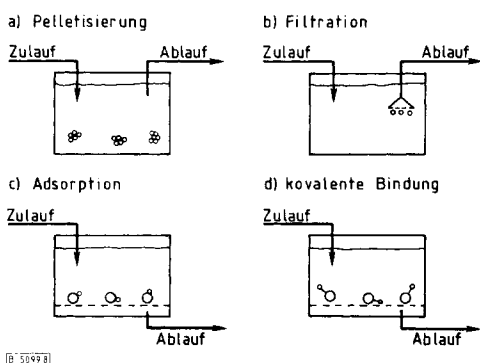


Abb. 8. Schematische Darstellung von Methoden zur Biomasse-Rückhaltung: a) Ausflockung und Pelletisierung, b) Filtration, c) Immobilisierung durch Adsorption, d) Immobilisierung durch kovalente Verknüpfung.

empirische Optimierung der Reaktionsbedingungen kann eine Selektionierung zugunsten von flokkulierenden bzw. pelletausbildenden Mikroorganismen erreicht werden, die leicht im Bioreaktor sedimentieren [42–50]. Mit Hilfe von Filtrationstechniken können auch nichtflokkulierende Mikroorganismen im Bioreaktor zurückgehalten werden [51–54]. Eine Teilchenvergrößerung und damit eine leichte Abtrennbarkeit der Flüssigphase wird auch durch Adsorption der Biomasse auf einen Katalysator-Träger oder durch Einschluß der Zellen in einem Ionotropen-Gel bzw. durch chemische Bindung an ein geeignetes Trägermaterial erreicht [55–71]. Bei der externen Biomasse-Rückführung wird die Sedimentation durch eine mit Hilfe verschiedener Reagenzien herbeigeführte Ausflockung oder durch Vergrößerung der Trennfläche (Lamellenabscheider) erreicht [72–78]. Auch eine Erhöhung des Schwerfeldes (Zentrifugalseparatoren) ist möglich. Eine Abtrennung kann auch durch Vergrößerung des Dichteunterschiedes durch Flotation erreicht werden [79]. Prinzipien der externen Biomasse-Rückführung sind in Abb. 9 schematisch dargestellt.

Der UASB-Prozeß erscheint geeignet für die Behandlung von mittel bis stark verschmutzten Abwässern mit einem niedrigen Gehalt an Feststoffen. Voraussetzung für den Einsatz ist die Formation von Biomassepartikeln mit guten Sedimentationseigenschaften. Ist dies der Fall, so können sehr hohe Bakterien-Konzentrationen erreicht werden (40 bis 70 g/l), wodurch eine effiziente Nutzung des zur Verfügung stehenden

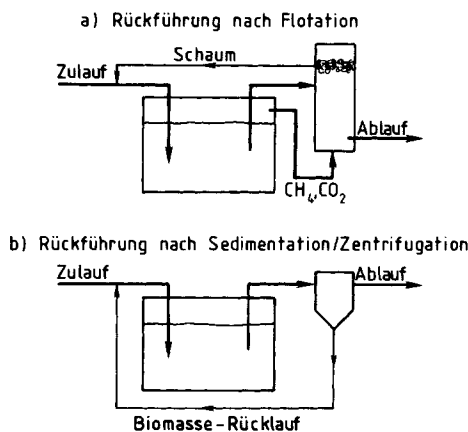


Abb. 9. Schematische Darstellung von Methoden zur Biomasse-Rückführung: a) Schaumaustragung durch Flotation, b) Abtrennung durch externe chemische oder physikalische Abscheidung.

Reaktorraum garantiert wird. Erfolgreich wurde bereits dieser Prozeß bei der Behandlung von Abwässern in Zuckerfabriken eingesetzt. Dabei konnte bei einer Verweilzeit von 6 bis 10 h und einer Raumbelastung von 15 bis 20 kg CSB/m³d eine Reduktion des chemischen Sauerstoff-Bedarfs um 80 bis 95% erreicht werden.

Die Filtration stellt zwar eine sehr wirksame Art der Bakterien-Abtrennung dar (dadurch, daß durch geeignete Wahl der Porenweite des Filters beliebige Mikroorganismen zurückgehalten werden können), jedoch bereitet das Verstopfen der Poren beachtliche Schwierigkeiten bei der technischen Realisierung. Ein zuletzt vorgestelltes Verfahren [51] zur anaeroben Abwasserreinigung im industriellen Maßstab, bei dem die Bakterien über eine Ultrafiltrationseinheit vom gereinigten Abwasser abgetrennt und anschließend zurückgeführt werden, wurde nur für sehr hochkonzentrierte und verhältnismäßig kleine Abwasservolumenströme konzipiert. Ferner steht eine Erprobung im industriellen Maßstab noch aus.

Bei der Immobilisierung von Mikroorganismen nutzt man die Fähigkeit der Zellen, mit verschiedenen inerten Materialien Wechselwirkungen einzugehen. Diese Fähigkeit ist reaktionstechnisch dann erwünscht, wenn die zu behandelnde Flüssigkeit kontinuierlich einem mit Bakterien-Suspension beschickten Reaktor zugeführt wird, in dem eine Verweilzeit $\tau < \tau_{crit}$ eingehalten wird. Unter diesen Streßbedingungen findet eine Selektionierung statt, bei der sich nur diejenigen Mikroorganismen vermehren, die entsprechend starke Adhäsionskräfte zum Träger haben und sich von der angebotenen Kohlenstoff-Quelle ernähren können. Eine zusätzliche Selektionierung erreicht man durch unterschiedlich starke Schwerkrafteinflüsse in Abhängigkeit von der Strömungsgeschwindigkeit der Flüssigkeit (Festbett-Reaktor, Festbett-Umlaufreaktor mit überlagertem Flüssigkeitsumlauf, Wirbelschicht-Reaktor). Wenn es auch bislang noch zu keiner technischen Anwendung solcher Reaktorkonfigurationen gekommen ist, so wird doch das Potential dieser Art der Biomasse-Rückhaltung dadurch klar, daß sich z. B. die Raum-Zeit-

Ausbeute unter Verwendung von immobilisierten Zellen in einem Festbett-Umlaufreaktor im Vergleich zu einem Reaktorsystem ohne Biomasse-Rückhaltung ohne weiteres um eine Zehnerpotenz erhöhen läßt [62, 63].

Die Nutzung einer Immobilisierung von Zellen durch Einschluß oder kovalente Verknüpfung ist bisher für eine technische Anwendung bei der anaeroben Abwasserreinigung noch ohne Bedeutung.

Im Gegensatz zum UASB-Prozeß erfolgt die Rückgewinnung der Biomasse beim anaeroben Kontaktverfahren nach externer Abtrennung in einem als Sedimenter dienenden Absetzbecken und Rückführung des aufkonzentrierten Schlammes in den Reaktor. Dabei wird die natürliche Absetzfähigkeit der Mikroorganismen entweder durch Zugabe von organischen Flockungshilfsmitteln oder durch Einsatz von Lamellenflächen verstärkt. Beide Möglichkeiten befinden sich bereits im technischen Einsatz. Eine prinzipiell denkbare Anwendung von Durchlauf-Zentrifugalseparatoren hat bis heute keine technische Anwendung gefunden.

Beim aeroben Belebtschlammverfahren gibt es bereits eine Reihe von technischen Ansätzen für den Einsatz der Flotation zur Abtrennung der Biomasse vom gereinigten Abwasser [80]. Bei der anaeroben Abwasserreinigung befindet sich die analoge Anwendung der Flotation noch in der Labor-Erprobung.

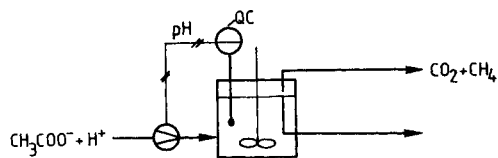
3.7 Regelung

Am Beispiel des anaeroben Essigsäure-Abbaus lassen sich die beiden grundsätzlich möglichen Regelkonzepte verdeutlichen. Zur Vermeidung einer Versäuerung des Reaktors aufgrund unzureichenden Substratabbaus kann die Substratpumpe über eine pH-Elektrode so gesteuert werden, daß die Substratzufuhr unterbrochen wird, sobald man einen bestimmten pH-Wert unterschreitet [81]. Andererseits kann durch Einstellung eines geeigneten pH-Wertes im Zulauf ein so alkalischer pH-Wert im Reaktor erreicht werden, daß bei einer Verweilzeit- oder Konzentrationsschwankung ein geringfügiger Abfall des pH-Wertes mit einem Anstieg der Mikroorganismen-Aktivität verbunden ist [82]. Dieses Konzept führt zu einer automatischen Stabilisierung, solange man auf der „alkalischen Seite“ des pH-Optimums des Mikroorganismus arbeitet. Zweckmäßigerweise wird das Konzept durch eine pH-Regelung auf der sauren Seite des pH-Optimums abgesichert, um ein zu weites Abdriften in den sauren Bereich zu verhindern. Die Verhältnisse sind schematisch in den Abb. 10 und 11 wiedergegeben. Während das erste Konzept den Vorteil hat, daß der Bioreaktor jeweils bei maximaler Belastung arbeitet, aber ein Speichervolumen im Zulauf erforderlich ist, um dem Regler eine Unterbrechung der Substratzufuhr zu ermöglichen, kann das zweite Konzept nicht immer bei maximaler Raum-Zeit-Ausbeute betrieben werden. Damit entfällt aber auch die Notwendigkeit eines Speichervolumens und die Gefahr einer unkontrollierten Vorversäuerung.

4 Ausblick

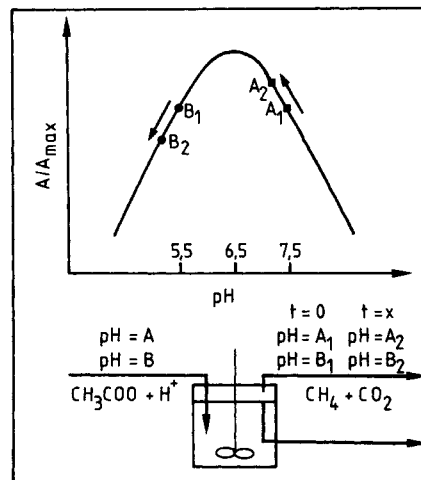
Zur Verbesserung der Reaktionstechnik bei der anaeroben Fermentation ist eine Verbesserung der Analytik, insbesondere der Entwicklung von kontinuierlichen Analysenverfahren erforderlich. Aufgrund der großen Totzeiten kommt z. B. der rechtzeitigen Erkennung einer Veränderung des Wasserstoff-Partialdruckes oder der Propionsäure-Konzentration erhebliche Bedeutung zu.

Wenn diese analytischen Hilfsmittel für einen schnellen Eingriff in den Prozeß zur Verfügung stehen, dürfte die Frage,



[B 5099.10]

Abb. 10. Fließschema und Regelkonzept einer Prozeßführung: mit F_v = variabel, pH = const (F_v Substratzufuhr, QC Quantity Control).



[B 5099.11]

Abb. 11. Fließschema und Regelkonzept einer Prozeßführung: mit variablem pH-Wert und F_v = const.

ob einstufiges oder zweistufiges Arbeiten günstiger ist, vermutlich zugunsten der einstufigen Betriebsweise entschieden werden. Für eine reaktionstechnische Optimierung ist eine erweiterte Kenntnis der Kinetik bei den einzelnen Abbaustufen erforderlich. Ein synergetisches Verhalten der einzelnen Mikroorganismen in definierten Mischkulturen kann erst dann richtig beurteilt werden, wenn die Kinetik an Reinkulturen besser untersucht worden ist. Um Sekundärärmitierungen und den Einfluß von Spurenelementen besser erkennen zu können, ist es notwendig, auch Bilanzen für Stickstoff, Phosphor, Schwefel und Spurenelemente aufzustellen.

Die Möglichkeiten der Biomasse-Rückhaltung bzw. -Rückführung dürften noch längst nicht ausgeschöpft sein. Durch die geringe Kohlenstoff-Inkorporationsrate bei weitgehender Entsorgung über gasförmige Produkte (Biogas) kann eine sehr weitgehende Biomasse-Rückhaltung realisiert werden, ohne daß es zu technischen Problemen bei der Rückhaltung kommt. Die Mikroorganismen-Aktivität ist dabei recht hoch, auch wenn aufgrund der Energielimitierung die Generationszeiten im Vergleich zur aeroben Betriebsweise lang sind. So zeigt z. B. *Methanosarcina barkeri* bei 37°C und pH 6,3 eine Aktivität von 8,25 kg CSB-Reduktion/kg Biotrockenmasse und Tag [83]. Die Forschung der letzten Jahre hat gezeigt, daß das Spektrum der anaerob abbaubaren Substanzen erheblich größer ist als ursprünglich vermutet wurde. Selbst aromatische Systeme können anaerob gespalten werden. Daher erscheint es sinnvoll, bei der Abwasserbehandlung generell dem Belebtschlammverfahren eine anaerobe Stufe vorzuschalten, um den so eliminierbaren Anteil der Gewässerbelastung zu beseitigen.

Eingegangen am 31. Januar 1983 [B 5099]

Literatur

- [1] Würch, H. H.: Grundle. Landtech. 31 (1981) Nr. 2, S. 55/60.
- [2] Kloss, R.: Grundle. Landtech. 31 (1981) Nr. 2, S. 64/74.

- [3] Orth, H. W.: *Grundl. Landtech.* 31 (1981) Nr. 2, S. 60/64.
- [4] Schuchardt, F.: *Grundl. Landtech.* 31 (1981) Nr. 2, S. 42/47.
- [5] Kaspar, H.: Dissertation, ETH Zürich 1977.
- [6] Kaspar, H.; Wuhrmann, K.: *Appl. Environ. Microbiol.* 36 (1978) S. 1/7.
- [7] Lawrence, A. W.; McCarty, P. L.: *J. Water Pollut. Control Fed.* 41 (1969) S. 1/17.
- [8] Smith, P. H.; Mah, R. A.: *Appl. Microbiol.* 14 (1966) S. 368/371.
- [9] Maki, L. R.: *Antonie van Leeuwenhoek J. Microbiol. Serol.* 20 (1954) S. 185/200.
- [10] Norrman, J.; Frostell, B.: *Proc. 33rd Ind. Wastes Conf.*, Purdue University, West Lafayette/Indiana 1977.
- [11] Bryant, M. P.; Wolin, M. J., in: *Developmental Microbiology, Ecology*, Bd. 2, S. 297, Verlag T. Hasegawa, Tokyo 1975.
- [12] Hungate, R. E.: *The Rumen and its Microbes*, Academic Press, New York 1966.
- [13] Thauer, R. K.; Jungermann, K.; Decker, K.: *Bacteriol. Rev.* 41 (1977) S. 100.
- [14] Wolin, M. J., in: *Microbial Formation and Utilization of Gases*, S. 141, Verlag Goltze KG, Göttingen 1976.
- [15] Lettinga, G.; van Velsen, L.; de Zeeuw, W.; Hobma, S. W., in: *Anaerobic Digestion*, S. 167/168, Applied Science Publishers LTD, London 1980.
- [16] Hashimoto, A. G.; Chen, Y. R.; Prior, R. L.: *J. Soil Water Conserv.* 34 (1979) S. 16.
- [17] Varel, V. H.; Hashimoto, A. G.; Chen, Y. R.: *Appl. Environ. Microbiol.* 40 (1980) S. 217.
- [18] Smart, J.; Boyko, B. J.: *Ontario Ministry of the Environment Report*, 73-1-29, 1976.
- [19] Therkelsen, H. H.; Carlson, D. A.: *J. Water Pollut. Control Fed.* 51 (1979) S. 1949.
- [20] Keenan, J. D.: *American Soc. Mech. Engr. Annual Winter Meeting*, New York 1974.
- [21] Pohland, F. G.; Bloodgood, D. E.: *J. Water Pollut. Control Fed.* 35 (1963) S. 11.
- [22] Garber, W. F.; Ohara, G. T.; Colbaugh, J. E.; Raksit, S. K.: *J. Water Pollut. Control Fed.* 47 (1975) S. 950.
- [23] Ohara, G. T.: *2nd National Conference on Municipal Sludge Management and Disposal*, EPA Archim. Calif. Aug., 1975.
- [24] Kennedy, K. J.; van den Berg, L.: *Biotechnol. Lett.* 4 (1982) Nr. 3, S. 171/176.
- [25] Brune, G.: Dissertation, Univ. Düsseldorf 1982.
- [26] Pfeffer, J. T.; Liebman, J. C.: *Resource Recov. Conserv.* 1 (1976) S. 295.
- [27] Kandler, O., in: *Biokonversion, Biotechnologische Verfahren zur Energiegewinnung*, S. 19, Bundesministerium für Forschung und Technologie, Bonn.
- [28] Sawyer, C. N.; Grumblin, A. M., in: *Fundamental Considerations in High Rate Digestion*, Inc. Sew. Eng. Div. ASCE 86 (1960) S. 49.
- [29] Hobson, P. N.; Bousfield, S.; Summers, R., in: *Anaerobic Digestion of Organic Matter*, CRC Crit. Rev. Environ. Control 4 (1974) S. 131.
- [30] Meynell, P. J., in: *Methane, Planning a Digester*, Prism Press, U. K. 1976.
- [31] Schlegel, S.: persönliche Mitteilung.
- [32] Jewell, W. J., et al., in: *Anaerobic Fermentation of Agricultural Residue: Potential for Improvement and Implementation*, U. S. Department of Commerce, Springfield/Virginia 1978.
- [33] Ghosh, S.; Conrad, J. R.; Klass, D. L.: *J. Water Pollut. Control Fed.* 47 (1975) S. 30.
- [34] Massey, M. L.; Pohland, F. G.: *J. Water Pollut. Control Fed.* 50 (1978) S. 2204.
- [35] Pohland, F. G.; Ghose, S.: *Environ. Lett.* 1 (1971) S. 255.
- [36] Pipyn, P.; Verstraete, W.: *Biotechnol. Lett.* 1 (1979) S. 495.
- [37] Pipyn, P.; Verstraete, W.: *Biotechnol. Bioeng.* 23 (1981) S. 1145.
- [38] Cohen, A.; Zoetemeyer, R. J.; van Deursen, A.; van Andel, J. G.: *Water Res.* 13 (1979) S. 571.
- [39] Cohen, A.; Breure, A. M.; van Andel, J. G.; van Deursen, A.: *Water Res.* 14 (1980) S. 1439.
- [40] Cohen, A.; Breure, A. M.; van Andel, J. G.; van Deursen, A.: *Water Res.* 16 (1982) S. 449.
- [41] Bories, A.: *Ann. Technol., Agric.* 3 (1980) S. 509.
- [42] Bochem, H. P.; Schoberth, S. M.; Sprey, B.; Wengler, P.: *Can. J. Microbiol.* 28 (1982) S. 500.
- [43] Lettinga, G.; van Velsen, A. F. M.; de Zeeuw, W.; Hobma, S. W.: *Feasibility of the Upflow Anaerobic Sludge Blanket Process*, Reprints from the Proceedings of the Nat. Conf. on Environ. Engineering, San Francisco 1979.
- [44] Lettinga, G.; van Velsen, A. F. M.; Hobma, S. W.; de Zeeuw, W.; Klapwijk, A.: *Biotechnol. Bioeng.* 22 (1980) S. 699.
- [45] Lettinga, G.; Roersma, R.; Grin, P.; de Zeeuw, W.; Pol, L. H.; van Velsen, L.; Hobma, S.; Zeeman, G., in: *Anaerobic Digestion (Hughes et al.)*, S. 271, Elsevier Biomedical Press B. V., Amsterdam 1981.
- [46] Pette, K. C.; Versprille, A. I., in: *Anaerobic Digestion (Hughes et al.)*, S. 121, Elsevier Biomedical Press B. V. Amsterdam 1981.
- [47] Van der Meer, R. R.; Heertjes, P. M.: *Biotechnol. Bioeng.* 20 (1978) S. 1577.
- [48] Heertjes, P. M.; Kuijvenhoven, L. J.: *Biotechnol. Bioeng.* 24 (1982) S. 443.
- [49] Lettinga, G.; van der Geest, A. T.; Hobma, S.; van der Laan, J.: *Water Res.* 13 (1979) S. 725.
- [50] Lettinga, G.; de Zeeuw, W.; Ouborg, E.: *Water Res.* 15 (1981) S. 171.
- [51] Sutton, P. M.; Li, A.; Evans, R. R.; Korchin, S.: *37th Annual Purdue Ind. Waste Conf.*, West Lafayette/Indiana, Reprint No. 10, S. 213.
- [52] Brune, G.; Schoberth, S. M.; Sahm, H.: *Process Biochem.* 17 (1982) Nr. 3, S. 20.
- [53] Jeffries, T. W.; Omstead, D. R.; Cardenas, R. R.; Gregor, H. P.: *Biotechnol. Bioeng. Symp.* 8 (1978) S. 37.
- [54] Margaritis, A.; Wilke, C. R., in: *Developments in Industrial Microbiology*, Vol. 13, S. 159, American Institute of Biological Sciences, Washington, D. C., 1972.
- [55] Young, J. C.; McCarty, P. L.: *J. Water Pollut. Control Fed.* 41 (1969) S. 5.
- [56] Young, J. C.; McCarty, P. L.: *Proc. 22nd Ind. Waste Conf.* (1967) S. 559.
- [57] Hudson, J. W.; Pohland, F. G.; Pendergrass, R. P.: *Proc. 33rd Purdue Ind. Waste Conf.* (1978) S. 560.
- [58] Mueller, J. A.; Mancini, J. L.: *Proc. 30th Purdue Ind. Waste Conf.* (1975) S. 423.
- [59] Frostell, B.: *Vatten* 35 (1980) Nr. 3, S. 169.
- [60] Chian, E. S. K.; de Walle, F. B.: *Water Res.* 11 (1977) S. 295.
- [61] De Walle, F. B.; Chian, E. S. K.: *Biotechnol. Bioeng.* 18 (1976) S. 1275.
- [62] Aivasidis, A.: unveröffentlichte Ergebnisse.
- [63] Patentanmeldung, Anmelde-Nr. P 3247117.3 vom Dez. 1982, Kernforschungsanlage Jülich GmbH (Erf.: A. Aivasidis, C. Wandrey).
- [64] Kennedy, K. J.; van den Berg, L.: *Proc. 36th Purdue Ind. Waste Conf.* (1981) Paper No. 19322.
- [65] Kennedy, K. J.; van den Berg, L.: *Biotechnol. Lett.* 4 (1982) Nr. 2, S. 137.
- [66] Murray, W. D.; van den Berg, L.: *J. Appl. Bacteriol.* 51 (1981) S. 257/265.
- [67] Van den Berg, L.; Lentz, C. P.: *Proc. 34th Purdue Ind. Waste Conf.* (1979) S. 319/325.
- [68] Europäische Patentanmeldung, Anmelde-Nr. 80200764.1, Aug. 1980, Gist Brocades (Erf.: J. J. Heijnen).
- [69] Binot, R. A.; Naveau, H. P.; Nyns, E.-J.: *Proc. 2nd Int. Symp. on Anaerobic Digestion*, Travemünde.
- [70] Scherer, P.: *Biotechnol. Bioeng.* 23 (1981) S. 1057/1065.
- [71] Karube, I.; Kuriyama, S.; Matsunaga, T.; Suzuki, S.: *Biotechnol. Bioeng.* 22 (1980) S. 847/857.
- [72] Schroepfer, G. J.; Fullen, W. J.; Johnson, A. S.; Ziemke, N. R.; Anderson, J. J.: *Sewage Ind. Wastes* 27 (1955) S. 460.
- [73] Schlegel, S.; Kalbskopf, K.-H., in: *Anaerobic Digestion (Hughes et al.)*, S. 169, Elsevier Biomedical Press B. V., Amsterdam 1981.
- [74] Schlegel, S.: Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität Hannover, Heft Nr. 39, 1974.
- [75] Van den Berg, L.; Lentz, C. P.: *Proc. 33rd Purdue Ind. Waste Conf.* (1978) S. 185/193.
- [76] Huss, L., in: *Anaerobic Digestion (Hughes et al.)*, S. 137, Elsevier Biomedical Press B. V., Amsterdam 1981.

- [77] Huss, L.: Sugar J. (1979) S. 9/11.
 [78] Frostell, B.: Chem. Ind. (London) (1981) S. 465/469.
 [79] Kriese, J.: unveröffentlichte Ergebnisse.
 [80] Zlokarnik, M.: Chem.-Ing.-Tech. 54 (1982) Nr. 11, S. 939/952.
 [81] Follmann, H.; Märkl, H.: Milchwissenschaft 34 (1979) Nr. 7, S. 393/396.

- [82] Bastin, Kh.; Wandrey, C., in: Annals of the New York Academy of Sciences, Biochemical Engineering II, S. 135, New York 1981.
 [83] Aivasidis, A.; Wandrey, C., in: Annals of the New York Academy of Sciences, Biochemical Engineering III, in Druck.

Fortschritte bei der Auslegung pneumatischer Förderanlagen*

Matthias Bohnet**

Pneumatische Förderanlagen lassen sich für unterschiedliche Strömungszustände, wie z. B. Flug-, Strähnen- oder Pfropfenförderung, auslegen. Die Wahl des günstigsten Strömungszustandes wird durch die Aufgabenstellung, insbesondere aber auch durch die physikalischen Daten des zu fördernden Feststoffs bestimmt. Bei der praktischen Auslegung sind jedoch neben den Vorgängen in der Rohrleitung auch diejenigen bei der Feststoffaufgabe und -abscheidung zu berücksichtigen, weil diese gemeinsam die Strömungsbedingungen des Gesamtsystems beeinflussen. Auch der Auswahl des Gebläses kommt wesentliche Bedeutung zu. Die Genauigkeit der Vorausberechnung des Druckverlustes sowie die Kriterien für die Wahl der günstigsten Gasgeschwindigkeit in der Förderleitung sind trotz vieler gesicherter Erkenntnisse immer noch unbefriedigend. Neuere Untersuchungen über die Vorhersage der unterschiedlichen Strömungszustände und über die Pfropfenförderung erlauben eine bessere Auswahl des geeignetsten Förderverfahrens. Besonders auf dem Gebiet der gezielten Pfropfenförderung gibt es technisch bedeutsame Entwicklungen.

Advances in the design of pneumatic conveyors. Pneumatic conveyors can be constructed for a variety of flow conditions, such as, e.g. dilute phase conveying, strand conveying or plug-flow conveying. The choice of the most favourable flow condition is naturally determined by the particular problem at hand, and, in particular by the physical data of the solid to be conveyed. In practice, when designing such conveyors, not only the processes taking place in the pipeline have to be taken into account but also those taking place during the feeding and separating of the solid, since these jointly influence the flow conditions of the whole system. The choice of fan is of considerable importance. The accuracy of the precalculation of pressure drops and the criteria for the choice of the most favourable gas velocity in the conveyor line are still unsatisfactory, in spite of the many previously confirmed findings. More recent investigations on the prediction of various flow conditions and on plug-flow conveying enable a better choice of the most favourable method of conveying. Significant technical developments have been made, especially as regards calculated plug-flow conveying.

1 Einführung

Die pneumatische Förderung von Feststoffen ist ein vielfältig eingesetztes Förderverfahren. Man überbrückt damit jedoch meistens nur verhältnismäßig kurze Entfernungen bis zu einigen 100 m. Diese Förderung findet man in der Chemischen Industrie, der Lebensmittel-Industrie und der Zement-Industrie, um nur einige wenige Bereiche zu nennen. Sie zeichnet sich durch leichte Verlegbarkeit der Förderrohre und durch Staubbefreiheit aus. Zusätzlich lassen sich während des Förderns physikalische Prozesse, wie z. B. Trocknen, durchführen. Der Feststoff läßt sich, falls erforderlich, auch mit einem Inertgas fördern. Die größten Nachteile dieses Fördersystems sind der hohe spezifische Energieverbrauch, der Verschleiß der Förderrohre und der Abrieb oder die Zerkleinerung des geförderten Feststoffs. Diese Nachteile lassen sich am wirkungsvollsten bekämpfen, wenn die Gasgeschwindigkeit und damit auch die Feststoffgeschwin-

digkeit verringert werden. Eine solche Maßnahme bewirkt jedoch meistens schwierigere Strömungsbedingungen und kann zu Verstopfungen der Rohrleitungen führen.

Betrachtet man die verschiedenen Förderzustände, die sich im Förderrohr einstellen können, nämlich

- Flugförderung,
- Strähnenförderung,
- Pfropfenförderung,
- Schubförderung,

so wird deutlich, daß die Auslegung pneumatischer Förderleitungen außerordentlich stark von den Feststoffeigenschaften, der Partikelgrößenverteilung des Feststoffs sowie den Massenströmen von Gas und Feststoff abhängt. Die Vielzahl der Einflußparameter erlaubt derzeit noch keine absolut sichere Vorausberechnung der optimalen Gasgeschwindigkeit und des Druckverlustes für ein bestimmtes System. Trotzdem muß anerkannt werden, daß sich die Kenntnisse über die Vorgänge bei Gas/Feststoff-Strömungen in Rohren in den letzten Jahren bemerkenswert verbessert haben.

An den Universitäten hat man sich dabei vor allem mit der Bearbeitung von Strömungsproblemen befaßt und bevorzugt das Gebiet der Flug- und Strähnenförderung behandelt. In der Industrie wurden erhebliche Anstrengungen unternommen, um zuverlässige Verfahren zur Pfropfenförderung und

* Vortrag auf dem Jahrestreffen der Verfahrens-Ingenieure, 29. Sept. bis 1. Okt. 1982 in Basel.

** Prof. Dr.-Ing. M. Bohnet, Institut für Verfahrens- und Kerntechnik der Technischen Universität Braunschweig, Langer Kamp 7, 3300 Braunschweig.