

Über die Planungsgrundlagen der aeroben Flüssigmistaufbereitung

Von Dieter Simons, Bonn*)

DK 631.22:631.862:628.35

Steigendes Umweltbewußtsein der Landbevölkerung sowie schärfere Auflagen der örtlichen Behörden lassen aerobe Aufbereitungsverfahren für Flüssigmist zunehmend an praktischer Bedeutung gewinnen. Die bisher üblichen, rein empirischen Planungskriterien erlauben jedoch weder einen wirtschaftlich optimalen Einsatz dieser Verfahren noch eine ausreichend präzise Vorherbestimmung der Leistungsmerkmale. Ausgehend von der Monodischen Kinetik des Bakterienwachstums wird deshalb in Verbindung mit Massenbilanzen ein mathematisches Modell vorgestellt, das die Wechselbeziehungen zwischen den wichtigsten Prozeßparametern aufzeigt und dadurch eine rationale Entscheidungsgrundlage für die Einsatzplanung aerober Aufbereitungsanlagen liefert.

Inhalt

1. Einleitung
2. Das Substratmodell
 - 2.1 Mikrobielle Wachstumskinetik
 - 2.2 Substratkonzentration
 - 2.3 Mikroorganismenkonzentration und Lebensfähigkeit
 - 2.4 Atmungsaktivität und Sauerstoffzufuhr
3. Das Substratmodell als Planungsgrundlage
 - 3.1 Die Grenzen der Anwendung
 - 3.2 Beispiel
 - 3.3 Diskussion
4. Zusammenfassung

1. Einleitung

Die aerobe biochemische Aufbereitung von Flüssigmist ermöglicht eine Verminderung flüssigmistbedingter Geruchsemissionen in allen Gliedern der Arbeitskette. Dieses Ergebnis beruht auf der Verwertung gelöster, überwiegend organischer Geruchsstoffe im Bau- und Energiestoffwechsel sauerstoffverbrauchender Mikroorganismen, Bild 1. Die Geruchsstabilität des behandelten Flüssigmistes erhöht sich dabei proportional zum Anteil der Oxidationsprodukte, doch läßt ein großer Anteil von Syntheseprodukten (Zellmasse) das Substrat bei Sauerstoffmangel beschleunigt in Fäulnis übergehen.

Diese grundsätzliche Wirkungsweise des Prozesses gilt für alle Verfahrensalternativen. Unterschiede beschränken sich weitgehend auf die Form und Anordnung des Belüftungsbehälters (im folgenden "Reaktor" genannt) sowie die Art und zeitliche Verteilung der Sauerstoffzufuhr.

Entscheidungshilfen für die Einsatzplanung eines bestimmten Verfahrens lassen sich durch betriebsindividuelle Berücksichtigung der folgenden Kriterien für die Prozeßsteuerung gewinnen:

1. Geruchsverminderungsgrad
2. Stabilisierungsgrad
3. Abbaugrad
4. Düngerwertigkeit.

Der Entscheidungsrahmen ist dabei durch die Rechtsverordnungen zum Bundesimmissionsschutzgesetz und zum Abfallbeseitigungsgesetz vorgegeben. Der erforderliche Geruchsverminderungsgrad richtet sich neben persönlichen Wertvorstellungen besonders nach den örtlichen Gegebenheiten. Der erforderliche Stabilisierungsgrad hängt von den Ausbringintervallen bzw. der Dauer der Zwischenlagerung des behandelten Flüssigmistes ab. Der erforderliche Abbaugrad (bei mehr als drei Dünger-Großvieheinheiten je Hektar) wird durch die tierische Besatzdichte bestimmt, während für die Düngerwertigkeit das Ausmaß der Konservierung und der Pflanzenverfügbarkeit der Nährstoffe entscheidend sind.

Aus der großen Spanne unterschiedlicher Praxisbedingungen resultiert eine Vielfalt divergierender und teilweise konkurrierender Zielsetzungsalternativen. Eine betriebsspezifische Verfahrensoptimierung im Planungsstadium kann deshalb nur erreicht werden, wenn die Wechselbeziehungen zwischen den Leistungsparametern des Prozesses und deren verfahrenstechnische Steuerungsmöglichkeiten bekannt sind. Die umfangreiche Fachliteratur der letzten Jahre hat jedoch gezeigt, daß die grundsätzlichen Fragen der Prozeßauslegung und Leistungsprognose nur bedingt durch das Sammeln von Versuchsergebnissen an einer Vielzahl von Verfahrenvarianten beantwortet werden können. Es bedarf vielmehr einer einheitlichen theoretischen Gesamtdarstellung der mikrobiell-verfahrenstechnischen Prozeßgrundlagen, um Labordaten und Ergebnisse des praktischen Betriebs über den Gültigkeitsbereich der jeweils herrschenden Bedingungen hinaus interpretieren und auf andere Zielvorstellungen übertragen zu können. Nur so scheint eine individuell problemorientierte Verfahrensplanung realisierbar, die den unterschiedlichen Praxisanforderungen bei größtmöglicher Wirtschaftlichkeit gerecht wird.

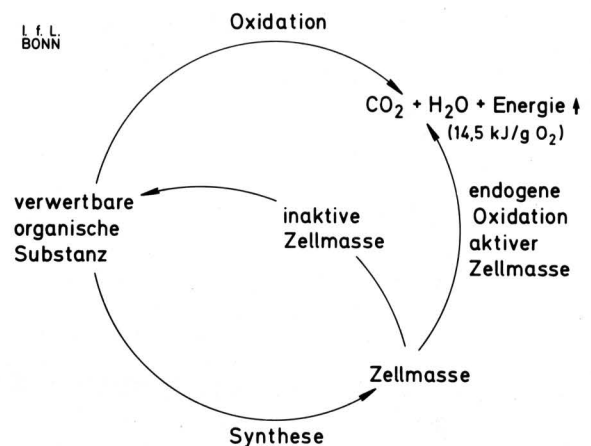


Bild 1. Schematische Darstellung der mikrobiellen Stoffwechselbeziehungen.

*) Dr. agr. Dieter Simons ist wissenschaftlicher Assistent in der Abteilung Landwirtschaftliche Arbeitsverfahren (Leiter: Prof. Dr. agr. H.-J. Heege) am Institut für Landtechnik der Rheinischen Friedrich-Wilhelms-Universität Bonn.

Die folgende Modellbetrachtung auf der Basis der *Monod*schen Kinetik des Mikroorganismenwachstums soll den systematischen Rahmen für eine solche Vereinheitlichung der Planungsgrundlagen liefern, wie sie sich in anderen Bereichen der Biotechnik bereits seit langem bewährt hat [1]. Obwohl eine exakte Planung aufgrund der unterstellten Modellvereinfachungen derzeit nicht möglich ist, erlaubt die grundsätzliche Diskussion der mathematischen Struktur dieser Lösung einige wesentliche, allgemein gültige Aussagen über das verfahrenstechnische Verhalten aerober Flüssigmistaufbereitungsanlagen.

2. Das Substratmodell

Mathematische Modelle mikrobieller Reaktionsprozesse bestehen im wesentlichen aus Massenbilanzen [2]. Bedingt durch die Substratverwertung der Mikroorganismen treten dabei zwischen den Massenströmen von Substrat und Zellmasse proportionale Umschichtungen auf, die sich verfahrenstechnisch im Hinblick auf eine bestimmte Zielsetzung steuern lassen, wenn die kinetischen Einflußfaktoren dieser Transformationen bekannt sind.

2.1 Mikrobielle Wachstumskinetik

Nach *Monod* [3] besteht zwischen dem Wachstum der Mikroorganismen und der Konzentration des wachstumsbegrenzenden Nährstoffs im Substratangebot eine einfache Abhängigkeit in Form einer kontinuierlichen hyperbolischen Funktion, die in **Bild 2** schematisch dargestellt ist:

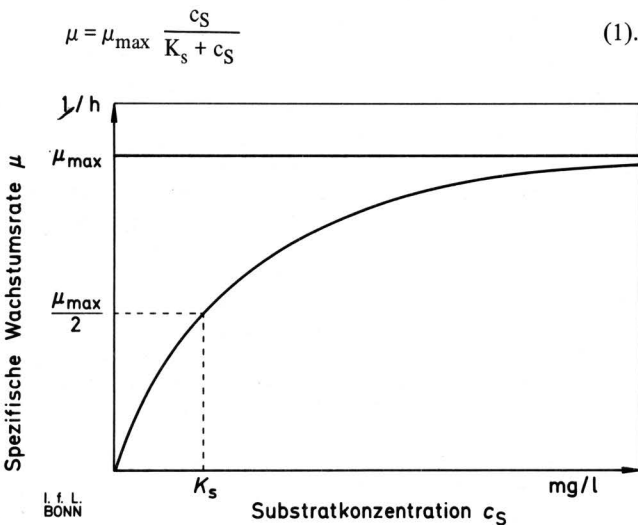


Bild 2. Abhängigkeit der spezifischen mikrobiellen Wachstumsrate μ von der Konzentration des wachstumsbegrenzenden Nährstoffs im Substratangebot c_S , schematisch.

K_S = Sättigungskonstante \approx Substratkonzentration bei $1/2 \mu_{\max}$

Nach Gl. (1) wird die spezifische mikrobielle Wachstumsrate μ zu ihrem konstanten Maximalwert μ_{\max} als abhängige Variable durch die jeweilige Substratkonzentration c_S im Reaktor bestimmt. Der asymptotische Verlauf der Wachstumskurve in **Bild 2** zeigt jedoch, daß diese Abhängigkeit schwindet, wenn c_S im Verhältnis zu K_S sehr groß wird, d.h. das Zellwachstum erfolgt dann mit maximaler Rate unabhängig von der Nährstoffkonzentration. Die Sättigungskonstante K_S , deren numerischer Wert der Substratkonzentration bei der Hälfte der maximalen Wachstumsrate entspricht, gilt als Maß für die Affinität der betreffenden Mikroorganismen zu einem bestimmten Substrat. Biochemisch schwer angreifbare Substrate müssen demnach durch einen relativ hohen Wert der Sättigungskonstanten gekennzeichnet sein (z.B. Hühner-

flüssigmist: $K_S = 895 \text{ mg/l}$ [4]), biochemisch leicht verwertbare dagegen durch einen niedrigen (z.B. Glukose: $K_S = 10 \text{ mg/l}$ [5]). Bei absätziger Betriebsweise des Reaktors (Chargenbetrieb) kann der kontinuierliche Funktionsverlauf nach *Loll* [6] in mehrere zeitlich differenzierte Abschnitte unterschiedlicher Reaktionsordnungen aufgeteilt werden, ohne daß sich dadurch jedoch im Hinblick auf das Gesamtergebnis ein wesentlicher Vorteil ergibt.

Obwohl die *Monod*-Gleichung der Form nach identisch mit der *Michaelis-Menten*-Gleichung für Enzymreaktionen und der *Langmuir*-Gleichung für Adsorptionsreaktionen ist, besitzt sie nicht wie diese eine theoretische Grundlage im Massenwirkungsgesetz, sondern basiert lediglich auf einer Kurvenanpassung empirischer Versuchsdaten. Dadurch erklärt sich die große praktische Verbreitung des Substratmodells zur qualitativen und quantitativen Beschreibung mikrobieller Reaktionsprozesse.

Aus Gründen der besseren Anschaulichkeit werden bei der weiteren Modellentwicklung die folgenden Idealbedingungen unterstellt:

- Der Reaktor des Volumens V sei vollständig durchmischt, so daß die Konzentration von Substrat c_S und Mikroorganismen c_B im System zu jeder Zeit der jeweiligen Abflußkonzentration entspricht. Aufgrund derselben Prämisse muß innerhalb des Reaktors eine homogene Verteilung der physikochemischen Umweltbedingungen vorliegen.
- Der gesamte Volumenstrom \dot{V} des Flüssigmistes durch den Reaktor sei konstant, so daß ein echtes Fließgleichgewicht zwischen Zuflußrate und Abflußrate unter der Annahme herrscht, daß keine Dichteänderung und keine Verdunstung in der Flüssigphase stattfindet. Eine Anreicherung von Inhaltsstoffen oder Reaktionsprodukten ist deshalb ausgeschlossen.
- Das Zuflußsubstrat (Konzentration c_{S0}) bestehe lediglich aus gelösten Komponenten konstanter Konzentration. Die enzymatische Hydrolyse organischer Feststoffe kann deshalb ebenso vernachlässigt werden wie der Einfluß wechselnder Prozeßbelastungen.
- Die physikochemischen Reaktionsbedingungen seien konstant, so daß die Werte der kinetischen Prozeßparameter keiner Änderung unterliegen.

Um den komplexen mikrobiellen Wachstumsprozeß modellmäßig einfacher erfassen zu können, wird die Mikroorganismenpopulation im folgenden unsegregiert als "protoplasmatische Masse" [2] und nicht als die Summe individueller Zellen betrachtet. Eine Unterscheidung der gesamten Zellmasse (Konzentration c_B) erfolgt lediglich nach funktionellen Gesichtspunkten in aktive Zellmasse (c_{B1}) und inaktive oder abgestorbene Zellmasse (c_{B2}) [2, 8].

Da im Stoffwechsel der aktiven Zellen Substrat für Synthese- und Energiezwecke verbraucht wird, gilt die Fließgleichgewichtsvoraussetzung, wonach der gesamte Volumen- oder Massenstrom durch den Reaktor konstant bleibt, nicht für die jeweils betrachteten Teilströme:

$$\text{Zuflußmassenstrom} \pm \text{Massenänderungsrate durch Reaktion} = \text{Abflußmassenstrom} \quad (2)$$

Das Vorzeichen in Gl. (2) ergibt sich aus der Art der Reaktion; ein Massenzuwachs (z.B. Zellsynthese) ist demnach positiv, ein Massenverlust (z.B. Substratverbrauch) dagegen negativ. Eine Massenbilanz der aktiven Zellen enthält im Reaktionsglied die Massenerzeugung durch Wachstum und den Massenverlust durch Zelltod und Zellerfall. Der Zufluß aerober Zellen kann vernachlässigt werden, da im Verdauungstrakt der den Flüssigmist erzeugenden Tiere anaerobe Verhältnisse herrschen. Das Zellwachstum läßt sich deshalb folgendermaßen definieren:

$$\text{Massenerzeugungsrate durch Zellwachstum} = \text{Massenverlustrate durch Abfluß} + \text{Massenverlustrate durch Zelltod} + \text{Massenverlustrate durch Zellerfall} \quad (3)$$

$$\mu V c_{B1} = \dot{V} c_{B1} + a V c_{B1} + b V c_{B1} \quad (4).$$

Das Wachstumsglied $\mu V c_{B1}$ gibt den Zuwachs der aktiven Zellmasse im Reaktor je Zeiteinheit an. Die rechte Seite der Gleichung enthält den Verlust aktiver Zellmasse je Zeiteinheit, der durch Abfluß aus dem Reaktor $\dot{V} c_{B1}$ durch Zelltod $a V c_{B1}$ und durch Zellerfall $b V c_{B1}$ entsteht. Die spezifische Absterberate a beschreibt dabei den Übergang aktiver Zellmasse in abgestorbene Zellmasse durch natürlichen, streßfreien Tod [2, 7, 8, 9]. Die spezifische Zellerfallsrate b erfaßt den Massenverlust aktiver Zellen durch endogene Veratmung von Speicherstoffen zur Deckung des Erhaltungsenergiebedarfes, gilt aber auch für den Massenverlust abgestorbener Zellen durch Hydrolyse und anschließende Verwertung als sekundäres Substrat durch höhergeordnete Mikroorganismen [1, 10, 11]. Bei konstanten Prozeßbedingungen unterliegen die Parameter a und b normalerweise keiner Änderung [2, 8]. Die Massenverlustrate durch Zelltod und Zellerfall ist deshalb der Konzentration aktiver Mikroorganismen im System direkt proportional [8].

Nach Einsetzen der Verweil- oder Durchflußzeit t_R , die als Quotient aus dem Volumen V und dem Durchsatz \dot{V} durch den Reaktor definiert ist, und Kürzung durch die Konzentration der aktiven Zellmasse c_{B1} ergibt sich die spezifische mikrobielle Wachstumsrate mit:

$$\mu = (1/t_R) + a + b \quad (5).$$

Der reziproke Wert der Durchflußzeit bezeichnet die Auswaschungsrate, mit der die Zellmasse aus dem Reaktor in den Abfluß gelangt. Gl. (5) besagt deshalb, daß das Wachstum der Mikroorganismen mit der gleichen Rate erfolgt wie die Verluste durch Auswaschung, Zelltod und Zellerfall. Da die Zuflußrate des Flüssigmistes durch die Tierzahl vorgegeben ist, wird im Fließgleichgewicht das Reaktorvolumen zur Bestimmungsgröße der Verweilzeit und damit zur verfahrenstechnisch wichtigsten Steuerungsgröße des Mikroorganismenwachstums.

2.2 Substratkonzentration

Gl. (1) erlaubt den Umkehrschluß, daß die Substratkonzentration im Reaktor durch eine Steuerung der mikrobiellen Wachstumsrate kontrolliert werden kann. Eine Beziehung zwischen der Substratkonzentration und der Verweilzeit als steuerbare Bestimmungsgröße der Wachstumsrate läßt sich durch Einsetzen von Gl. (5) in Gl. (1) und Auflösen nach c_S herstellen:

$$c_S = \frac{K_s [(1/t_R) + a + b]}{\mu_{\max} - [(1/t_R) + a + b]} \quad (6).$$

Gl. (6) besagt, daß die resultierende Substratkonzentration im Reaktor und im Prozeßabfluß lediglich eine Funktion der Verweilzeit, nicht aber der Substratkonzentration im Zufluß ist, da die restlichen Größen unter fixen Bedingungen konstant sind.

Diese fundamentale Erkenntnis ist eine direkte Folge der Fähigkeit der Mikroorganismen, sich qualitativ und quantitativ auf ein vorhandenes Nahrungsangebot einzustellen. *Grady et al.* [12] weisen allerdings darauf hin, daß diese Beziehung nur mit Einschränkungen gilt, wenn während des Prozesses gelöste Stoffwechsel-Zwischenprodukte ausgeschieden werden, deren Abbaurate kleiner als die des Originalsubstrates ist.

2.3 Mikroorganismenkonzentration und Lebensfähigkeit

Die Lebensfähigkeit einer Mikroorganismenpopulation ist durch das Verhältnis aktiver Zellmasse (c_{B1}) zur Gesamtzellmasse (c_B) definiert [8]. Die Konzentration aktiver Mikroorganismen im Reaktor, die sich aufgrund eines bestimmten Substratverbrauches einstellt, kann durch eine Massenbilanz des Substrates nach Gl. (2) bestimmt werden:

$$\dot{V} c_{S0} - \mu c_{B1}/Y = \dot{V} c_S \quad (7).$$

Das Zuflußglied $\dot{V} c_{S0}$ gibt den Massenstrom des Zuflußsubstrates in den Reaktor, das Abflußglied $\dot{V} c_S$ den Massenstrom des unverbrauchten Substrates im Prozeßabfluß an. Die Zuwachsrate der aktiven Zellmasse μc_{B1} wird im Reaktionsglied durch den konstanten Ertragskoeffizienten Y quantifiziert, der die Masse des Zellertrages bezogen auf die Masse des verbrauchten Substrates angibt. Entsprechend der Vorzeichenkonvention von Gl. (2) muß das Reaktionsglied negativ sein, da das Zellwachstum durch den Substratabbau ausgedrückt wird.

Durch Einsetzen von Gl. (5) in Gl. (7) erhält man unter Berücksichtigung der Definition der Verweilzeit $t_R = V/\dot{V}$ die Konzentration der aktiven Zellmasse mit:

$$c_{B1} = \frac{Y (c_{S0} - c_S)}{(1/t_R) + a + b} \quad (8).$$

Nach Gl. (8) ist die Konzentration aktiver Organismen im Reaktor eine Funktion der Substratkonzentration im Zufluß c_{S0} , der Substratkonzentration im Reaktor c_S und der Verweilzeit t_R . Da c_S nach Gl. (6) nur durch t_R als einzige unabhängige Prozeßvariable bestimmt wird, bietet Gl. (8) bei konstanter Verweilzeit den mathematischen Beweis für die quantitative Anpassung der Mikroorganismen an c_{S0} .

Eine Bestimmungsgleichung für die Konzentration der abgestorbenen Zellmasse c_{Bt} kann ebenfalls durch eine Massenbilanz nach Gl. (2) abgeleitet werden:

$$0 + a V c_{B1} - b V c_{Bt} = \dot{V} c_{Bt} \quad (9).$$

Das Zuflußglied muß aufgrund des unterstellten gelösten Substrates gleich Null sein. Das Reaktionsglied enthält die positive Massenzuwachsrate toter Zellen $a V c_{B1}$, die durch das Absterben lebender Zellen verursacht wird, und die negative Massenverlustrate toter Zellen $b V c_{Bt}$ durch hydrolytischen Zerfall. Das Abflußglied $\dot{V} c_{Bt}$ kennzeichnet den Massenstrom toter Zellen im Prozeßabfluß. Nach Einsetzen von $t_R = V/\dot{V}$ ergibt sich die Konzentration der abgestorbenen Zellmasse mit:

$$c_{Bt} = \frac{a c_{B1} t_R}{(1/t_R) + b} \quad (10).$$

Durch Addition von Gl. (8) und Gl. (10) erhält man nun die Gesamtzellkonzentration c_B gemäß der Definition $c_B = c_{B1} + c_{Bt}$:

$$c_B = \frac{Y (c_{S0} - c_S)}{(1/t_R) + b} \quad (11).$$

Nach Gl. (11) stellt sich die Gesamtzellkonzentration unabhängig von der natürlichen Absterberate a der Population ein. Dies ist eine direkte Folge der Annahme, daß die endogene Veratmung aktiver Zellmasse mit der gleichen Rate b erfolgt wie der hydrolytische Zerfall abgestorbener Zellen.

Die Lebensfähigkeit v einer Population läßt sich nun gemäß der Definition $v = c_{B1}/c_B$ durch den Quotienten aus Gl. (8) und Gl. (11) bestimmen:

$$v = \frac{(1/t_R) + b}{(1/t_R) + a + b} \quad (12).$$

Gl. (12) besagt, daß der Anteil aktiver Organismen einer Population mit zunehmender Verweilzeit abnimmt, wobei die Grenzen der Lebensfähigkeit durch die relative Größe der Absterberate und der Zellerfallsrate gesetzt sind. In schwachbelasteten kommunalen Kläranlagen wurde bei großen Verweilzeiten eine Lebensfähigkeit der Population von nur 10 bis 20 % ermittelt [9].

2.4 Atmungsaktivität und Sauerstoffzufuhr

Die Wachstumskinetik aerober Mikroorganismen wird durch den knappsten Nährstoff im Substratangebot bestimmt. Damit Sauerstoff nicht zum limitierenden Faktor wird, muß er der mikrobiellen Atmungsaktivität entsprechend zugeführt werden. Eine Bestimmungsgleichung der Atmungsaktivität, d.h. des mikrobiellen Sauerstoffverbrauches je Zeit- und Volumeneinheit, läßt sich ebenfalls durch eine Massenbilanz nach Gl. (2) ableiten:

$$\dot{V} \gamma c_{S_0} - V \dot{c}_{O_V} = \dot{V} \gamma c_S + \dot{V} \beta c_B \quad (13)$$

Das Zuflußglied $\dot{V} \gamma c_{S_0}$ gibt den Massenstrom des Sauerstoffbedarfes im Zufluß an, wenn über γ die Substratkonzentration in Sauerstoffäquivalente umgerechnet wird. Der Faktor γ kann entfallen, wenn die Angabe der Substratkonzentration direkt in biochemisch verwertbaren Sauerstoffäquivalenten erfolgt (vgl. [14]). Das Reaktionsglied $V \dot{c}_{O_V}$ entspricht dem mikrobiellen Sauerstoffverbrauch je Zeiteinheit im gesamten Reaktorvolumen. Das Abflußglied besteht aus dem Massenstrom des Sauerstoffbedarfes von unverbrauchtem Substrat $\dot{V} \gamma c_S$ und Zellmasse $\dot{V} \beta c_B$ im Prozeßabfluß. Der Faktor β kennzeichnet dabei den stöchiometrischen Sauerstoffbedarf der Zellmasse; für eine mittlere Zellzusammensetzung von $(C_5H_7O_2N)_n$ gilt $\beta = 1,42 \text{ mg O}_2/\text{mg Zellmasse}$ [13].

Division von Gl. (13) durch das Reaktorvolumen V ergibt unter Berücksichtigung der Definition der Verweilzeit $t_R = V/\dot{V}$:

$$\dot{c}_{O_V} = \frac{\gamma c_{S_0} - \gamma c_S - \beta c_B}{t_R} \quad (14)$$

Nach Gl. (14) verringert sich die mikrobielle Atmungsaktivität je Zeit- und Volumeneinheit mit zunehmender Verweilzeit. Auf das gesamte Reaktorvolumen bezogen muß der Sauerstoffverbrauch je Zeiteinheit jedoch mit zunehmender Verweilzeit ansteigen, da t_R bei konstantem Durchsatz von Flüssigmist durch den Reaktor nur durch ein größeres Volumen vergrößert werden kann. Eine prozeßrelevante Erklärung für diese Beziehung ist, daß bei kurzen Verweilzeiten vorwiegend der Sauerstoffbedarf für die Zellsynthese gedeckt werden muß, wohingegen in Langzeitbelüftungsanlagen die Oxidation der Zellmasse einen zusätzlichen Sauerstoffbedarf verursacht.

Die durch ein Belüftungsgerät bewirkte zeitliche Änderung der Sauerstoffkonzentration $d c_O/dt$ in wässrigen Lösungen entspricht dem Produkt aus dem Sättigungsdefizit $c_{O_S} - c_O$ des Sauerstoffs in der Flüssigphase und einer systemspezifischen Stoffübergangsgröße k_L , deren Wert durch den Übergangswiderstand in der Grenzschicht zwischen Gas- und Flüssigphase sowie durch das Verhältnis von Grenzflächengröße zu Flüssigkeitsvolumen bestimmt wird [13]:

$$\frac{d c_O}{d t} = k_L (c_{O_S} - c_O) \quad (15)$$

Unter Prozeßbedingungen hängt die Größe des Konzentrationsgefälles zwischen der Sättigungskonzentration c_{O_S} und der Konzentration c_O des Sauerstoffs zur Zeit t von der mikrobiellen Sauerstoffverbrauchsrate \dot{c}_{O_V} ab. Da im unterstellten stationären Gleichgewichtszustand keine zeitliche Änderung der Sauerstoffkonzentration auftritt, wird Gl. (15) zu:

$$\frac{d c_O}{d t} = 0 = k_L (c_{O_S} - c_O) - c_{O_V} \quad (16)$$

Durch Umformung erhält man:

$$\dot{c}_{O_V} = k_L (c_{O_S} - c_O) \quad (17)$$

Gl. (17) besagt, daß die technisch mögliche Sauerstoffzufuhr rate in aeroben biochemischen Reaktionssystemen durch die Rate des mikrobiellen Sauerstoffverbrauches begrenzt wird, da Sauerstoff

nur in dem Maße nachgeliefert werden kann, wie er durch die Summe der aeroben Reaktionen verbraucht wird [14]. Der Gleichgewichtszustand zwischen Atmungsaktivität und Sauerstoffzufuhr kennzeichnet deshalb das wirtschaftliche und verfahrenstechnische Optimum bei der Auslegung des Belüftungsgerätes.

Nach DIN 4045 wird die Sauerstoffzufuhr eines Belüftungsgerätes durch die zeitliche Änderung der Sauerstoffkonzentration in Reinwasser bei 20 °C und 1013 mbar für das maximale Sättigungsdefizit $c_{O_S} - c_O$ bei $c_O = 0 \text{ mg O}_2/l$ angegeben:

$$\dot{c}_{O_z} = \frac{d c_O}{d t} = (k_L)_n (c_{O_S})_n \quad (18)$$

Die Umrechnung der vom Hersteller eines Belüftungsgerätes unter Normbedingungen (nach DIN 4045) ($)_n$ angegebenen Sauerstoffzufuhr auf die jeweiligen Betriebsbedingungen muß mit Hilfe von Korrekturfaktoren erfolgen, die an anderer Stelle [13] in der Literatur diskutiert werden. Wird der Einfachheit halber unterstellt, daß kein Unterschied zwischen Norm- und Betriebsbedingungen besteht, dann erhält man die erforderliche Sauerstoffzufuhr durch Einsetzen der nach k_L aufgelösten Gl. (17) in Gl. (18):

$$\dot{c}_{O_z} = \frac{\dot{c}_{O_V} c_{O_S}}{c_{O_S} - c_O} \quad (19)$$

oder durch Substitution von Gl. (14) in Gl. (19):

$$\dot{c}_{O_z} = \frac{(\gamma c_{S_0} - \gamma c_S - \beta c_B) \cdot c_{O_S}}{t_R (c_{O_S} - c_O)} \quad (20)$$

Gl. (20) ermöglicht im Planungsstadium die Bestimmung der erforderlichen Sauerstoffzufuhr des Belüftungsgerätes, durch die gewährleistet ist, daß Sauerstoff nicht zum begrenzenden Wachstumsfaktor der Mikroorganismen wird. Da die Diffusionsrate des Sauerstoffs aus der Gas- in die Flüssigphase mit wachsendem Sättigungsdefizit bis zu einem kritischen Restwert der Sauerstoffkonzentration ansteigt, sollte c_O aus ökonomischen Gründen möglichst klein angesetzt werden. Erfahrungswerte für die minimale Restkonzentration im Flüssigmist liegen bei $c_O = 0,5$ bis $1,0 \text{ mg O}_2/l$ [13].

3. Das Substratmodell als Planungsgrundlage

3.1 Die Grenzen der Anwendung

Eine vorfluterreife Klärung des Flüssigmistes entspricht normalerweise nicht der verfahrenstechnischen Zielsetzung [13]. Das Substratmodell ermöglicht jedoch die Feststellung der minimal erreichbaren Substratkonzentration $c_{S_{\min}}$ im Prozeßabfluß, wenn in Gl. (6) die Verweilzeit $t_R = \infty$ bzw. die Auswaschungsrate $1/t_R = 0$ gesetzt wird:

$$c_{S_{\min}} = \frac{K_s (a + b)}{\mu_{\max} - (a + b)} \quad (21)$$

Ein Vergleich von $c_{S_{\min}}$ mit der gesetzlich maximal zulässigen Einlaufkonzentration organischer Abwässer für Vorfluter zeigt, inwieweit eine einstufige, aerobe biochemische Aufbereitungsanlage dieser Zielsetzung überhaupt gerecht werden kann.

Andererseits darf ein bestimmter systemspezifischer Minimalwert der Verweilzeit nicht unterschritten werden, damit überhaupt ein Zellwachstum stattfinden kann. Die minimale Verweilzeit $t_{R_{\min}}$, die den Auswaschungspunkt der Mikroorganismen kennzeichnet, ergibt sich durch Gleichsetzen von Gl. (1) und Gl. (5). Dabei muß die Substratkonzentration c_S im Reaktor durch die Substratkonzentration c_{S_0} im Zufluß ersetzt werden, da erst bei Verweilzeiten von $t_R > t_{R_{\min}}$ Substrat für Synthese- und Energiezwecke verbraucht werden kann:

$$t_{R \min} = \frac{K_s + c_{S0}}{c_{S0} (\mu_{\max} - a - b) - K_s (a + b)} \quad (22)$$

Das Substratmodell vernachlässigt in der vorgestellten Form verschiedene Faktoren, die ein biochemisches Reaktionssystem beeinflussen können:

Da die *Monod*-Gleichung auf Reinkulturen und definierten Nährlösungen basiert, liegt die Problematik der Anwendung für die Flüssigmistaufbereitung auf der Hand; in komplexen Substratsystemen mit einer heterogenen mikrobiellen Mischpopulation lassen sich die kinetischen Parameter des Prozesses nur durch Mittelwerte oder Bereiche kennzeichnen, da die vielschichtigen Wechselbeziehungen zwischen den physikochemischen Reaktionsbedingungen und der mikrobiellen Stoffwechselaktivität nur unzureichend erfaßt werden. Schwankungen der Reaktionsbedingungen, insbesondere der Temperatur, der Sauerstoffsättigung, der Turbulenz und der Wasserstoffionenkonzentration können Wechsel in der Artendominanz und den stoffwechselbegrenzenden Minimumfaktoren zur Folge haben [4, 10, 13, 15]. Populationsumschichtungen mit zeitlich differenzierten Werten für die Wachstumsrate und den Zellertrag entstehen auch zwangsläufig durch die sukzessive Verwertung einzelner Substratkomponenten mit unterschiedlichem Energiegehalt bei chargenweisem Betrieb. Konstante Werte der kinetischen Prozeßparameter: μ_{\max} , K_s , Y , a und b dürfen unter solchen Umständen nicht erwartet werden [17]. Die Brauchbarkeit des Substratmodells als Planungsgrundlage wird deshalb entscheidend durch die Genauigkeit beeinflusst, mit der die zu erwartenden Bedingungen im praktischen Betrieb bei der Messung dieser Parameter im Labor abgeschätzt und eingestellt werden können. Hinweise zur Meßtechnik und zur Auswertungsmethodik sind der angeführten Literatur [2, 4, 7, 8, 9, 10, 11, 15] zu entnehmen.

Bei chargenweisem Betrieb existiert kein Fließgleichgewicht, da die Abflußrate gleich Null ist. Die Massenbilanzen müssen deshalb als Differentialgleichungen mit einem Anreicherungsglied durchgeführt werden, um den Zeitfaktor zu erfassen. Auch bei kontinuierlich betriebenen Anlagen liegt selten ein echtes Fließgleichgewicht vor, da die Abflußrate infolge von Verdunstungsverlusten und/oder unkontrollierten Wasserzuläufen kaum der Zuflußrate entspricht. In diesem Falle wird die Eignung der Durchflußzeit als Planungsgröße fraglich, da sie sich meist erst nachträglich experimentell ermitteln läßt.

Anstelle der hydraulischen Kontrolle des Mikroorganismenwachstums über die Verweilzeit besteht jedoch die Möglichkeit, die Verweilzeit der Zellmasse im Reaktor unabhängig vom jeweiligen Durchsatz mit Hilfe einer mechanischen Phasentrennvorrichtung zu steuern [13, 15 bis 18]. Diese Lösung bietet verfahrenstechnisch den zusätzlichen Vorteil, daß die Feststoffkonzentration in einem für die Sauerstoffzufuhr günstigen Bereich gehalten werden kann [13]. Eine Erweiterung des Substratmodells für verschiedene Prozeßvariationen der aeroben Flüssigmistaufbereitung findet sich bei *Woods* und *O'Callaghan* [15] sowie *Ogilvie* und *Phillips* [16]. *Grady* [19] sowie *Adams* und *Eckenfelder* [20] weisen die Eignung des Substratmodells zur Vorhersage des Prozeßverhaltens kommunaler Kläranlagen bei stoßweisen Belastungen nach.

Sauerstoffbedarf des Substrates im Zufluß (CS_{B1})	$\gamma c_{S0} = 40500$	mg O_2 /l
Sättigungskonstante der <i>Monod</i> -Gleichung (CS_{B1})	$\gamma K_s = 895$	mg O_2 /l
Maximale mikrobielle Wachstumsrate	$\mu_{\max} = 0,35$	h^{-1}
Spezifische mikrobielle Zellerfallsrate	$b = 0,017$	h^{-1}
Spezifische mikrobielle Absterberate	$a = 0,007$	h^{-1}
Ertragskoeffizient	$Y = 0,41$	mg Zellmasse/mg CS_{B1}
Stöchiometrischer Sauerstoffbedarf der Zellmasse	$\beta = 1,42$	mg O_2 /mg Zellmasse

Tafel 1. Modellwerte der Systemparameter für die aerobe Aufbereitung von Hühnerflüssigmist (nach [4, 9, 18]).

Ein vollständiges Modell zur Beschreibung der Prozeßkinetik müßte auf der Zuflußseite der Massenbilanzen um ein Reaktionsglied erweitert werden, das die enzymatische Hydrolyse organischer Feststoffe im Flüssigmist beschreibt. Gemeinhin wird jedoch akzeptiert, daß die mikrobielle Wachstumsrate lediglich durch die Konzentration der gelösten Substratkomponenten beeinflusst wird [11, 12, 15, 20]. Bestätigt wird diese Ansicht durch die gute Übereinstimmung zwischen modellmäßig abgeleitetem und tatsächlichem Prozeßverhalten, wenn die Substratkonzentration durch den biochemisch verwertbaren Anteil des löslichen Chemischen Sauerstoffbedarfes CS_{B1} ausgedrückt wird [4, 14, 15, 16, 18, 21]. Biochemisch inerte Feststoffe besitzen keinen direkten Einfluß auf die Prozeßkinetik, tragen aber über die Feststoffkonzentration zu einem erhöhten Leistungsbedarf für die Sauerstoffzufuhr und die Substratumwälzung bei.

3.2 Beispiel

Die folgende Modellrechnung am Beispiel der aeroben Aufbereitung von Hühnerflüssigmist dient zur Verdeutlichung der verfahrenstechnisch relevanten Aussagen, die im Hinblick auf verschiedene Zielsetzungsalternativen getroffen werden können. In Tafel 1 sind die unterstellten Werte der Kenngrößen des Mikroorganismenwachstums und der Substratverwertung aufgeführt.

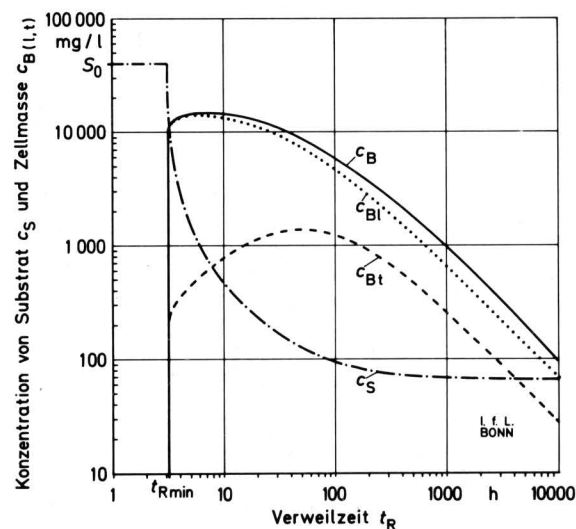


Bild 3. Modellwerte der aeroben Aufbereitung von Hühnerflüssigmist im stationären Fließgleichgewicht. Einfluß der Verweilzeit t_R auf die Konzentration von gelöstem Substrat c_S (nach Gl. 6), aktiver Zellmasse c_{B1} (nach Gl. 8), abgestorbener Zellmasse c_{Bt} (nach Gl. 10) und Gesamtzellmasse c_B (nach Gl. 11).

c_{S0} Substratkonzentration im Zufluß
 $t_{R \min}$ Minimale Verweilzeit \approx Auswaschungspunkt

Bild 3 zeigt das modellmäßige Prozeßverhalten bei Zugrundelegen der in Tafel 1 aufgeführten Werte der Systemparameter. Bei Verweilzeiten unter dem nach Gl. (22) errechneten Minimum von $t_{R \min} = 3,14$ h ist kein Zellwachstum möglich; die Substratkonzentration im Reaktor muß deshalb der Konzentration im Zufluß $c_{S0} = 40500$ mg/l entsprechen. Nach Überschreiten des Auswaschungspunktes erfolgt der Populationsaufbau dem hohen Substratverbrauch entsprechend sehr schnell. Bereits bei $t_R = 100$ h findet eine Verminderung der Konzentration des ge-

lösen Substrates von $c_{S_0} = 40500 \text{ mg/l}$ auf $c_S = 96 \text{ mg/l}$ statt. Längere Verweilzeiten haben nur noch geringfügige, verfahrenstechnisch unbedeutende Verbesserungen der abgeführten Flüssigkeit zur Folge. Bezogen auf das gelöste Substrat ohne Berücksichtigung der gebildeten Zellmasse läßt sich demnach ein Abbaugrad – definiert durch $(c_{S_0} - c_S)/c_{S_0}$ – von mehr als 99 % bereits bei nur drei bis vier Tagen Verweilzeit erreichen. Da nur die gelöste organische Substanz bei Sauerstoffmangel unmittelbar in Fäulnis übergehen kann, sind längere Verweilzeiten unwirtschaftlich, wenn lediglich ein geruchsarmer Prozeßverlauf ohne besondere Anforderungen an die Stabilität des Abflusses angestrebt wird. Verweilzeiten der genannten Größenordnung genügen ebenfalls, wenn überschüssiger Ammonium-Stickstoff bei einem zu engen C/N-Verhältnis des Flüssigmistes durch die relativ langsam wachsenden Nitrifikanten oxidiert werden soll, um Ammoniakemissionen zu verhindern [13, 18].

Die nach Gl. (11) berechnete Zellmasse erreicht bereits bei $t_R = 5,27 \text{ h}$ ihre maximale Konzentration mit $c_B = 14\,711 \text{ mg/l}$. Längere Verweilzeiten vergrößern den Einfluß der Absterberate und der Zellerfallrate in Relation zur Wachstumsrate, so daß die Zellkonzentration darüber hinaus wieder abnimmt. Gleichzeitig sinkt die nach Gl. (12) berechnete Lebensfähigkeit der Population bis auf einen konstanten Wert von $v = 71 \%$ nach 2000 h Verweilzeit. Die Konzentration der aktiven Zellmasse verringert sich deshalb schneller als die der abgestorbenen Zellmasse. Insgesamt erfolgt die Oxidation der Zellmasse zu Kohlendioxid und Wasser jedoch sehr viel langsamer als die Umwandlung des gelösten Substrates in mikrobielle Zellschubstanz. Ein hoher Abbaugrad unter Einfluß der Zellmasse ist deshalb nur mit erheblichem Aufwand zu realisieren. Dies gilt insbesondere, wenn man berücksichtigt, daß der modellmäßig nicht erfaßte Abbau der organischen Feststoffe im Flüssigmist bestenfalls mit der gleichen Rate erfolgen kann wie die hydrolytische Zersetzung der Zellmasse.

Bild 4 zeigt den Einfluß der Verweilzeit auf die mikrobielle Atmungsaktivität und den Sauerstoffverbrauch je Zeiteinheit. Die Atmungsaktivität in $\text{mg O}_2/\text{l h}$ wurde dabei unter Verwendung der Werte aus Tafel 1 nach Gl. (14) berechnet. Das Produkt aus der Atmungsaktivität und dem jeweiligen Reaktorvolumen, das einer bestimmten Verweilzeit zugrundeliegt, ergibt den Sauerstoffverbrauch je Zeiteinheit \dot{m}_O . Bei der Berechnung des Sauerstoffverbrauches wurde der Durchsatz des Reaktors auf $\dot{V} = 1 \text{ l/h}$ fixiert, um einen direkten Vergleich zwischen dem jeweiligen Sauerstoffverbrauch \dot{m}_O und dem mit $\gamma \dot{m}_{S_0} = 40500 \text{ mg CSB}_1/\text{h}$ konstanten Massenstrom des Sauerstoffbedarfes im Zuflußsubstrat zu ermöglichen. Das Verhältnis $\dot{m}_O/\gamma \dot{m}_{S_0}$ kann als Stabilisierungsgrad definiert werden, da es den Anteil vollständig oxidierten Substrats bei einer bestimmten Verweilzeit angibt.

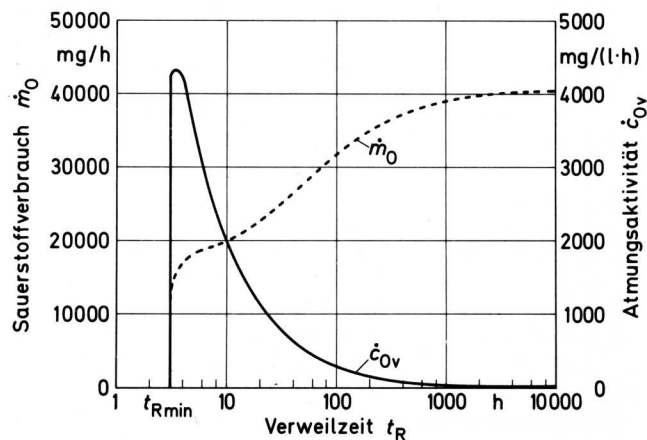


Bild 4. Modellwerte der aeroben Aufbereitung von Hühnerflüssigmist im stationären Fließgleichgewicht. Einfluß der Verweilzeit t_R auf die mikrobielle Atmungsaktivität \dot{c}_{Ov} (nach Gl. 14) und den mikrobiellen Sauerstoffverbrauch \dot{m}_O bei einem Volumenstrom des Flüssigmistes durch den Reaktor von $\dot{V} = 1 \text{ l/h}$.

t_{Rmin} Minimale Verweilzeit \approx Auswaschungspunkt

Ein hoher Stabilisierungsgrad von beispielsweise 99 % läßt sich nach Bild 4 erst bei einem Sauerstoffverbrauch von $\dot{m}_O = 40093 \text{ mg O}_2/\text{h}$, entsprechend einer Durchflußzeit von $t_R = 4000 \text{ h}$ erreichen. Nach Bild 3 beträgt die zeitlich korrespondierende Substratkonzentration $c_S = 67 \text{ mg/l}$ und die Zellkonzentration $c_B = 240 \text{ mg/l}$. Bei $t_R = 100 \text{ h}$ liegt andererseits die Substratkonzentration mit $c_S = 96 \text{ mg/l}$ nur unwesentlich, die Zellkonzentration mit $c_B = 6135 \text{ mg/l}$ jedoch erheblich höher. Der dazu korrespondierende Sauerstoffverbrauch beläuft sich auf $\dot{m}_O = 31\,692 \text{ mg O}_2/\text{h}$, d.h. der Stabilisierungsgrad beträgt 78 %.

Um demnach den Stabilisierungsgrad um 26,9 % von 78 auf 99 % zu steigern, muß die Sauerstoffzufuhr je Stunde um ebenfalls 26,9 %, das Reaktorvolumen jedoch um 3900 % von $V = 100 \text{ l}$ auf 4000 l vergrößert werden. Da sich der Leistungsbedarf für die Substratumwälzung annähernd proportional zum Reaktorvolumen verhält, erhöhen sich die Betriebskosten zwangsläufig im gleichen Umfang. Daraus wird ersichtlich, daß ein hoher Stabilisierungsgrad nur mit einem Aufwand zu erreichen ist, der in den seltensten Fällen wirtschaftlich angemessen und sachlich notwendig sein dürfte.

3.3 Diskussion

Die aerob-biochemische Flüssigmistaufbereitung muß primär als hochwirksamer Umwandlungsprozeß für die Synthese mikrobieller Zellmasse aus gelösten Substratkomponenten angesehen werden. Die oxidative Stabilisierung dieser Zellmasse ist durch einen äußerst geringen energetischen und zeitlichen Wirkungsgrad gekennzeichnet. Im Hinblick auf die landwirtschaftlichen Zielsetzungen sollte deshalb verstärkt nach Möglichkeiten zur Abtrennung und separaten Nutzung der Zellmasse gesucht werden; denn nur so erscheint bei kurzen Durchflußzeiten ein hoher Stabilisierungsgrad in der Flüssigphase realisierbar. Die abgetrennte feste Phase läßt sich mit vergleichsweise geringem Leistungsbedarf in Kompostmieten oder Trockenbeeten weiter stabilisieren [17, 18].

Alternativ bietet die Verwertung der Zellmasse als Einzellereiweiß in der Fütterung ökonomisch interessante Zukunftsperspektiven für die aerobe Flüssigmistaufbereitung, insbesondere, wenn der Prozeß für eine Maximierung des Zellertrages ausgelegt wird [13]. Auf diese Verwertungsmöglichkeit wurde 1976 durch die Arbeitsgruppe II (Recycling of Wastes) des internationalen Seminars über "Microbial Energy Conversion" [22] ausdrücklich in Form einer Empfehlung hingewiesen, und zwar mit der Aufforderung, die Planungsgrundlagen und die Intensivierung solcher Prozesse zu entwickeln. Das Substratmodell kann dabei als Ausgangsbasis dienen.

Das Substratmodell ermöglicht eine problemorientierte Prozeßauslegung für alle verfahrenstechnischen Zielsetzungen, die sich mit dem eigentlichen Leistungsmerkmal, der Umwandlung gelöster organischer Substanz in Zellmasse und oxidierte Endprodukte, direkt oder indirekt in Einklang bringen lassen. Da die Geruchsverminderung als Folge des Abbaues von organischer Substanz ein sekundäres Verfahrensergebnis darstellt, bedarf es weiterer Untersuchungen über die quantitativen Beziehungen zwischen organoleptischen Meßwerten der Geruchsintensität und dem Abbau- bzw. Stabilisierungsgrad des Substrates. Ohne eine solche abgesicherte Korrelation müssen die möglichen Aussagen zwangsläufig tendenziell und qualitativ bleiben.

Die in diesem Beitrag verwendete Definition des Abbaugrades – ohne Berücksichtigung der gebildeten Zellmasse nur auf das gelöste Substrat bezogen – nämlich: $(c_{S_0} - c_S)/c_{S_0}$, entspricht dem "Wirkungsgrad einer biologischen Abwasserreinigung η_b ", wie er in DIN 4045 festgelegt ist:

$$\eta_b = \frac{\text{org. Schmutzstoffe im Zufluß} - \text{org. Schmutzstoffe im Abfluß}}{\text{org. Schmutzstoffe im Zufluß}}$$

Die Begründung für die Wahl einer neuen Bezeichnung ergibt sich zwangsläufig aus der experimentell abgesicherten Erkenntnis [1, 4, 10, 11, 15, 21] des Substratmodelles, daß die Substratkonzentration

zentration im Abfluß unabhängig von der Konzentration im Zufluß nur eine Funktion der Verweilzeit als Prozeßvariable ist. Folglich erscheint es widersinnig, den Wirkungsgrad auf eine Größe zu beziehen, zu der kein funktionaler Zusammenhang besteht. Andererseits wird aus dieser fundamentalen Beziehung ersichtlich, daß die spezifische Substratabbauraten mit zunehmender Substratkonzentration im Zufluß ansteigen muß. Die verfahrenstechnischen Grenzen einer Konzentrationserhöhung werden einerseits durch modellmäßig nicht erfaßte, biochemische Repressionsmechanismen und andererseits durch die abnehmende energetische Effizienz der Sauerstoffzufuhr und der hydraulischen Umwälzung bei steigender Viskosität des Substrates gesetzt [13, 15].

Da Kohlenstoff bei ausreichender Sauerstoffzufuhr den wachstumsbegrenzenden Nährstoff im Flüssigmist aller Nutztierarten darstellt (Ausnahme: Rinderharn, der phosphorlimitiert ist) [13], erlaubt das Substratmodell nur eine partielle Beurteilung der Stickstoffkonservierung während des Prozesses, nämlich nur für diejenige N-Fraktion, die in der Form von mikrobieller Zellmasse organisch gebunden vorliegt. Für die Düngewertigkeit ist darüber hinaus der im Substrat gelöste Ammonium-Stickstoff von Bedeutung. Oxidierte N-Verbindungen können dagegen in einer Stickstoffbilanz für Düngezwecke aufgrund der schnellen Verflüchtigungsrate vernachlässigt werden, wenn der belüftete Flüssigmist unter anaeroben Bedingungen zwischengelagert wird [13]. Dies gilt jedoch auch nur, wenn noch genügend Kohlenstoff für eine dissimilatorische Nitratreduktion im Substrat vorhanden ist. Generell besteht die Beziehung, daß sich das Ausmaß der Stickstoffkonservierung umgekehrt proportional zum Stabilisierungsgrad des Substrates verhält.

4. Zusammenfassung

Auf der Grundlage der Monodschen Kinetik des Bakterienwachstums wird in Verbindung mit Massenbilanzen ein Planungsmodell für aerobe Flüssigmistaufbereitungsanlagen entwickelt, das eine gezielte Prozeßauslegung bei unterschiedlichen Problemstellungen ermöglicht. Für Fließgleichgewichtssysteme wird die Durchflußzeit als wichtigste Steuerungsgröße für die Prozeßleistung herausgestellt. Da unter praktischen Bedingungen nur selten ein echtes Fließgleichgewicht herrscht, resultiert die tatsächliche Verfahrensleistung aus der Verweilzeit der Mikroorganismen im System. Die Einsatz- und Aussagegrenzen des Modells werden aufgezeigt und anhand einer Beispielrechnung für Hühnerflüssigmist diskutiert. Verwendete Formelzeichen

a	h^{-1}	Spezifische mikrobielle Absterberate
b	h^{-1}	Spezifische mikrobielle Zellerfallsrate
c_B	mg/l	Konzentration der mikrobiellen Zellmasse ($c_{B1} + c_{Bt}$)
c_{B1}	mg/l	Konzentration der lebenden Zellmasse
c_{Bt}	mg/l	Konzentration der toten Zellmasse
c_O	mg/l	Sauerstoffkonzentration zur Zeit t
c_{O_s}	mg/l	Sättigungskonzentration des Sauerstoffs
$(c_{O_s})_n$	mg/l	c_{O_s} unter Normbedingungen nach DIN 4045
\dot{c}_O	mg/l h	Änderungsrate der Sauerstoffkonzentration
\dot{c}_{Oz}	mg/l h	Sauerstoffzufuhr des Belüfters
\dot{c}_{Ov}	mg/l h	Sauerstoffverbrauch durch mikrobielle Atmungsaktivität
c_S	mg/l	Substratkonzentration im Reaktor
c_{S0}	mg/l	Substratkonzentration im Zufluß
c_{Smin}	mg/l	Minimale Substratkonzentration im Reaktor
K_s	mg/l	Sättigungskonstante der Monod-Gleichung
k_L	h^{-1}	Belüftungskonstante
$(k_L)_n$		k_L unter Normbedingungen nach DIN 4045

\dot{m}_O	mg/h	Mikrobieller Sauerstoffverbrauch je Zeiteinheit
\dot{m}_{S0}	mg/h	Massenstrom des Substrates im Zufluß
t_R	h	Verweilzeit (V/\dot{V})
t_{Rmin}	h	Minimale Verweilzeit
V	l	Reaktorvolumen
\dot{V}	l/h	Volumenstrom durch den Reaktor im Gleichgewicht
v	—	Mikrobielle Lebensfähigkeit (c_{B1}/c_B)
Y	mg/mg	Ertragskoeffizient der Zellmasse
β	mg/mg	Stöchiometrischer Sauerstoffbedarf der Zellmasse
γ	mg/mg	Umwandlungsfaktor zur Berechnung der biochemisch verfügbaren Sauerstoffäquivalente des Substrates
η_b	—	Wirkungsgrad einer biol. Abwasserreinigung
μ	h^{-1}	Spezifische mikrobielle Wachstumsrate
μ_{max}	h^{-1}	Maximale mikrobielle Wachstumsrate

Schrifttum

Bücher sind durch ● gekennzeichnet

- [1] Lawrence, A.W. u. P.L. McCarty: Unified basis for biological treatment design and operation. Journ. San. Eng. Div., Proc. ASCE Bd. 96 (1970) Nr. SA3, S. 757/78.
- [2] ● Topiwala, H.H.: Mathematical models in microbiology. In: Norris, J.R. u. D.W. Ribbons (Ed.): Methods in microbiology, Bd. 8, S. 35/59, London, New York: Academic Press 1973.
- [3] Monod, J.: The growth of bacterial cultures. Annual Rev. of Microbiology Bd. 3 (1949) S. 371/94.
- [4] ● Prakasam, T.B.S., R.C. Loehr, P.Y. Yang, T.W. Scott u. T.W. Bateman: Design parameters for animal waste treatment systems. EPA project No. 660/2-74-063, Washington, D.C.: US Government Printing Office, 1974.
- [5] ● Schlegel, H.G.: Allgemeine Mikrobiologie. 2. Aufl., Stuttgart: Thieme, 1972.
- [6] ● Loll, U.: Stabilisierung hochkonzentrierter organischer Abwässer und Abwässerschlämme durch aerob-thermophile Abbauprozesse. Diss. Darmstadt, 1974.
- [7] Gosh, S., F.G. Pohland u. W.E. Gates: Phasic utilization of substrates by aerobic cultures. Journ. Water Poll. Contr. Fed. Bd. 44 (1972) Nr. 3, S. 376/400.
- [8] Sinclair, C.G. u. H.H. Topiwala: Model for continuous culture which considers the viability concept. Biotechn. and Bioeng. Bd. 12 (1970) Nr. 8, S. 1069/79.
- [9] Weddle, C.L. u. D. Jenkins: The viability and activity of activated sludge. Water Research Bd. 5 (1971) S. 621/40.
- [10] Middlebrooks, E.J. u. C.F. Garland: Kinetics of model and field extended-aeration wastewater treatment units. Journ. Water Poll. Contr. Fed. Bd. 40 (1968) Nr. 4, S. 586/612.
- [11] Jordan, W.L., F.G. Pohland u. B.M. Kornegay: Evaluating treatability of selected industrial wastes. Proc. 26th Purdue Ind. Waste Conf., Lafayette, IND., 1971, S. 514/29.
- [12] Grady, C.P.L., L.J. Harlow u. R.R. Riesing: Effects of growth rate and influent substrate concentration on effluent quality from chemostats containing bacteria in pure and mixed culture. Biotechn. and Bioeng. Bd. 14 (1972) Nr. 3, S. 391/410.
- [13] ● Simons, D.: Der Oxidationsgraben zur Aufbereitung von Flüssigmist — Grundlagen und Anwendung —. Forschungsbericht Agrartechnik der Max-Eyth-Gesellschaft Nr. 17, Selbstverl. d. Verf., Inst. für Landtechnik, Bonn, 1976.

- [14] *Busch, A.W.*: Biological factors in aerator performance. Proc. 25th Purdue Ind. Waste Conf., Lafayette, IND., 1970, S. 174/81.
- [15] *Woods, J.L. u. J.R. O'Callaghan*: Mathematical modelling of animal waste treatment. Journ. Agric. Eng. Research Bd. 19 (1974) Nr. 3, S. 245/58.
- [16] *Ogilvie, J.R. u. P. Phillips*: Modelling process variations in an oxidation ditch. Can. Agric. Eng. Bd. 14 (1972) Nr. 2, S. 59/62.
- [17] *Littlejohn, L.* (Ed.): The treatment of piggery wastes. The Scottish Farm Buildings Investigation Unit, Aberdeen, 1974.
- [18] *Agricultural Research Council* (Ed.): Studies on farm livestock wastes. Her Majesty's Stationary Office, London, 1976.
- [19] *Grady, C.P.L.*: A theoretical study of activated sludge transient response. Proc. 26th Purdue Ind. Waste Conf., Lafayette, IND., 1971, S. 318/35.
- [20] *Adams, C.E. u. W.W. Eckenfelder*: Response of activated sludge to organic transient loadings. Journ. San. Eng. Div., Proc. ASCE Bd. 96 (1970) Nr. SA2, S. 333/52.
- [21] *Woods, J.L. u. J.R. O'Callaghan*: A theoretical description of aerobic treatment. ASAE publication PROC-275, St. Joseph, MI., 1975, S. 522/25.
- [22] *Schlegel, H.G. u. J. Barnea*: Microbial energy conversion. Oxford: Pergamon Press, 1977.

Scherverhalten körniger landwirtschaftlicher Haufwerke

Von Theodor Hesse und Otto-Horst Hoffmann,
Braunschweig*)

DK 531.7:531.226:633.004.12

Durch die Anwendung der neueren Grundlagen der Haufwerksmechanik ist es möglich, das Scherverhalten körniger landwirtschaftlicher Haufwerke mit Hilfe eines geeigneten Schergerätes zu untersuchen. Es wird die Auswahl und der Bau eines großen Kreisringschergerätes beschrieben, mit dem das Scherverhalten von bisher 14 körnigen landwirtschaftlichen Schüttgütern experimentell bestimmt wurde. Mit geringen Abweichungen verhalten sich diese wie ideale Schüttgüter der Bodenmechanik.

1. Einleitung

Bei der Gestaltung von Maschinen, Geräten und Anlagen, die bei der Gewinnung oder bei der Verarbeitung von landwirtschaftlichen Schüttgütern eingesetzt werden, ist das Verhalten dieser Schüttgüter sehr oft von ausschlaggebender Bedeutung. Insbesondere bei der Auslegung von Lagerbehältern wird sowohl im Hinblick auf eine festigkeitsgerechte Dimensionierung als auch auf eine funktionsgerechte Formgebung [1] die Kenntnis der Stoffeigenschaften und Stoffgesetze der einzulagernden Schüttgüter vorausgesetzt. Dabei bildet das Scherverhalten dieser Güter eine der wichtigsten Grundlagen der Mechanik des Haufwerkes.

Die Mechanik körniger Haufwerke, die neben den körnigen kohäsionslosen Haufwerken auch kohäsive, grobkörnige und pulverartige Güter umfaßt, hat sich aus der Bodenmechanik entwickelt. Über die Anwendung und die Bedeutung der Mechanik körniger Haufwerke wurde bereits ausführlich berichtet [1, 2], wobei insbesondere die neueren theoretischen Grundlagen herausgestellt wurden. Als Ergänzung dazu werden in diesem Aufsatz die experimentellen Ergebnisse zum Scherverhalten körniger landwirtschaftlicher Schüttgüter unter besonderer Berücksichtigung der neueren

Erkenntnisse der Haufwerksmechanik dargestellt. Um eine Wiederholung der theoretischen Grundlagen an dieser Stelle zu vermeiden, wird deren Kenntnis im folgenden sowohl für das bessere Verständnis der hier getroffenen Auswahl eines geeigneten Schergerätes als auch insbesondere für die Diskussion der experimentellen Ergebnisse vorausgesetzt.

2. Auswahl des Schergerätes

Das Scherverhalten von Schüttgütern kann mit Hilfe von Schergeräten ermittelt werden, bei denen die Schubbeanspruchung in Abhängigkeit von einer konstant gehaltenen Druckbelastung und ggf. in Abhängigkeit von der Volumenänderung gemessen wird. Da die experimentellen Ergebnisse aber wesentlich durch das verwendete Schergerät beeinflusst werden, soll zunächst ein kurzer Überblick über die gebräuchlichsten Scherapparate gegeben und die hier getroffene Auswahl erläutert werden.

2.1 Ring- oder Kastenschergerät

Sehr einfach im Aufbau ist das Ring- oder Kastenschergerät, **Bild 1**. Bei dieser Schervorrichtung, die auch *Jenike* [3] zur Ermittlung des Scherverhaltens von pulverförmigen Silogütern einsetzte, wurde bisher angenommen, daß sich die Gleitfläche in der Ebene zwischen Ober- und Unterkasten ausbildet. *Schwedes* [4] konnte jedoch nachweisen, daß sich ein linsenförmiger Verformungsbereich um die angenommene Gleitebene ausbildet. Da wegen der unterschiedlichen Verformungen in der Probe unterschiedliche Dichten entstehen, ist über eine Volumenmessung der Probe zwar die Bestimmung der mittleren Dichte, nicht aber der Dichte und Dehnungsgeschwindigkeit in der Gleitzone möglich. Exakte Untersuchungen mit dem Kastenschergerät sind daher nur bei Scherung unter Volumenkonstanz möglich, da nur für diesen Sonderfall die Mohrschen Spannungskreise konstruierbar sind (siehe auch Abschnitt 3.2.2.2 in [2]).

Darüber hinaus konnte anhand von Vorversuchen mit einem am Institut für Landmaschinen der TU Braunschweig entwickelten Kastenschergerät (Abmessungen 400 x 200 x 60 mm) nachgewiesen werden, daß bei landwirtschaftlichen Gütern im Gegensatz zur Bodenmechanik große Scherwege bis zum Erreichen der maximalen Schubspannung erforderlich sind. Neben der während des Sche-

*) *Dipl.-Ing. Theodor Hesse ist wissenschaftlicher Assistent am Institut für Landmaschinen (Direktor: Prof. Dr.-Ing. H.J. Matthies) der TU Braunschweig, Dr.-Ing. Otto-Horst Hoffmann war wissenschaftlicher Assistent an diesem Institut und ist jetzt Abteilungsleiter der Konstruktionsabteilung für Vakuumtechnik bei der Firma Leybold Heraeus, Hanau.*