

# Kopplung von Sauerstofftransport und mikrobieller Umsetzung

Von Matthias Reuß und Jürgen Gnieser,  
Berlin und Winterthur<sup>\*)</sup>

DK 631.862:628.35:576.8

Die ausreichende Versorgung mit Sauerstoff ist essentielle Voraussetzung für das Wachstum und die Vermehrung aerober Mikroorganismen. In dem vorliegenden Beitrag wird mit Hilfe eines mathematischen Modells die Kopplung des Sauerstofftransportes mit der Kinetik des Wachstums bzw. des Substratabbaus analysiert. Dabei wird gezeigt, daß die mit Reinkulturen ermittelten Modellstrukturen auf die komplexen und nur sehr schwer definierbaren Verhältnisse bei der aeroben Behandlung von Schweinegülle erfolgreich zu übertragen sind.

## 1. Einleitung

Infolge der geringen Löslichkeit des Sauerstoffs stellt sich bei allen aeroben Submersfermentationen das Problem, diesen durch geeignete Rühr- und Belüftungsvorrichtungen ständig nachzuliefern. Gemessen an der fundamentalen Bedeutung des Sauerstoffs sind die Kenntnisse über den Einfluß der Geschwindigkeit des stofflichen Transports auf die Produktivität der stofflichen Umwandlung nach wie vor gering. Dies gilt in besonderem Maße für komplexe Problemstellungen wie die aerobe Behandlung von flüssigen Tierfäkalien, Systeme, die sowohl chemisch als auch mikrobiell außerordentlich inhomogen sind.

Beschränkt man das Problem zunächst auf aerobe Fermentationsprozesse mit Reinkulturen und definierten Nährstoffquellen für die Mikroorganismen — eine Aufgabenstellung die nur scheinbar einfacher ist —, umfaßt der Stand des Wissens:

- eine Reihe von empirischen Angaben über den Sauerstoffbedarf verschiedener Mikroorganismen
- quantitative Ansätze zur Kinetik des Wachstums und Substratverbrauchs
- empirische Gleichungen zur Beschreibung des funktionalen Zusammenhangs zwischen der Geschwindigkeit des Sauerstofftransportes und den Betriebsbedingungen des Reaktors wie Rührung und Belüftung.

Auswahl und Auslegung eines geeigneten Reaktors, Festlegung der optimalen Betriebsbedingungen sowie die Erarbeitung der Kontrollstrategien zur Aufrechterhaltung dieses Betriebszustandes sollten auf einer Synthese dieser drei Problemkreise basieren.

<sup>\*)</sup> Die Untersuchungen zur Kopplung von Stofftransport und Kinetik der methanolverwertenden Mikroorganismen wurden in der Gesellschaft für Biotechnologische Forschung Stöckheim/Braunschweig durchgeführt und vom Bundesministerium für Forschung und Technologie finanziert.

<sup>\*)</sup> Prof. Dr.-Ing. Matthias Reuß, Fachgebiet Biotechnologie der Technischen Universität Berlin, Ing. Jürgen Gnieser, Fa. Sulzer AG/Abt. 23 W Wasser- und Abwassertechnik, Winterthur/Schweiz.

Darüber hinaus wird aber die Ökonomie eines Prozesses in erheblichem Ausmaß auch durch die Anzahl der zu seiner Optimierung notwendigen Experimente bestimmt. Mathematische Modelle, welche in der Lage sind, die entscheidenden funktionalen Zusammenhänge zu simulieren, können daher den Aufwand zur Vorausberechnung und Festlegung der Betriebsbedingungen dieser Prozesse erheblich vermindern. Wesentliche Voraussetzung für ein derartiges Modell ist die Entkopplung der Transportvorgänge von den Umwandlungsvorgängen, d.h. der Reaktionskinetik. Wird diese Entkopplung nicht vorgenommen, erhält man makroskopische bzw. formalkinetische Wachstumsmodelle mit nicht signifikanten Abhängigkeiten der kinetischen Parameter von den fluiddynamischen Bedingungen des Reaktors, womit die Simulation des Einflusses der Transportphänomene erschwert, wenn nicht gar unmöglich wird.

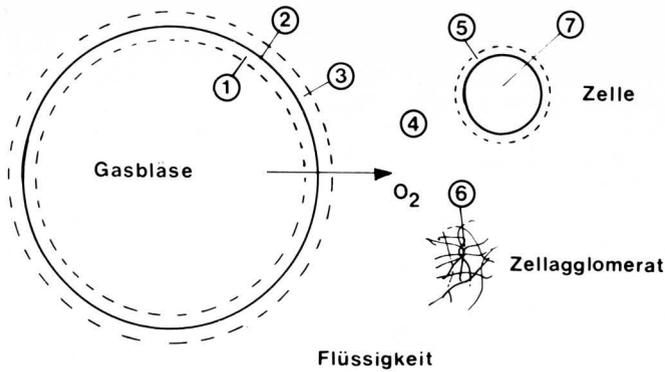
In dem vorliegenden Beitrag sollen die Grundlagen eines derartigen Modells am Beispiel der Fermentation mit einer Reinkultur einer methanolverwertenden Hefe dargelegt werden. Die anschließende Übertragung dieser Modellvorstellungen auf die aerobe Behandlung von Schweinegülle soll zeigen, daß auch derartig komplexe Systeme mit relativ einfachen Ansätzen einer quantitativen Beschreibung zugänglich gemacht werden können.

## 2. Phänomenologische Beschreibung des Sauerstofftransportes

Wo immer derartig komplizierte Vorgänge des stofflichen Transports und der stofflichen Umsetzung in einem mathematischen Modell abgebildet werden sollen, ist es notwendig, zahlreiche z. T. drastische Vereinfachungen des Problems vorzunehmen. Bevor man derartige Annahmen einführt, sollte man versuchen, sich einen möglichst vollständigen Überblick über den Gesamtvorgang zu verschaffen. Dies soll im folgenden in Form einer rein phänomenologischen Beschreibung für den Sauerstofftransport vorgenommen werden.

Nach der klassischen Vorstellung nehmen die Organismen den Sauerstoff nur in gelöster Form auf, so daß der Gesamtvorgang des Transports des Sauerstoffs aus der Gasphase bis in das Innere der Organismen durch eine Aneinanderreihung verschiedener Teilwiderstände dargestellt werden kann [1], **Bild 1**. Beim Transport in der Nähe der Phasengrenzen wird zur Verdeutlichung der Widerstände von der Filmtheorie Gebrauch gemacht. Die einzelnen Teilschritte bzw. Transportwiderstände sind dann:

1. Transport aus dem Innern der Gasblase an die Phasengrenze Gas/Flüssigkeit
2. Widerstand der Phasengrenze Gas/Flüssigkeit
3. Transport durch den Flüssigkeitsfilm von der Phasengrenze in den Kern der Flüssigkeit
4. Transport durch die Flüssigkeit
5. Flüssigkeitsfilmwiderstand um einzelne Zellen bzw. Zellagglomerate
6. Intrazelluläre Diffusionswiderstände und Diffusion in Zellagglomeraten
7. Reaktionswiderstand: Sauerstoff — Respirationsenzyme.



**Bild 1.** Sauerstofftransport aus der dispergierten Gasphase bis zu den respiratorischen Enzymen im Innern der Mikroorganismen.

Diese Vorstellung des von der eigentlichen Reaktion unbeeinflussten physikalischen Transports ist jedoch nicht a priori der einzig denkbare Mechanismus. Die technische Anwendung der Flotation, um Mikroorganismen von der wässrigen Phase abzutrennen, ist anschauliches Beispiel für die Anreicherung von Zellen in der unmittelbaren Nähe bzw. in der Phasengrenzfläche Gas/Flüssigkeit. Diese Beobachtung läßt eine partielle Beschleunigung des physikalischen Stofftransports, ähnlich wie dies bei der Absorption mit chemischer Reaktion auftritt, nicht ausschließen. Die Existenz derartiger Beschleunigungen des Stofftransports ist jedoch derzeit nicht ausreichend geklärt [2].

In der Praxis hat sich die Vorstellung der Hintereinanderreihung voneinander unabhängiger Teilschritte als tragfähige Modellvorstellung erwiesen. Dabei wird im allgemeinen der dritte Transportschritt als geschwindigkeitsbestimmend angenommen, und für die je Zeit- und Volumeneinheit übertragene Sauerstoffmenge gilt:<sup>1)</sup>

$$\dot{c}_{O,F} = k_L a (c_{O,F}^* - c_{O,F}) \quad (1)$$

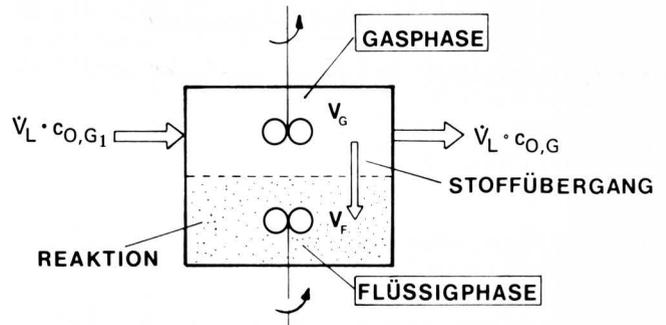
- $k_L$  Stoffübergangskoeffizient (m/h)
- $a$  volumenbezogene Phasengrenzfläche ( $m^2/m^3$ )
- $c_{O,F}^*$  Sauerstoffkonzentration bei Gleichgewicht an der Phasengrenze ( $g/m^3$ )
- $c_{O,F}$  Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit ( $g/m^3$ )

Das Produkt  $k_L a$  wird dann als Schlüsselgröße für die ausreichende Sauerstoffversorgung, mithin für die Auslegung des Reaktors, herangezogen. Die diesem Ansatz zugrunde liegenden Voraussetzungen sind in vielen Fällen, insbesondere bei Organismen, die als einzelne Zellen wachsen (viele Bakterien und Hefen), mit hinreichender Genauigkeit erfüllt.

### 3. Kopplung des Transportschrittes Gas/Flüssigkeit mit der Kinetik des Wachstums und Substratverbrauchs

Grundlage des Modells [3] sind die in der mathematischen Beschreibung chemischer Mehrphasenreaktoren üblichen Massenbilanzen. **Bild 2** zeigt schematisch einen Gas-Flüssigphase-Rührkessel, der kontinuierlich von der Gasphase durchströmt wird. Die Reaktionskomponente Sauerstoff tritt aus der ideal vermischten Gasphase in die ideal durchmischte – im Reaktionssystem verbleibende – Flüssigphase, um hier mit den Mikroorganismen zu reagieren. Die Bilanz des Sauerstoffs in der Gasphase lautet:

$$V_G \frac{d c_{O,G}}{dt} = \dot{V}_L c_{O,G_1} - \dot{V}_L c_{O,G} - k_L A (c_{O,F}^* - c_{O,F}) \quad (2)$$



**Bild 2.** Schematische Darstellung eines ideal durchmischten Gas-Flüssigphase-Rührkesselreaktors.

Für den Sauerstoff in der Flüssigphase ergibt sich folgende Bilanz:

$$V_F \frac{d c_{O,F}}{dt} = k_L A (c_{O,F}^* - c_{O,F}) - r V_F \quad (3)$$

- $A$  Gesamtphasengrenzfläche ( $m^2$ )
- $r$  Reaktionsgeschwindigkeit ( $g/hm^3$ )
- $V_F$  Flüssigkeitsvolumen ( $m^3$ )
- $V_G$  Gasvolumen ( $m^3$ ).

Die Sauerstoffkonzentrationen in der Gasphase ( $c_{O,G}$ ) und in der Flüssigkeit bei Gleichgewicht an der Phasengrenze sind verknüpft durch die Beziehung:

$$c_{O,F}^* = a c_{O,G}$$

worin  $a$  die Löslichkeitszahl ist.

Für die Reaktionsgeschwindigkeit wird der Ansatz gewählt:

$$r = \frac{1}{Y_{B/O}} \frac{d c_B}{dt} \quad (4)$$

Es wird hier die Sauerstoffbilanz mit der Bilanz der Zellmasse verknüpft durch die Zellausbeute des Sauerstoffs  $Y_{B/O} = m_B/m_O$ , das Massenverhältnis von entstandener Zellmasse und umgesetztem Sauerstoff. Damit hat sich das System um eine zusätzliche Komponente, die Konzentration der Zellmasse  $c_B$ , erweitert, für die eine weitere Bilanzgleichung benötigt wird.

Betrachtet man zunächst den einfacheren Fall des nicht sauerstofflimitierten Wachstums, so ist im Schrifttum eine große Anzahl von Modellgleichungen beschrieben. Unter dem Gesichtspunkt eine einfache Kinetik mit möglichst wenigen Parametern zu finden, wurden verschiedene Ansätze getestet. Dabei ergab die Wachstumskinetik von *Contois* [4] und *Fujimoto* [5] eine relativ gute Übereinstimmung mit experimentellen Daten, wenn man die Inkubationsphasen (Lagphasen) der Fermentation außer acht läßt [3]. Die Gleichung für die Zunahme der Zellmasse mit der Zeit lautet:

$$\frac{d c_B}{dt} = \mu_{max} \cdot c_B \frac{c_S}{K_1 c_B + c_S} \quad (5)$$

- $\mu_{max}$  max. spez. Wachstumsgeschwindigkeit (l/h)
- $c_S$  Substratkonzentration ( $g/m^3$ )
- $K_1$  Limitierungskonstante des Substrates (-).

<sup>1)</sup> Die Formelzeichen sind am Schluß der Arbeit noch einmal zusammengestellt. Die angegebenen Einheiten sind als Hinweis auf die Dimension der Größen zu verstehen.

Die folgende Erweiterung dieses Ansatzes auf eine Doppelsubstratkinetik für das Substrat und den Sauerstoff zeigte die beste Übereinstimmung mit den Experimenten:

$$\frac{dc_B}{dt} = \mu_{\max} c_B \frac{c_S}{K_1 c_B + c_S} \frac{c_{O,F}}{K_2 + c_{O,F}} \quad (6)$$

$K_2$  Limitierungskonstante des Sauerstoffs.

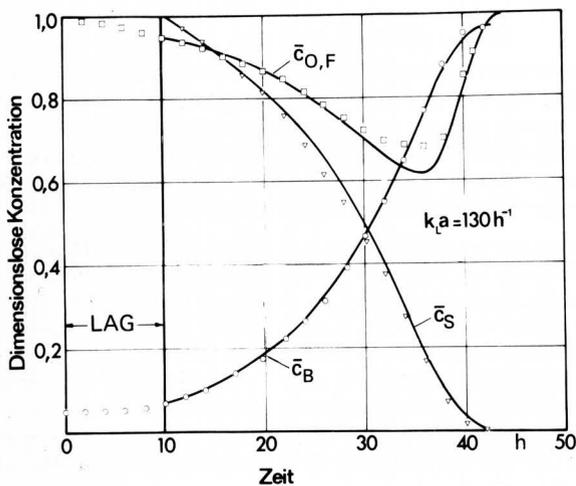
Die zeitliche Änderung der Substratkonzentration  $c_S$  sei:

$$\frac{dc_S}{dt} = -\frac{1}{Y_{B/S}} \frac{dc_B}{dt} - K_3 \frac{\dot{V}_L}{V_F} c_S \quad (7)$$

mit  $Y_{B/S} = m_B/m_S$  Zellausbeute des Substrates. Der zweite Term in Gl. (7) berücksichtigt die Verdampfung von flüchtigen Substraten wie etwa Methanol. Für die Berechnung der Konstanten  $K_3$  wird die Gültigkeit des Raoult'schen Gesetzes angenommen. Die Zulässigkeit dieser Annahme konnte experimentell bestätigt werden [6].

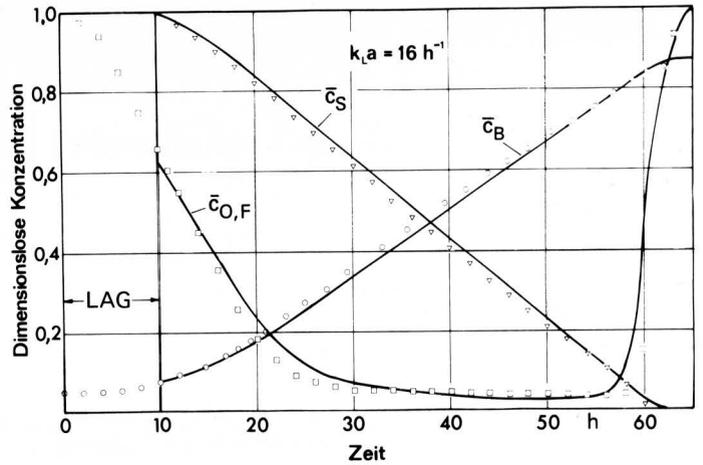
Das Differentialgleichungssystem (Gln. (2) bis (7)) der Massenbilanzen für den Sauerstoff in der Gas- und Flüssigphase, für die Zellmasse und das Substrat kann mit Hilfe des Analogrechners oder aber unter Verwendung geeigneter Integrationsverfahren auf dem Digitalrechner numerisch gelöst werden. In **Bild 3 bis 5** sind diese Berechnungen mit experimentellen Ergebnissen von Fermentationen, die mit der Hefe *Candida boidinii* auf Methanol als einziger Kohlenstoffquelle durchgeführt wurden, verglichen. Die Hefe wurde in 10 l und 50 l fassenden Rührkesselreaktoren bei verschiedenen Rührgeschwindigkeiten gezüchtet. Die Versuchsbedingungen sind in [6] und [7] ausführlich beschrieben. Gemessen wurde die Methankonzentration im Abgas mit einem Flammenionisationsdetektor [6], die Zellkonzentration mit einem Autoanalyser [8] sowie der Gelöstsauerstoff mit einer polarographischen Sauerstoffelektrode. Ein paramagnetischer Sauerstoffanalysator diente zur Bestimmung des Sauerstoffgehaltes in der Abluft, wodurch die pro Zeit und Volumen übertragene Sauerstoffmenge berechnet werden konnte. Dies ermöglichte die Ermittlung des volumetrischen Sauerstoffübergangskoeffizienten  $k_L a$  aus Gl. (1).

Die kinetischen Parameter in den Modellgleichungen wurden wie folgt bestimmt: Zunächst erfolgte eine Angleichung der Parameter  $\mu_{\max}$ ,  $K_1$ ,  $Y_{B/O}$  und  $Y_{B/S}$  durch Minimierung des Fehler-



**Bild 3.** Vergleich des Modells (Kurzzüge) mit experimentellen Ergebnissen (Punkte) aus der Fermentation mit der methanolverwertenden Hefe *Candida boidinii* bei nicht sauerstofflimitierenden Bedingungen ( $k_L a = 130 \text{ h}^{-1}$ ).

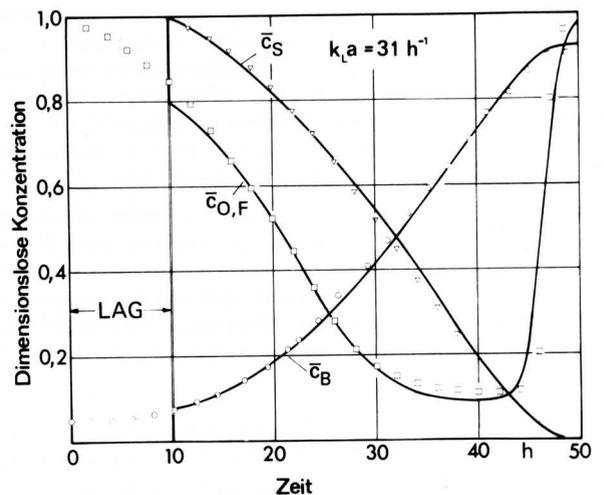
LAG	Inkubationsphase	
$\bar{c}_B = c_B/c_{B \max}$	$K_1 c_{B \max}/c_{S \max} = 0,1$	
$\bar{c}_S = c_S/c_{S \max}$	$K_2/a c_{O,G1} = 0,065$	
$\bar{c}_{O,F} = c_{O,F}/a c_{O,G1}$	$c_{B \max}/Y_{B/O} a c_{O,G1} = 880$	
	$\mu_{\max} = 0,104 \text{ h}^{-1}$	



**Bild 4.** Vergleich des Modells (Kurzzüge) mit experimentellen Ergebnissen (Punkte) bei Sauerstofflimitierung ( $k_L a = 16 \text{ h}^{-1}$ ).

$$K_1 c_{B \max}/c_{S \max} = 0,1 \quad c_{B \max}/Y_{B/O} a c_{O,G1} = 880$$

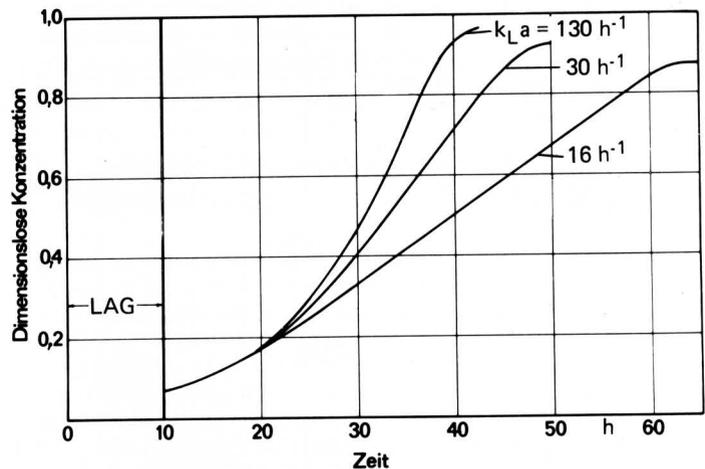
$$K_2/a c_{O,G1} = 0,065 \quad \mu_{\max} = 0,104 \text{ h}^{-1}$$



**Bild 5.** Vergleich des Modells (Kurzzüge) mit experimentellen Ergebnissen (Punkte) bei Sauerstofflimitierung ( $k_L a = 31 \text{ h}^{-1}$ ).

$$K_1 c_{B \max}/c_{S \max} = 0,1 \quad c_{B \max}/Y_{B/O} a c_{O,G1} = 880$$

$$K_2/a c_{O,G1} = 0,065 \quad \mu_{\max} = 0,104 \text{ h}^{-1}$$



**Bild 6.** Einfluß des volumetrischen Sauerstoffübergangskoeffizienten  $k_L a$  auf das Wachstum der Mikroorganismen ( $c_B = f(t)$ ).

quadrates der Abweichungen zwischen berechneten und gemessenen Werten bei nicht sauerstofflimitierenden Versuchsbedingungen (Bild 3). Mit Hilfe der sauerstofflimitierten Züchtung, Bild 4, konnte dann die Konstante  $K_2$  ermittelt werden. Eine weitere sauerstofflimitierte Züchtung, Bild 5, konnte dann unter Beibehaltung der kinetischen Parameter ausschließlich mit dem gemessenen  $k_L a$ -Wert korreliert werden. Bild 6 faßt die mit dem Modell ermittelten Wachstumsverläufe zusammen, wodurch die Verzögerung des Wachstums bei unzureichender Sauerstoffversorgung deutlich wird. Diese Ergebnisse erlauben nun die Berechnung der Produktivität (Zellmasse pro Zeit und Volumeneinheit) als Funktion des Sauerstoffübergangskoeffizienten  $k_L a$ , der sich mit der Rührleistung korrelieren läßt. Bei Kenntnis der zugehörigen Kostenfunktion könnte damit eine Aussage über das ökonomische Optimum des Prozesses gemacht werden.

#### 4. Anwendung des Modells auf die aerobe Behandlung von Schweinegülle

Überwachung und Regelung von Prozessen zur aeroben Behandlung von Tierfäkalien werden dadurch erschwert, daß Schlüsselgrößen wie Zellkonzentration und Substratkonzentration einer direkten Messung nicht zugänglich sind. Die Messung des gelösten Sauerstoffs ist hingegen relativ problemlos mit Hilfe von galvanischen oder polarographischen Elektroden durchzuführen. Voraussetzung für eine Prozeßkontrolle auf der Basis dieses Meßwertes ist die Zuordnung zu den obengenannten Schlüsselgrößen Zell- bzw. Substratkonzentration. Im folgenden soll nun geprüft werden, inwieweit das mathematische Modell zur Kopplung des Sauerstofftransportes und der Wachstumskinetik für diese Aufgabe herangezogen werden kann.

##### 4.1 Versuchsbedingungen zur aeroben Behandlung der Schweinegülle

Die Experimente zur aeroben Behandlung der Schweinegülle wurden in einer Versuchsanlage durchgeführt, deren Anordnung schematisch in Bild 7 wiedergegeben ist. Im linken Teil der Abbildung ist eine Blasensäule skizziert. Dieser Gas-Flüssigphase-Reaktor besteht im Prinzip aus einem zylindrischen Rohr, in dem die Luft durch einen geeigneten Gasverteiler, z.B. Sinterplatte, in die Schweinegülle dispergiert wird. Im rechten Teil der Abbildung ist ein Vergleichsreaktor dargestellt, bei dem zusätzlich statische Mischelemente im Innenteil des Reaktors angeordnet sind. Auf diese Weise wird durch ständige Umlenkungen der Mehrphasenströmung für eine erhebliche Verbesserung des Sauerstofftransportes Sorge getragen. Das Reaktionsvolumen betrug bei beiden Reaktoren ca. 20 l. Die Flüssigphase wird jeweils mit einer Pumpe im Kreislauf geführt, vor Eintritt in die Pumpe befindet sich ein Entgasungsgefäß. Infolge des Flüssigphasenkreislaufs bewegen sich Gas- und Flüssigphase in den Reaktoren bevorzugt im Gleichstrom. Die Zusammensetzung der eingesetzten Schweinegülle, die von der Eidgenössischen Forschungsanstalt für Betriebswirtschaft und Landtechnik bezogen wurde, kann durch die in Tafel 1 wiedergegebenen Analysendaten charakterisiert werden.

Trockensubstanz	2	K <sub>2</sub> O	0,09
Asche	0,6	Ca	0,08
Orga. Substanz	1,3	Mg	0,01
N	0,4	Na	0,04
NH <sub>3</sub> -N	0,35	Cl	0,03
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,1	C	1

Tafel 1. Massegehalt (%) verschiedener Stoffe in einer Probe von Schweinegülle (pH ≈ 8,5).

Die Durchführung der Experimente erfolgte im Chargen- (Batch) Betrieb, wobei der Gelöstsauerstoff mit einer polarographischen Elektrode (Typ EO 16 von WTW, Weilheim) und die Abnahme des gelösten organischen Kohlenstoffs mit einem den gesamten organischen Kohlenstoff erfassenden Analysator (Modell 915 von Beckman) verfolgt wurde. Die Bestimmung des volumetrischen Sauerstoffübergangskoeffizienten  $k_L a$  erfolgte durch Austreiben des Sauerstoffs nach der Methode des "Dynamic Gas-sing-out" [9].

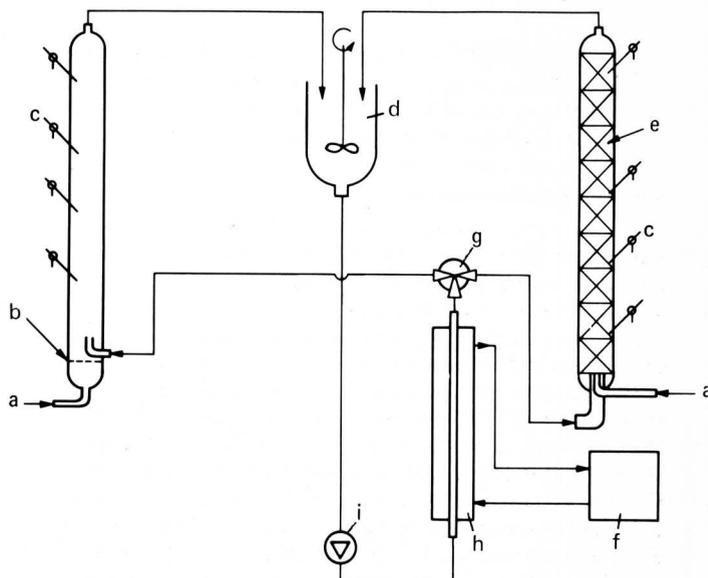


Bild 7. Schematische Darstellung der Versuchsanordnung zur aeroben Behandlung der Schweinegülle. Die Anlage kann wahlweise mit der Blasensäule (links,  $k_L a = 15-60 \text{ h}^{-1}$ ) oder mit der Säule mit Mischelementen (rechts,  $k_L a = 120-250 \text{ h}^{-1}$ ) betrieben werden.

- |   |                        |
|---|------------------------|
| a Luftzufuhr  | c Sulzer-Mischelemente |
| b Glassinterplatte  | f Thermostat           |
| c Stutzen für Meßfühler<br>(Temp. oder Sauerstoffkonz.<br>und Probenahme) | g Dreiweghahn          |
| d Entgasungsgefäß   | h Wärmetauscher        |
|   | i Umwälzpumpe          |

##### 4.2 Ergebnisse und Modifikation des Modells

Bild 8 zeigt nun den Vergleich zwischen Versuchsergebnissen und berechneten Werten aus dem Modell für zwei verschiedene Temperaturen. Hierbei wurde die Abbaugeschwindigkeit des gelösten organischen Kohlenstoffs aus der zeitlichen Änderung des Gelöstsauerstoffs berechnet [10]. Man erkennt über einen gewissen Bereich befriedigende Übereinstimmung, zum Ende der Fermentation liegen die berechneten Werte indes immer über den gemessenen. Diese Abweichungen erfordern eine Modifikation des mathematischen Modells. Ähnliche Differenzen zwischen Meßwerten und Modellberechnungen traten auch bei Fermentationen mit Reinkulturen auf, wenn durch eine entsprechende Prozeßführung erheblich höhere Zellkonzentrationen erzielt wurden [11].

Eine der möglichen Ursachen für diese Abweichungen ist im Erhaltungsstoffwechsel der Mikroorganismen zu suchen. Bei den bisherigen Ansätzen, sowohl für das Substrat als auch für den Sauerstoff, wurde vorausgesetzt, daß jede noch so kleine Menge an verbrauchtem Substrat die dem Ausbeutekoeffizienten entsprechende Menge an Zellmasse liefert. Man muß aber annehmen, daß eine bestimmte Menge an Energie für einen Erhaltungsstoffwechsel bereitgestellt werden muß, der unabhängig vom Baustoffwechsel der Zellen ist. Beim Fehlen einer äußeren Energiequelle werden u.U. Zellbestandteile zur Energieerzeugung benutzt. Dieser endogene Stoffwechsel macht sich dann

durch eine Abnahme der Zellkonzentration in der stationären Phase bemerkbar. Wie diese Vorgänge im einzelnen ablaufen, ist derzeit noch nicht befriedigend geklärt, jedoch können diese Phänomene als Arbeitshypothese in das Modell eingebaut werden, das dann folgende Gestalt annimmt:

Bilanz für die Zellmasse:

$$\frac{d c_B}{dt} = \mu_{\max} c_B \frac{c_S}{K_1 c_B + c_S} \frac{c_{O,F}}{K_2 + c_{O,F}} - m_1 c_B \quad (8)$$

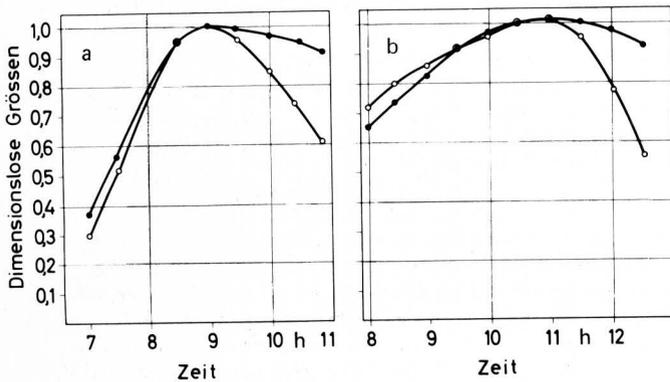
Bilanz für das Substrat:

$$\frac{d c_S}{dt} = - \frac{1}{Y_{B/S}} \frac{d c_B}{dt} - m_2 c_B \quad (9)$$

Bilanz für den Gelöstsauerstoff:

$$\frac{d c_{O,F}}{dt} = k_L a (c_{O,F}^* - c_{O,F}) - \frac{1}{Y_{B/O}} \frac{d c_B}{dt} - m_3 c_B \quad (10)$$

$m_1, m_2, m_3$  Konstanten für den Erhaltungstoffwechsel.



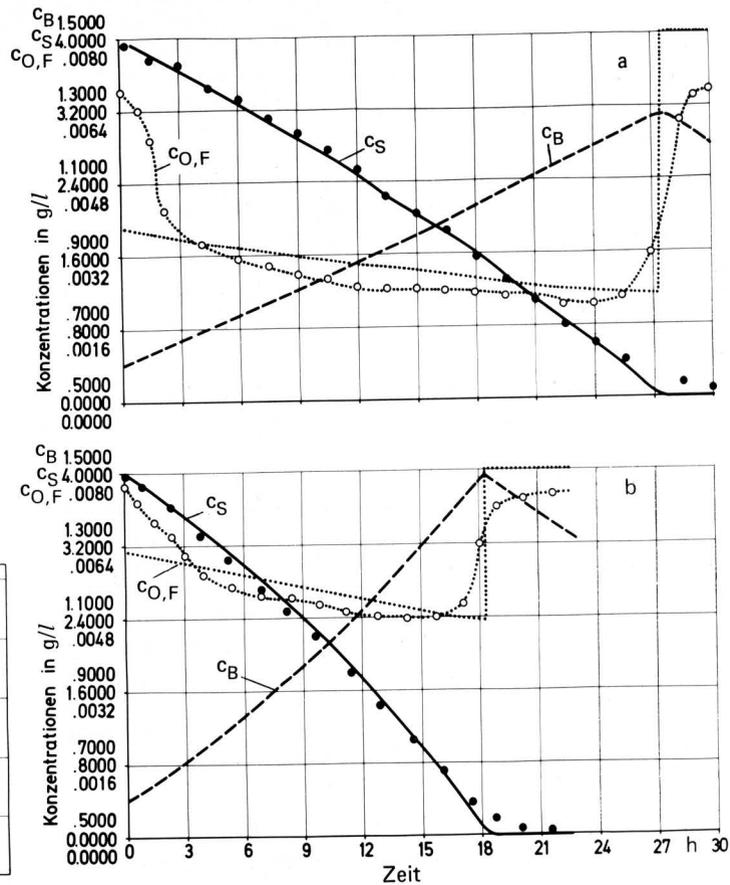
**Bild 8.** Abbaugeschwindigkeit des gelösten organischen Kohlenstoffs bei der aeroben Behandlung von Schweinegülle im Chargenbetrieb; Vergleich zwischen Versuchsergebnissen ( $\circ - \circ$ ) und Modellberechnungen aufgrund von Messungen des Gelöstsauerstoffs ( $\bullet - \bullet$ ).

- a Versuchstemp. 33,5 °C  
b Versuchstemp. 40 °C

Der Vergleich der Ergebnisse dieser erweiterten Modellvorstellungen mit Experimenten ist im **Bild 9** wiedergegeben. Die Übereinstimmungen zwischen Modell und experimentellen Ergebnissen sind in der Tat verbessert. Man erkennt nun deutlich, daß das Modell auch die verzögerte Abbaugeschwindigkeit infolge Sauerstofflimitierung (niedriger  $k_L a$ -Wert im oberen Teil der Abbildung) beschreiben kann. In Analogie zur Problemstellung bei den Reinkulturen, wo die Produktivität der Prozesse bei konstanten kinetischen Parametern ausschließlich durch Variation des physikalisch signifikanten Parameters  $k_L a$  simuliert werden konnte, ist es nun möglich auch bei diesem komplexen System die Abbaugeschwindigkeiten als Funktion der physikalischen Transportgeschwindigkeit darzustellen.

Damit kann das Modell für eine ganze Reihe von Problemen bei der aeroben Behandlung der Schweinegülle herangezogen werden. Zum einen wird es möglich, verschiedene Reaktortypen quantitativ miteinander zu vergleichen. Zum anderen können verschiedene Betriebsbedingungen, wie Variation der Drehzahl oder Belüftungsrate aber auch Sauerstoffanreicherungen der Gasphase, simuliert werden. Schließlich ist es aber auch möglich, über den Verlauf der Konzentration an Gelöstsauerstoff einen Chargenbetrieb mit Teilaustausch des Substrates zu regeln [12]. Dabei wird die Gülle solange belüftet bis die Konzentration des

Gelöstsauerstoffs wieder ansteigt. Dann werden etwa 10 bis 15 % der stabilisierten Flüssigkeit abgelassen und durch frisches Substrat ersetzt. Dieser Vorgang kann periodisch wiederholt werden.



**Bild 9.** Vergleich zwischen Versuchsergebnissen (Punkte) und Modellberechnungen (Kurvenzüge) unter Berücksichtigung des Erhaltungstoffwechsels der Mikroorganismen bei zwei verschiedenen Werten des volumetrischen Sauerstoffübergangskoeffizienten  $k_L a$ .

- a  $k_L a = 50 \text{ h}^{-1}$   
b  $k_L a = 180 \text{ h}^{-1}$

## 5. Zusammenfassung

In dem vorliegenden Beitrag wurde gezeigt, daß es möglich ist, die mit Hilfe von Reinkulturen auf chemisch definierten Nährstoffquellen entwickelten Modellstrukturen auf chemisch und mikrobiell komplexe Systeme wie die Schweinegülle zu übertragen. Fragen der Prozeßoptimierung und Reaktorauswahl waren dabei von untergeordneter Bedeutung.

Die relativ guten Übereinstimmungen zwischen Modell und experimentellen Ergebnissen rechtfertigen die Annahme, daß damit auch bei diesen schwer definierbaren Systemen die Vorteile einer mathematischen Modellierung besser als bisher genutzt werden könnten. Dies gilt in gleicher Weise für die Auswahl geeigneter Reaktoren und deren Maßstabsvergrößerung auf der Basis physikalisch signifikanter Parameter, wie für den Einsatz dieser Modelle zur Berechnung nicht direkt meßbarer Größen, die für eine Prozeßregelung benötigt werden. Ein besonderer Vorteil der demonstrierten expliziten Entkopplung der Transportphänomene von der Wachstums- und Substratverbrauchskinetik besteht darin, daß letztere ohne große Schwierigkeiten problem-spezifisch modifiziert werden kann. Dies mag z.B. für den Einsatz dieser Modelle in der Abwassertechnik, sobald Substrate mit inhibitorischer Wirkung auf das Wachstum der Organismen auftreten, von Bedeutung sein.

## Verwendete Formelzeichen

$a$	$m^2/m^3$	Volumenbezogene Phasengrenzfläche
$A$	$m^2$	Gesamtphasengrenzfläche
$c_B$	$g/m^3$	Konzentration der Zellmasse (Biomasse)
$c_{O,F}$	$g/m^3$	Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit
$c_{O,F}^*$	$g/m^3$	Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit an der Phasengrenze bei Gleichgewicht
$\dot{c}_{O,F}$	$g/h\ m^3$	Zeitliche Änderung der Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit
$c_{O,G}$	$g/m^3$	Sauerstoffkonzentration in der Gasphase des Behälters
$c_{O,G_1}$	$g/m^3$	Sauerstoffkonzentration in der Gasphase der Zuluft beim Eintritt in den Behälter
$c_S$	$g/m^3$	Substratkonzentration
$k_L$	$m/h$	Stoffübergangskoeffizient
$K_1$	-	Limitierungskonstante des Substrates
$K_2$	-	Limitierungskonstante des Sauerstoffs
$K_3$	-	Konstante für Verluste flüchtiger Substanzen
$m$	$g$	Masse
$m_1, m_2, m_3$	-	Konstanten für Erhaltungsstoffwechsel
$r$	$g/h\ m^3$	Reaktionsgeschwindigkeit
$t$	$h$	Zeit
$V_F$	$m^3$	Volumen der flüssigen Phase im Reaktor
$V_G$	$m^3$	Volumen der Gasphase im Reaktor
$\dot{V}_L$	$m^3/h$	Volumenstrom der Luft durch den Reaktor
$Y_{B/O}$	$g/g$	Zellausbeute des Sauerstoffs
$Y_{B/S}$	$g/g$	Zellausbeute des Substrates
$a$	-	Löslichkeitszahl
$\mu_{max}$	$g/g\ h$	max. spez. Wachstumsgeschwindigkeit

## Schrifttum

- [1] *Bartholomew, W.H., u.a.*: Oxygen transfer and agitation in submerged fermentations. Ind. Engng. Chem. Bd. 42 (1950) S. 1801/09.
- [2] *Reuß, M.*: Sauerstofftransportmechanismen. Dechema-Monographien Bd. 81 (Biotechnologie) S. 45/57. Hrsg.: Rehm, H.J.; Weinheim, New York: Verlag Chemie 1977.
- [3] *Reuß, M. u. F. Wagner*: Ein mathematisches Modell zur Simulation des Wachstums aerober Mikroorganismen unter Sauerstofflimitierung. 3. Symp. Techn. Mikrobiol., Hrsg.: Dellweg, H.; Verlag Versuchs- und Lehranstalt für Spiritusfabrikation und Fermentationstechnologie im Inst. für Gärungsgewerbe und Biotechnologie, Berlin 1973, S. 89/94.
- [4] *Contois, D.E.*: Kinetics of bacterial growth: Relationship between population density and specific growth rate of continuous culture. J. gen. Microbiol. Bd. 21 (1959) S. 40/50.
- [5] *Fujimoto, Y.*: Kinetics of microbial growth and substrate consumption. J. Theoret. Biol. Bd. 5 (1963) S. 171/91.
- [6] *Reuß, M., J. Gnieser, H.G. Reng and F. Wagner*: Extended culture of *Candida boidinii* on methanol. European J. Appl. Microbiol. Bd. 1 (1975) S. 295/305.
- [7] *Sahm, H. u. F. Wagner*: Mikrobielle Verwertung von Methanol. Isolierung und Charakterisierung der Hefe *Candida boidinii*. Arch. Mikrobiol. Bd. 84 (1972) S. 29/42.
- [8] *Vogelmann, H., M. Reuß, J. Gnieser u. F. Wagner*: Kontinuierliche sterile Probenentnahme bei mikrobiellen Prozessen zur automatisierten chemischen Analyse. 3. Symp. Techn. Mikrobiol., Hrsg.: Dellweg, H.; Verlag Versuchs- und Lehranstalt für Spiritusfabrikation und Fermentationstechnologie im Inst. für Gärungsgewerbe und Biotechnologie, Berlin 1973, S. 215/20.
- [9] *Bandyopadhyay, B. u. A.E. Humphrey*: Dynamic measurement of the volumetric oxygen transfer coefficient in fermentation systems. Biotechnol. Bioeng. Bd. 9 (1967) S. 533/44.
- [10] *Gnieser, J.*: Anwendung eines mathematischen Modells zur Simulation des Wachstums aerober Mikroorganismen. Chemie-Technik, Bd. 5 (1976) S. 273/74.
- [11] *Reuß, M., H.G. Reng u. F. Wagner*: Kopplung von Stofftransport und Wachstumskinetik. 1. Symp. Mikrobiol. Proteingewinnung, Hrsg.: Wagner, F., Weinheim/Bergstraße: Verlag Chemie 1975, S. 49/57.
- [12] *Gnieser, J.*: Unveröffentlichte Versuchsberichte/Fa. Sulzer/Winterthur.