

Biofilter für Nitrifikation (Trägermaterial, Reaktorbett und Reaktorhöhe)

J. Behrendt und I. Sekoulov

Einleitung

Seit Mitte der sechziger Jahre begann eine allgemeine Bewegung für den Schutz der Umwelt und - als Teil davon - für den Schutz der Wasserressourcen. Es wurde versucht, die fortschreitende Eutrophierung der Gewässer zu stoppen. Die Einleitungsbedingungen von Wässern in den Vorfluter bekamen daher strengere Überwachungswerte für z.B. Stickstoff und Phosphor. Ferner wurde das Immissionsprinzip, d.h. die Qualität der Vorfluter, festgelegt (Tabelle 1; 9.10.91; Krauth; 1992).

Tab.1 Anforderungen an kommunale Klärwerke (Krauth; 1992)

Stichprobe in 4 von 5 Werten	Überwachungswerte zum Jahre 2000	Stand der Technik	möglich als 24h-Probe in 4 von 5 Werten	Qualitätsziele in Fließgewässern
BSB ₅ (mg/l)		10	5	< 2
CSB (mg/l)		60	30	< 15
NH ₄ ⁺ -N (mg/l)	3 (im Sommer; 10 (im Winter)	10	1	< 0,3
ΣNH ₄ ⁺ -N + NO ₂ ⁻ -N + NO ₃ ⁻ -N (mg/l)		20	15	-
P _{ges} (mg/l)		1	0,2	< 0,1
AOX (µg/l)		Minimierung bei der Anwendung		
Keime		-	TVO	TVO

Auf der Suche nach technisch-wirtschaftlichen Lösungen auf diesem Gebiet begann an vielen Universitäten und Forschungseinrichtungen rege Aktivität.

Wenn für die Phosphorelimination ohne viele Schwierigkeiten durch Fällung/Flockung eine praktische Lösung gefunden wurde, erwies sich die Stickstoffelimination aus dem Abwasser als eine schwierige, aufwendige und teure Aufgabe. Gute Ergebnisse, die mit dem Belebtschlammverfahren erzielt wurden, trugen hier zusätzlich zur Akzeptanzverzögerung von Biofilmverfahren bei.

In diesem Zusammenhang darf der große Beitrag der US-EPA-Forschungsarbeiten für die Suche nach praktischen technischen Lösungen im Bereich der weitergehenden Abwasserreinigung in den sechziger Jahren nicht unerwähnt bleiben. Durch ihr Forschungsprogramm auf dem Lake Tahoe wurden neue Wege zur Stickstoffelimination (Nitrifikation/Denitrifikation in Biofilmreaktoren, Strippung, Ionenaustausch u.a.) vorgestellt. Diese Ideen wurden auch in der BRD aufgegriffen, so dass im Jahre 1972 an der Universität Stuttgart der Sonderforschungsbereich SFB-82 „weitergehende Abwasserreinigung“, mit zwölf Teilprojekten von der DFG eingerichtet wurde.

Der Einsatz von Festbettreaktoren für die Durchführung von Abwasserreinigungsprozessen (BSB, Deni/Nitri, Filtration) waren wichtige Projekte aus dem Forschungsprogramm, deren Fortsetzung auf anderem Wege noch bis heute andauert.

Allein mit der Grundlagenforschung der einzelnen Prozesse in den Festbetten, konnte deren Gesamtwirkung nicht erfasst werden. Die damals auf diesem Gebiet tätigen Firmen wie Lurgi, Sulzer, WABAG, Linde, Degremont, OTV u.a. suchten eine baldige Anwendung in der Praxis und begannen eigene Patentlösungen, wie z.B. Biofilter[®], Biostyr[®], Biofor[®] u.a. zu entwickeln. Diese Festbettreaktoren und Systeme sind mit firmeneigenen empirischen Bemessungsmethoden und Konstruktionen geplant und gebaut worden. Inzwischen arbeiten diese Patentlösungen auf der ganzen Welt – es werden aber auch ständig neue Varianten vorgestellt.

Dadurch, dass in der BRD Bemessungsregelwerke ähnlich des Belebtschlammverfahrens (ATV-DVWK 20006) bis heute fehlen, wird das Verfahren unweigerlich bei der Zulassung benachteiligt. Die Genehmigungsbehörden können sie nicht einfach prüfen, so dass erst Expertisen eingeholt werden müssen. Der Genehmigungsweg ist dadurch deutlich erschwert.

Da die Veröffentlichung der Forschungsarbeiten oft nur in deutscher Sprache erfolgten, scheint es, dass sie für das breite Fachpublikum im Ausland überwiegend unbekannt geblieben sind (Dr. Heinrich, Dr. W.R. Müller, Dr. H.O. Günther, Dr. M. Oldenburg, Dr. S. Brinke-Seifert, Dr. Töws und M. Fruhn u.a.).

Das neue Erkenntnisse aus der Forschung nicht übernommen werden, liegt auch darin begründet, dass sich die Firmen eigene Entwicklungen beizeiten haben schützen lassen, so dass die „freien“ nicht-patentfähigen Forschungsergebnisse – wie auch Parallelentwicklungen im eigenen Produktionsprogramm - oft nicht zusammen passten.

Auf diesem Gebiet sind ebenfalls wertvolle mathematische Modelle vorgestellt worden. Für die Anwendung der mathematischen Modelle müssen aber das Verfahrenschema und zumindest eine Vorbemessung der Reaktoren bereits vorhanden sein. Ohne Bemessungsverfahren wird man daher auch in Zukunft nicht auskommen können. Für den planenden Ingenieur ist nicht der Rechenvorgang, sondern die richtige Ermittlung und das richtige Einsetzen der Variablen, die sich aus der geforderten Reinigungsleistung ergeben, die Herausforderung.

Fundierte interdisziplinäre Kenntnisse aus der Verfahrenstechnik, Biologie, Hydraulik und Abwassertechnik sind notwendig, damit eine Planung gelingen kann.

Dadurch, dass diese notwendigerweise weiten Fachkenntnisse oft fehlen, werden vor Ort Pilotversuche zu Erhebung der Bemessungsparameter unabdingbar bleiben (Kroiss; 2006).

Im Rahmen dieses Vortrags wird daher versucht, einen Überblick über den heutigen Wissenstand zu geben, und einen Diskussionsbeitrag zu einigen wichtigen Details bei der Planung und Konstruktion zu leisten.

Der erste Teil, die Grundlagen und Aspekte der Festbettmodellierung, sind von Dr. Ing. Behrend (Verfahrenstechnik) ausgearbeitet worden; der zweite Teil, d.h. die Hinweise aus der Erfahrung mit nitrifizierenden Festbettreaktoren, werden von Prof. Dr. I. Sekoulov (Abwassertechnik) zusammengefasst.

Erster Teil: Grundlagen der Nitrifikation und Aspekte der Festbettmodellierung und Verfahrenstechnik.

Dr. J. Behrendt

Biofilmreaktoren weisen deutliche Vorteile gegenüber Systemen mit suspendierten Mikroorganismen auf, wobei als wichtigste

- langsam wachsende Organismen können leicht zurückgehalten werden,
- Begünstigung von symbiotischem Abbau,
- Stabilität gegenüber toxischen Stoffen durch Diffusionsbarriere und
- spezielle Abbaufähigkeiten bleiben durch einen erleichterten Austausch genetischen Materials lange erhalten

zu nennen sind. Ein wesentlicher Nachteil von Biofilmverfahren ist, dass die Versorgung der Mikroorganismen transportlimitiert verläuft und die Adaptionszeit, die zum Erreichen der maximalen Abbauleistung notwendig ist, i. d. R. recht lang ist.

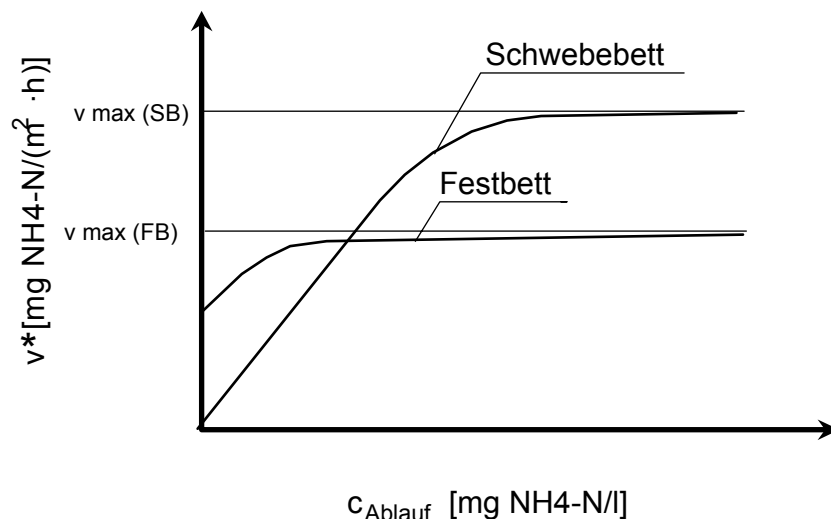


Abb. 1: Qualitative Darstellung der Umsatzgeschwindigkeit von Schwebebett und Festbett in Abhängigkeit von der Ablaufkonzentration (Brinke-Seiferth, 1999)

Werden Festbettreaktoren zur Abwasserbehandlung eingesetzt, sind die maximal zu erzielenden Abbaugeschwindigkeiten kleiner, als dies bei Schwebebettverfahren der Fall ist. Dies liegt an den Stagnationsraumvolumina, die beim Festbettbetrieb unvermeidbar sind. Allerdings können aus reaktionstechnischer Sicht höhere Umsatzgeschwindigkeiten bei sehr kleinen Ablaufkonzentrationen erreicht werden, was durch die große Einschränkung der Rückvermischung in Festbettreaktoren bewirkt wird. (Abb. 1)

Hydraulik

Festbettreaktoren ohne Rezirkulation weisen eine starke Einschränkung der Rückvermischung auf, was sich vorteilhaft auf die Reaktionskinetik auswirkt, wenn kleine Ablaufkonzentrationen erreicht werden müssen. In Abb.2 ist beispielhaft das Ergebnis einer Tracermessung dargestellt. Es wird deutlich, dass das hydraulische Verhalten eines pfropfendurchstömten Festbettreaktors durch ein Kaskadenmodell beschrieben werden kann.

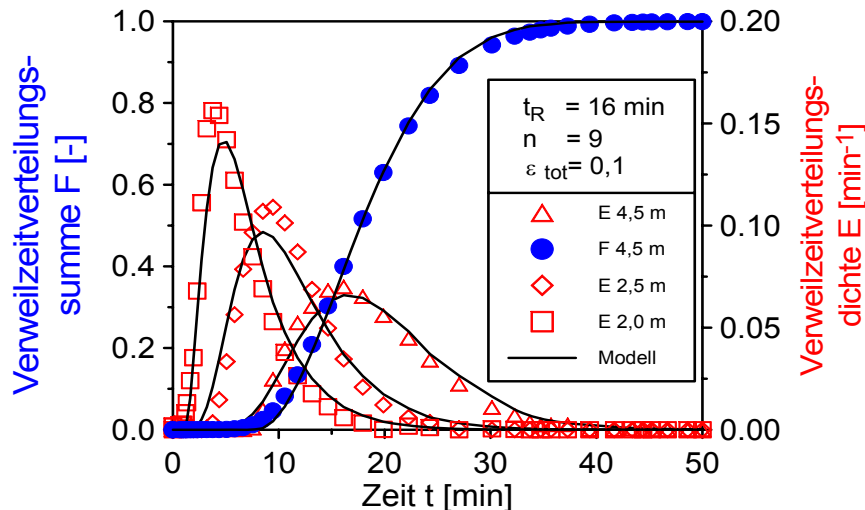


Abb. 2: Verweilzeitverhalten eines belüfteten Festbettreaktors (Messung und Modell)

Totraum und Gas-hold-up

Die Tracerversuche ergaben einen großen Einfluss der Filtergeschwindigkeit v_{FF} und der Gasleerrohrgeschwindigkeit v_{FG} auf den Gas-hold-up und das Stagnationsvolumen. In Tabelle 1 und Tabelle 2 sind die Ergebnisse für die untersuchten Geschwindigkeiten zusammengestellt. Man erkennt, dass das Stagnationsvolumen durch eine Erhöhung der Filtergeschwindigkeit erheblich reduziert werden kann. Der Gas-hold-up fällt ebenfalls mit zunehmender Filtergeschwindigkeit. Erst bei Gasleerrohrgeschwindigkeiten von $v_{FG} \geq 20 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ kommt es zu einem Anstieg.

Tabelle 2: Stagnationsraumanteil $\varepsilon_{\text{stagn}}$ im belüfteten Festbettreaktor

v_{FF} [m/h]	$v_{FG} = 5$ [m/h]	$v_{FG} = 10$ [m/h]	$v_{FG} = 15$ [m/h]	$v_{FG} = 20$ [m/h]
5	0.095	0.224	0.244	0.275
10	0.125	0.143	0.143	0.132
15	0.132	0.153	0.143	0.150
20	0.060	0.109	0.089	0.069

Tabelle 3: Gas-hold-up ε_G im belüfteten Festbettreaktor

v_{FF} [m/h]	$v_{FG} = 5$ [m/h]	$v_{FG} = 10$ [m/h]	$v_{FG} = 15$ [m/h]	$v_{FG} = 20$ [m/h]
5	0.099	0.099	0.115	0.133
10	0.054	0.054	0.065	0.091
15	0.044	0.044	0.056	0.068
20	0.054	0.054	0.068	0.085

Sauerstoffeintrag

Der Sauerstoffeintrag bestimmt ganz entscheidend die Umsatzraten aerober Prozesse, wie z.B. der Nitrifikation, im Festbettreaktor. Der Sauerstofftransport kann nur durch Diffusion in die Stagnationsvolumina erfolgen. Daher muss sich im Kern der Flüssigkeit eine relativ hohe Sauerstoffkonzentration einstellen.

Der volumetrische Stoffübergangskoeffizient k_{La} wird durch die Gasleerrohrgeschwindigkeit v_{FG} und die Filtergeschwindigkeit v_{FF} bestimmt. In Abb. 3 ist der

Einfluss der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf den volumetrischen Stoffübergangskoeffizienten dargestellt.

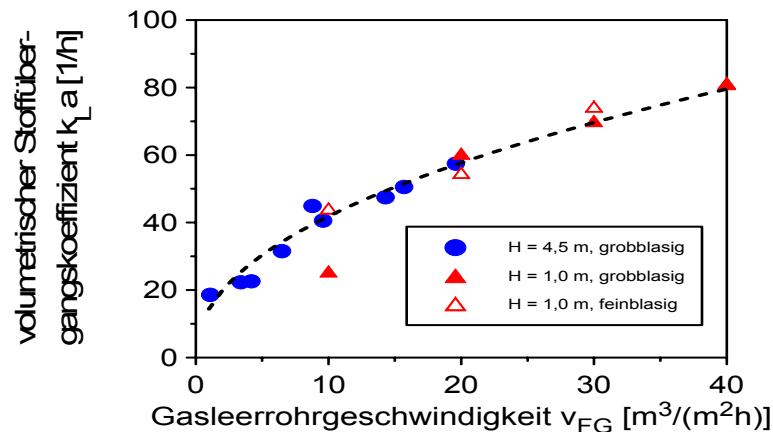


Abb. 3: Zusammenhang zwischen Gasleerrohrgeschwindigkeit und volumetrischem Stoffübergangskoeffizient ($v_{FF} = 5 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$)

Für kleine Filtergeschwindigkeiten ergeben sich keine Unterschiede für den volumetrischen Stoffübergangskoeffizienten in Abhängigkeit von der Festbetthöhe und der Begasungsart. Große Gasblasen werden an der Schüttung zerkleinert und kleine Gasblasen wachsen durch Koaleszenz. Mit einer Erhöhung der Filtergeschwindigkeit vergrößert sich der volumetrische Stoffübergangskoeffizient. In Tabelle 3 sind die gemessenen (grobblasige Belüftung mit Zwei-Stoff-Düsen) und die zu Berechnungen verwandten Werte zusammengestellt.

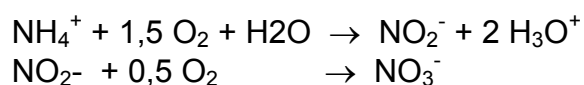
Tabelle 4: Volumetrischer Stoffübergangskoeffizient k_La im belüfteten Festbettreaktor (gemessen/Korrelation)

v_{FF} [m/h]	$v_{FG} = 5$ [m/h]	$v_{FG} = 10$ [m/h]	$v_{FG} = 15$ [m/h]	$v_{FG} = 20$ [m/h]
5	37.7/36.6	67.5/51.1	76.9/63.8	74.7/73.3
10	49.4/44.6	87.1/67.3	-/85.8	-/101
15	53.3/51.1	-/77.6	116/101	169/119
20	52.4/60.1	-/90.0	113/118	161/142

Auffallend ist, dass die Werte für den Stoffübergang für eine Filtergeschwindigkeit $v_{FF} = 20 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ tendenziell fallen. Das liegt am Übergang vom Festbettbetrieb zum Schwebebettbetrieb. Bereits bei diesen kleinen Filtergeschwindigkeiten kommt es zu einer Lockerung des Festbettes. In diesem Fall ist eine feinblasige Belüftung zu empfehlen.

Nitrifikation

Die Nitrifikation, d.h. der biologische Umsatz von Ammonium über Nitrit zu Nitrat, wird von langsam wachsenden chemo-lithoautotrophen Bakterien bewerkstelligt:



Hierfür ist viel Sauerstoff notwendig und es wird Säureneutralisationskapazität verbraucht. Zur effektiven Nitrifikation ist daher ein Verfahren vorteilhaft, das

- langsam wachsende Bakterien im System hält,
- einen effektiven Sauerstoffeintrag ermöglicht und
- tolerant gegenüber Schwankungen reagiert.

Werden zusätzlich noch niedrige Ablaufkonzentrationen an Ammonium gefordert, erfüllen Festbettreaktoren die ersten beiden Bedingungen. Schwankungen müssen dann durch eine angepasste Regelungstechnik oder vorgeschaltete Einheiten (bei Klärsystemen) bewerkstelligt werden.

Ergebnisse

Um die Einflussgrößen der Nitrifikation im Festbettreaktor zu ermitteln, wurden Ammoniumkonzentrationsprofile im Festbett bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen aufgenommen. In Abb. 4 sind zwei NH₄-N-Profile dargestellt. Es war ein vollständiger Abbau über die Höhe vorgesehen (N-limitierter Bereich). Es ist erkennbar, dass sich die Profile durch eine Reaktion halber Ordnung, wie sie für transportlimitierte, teilweise penetrierte

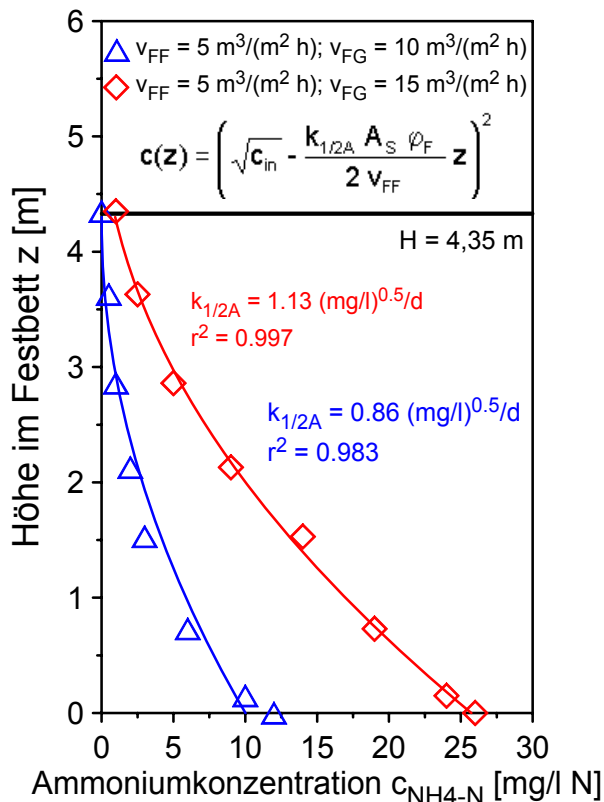


Abb. 4: Ammoniumkonzentrationsprofile im Festbett bei Variation der Belüftung

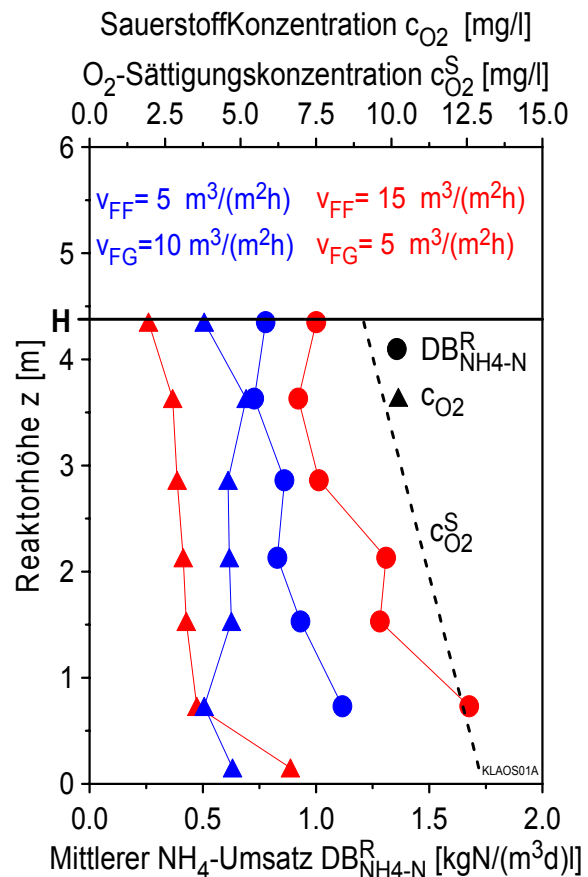


Abb. 5: Sauerstoffkonzentrations- und NH₄-N-Umsatzprofile im Festbett. $(k_L a)_{O_2} \approx 55 \text{ h}^{-1}$

Biofilme auftritt, darstellen lassen. Durch eine auf die Zulaufkonzentration angepasste Gasleerrohrgeschwindigkeit kann die Ammoniumkonzentration auf unter 1 mg/l N im Ablauf eingestellt werden.

Die Ammoniumumsatzgeschwindigkeit kann nicht beliebig gesteigert werden. Bei höheren Konzentrationen tritt schnell eine Sauerstofflimitierung auf. Mit Hilfe von

Abb. 5 wird der Einfluss des Sauerstoffeintrages und des Stoffüberganges in den Biofilm auf die Ammoniumumsatzgeschwindigkeit illustriert.

Es ist zu erkennen, dass die Ammoniumumsatzgeschwindigkeiten mit der Höhe abnehmen, wobei sich für die Konzentration des gelösten Sauerstoffs nahezu konstante Verhältnisse ergeben. Diese Abnahme ist durch die Abnahme des Stoffüberganges von der Gasphase in das Wasser zu erklären, da die Sättigungskonzentration des Sauerstoffs und der Sauerstoffgehalt im Begasungsmedium mit der Festbetthöhe abnimmt. Da bei beiden dargestellten Betriebspunkten ähnliche Stoffübergangskoeffizienten gas/flüssig vorlagen, muss es noch weitere Gründe für die unterschiedlichen Profile geben. Da mit einer höheren Filtergeschwindigkeit (bei gleichzeitig kleinerer Gasleerrohrgeschwindigkeit) höhere Umsatzgeschwindigkeiten und niedrigere Sauerstoffkonzentrationen erzielt werden, kommt dem Stoffübergang flüssig/flüssig, d.h. aus dem Kern der Flüssigkeit in den Biofilmbereich hinein, eine besondere Bedeutung zu. Dies wird auch an der Verminderung des Stagnationsvolumens von 24% auf 13% deutlich. Inwieweit sich die erreichbare Nitrifikationsgeschwindigkeit bei Luftbegasung beeinflussen lässt, wird aus Abb. 6 ersichtlich.

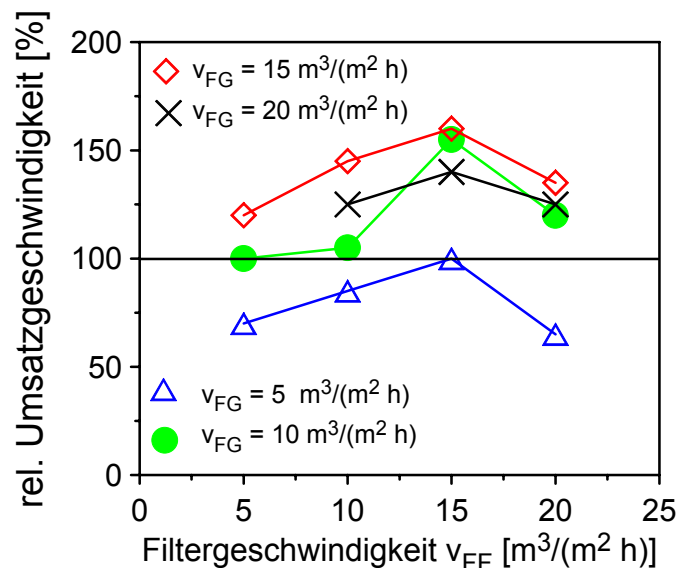


Abb. 6: Nitrifikationsgeschwindigkeit als Funktion der Filtergeschwindigkeit. 100% = 0,9 kg/(m³d) NH₄-N (Brinke-Seiferth, 1999)

Theoretische Lösungsansätze

In der gängigen Praxis der Auslegung von Festbettreaktoren bleiben die Auswirkungen der Verweilzeitverteilung und des Stofftransportes auf die Reaktionskinetik unberücksichtigt. Dies führt zu großen Bauvolumina, ineffizientem Betrieb oder zu einer unzureichenden Dämpfung von Belastungsschwankungen. Das primäre Ziel der Modellierung eines Prozesses ist daher das Design und die Prozessführung zu verbessern und eine Eingliederung in ein Klärsystem zu ermöglichen.

In Abb. 7 ist ein Modell eines belüfteten Festbettreaktors dargestellt. Bedingt durch das Verweilzeitverhalten kann der Prozess als eine Hintereinanderschaltung von Elementarzellen, wie in Abb. 8 dargestellt, verstanden werden

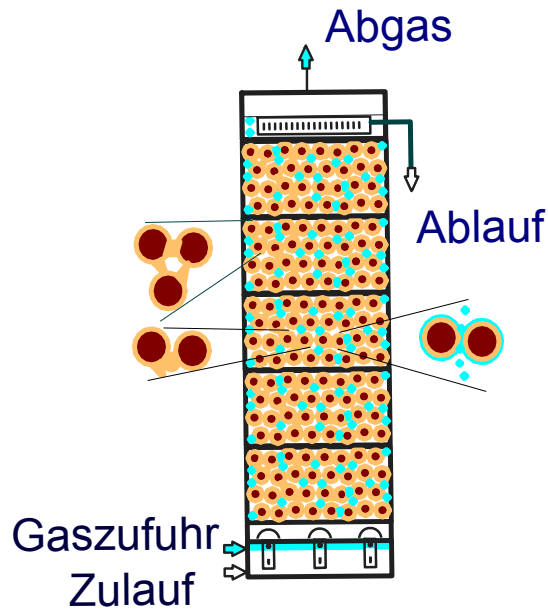


Abb. 7: Schematische Darstellung eines belüfteten Festbettreaktors

Die Elementarzelle lässt sich in vier Kompartemente einteilen: Gasphase, frei flüssige Phase, Biofilm (inkl. Totraum) und das innerte Trägermaterial. Nur im Biofilm finden die biologischen Stoffumsätze statt. Die Nitrifikation wird als Doppelsubstrat-kinetik mit kompetitiver Hemmung beschrieben, wobei die undissoziierten Moleküle (NH_3 und HNO_2) als Substrat angesetzt werden:

$$r_{\text{NH}_4} = r_{\text{NH}_4, \text{max}} \frac{c_{\text{NH}_3}}{K_{\text{S}, \text{NH}_3} \left(1 + \frac{c_{\text{NH}_3}}{K_{\text{I}, \text{HNO}_2}} \right) + c_{\text{NH}_3}} \frac{c_{\text{O}_2}}{K_{\text{O}_2, \text{NH}_3} + c_{\text{O}_2}}$$

$$r_{\text{NO}_2} = r_{\text{NO}_2, \text{max}} \frac{c_{\text{HNO}_2}}{K_{\text{S}, \text{HNO}_2} \left(1 + \frac{c_{\text{HNO}_2}}{K_{\text{I}, \text{NH}_3}} \right) + c_{\text{HNO}_2}} \frac{c_{\text{O}_2}}{K_{\text{O}_2, \text{HNO}_2} + c_{\text{O}_2}}$$

$$r_{\text{O}_2} = Y_{\text{O}_2/\text{NH}_4} r_{\text{NH}_4} + Y_{\text{O}_2/\text{NO}_2} r_{\text{NO}_2}$$

$$r_{\text{SK}} = -Y_{\text{H}_3\text{O}^+/\text{NH}_4} r_{\text{NH}_4}$$

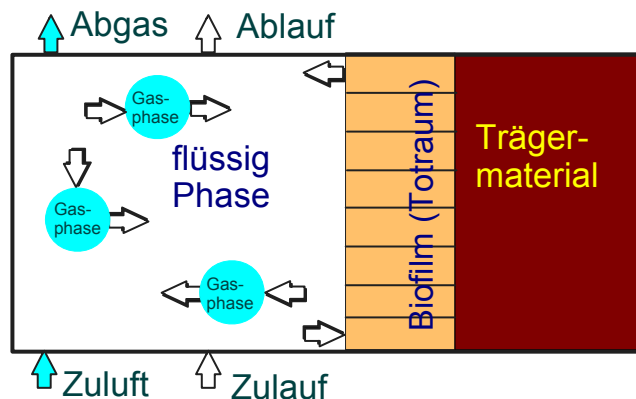


Abb. 8: Modellvorstellung einer Elementarzelle eines Festbettreaktors

Der Stofftransport zwischen der freien flüssigen Phase und dem Biofilm und zwischen der Gasphase und der freien flüssigen Phase erfolgt durch Stoffübergang. Die einzelnen Zellen sind über die freie flüssige Phase durch konvektiven Transport miteinander verbunden. Die Löslichkeiten in Abhängigkeit vom Druck und Temperatur für Sauerstoff und Kohlendioxid sowie die Dissoziationsgleichgewichte der Kohlensäure, Ammonium/Ammoniak und salpetrige Säure/ Nitrit müssen berücksichtigt werden. Die Hydrogeniumionenkonzentration bzw. der pH-Wert kann dann aus der Ladungsbilanz als Gleichgewichtskonzentration abgeleitet werden. Henrygesetz für Sauerstoff und CO₂:

$$c^S = K_H \times p_G (p_0 + \rho_F g z)$$

Massenwirkungsgesetz für die Einzelnen Stickstoff- und Kohlenstoffverbindungen:

$$c_{\text{HNO}_2} = \frac{c_{\text{NO}_2^-} c_{\text{H}_3\text{O}^+}}{K_{\text{D,HNO}_2} + c_{\text{H}_3\text{O}^+}}$$

$$c_{\text{NH}_3} = \frac{K_{\text{D,NH}_3} c_{\text{NH}_4\text{-N}}}{K_{\text{D,NH}_3} + c_{\text{H}_3\text{O}^+}}$$

$$c_{\text{CO}_2} = c_C \left(1 + \frac{K_{\text{D,CO}_2}}{c_{\text{H}_3\text{O}^+}} + \frac{K_{\text{D,CO}_2} K_{\text{D,HCO}_3^-}}{c_{\text{H}_3\text{O}^+}^2} \right)^{-1}$$

$$c_{\text{HCO}_3^-} = c_C \left(\frac{c_{\text{H}_3\text{O}^+}}{K_{\text{D,CO}_2}} + 1 + \frac{K_{\text{D,HCO}_3^-}}{c_{\text{H}_3\text{O}^+}} \right)^{-1}$$

$$c_{\text{CO}_3^{2-}} = c_C \left(\frac{c_{\text{H}_3\text{O}^+}^2}{K_{\text{D,CO}_2} K_{\text{D,HCO}_3^-}} + \frac{c_{\text{H}_3\text{O}^+}}{K_{\text{D,HCO}_3^-}} + 1 \right)^{-1}$$

Ladungsbilanz zur Bestimmung der Hydrogeniumionenkonzentration bzw. des pH-Wertes:

$$c_{\text{SK}} = c_C \frac{K_{\text{D,CO}_2} c_{\text{H}_3\text{O}^+} + 2 K_{\text{D,CO}_2} K_{\text{D,HCO}_3^-}}{c_{\text{H}_3\text{O}^+}^2 + K_{\text{D,CO}_2} c_{\text{H}_3\text{O}^+} + K_{\text{D,CO}_2} K_{\text{D,HCO}_3^-}}$$

Unter Berücksichtigung dieser Bedingungen, kann für die drei Kompartemente folgendes Differentialgleichungssystem formuliert werden:
freie flüssige Phase:

$$\frac{d c_{n,i}}{d t} = v_{\text{FF}} \frac{1}{\varepsilon \Delta H} (c_{n,i-1} - c_{n,i}) + (k_L a_n)_{\text{BF}} (c_{n,i}^* - c_{n,i}) + k_L a_n (c_{n,i}^S - c_{n,i})$$

Gasphase:

$$\frac{d \rho_{m,i}}{d t} = v_{\text{FG}} \frac{1}{\varepsilon_G \Delta H} (\rho_{m,i-1} - \rho_{m,i}) - k_L a_m \frac{\varepsilon}{\varepsilon_G} (c_{m,i}^S - c_{m,i})$$

Biofilmphase:

$$\frac{d c_{n,i}^*}{d t} = (k_L a_n)_{BF} \frac{1 - \varepsilon_{tot}}{\varepsilon_{tot}} (c_{n,i} - c_{n,i}^*) - r_n$$

Nitrifikationspotential in Festbettreaktoren

Die Nitrifikation im Festbettreaktor wird entscheidend vom Stofftransport beeinflusst. Eine besondere Bedeutung kommt hierbei dem Sauerstoffeintrag zu. Der Stoffübergang in Festbetten ist sehr hoch und effizient. Der Sauerstofftransport kann neben den Betriebsparametern Gasleerrohrgeschwindigkeit und Sauerstoffkonzentration in der Gasphase (Anreicherung mit technischem Sauerstoff) noch über die Festbetthöhe beeinflusst werden. Dabei kommt es zu einer Abnahme der Sauerstoffkonzentration in der Gasphase. In Abb. 9 ist beispielhaft dargestellt, wie sich das Sauerstoffzufuhrvermögen in Abhängigkeit der Höhe des Festbettes verhält. Variiert wurde der Sauerstoffgehalt im Begasungsmedium, wobei der Massenstrom konstant blieb. Zum Vergleich sind in Abb. 10 die zugehörigen Sauerstoffträge aufgetragen. Hierbei ist nur die thermodynamisch notwendige Energie berücksichtigt worden.

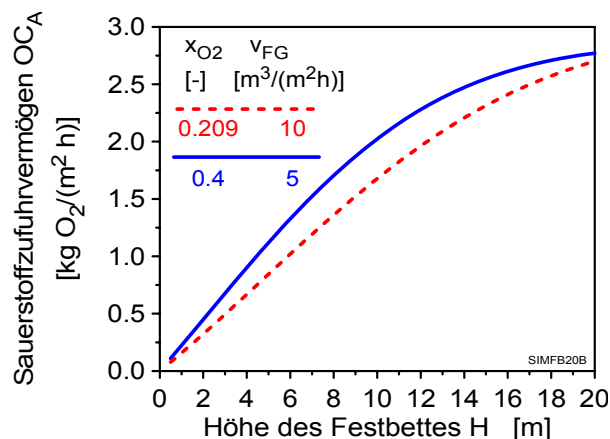


Abb. 9: Sauerstoffzufuhrvermögen als Funktion der Festbetthöhe

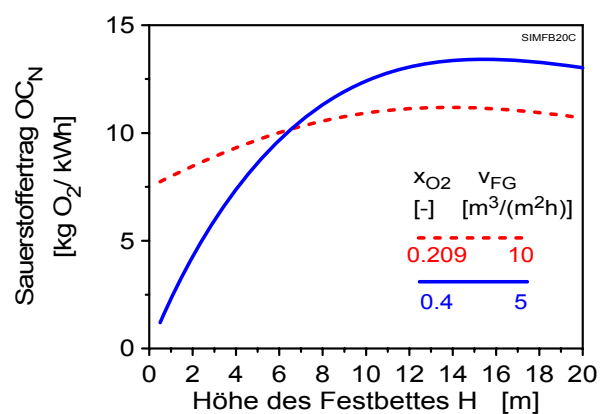


Abb. 10: Sauerstofftrag als Funktion der Festbetthöhe

Es wird deutlich, daß das Sauerstoffzufuhrvermögen linear bis ca. 10 m Festbetthöhe ansteigt und dann abflacht. Es ist daher nicht sinnvoll, Festbetthöhen von deutlich über 10 m zu wählen. Die Festbetthöhe wirkt sich nicht sehr stark auf den Sauerstofftrag bei Luftbegasung aus, da die notwendige Kompressionsenergie linear mit der Höhe steigt. Wird technischer Sauerstoff dosiert, steigt der Sauerstofftrag deutlich mit der Höhe an, weil erst ab 6 bis 8 m der zudosierte Sauerstoff vollständig in das Wasser übertragen ist.

Simulationsergebnisse

Es wurden Simulationsrechnungen zur Nitrifikation im Festbettreaktor für vier unterschiedliche Fälle, die in Tabelle 2 zusammengestellt sind, durchgeführt. Dabei wurde der Sauerstoffeintrag an die schwankenden Zulaufbedingungen angepasst.

Tabelle 5: Umsatz und Energieeffizienz unterschiedlicher Betriebsweisen eines Festbettreaktors zur Nitrifikation (H=4,5m)

lfd. #	v_{FG} m ³ /(m ² h)	κ_{O_2} -	NC_N kg NH ₄ -N / kWh	OC_N kg O ₂ / kWh	DB_A g NH ₄ -N / (m ² h)	DB_R kg NH ₄ -N / (m ³ d)	η_{B,NH_4} -
1.	10	0.21	1,27	6,0	102	0,54	0,84
2.	5 - 10	0,21	1,51	7,0	101	0,54	083
3.	5 - 20	0,21	1,04	4,9	109	0,58	0,90
4.	5 - 10	0,21-0,5	2,14	10,8	112	0,60	0,93

Die Ergebnisse sind in Abb. 11 als Summenhäufigkeit der Ammoniumablaufkonzentration für einen schwankenden Zulauf ($B_{NH_4}^A: \bar{x} = 121 \text{ g}/(\text{m}^2 \text{ h})$, $s_B = 68 \text{ g}/(\text{m}^2 \text{ h})$) dargestellt.

Es ist ersichtlich, dass eine Regelung der Gasleerrohrgeschwindigkeit und der Sauerstoffkonzentration im Begasungsmedium sinnvoll sind. Durch eine Erhöhung des Sauerstoffeintragsvermögens kann die maximale Ablaufkonzentration reduziert werden. Die Dosierung von technischem Sauerstoff erweist sich nicht nur in Hinblick auf die erreichbare geringe Schwankung der Ablaufwerte und dem größten Umsatzgrad, bezogen auf die Zulaufkraft, als am geeignetsten, sondern auch aus energetischer Sicht.

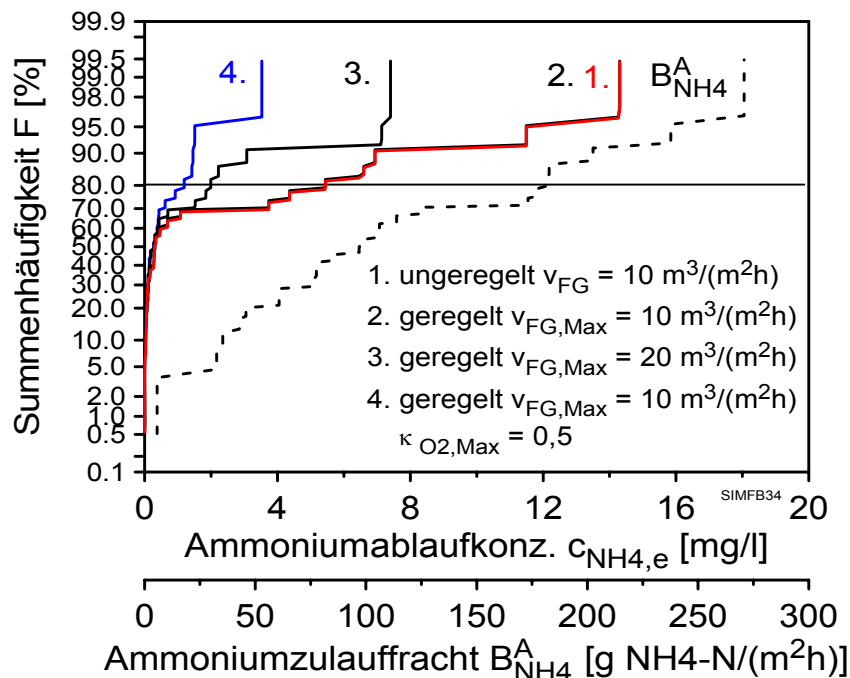
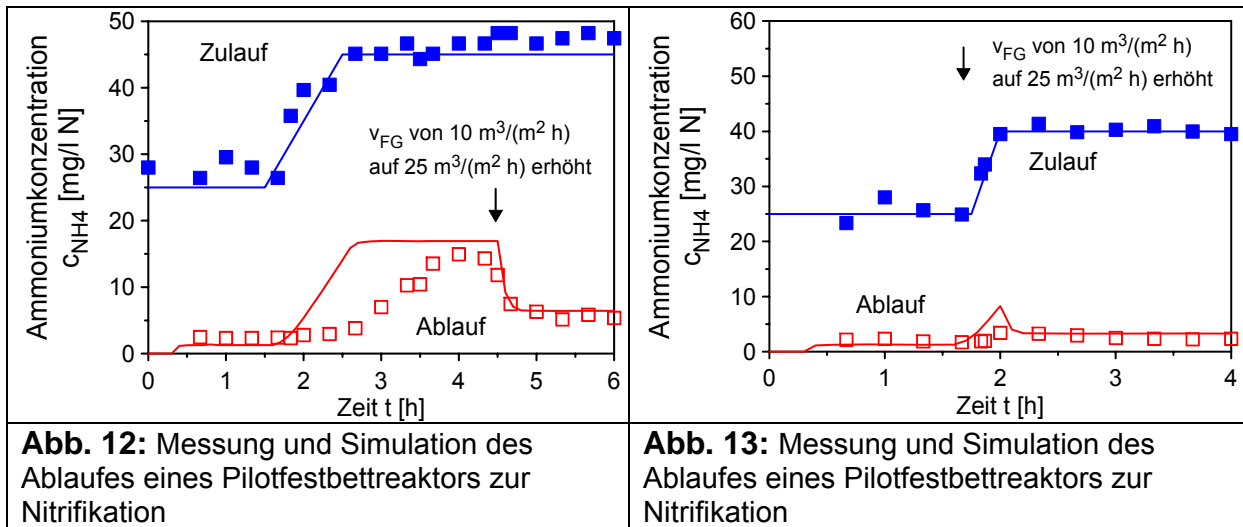


Abb. 11: Summenhäufigkeit der Ammoniumablaufkonzentration eines Festbettreaktors zur Nitrifikation

Regelung der Nitrifikation im Festbett

Die prinzipielle Überprüfung der Regelstrategie und der Festbettsimulation erfolgte anhand von Pilotuntersuchungen. In Abb. 12 ist die Zulauf- und Ablaufkonzentration an Ammonium für einen Festbettreaktor dargestellt. Nach einer Erhöhung der Ammoniumkonzentration im Zulauf kann diese mit einer zeitlichen Verzögerung im Ablauf wieder gefunden werden. Nach einer Erhöhung der Gasleerrohrgeschwindigkeit sinkt die Ablaufkonzentration wieder ab. Durch eine Anpassung der

Gasleerrohrgeschwindigkeit an eine Erhöhung der Zulaufkonzentration kann ein Anstieg der Ablaufkonzentration verhindert werden. (s. Abb. 13)



Zweiter Teil: Erfahrungen mit nitrifizierenden Festbettreaktoren.

Prof. Dr. I. Sekoulov

1. Biofilmverfahren

Die aus dem Belebtschlammverfahren bekannte suspendierter Form der Biomasse kann auch als Biofilm auf der Oberfläche eines Trägermaterials fixiert (immobilisiert) wachsen (aus der englischen Literatur bekannt als „fixed film reactor“). Mittlerweile haben sich - und werden weiter - verschiedene Biofilmverfahren entwickelt (Abb. 14).

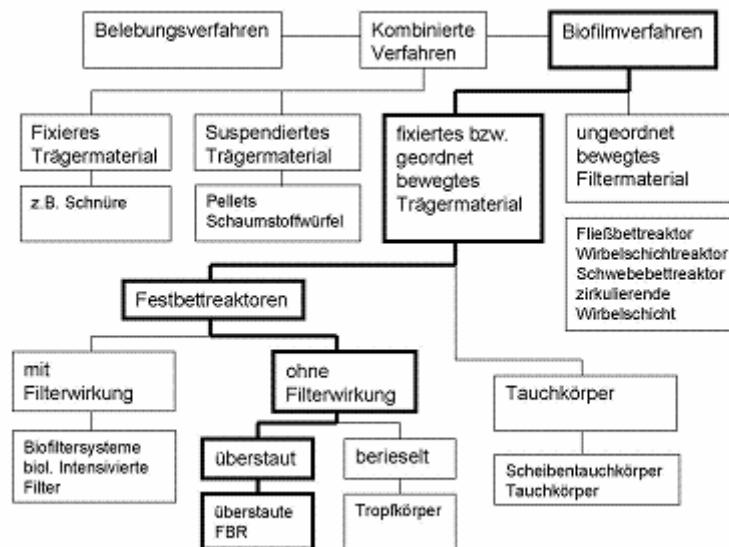


Abb. 14. Böhme, Wilderer; 1997

Wenn das Trägermaterial mit dem Biofilm während des Reinigungsprozesses im Reaktor bleibt und ein Festbettkörper aus Trägermaterial mit dem vorwiegend fixierten Biofilm entsteht, kann das als die Grundform des Festbettreaktors mit fixierter Biomasse angenommen werden.

Die Biofilmverfahren haben einen wichtigen Vorteil gegenüber den total durchmischten Belebungsverfahren, da die an das Trägermaterial gebundene Biomasse nicht mit dem gereinigten Ablauf den Reaktor verlässt. Nachklärbecken und Rückführung der Biomasse im Belebungsbecken erübrigen sich. Das System gewährleistet ein hohes „Schlammalter“, und ist besonders geeignet für langsam wachsende Mikroorganismen, wie z.B. bei Nitrifikanten oder bei Industrieabwässern für spezialisierte Biozöosen, die sich langsam selektieren.

Aus der Systematik der Biofilmverfahren (Abb. 14) wird die große Palette der verschiedenen Anwendungen ersichtlich. Die üblichen biologischen Reinigungsprozesse, die aus dem Belebungsverfahren bekannt sind, können auch mit Biofilmreaktoren durchgeführt werden (BSB-Abbau, Nitrifikation, aerob, anaerob, Denitrifikation, Bio-P-Elimination u.ä.). Zusätzlich kann mit einer Kombination mit Festbetten aus Kornmaterial eine zusätzliche Filterwirkung entstehen (Biofilter).

Um alle möglichen Reinigungsprozesse mit Biofilmreaktoren zu kombinieren, aber auch für die einzelnen Einsätze, sind fundierte Grundkenntnisse und konkrete Erfahrungen notwendig.

Demzufolge ist es nicht verwunderlich, dass die Ausgangsdaten für die Planung solcher Kläranlagen auf Vor-Ort-Pilotversuchen beruhen.

Um die Grundlagen und die Bedeutung der Erfahrung deutlicher zeigen zu können, haben wir uns, im Rahmen dieses Vortrags, auf den allein nitrifizierenden Festbettreaktor mit fixierter Biomasse beschränkt. Erfahrung zu vermitteln beinhaltet nicht nur „Erfahrungswerte“ vorzustellen, die zu guten Ergebnissen führen, sondern vielmehr über wichtige Beobachtungen während des Betriebes zu berichten und zu diskutieren, die nicht mit Zahlen wiedergegeben werden können.

2. Biofilmreaktor

In Abb. 15 ist die Grundform eines Biofilmreaktors dargestellt.

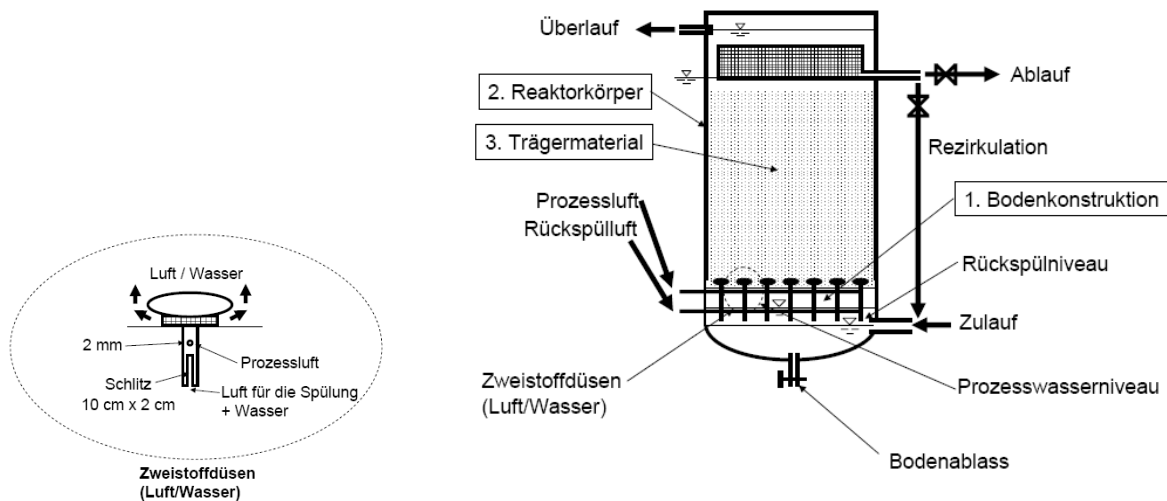


Abb. 15: Grundform eines Biofilmreaktors. Er besteht aus: 1. Bodenkonstruktion, 2. Reaktorkörper und 3. Trägermaterial.

Ein Festbettreaktor besteht im Wesentlichen aus dem Behälter (Reaktorbecken), dem Festbett und der Bodenkonstruktion.

2.1 Bodenkonstruktion

Das Festbettmaterial, die Luft-Wasser-Verteilung für Prozessluft und für den Wasserzulauf sowie das Rückspülwasser, sind maßgebend für die Wahl der Bodenkonstruktion und somit für die Leistungsfähigkeit des System verantwortlich. Sie hat einen hohen Anteil an den Baukosten und wird sorgfältig optimiert. Patentierte Bodenkonstruktionen von verschiedenen Firmen sind bekannt und werden entsprechend angewandt. Die in der BRD meistverbreitete Bodenkonstruktion wurde der Sandfiltration entlehnt und hat die Zweistoffdüsen für Luft und Wasser als Hauptbauelement. Zweistoffdüsen sind gut bekannt und bislang bestehen die meisten Erfahrungen mit dieser Bauform (Abb. 16).

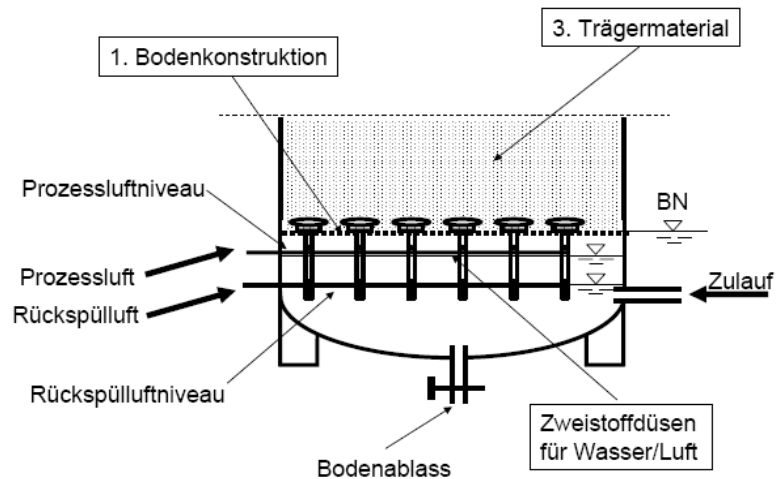


Abb. 16: Bodenkonstruktion – Schematische Darstellung des Reaktorbodens bei untergetauchten Festbettreaktoren

Die Festbettreaktoren werden bei der Rückspülung nicht fluidisiert. Die Wahl der Luft-Wasser-Rückspülgeschwindigkeit kann daher von Fall zu Fall unterschiedlich sein. Die Rückspülzeiten sind genau so wichtig und werden meist aus Erfahrung festgelegt. Es ist kein Geheimnis, dass trotzdem am Anfang des Betriebes die Festbetten aus Unkenntnis leicht verschlammten können. Als Folge hilft nur das Festbett zu entleeren gesäubert neu einzufahren. Aus diesem Grund haben wir bei den Festbetten der KA-Shell-Hamburg Brechdüsen entwickelt und in die Bodenkonstruktion eingebaut. Hierbei handelt es sich um einzelne Düsen, die von außen mit Druckluft betrieben werden und in der Lage sind die Schlammschicht an einigen Stellen zu durchbrechen, was zur Lockerung des gesamten Bettes führt.

Der zu Verstopfung führende Schlamm kommt meistens aus z.B. vorgeschalteten Belebungsstufen. Zur Sicherheit vor einer solchen Einleitung in den Zulauf sollte in den Bodenbereich ein Sieb montiert sein. Das unkontrollierte Eindringen von Feststoffen in den Bodenbereich muss unbedingt verhindert werden.

2.2 Ablauf und Überlaufkonstruktion bei Festbetten aus Stahl

Für die Überlaufkonstruktion wurden z.B. Siebnetze mit einer Lichtöffnung abhängig von der Korngröße des gewählten Kornmaterials wie auch Rohre mit angesägten Schlitten, die in das Festbett-Oberteil eingebaut werden, eingesetzt. Beide Konstruktionen haben sich im Betrieb bewährt.

Das Ablaufsieb ist ca. 0,8 bis 1,0 m über dem Festbett montiert (Abb. 17). Um Höhe nicht unnötig zu verlieren ist aber zu überprüfen, ob es nicht günstiger wäre, die Ablaufeinrichtung mit dem Sieb in der letzten Festbetthöhe der Kornschüttung einzugraben (Abb. 17).

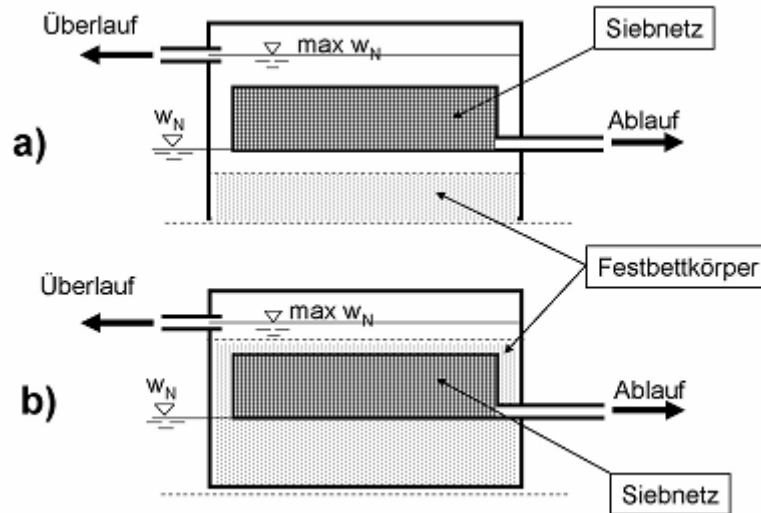


Abb. 17: Überlaufkonstruktion.

2.3 Reaktorbett - Reaktorhöhe

Das Reaktorvolumen (V_{FBR} [m^3]) wird für den Nitrifikationsfestbettreaktor mit Hilfe der spezifischen Nitrifikationsrate $v_{NH_4^+}$ [$mg/m^2 \cdot h$] in Pilot-Laborversuchen bestimmt und mit (übertragbaren!) Erfahrungswerten bzw. mit bekannten Konstanten berechnet.

$$F_0 = B_N / v_{NH_4^+} \quad [m^2] \quad \text{innere Oberfläche des Trägermaterials}$$

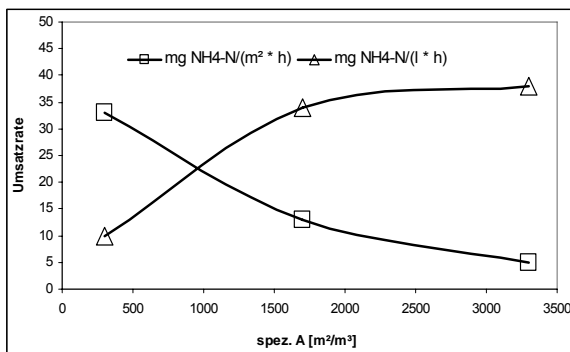


Abb.18a: Umsatzrate in Abhängigkeit von der spezifischen Oberfläche aus Leistungsdaten

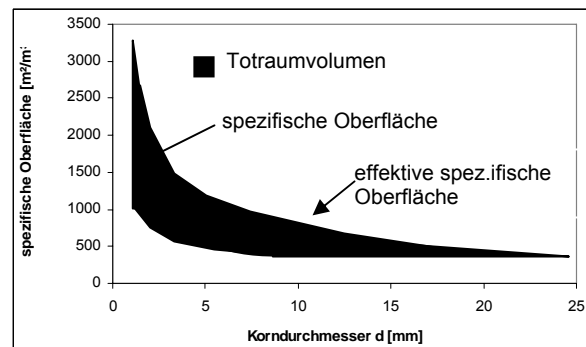


Abb.18b: spezifische Oberfläche in Abhängigkeit von der Korngröße bei einer Porosität von 0,45 , sowie qualitative Darstellung des Totraumvolumens

Nach Wahl des Trägermaterials (Korndurchmesser d [mm]) kann das Reaktorvolumen wie folgt berechnet werden:

$$V_{FBR} = F_0 / F_S \quad [m^3]$$

Nach Festlegung der Durchflussgeschwindigkeit z.B. $v_h = 5 - 10$ [$m^3/m^2 \cdot h$] kann die Fläche des Festbettreaktor ermittelt werden:

$$A_{FBR} = Q / v_h \quad [m^2]$$

mit:

$$Q \quad [m^3/h] \quad \text{Zulaufmenge}$$

Für die Bestimmung der Reaktorbetthöhe, bzw. der gesamte Reaktorhöhe, müssen wichtige prozesstechnische, wirtschaftliche und konstruktive Bedingungen berücksichtigt werden.

Das Nitrifikationsvermögen der Festbettreaktoren ist grundsätzlich vom notwendigen Sauerstoffeintrag OC_R abhängig. Analog zum Belebungsverfahren spielt bei der Bestimmung des erforderlichen Lufteintrags - zur Sicherung des errechneten Sauerstoffbedarfs - die Festbetthöhe t [m] und der spezifische Lufteintragswert (OC_{spez}) eine Rolle:

$$\text{erf. } Q_{\text{Luft}} = (OC_R + V_{\text{FBR}}) / (OC_{\text{spez}} + t) \quad [\text{Nm}^3/\text{h}]$$

OC_{spez}	[g/Nm ³ · m]	Sauerstoffeintrag pro Meter [m] Tiefe und bekannter Luftblasengröße
OC_R	[g/m ³ · h]	Sauerstoffeintrag
t	[m]	Festbetthöhe

Aus unserer Erfahrung ist eine Festbetthöhe von 4,5 bis 6,0 m und ein spezifischer Sauerstoffeintrag $OC_{spez} = 10$ [Nm³/m³ · h] bei einem Liapor Trägermaterial ($d = 4 - 6$) mm sinnvoll.

Man darf nicht vergessen, dass der nitrifizierende Festbettreaktor O₂-limitiert und nicht durchmischt ist. Es bilden sich mehr oder weniger ausgeprägte Stoffprofile, die bei der Prozessoptimierung unbedingt bekannt sein müssten (Abb. 18).

Neben einem niedrigen N-NH₄⁺-Gehalt ≤ 3 mg/l wird auch eine niedrige Sauerstoffkonzentration O₂ ≤ 5 mg/l im Ablauf des Festbettreaktors angestrebt, wenn eine Denitrifikationsstufe nach – bzw. vorgeschaltet wird.

Simulationsrechnungen für die Betthöhe und den Sauerstoffeintrag sind daher notwendig für die Automatisierung und Optimierung der Prozessführung.

3. Bemessungsansätze (nach KA 2002 (49); Nr. 12)

Die Bemessung der nitrifizierenden Festbettreaktoren erfolgt nach empirisch angewandten Nitrifikationsdaten: v_{Nmax} [mg N-NH₄⁺/m² h] oder v_{Nmax}^* [g N-NH₄⁺/m³ d]. Die tatsächliche Nitrifikationsrate für den gegebenen Fall wird mit Hilfe der Michaelis-Menten-Gleichung, die Temperatureinflüsse, pH u.ä. berücksichtigt errechnet.

$$v_N = v_{Nmax} \times N_e / (k_N + N_e)$$

mit:

$$k_N = 2 \text{ mg/l} \quad (\text{Halbwertkonstante})$$

$$N_e \text{ in [mg/l]} \quad (\text{Ammoniumstickstoff im Ablauf})$$

Die notwendige Oberfläche des Füllkörpers kann mit der Nitrifikationsrate v_N und die Ammoniumfracht B_N errechnet werden.

Ammoniumfracht	$B_N = Q(\text{NH}_4^+ - N_Z - \text{NH}_4^+ - N_A)$ [kg/h]
Oberfläche des Trägermaterials	$F = B_N / v_N$ [m ²]

Mit der Wahl des Trägermaterials kann die spezifische Oberfläche F_S (m²/m³) errechnet werden, somit ist das Volumen des Festbettes:

$$V_{\text{FB}} = F / F_S \quad [\text{m}^3]$$

Die Grundfläche des Festbettreaktors wird mit der gewählten Wassergeschwindigkeit im Leerrohr v_F [m/h] (5 – 10 m/h) bemessen.

$$v_F = Q / A_{R,FB} \text{ [m/h]} \quad \text{Wassergeschwindigkeit (gewählt)}$$

$$A_{R,FB} = Q / v_F \text{ [m}^2\text{]} \quad \text{Grundfläche des Festbettreaktors}$$

Bei der Biofiltration wirken neben dem gewachsenen Biofilm noch die aus der Filtration in der Vorstufe angeschwemmte Biomasse (z.B. Belebungsbecken) oder der aus dem BSB-Abbau gebildete Überschussschlamm zusammen. In diesem Fall wird mit der Belastung das Reaktorvolumen mit Ammonium herangezogen (v_N [g/m³ d]). Der Unterschied kann wesentlich sein. Dies wird nach der Rückspülung bemerkbar. Wenn bei nitrifizierenden Festbettreaktoren ohne Filtration die Nitrifikationsrate steigt, so macht sich bei Festbetten mit Filtration nach der Rückspülung ein Abfall der Nitrifikationsleistung bemerkbar (Nyhuis, 1985) Abb. 18. Der notwendige Sauerstoffverbrauch für die Nitrifikation kann mit dem Wert 4,6 g_{O2}/g_{NH4-N} berechnet werden:

$$OV_N = 4,6 \times B_{A(NH_4-N)} / V_{FBR} \text{ [g/m}^3 \text{ h]}$$

Der auf die Abwassermenge bezogene Sauerstoffeintrag ergibt sich zu:

$$\alpha \times OC_R = c_{s,o} / (c_{s0} - c_o) \times OV_V \quad \text{[g/m}^3 \cdot \text{h]}$$

$$\text{erf. Luft } Q_L = OC_R \times V_{FB} / OC_{spez} \times t$$

$$t = \text{Einblastiefe} \quad \text{[m]}$$

$$OC_{spez} = 10 \quad \text{[g / Nm}^3\text{/(m}^2 \text{ h)] (angenommen)}$$

$$\alpha = 1 \quad \text{Sauerstoffzufuhrfaktor}$$

Die auf die Grundfläche bezogene Luftmenge ist:

$$v_{ALuft} = 10 \quad \text{[Nm}^3 \text{ / (m}^2\text{/h)]}$$

$$\text{erf. Luft} = A_{FBR} \times v_{ALuft} \quad \text{[Nm}^3\text{/h]}$$

Der Sauerstoffbedarf für die Nitrifikation wird auf das Flüssigkeitsvolumen bezogen errechnet:

$$W = V_{FBR} \times \varepsilon \quad \text{[m}^3\text{]}$$

$$W = \text{Flüssigkeitsvolumen}$$

$$\varepsilon = \text{Koeffizient des Porenvolumens}$$

4. Prozessführung

Der nitrifizierende Festbettreaktor ist ein nicht durchmischter Reaktor mit Pfropfenströmung. Es bilden sich Stoffprofile vom Zulauf (hohe NH₄⁺-N-Konzentrationen) zum Ablauf (niedrige NH₄⁺-N-Konzentrationen), wobei die hohe Konzentration als treibende Kraft für hohe Nitrifikationsraten im Zulaufbereich benützt wird. Demzufolge ist eine Durchmischung des Reaktors kontraproduktiv.

Eine Durchmischung des Festbettreaktors kann durch erhöhte Rezirkulation erreicht werden, ab einer 3 bis 5 maligen Rezirkulation kann er als total durchmischter Reaktor gelten. Ähnlich ist es mit der Erhöhung der Luftgeschwindigkeit von z.B. $v_L =$

10 m/h auf $v \geq 20$ m/h. Die Zweistoffdüsen sind einfache grobe Verteiler des Luftstroms. Die Koaleszenz der Luftblasen bei hohen Geschwindigkeiten erhöht sich, was zu größeren Luftblasen führt, so dass sich die Aufstiegs geschwindigkeit entsprechend der Blasengröße weiter ansteigt; im Festbett z.B. $v_L \geq 30$ m/h. Das hydraulische Regime im Festbett wird total negativ verändert. Über den Düsen bildet sich ein „Luftschleier“ aus zirkulierendem Wasser bis zur Oberfläche des Reaktors, der keine Querströmung zulässt. Bei Erhöhung der Luftgeschwindigkeit muss auf diese Phänomen geachtet werden.

Das System bleibt O_2 -limitiert und der Verbrauch an O_2 muss nicht über die Grenze des Sauerstoffeintrags hinaus ausgelegt werden. Eine günstige Gestaltung der Stoffprofile könnte durch die Entwicklung einer speziellen Automatisierung erreicht werden.

In Abb. 18 sind die Profile der Sauerstoffkonzentration, der NH_4^+ -Konzentration und der Verteilung der Biomasse über die Festbetthöhe zu sehen.

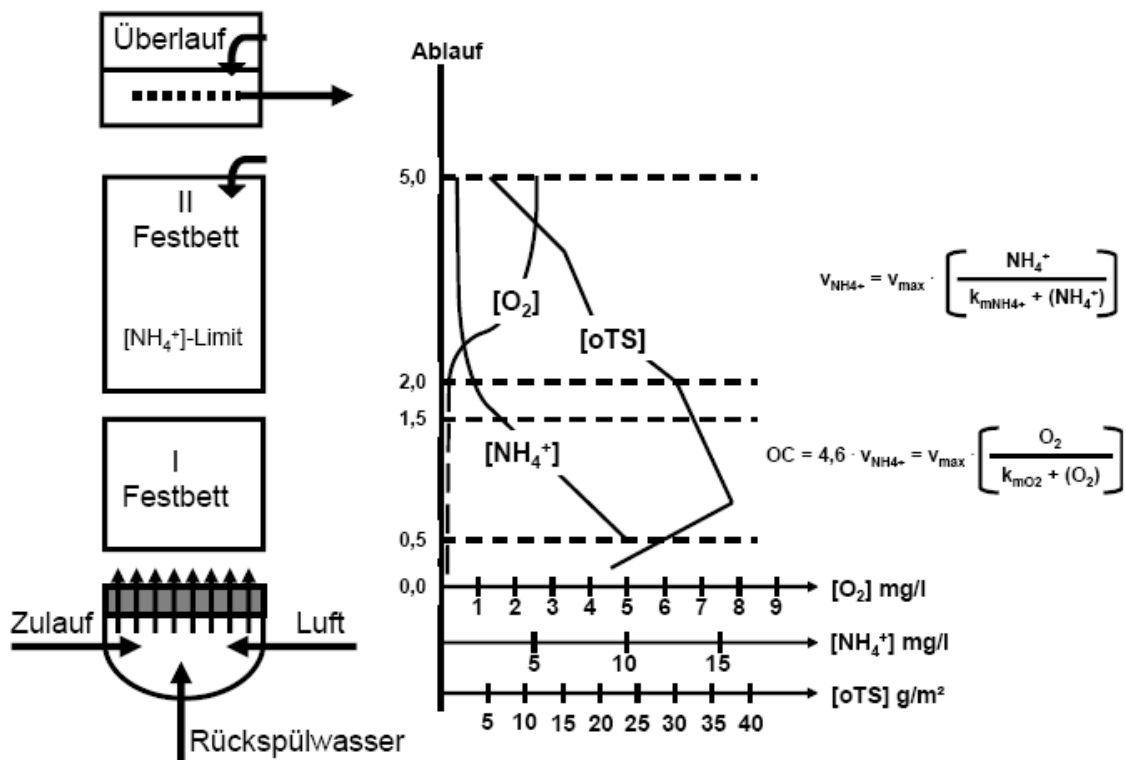


Abb. 18: Stoffprofile von O_2 , NH_4^+ und TS in einem pfropfendurchströmten Festbettreaktor.

5. Trägermaterial

Wie schon zu Beginn erwähnt, ist, neben der Bodenkonstruktion und dem Luft-Wasser-Verteilersystem, das Trägermaterial eines der drei wichtigsten Elemente eines Festbettreaktors. Alle drei Elemente müssen schon bei Beginn der Planungsarbeiten festgelegt werden.

Dabei muss das Trägermaterial passend zur Bodenkonstruktion und zum Luft-Wasser-Verteilungssystem ausgewählt werden.

Eine Bestimmung des Trägermaterials gegen Ende der Planung oder das Überlassen der Wahl des Trägermaterials - meist zur Kostenreduzierung - durch den Investor kann nicht empfohlen werden. Insbesondere nicht für nitrifizierende

Festbettreaktoren, die bekanntlich nach der spezifischen Oberfläche der Kornschtüttung bemessen werden.

Unsere Erfahrung hat gezeigt, dass kein Trägermaterial ohne Biofilm geblieben ist. Früher oder später wurde jedes Material bewachsen, abhängig z.T. auch von der Saison der Inbetriebnahme. Bei niedrigen Temperaturen z.B. konnte dies bis zu sechs Monaten dauern.

Die Wasser-Luftgeschwindigkeit spielt zu Anfang auch eine Rolle. Es ist ratsam mit kleinen Luftgeschwindigkeiten zu beginnen, da der O₂-Verbrauch zunächst auch noch gering ist.

Die Hydraulik im Festbett muss ebenfalls stimmen. Die Kugelform ist berechenbar und hat uns nicht enttäuscht. Wir sind von 4-6 mm großen Blähtonkörnern auf ein 6-8 mm großes Korn übergegangen, und hoffen auf eine bessere, da notwendige Grenzschichterneuerung auf dem Biofilm.

Der Biofilter ist ein Mehrzweckreaktor und das Trägermaterial muss nach anderen Kriterien gewählt werden. Ein Mehrschicht-Trägermaterial scheint hier Vorteile zu haben. Auch das Einbringen von Klinoptilolith (Zeolith) als Adsorptionsmittel für Ammonium hilft z.B. Stoßbelastungen abzufangen und gestattet nicht entsprechend der maximalen Stundenbelastung zu planen (Oldenburg, M; 1999).

6. Allgemeine Erkenntnisse

- Biofilme bieten Vorteile für Ansiedlung von langsam wachsenden Mikroorganismen,
- keine Notwendigkeit von Belebtschlamm-Rückführung,
- Stoßbelastungen mit Hemmstoffen haben geringe schädigende Wirkung auf den Biofilm,
- bei Pfropfenströmung erfolgt sukzessiver Abbau von Schmutzstoffen → eine Spezialisierung der entsprechenden Mikroorganismen in Richtung Ablauf wird beobachtet,
- bei niedriger Belastung wird eine ausgeprägte spezifische Biosorption (z.B. von nicht-abbaubarem CSB) beobachtet,
- Suspensa-Rückhaltevermögen - wenn gewünscht - möglich,
- erhöhte Ausnutzung des Luftsauerstoffs beim Eintrag,
- Totaldurchmischung mit Rezirkulation oder Belüftung (wenn gewünscht) möglich
- geeignet als Nitrifikationsstufe von mehrstufigen KA's

7. Literatur

Kraft, A.:

WABAG – Biofiltrationsverfahren, Einsatzbeispiele und Betriebserfahrungen; Biofilm-Technologie zur Reinigung kommunaler Abwässer, Mode oder Moderne; 26. Abwassertechnisches Seminar, Berichte aus Wassergüte und Abfallwirtschaft; TAM (1997), No. 130; S. 223-230

Heinrich, D.:

Untersuchungen zur Nitrifikation von Abwässern in überstauten Festbettreaktoren, Stuttgarter Berichte, Bd. 81, Kommissionsverlag R. Oldenbourg (1984), Dissertation

Krauth, K.:

Qualitätsziele in Fließgewässern und Leistungen von kommunalen Abwasserbehandlungsanlagen. Gewässerschutz durch Klärwerke. Stuttg. Bericht StWW (118/1992); S. 23-35

Kroiss, H.:

Betriebserfahrungen von modernen Kläranlagen (Wechselwirkung zwischen Planung und Betrieb); Wiener Mitteilungen WAG, Band 195; Wien 2006; S. 1-15

Böhm; D.; Wilderer, P.:

Biofilm-Technologie zur Reinigung kommunaler Abwässer: Mode oder Moderne; Berichte aus W. und A.; TU München (1997), Leistungsfähigkeit moderner Biofilm-Verfahren – eine kinetische Beurteilung; S. 59-82

Kraft, A.:

Erweiterung und Anpassung einer bestehenden Kläranlage; (Systemlösung WABAG ESMIL GmbH); Biofilmreaktoren, Hamburger Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft Nr. 2 (1998); Vortrag

Nyhuis, G.:

Beitrag zu den Möglichkeiten der Abwasserbehandlung bei Abwässern mit erhöhtem Stickstoffkonzentration, Inst. F. SiWWuA, TU Hannover (1985); S. 170

Oldenburg, M.:

Einsatz von Gemischen aus Zeolith und Trägermaterial zur Stickstoffelimination, Hamburger Berichte zu SWW; Nr. 26 (1999)

Brinke-Seifert, St.:

Beitrag zur Erhöhung des Reinigungsvermögens und der Flexibilität von Biofilmreaktoren (Festbett, Schwebbett, Filter), Hamburger Berichte zur SWW, Nr. 27, (1999)