

DAS "MOVING BED BIOFILM" - VERFAHREN

Hallvard Ødegaard und Bjørn Rusten

EINLEITUNG.

Während der letzten Jahren ist das Interesse für Biofilmprozesse bedeutend gewachsen, sowohl für die Reinigung von Kommunal- als auch von Industrieabwasser. Es gibt mehrere Gründe dafür, dass Biofilmprozesse manchmal den Belebtschlammprozessen vorgezogen werden :

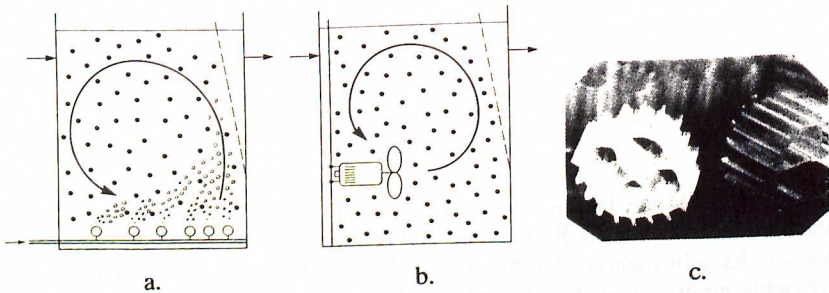
- a. Die Kläranlage selbst kann viel kompakter gebaut werden.
- b. Das Reinigungsergebnis ist nicht so sehr von der Effizienz der Nachklärung abhängig.
- c. Die Biomasse in der Biofilmanlage ist spezialisierter, weil kein Rücklaufschlamm notwendig ist.

Es gibt heute mehrere Biofilmsysteme auf dem Markt, zum Beispiel die traditionellen Tropfkörper und Tauchtropfkörper und die neuen Varianten verschiedener getauchter Biofilter wie die französischen Biofor- und Biocarbon-Systeme und das schweizerische Biopur-System. Einer der Nachteile von getauchten Biofiltern mit ruhendem Filterbett ist der Aufbau eines Druckverlusts über dem Filterbett, was eine Filterspülung absolut notwendig macht. Diese Biofilter reagieren empfindlich auf Schlammverluste aus einem vorgeschalteten Klärbecken.

Während der letzten Jahre hat unsere Forschungsgruppe in Zusammenarbeit mit der norwegischen Firma Kaldnes Miljøteknologi (KMT) einen alternativen Biofilmreaktor entwickelt, den sogenannten KMT "moving bed biofilm reactor" (KMT MBBR) mit dem Ziel, die negativen Eigenschaften der getauchten, stationären Biofilter zu vermeiden.

DER KMT "MOVING BED BIOFILM REACTOR" (MBBR)

Die zentrale Idee der Entwicklung des MBBR-Verfahren war, einen verstopfungsunempfindlichen, kontinuierlich betreibbaren Biofilmreaktor mit kleinem Druckverlust und hoher spezifischer Biofilmfläche zu entwickeln. Erreicht wird dies mit kleinen, freischwebenden Trägerelementen für das mikrobiologische Wachstum in dem Reaktor. Der Biofilm (oder die Biomasse) wächst auf diesen Trägerelementen. Die Bewegung des Wassers und der Elemente wird bei der aeroben Version des Reaktors (Figur 1 a) durch Luft und den anaeroben/anoxischen Reaktoren durch mechanische Rührwerke (Figur 1 b) verursacht.



Figur 1 Funktionsprinzip des KMT "moving bed biofilm reactor".

Die Trägerelemente bestehen aus Polyethylen (spezifische Masse 0.95 g/cm^3) und haben die Form von Zylindern (ca 10 mm Durchmesser und Höhe) mit einem Kreuz an der Innenseite und longitudinalen Lamellen an der Aussenseite des Zylinders (Figur 1c). Um die Trägerelemente im Reaktor zurückzuhalten, ist ein Sieb (Sieböffnung ca 7 mm) im Auslauf des Reaktors platziert. Die Trägerelemente werden durch die Umwälzung von dem Sieb weggeschoben.

Die Füllung von Trägerelementen im Reaktor kann für jede Kläranlage individuell bestimmt werden. Das macht diesen Reaktor sehr flexibel. Die maximale Füllung ist ca 70 % entsprechend einer spezifischen, potentiellen Wachstumsfläche von $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Der Begriff "Füllung" bedeutet hier eine volumetrische Füllung von Trägermaterial in einem leeren Reaktor. Das Wachstum ist jedoch an der Aussenseite der Trägerelemente nicht so gross wie an der geschützten Innenseite. Deshalb wird bei 70 % Füllung mit einer effektiven, spezifischen Wachstumsfläche von $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ gerechnet.

Der Reaktor braucht keine Rückspülung bzw. keinen Rücklauf von Schlamm aus dem Nachklärbecken, und der Druckverlust über dem Reaktor ist unbedeutend.

Die Kapazität eines MBBR mit einem gewissen Volumen kann sehr einfach, durch Änderung der Füllmenge von Trägermaterial im Reaktor, geändert werden. Um Zugang zu gestörten Belüftungssystemen zu bekommen, kann man die Trägerelemente in einen anderen Reaktor pumpen und auf diese Weise die Füllung von diesem Reaktor zeitweise erhöhen, oder man kann die Elemente in einen leeren Reaktor pumpen.

Das KMT MBBR-Verfahren wird jetzt in etwa 15 Installationen in Skandinavien benutzt. Dazu kommen viele Versuchsanlagen in halbtechnischem Massstab. Einige Anlagen sind auch in Mitteleuropa geplant. Die Anlagen sind für verschiedene Anwendungen gebaut, wie Kommunalabwasserreinigung (Kleinkläranlagen, Stickstoffeliminationsanlagen), Reinigung von Abwasser der Nahrungsmittelindustrie (Molkereien und Kartoffelindustrie) und Reinigung von Abwasser der Papier- und Zelluloseindustrie.

Im folgenden sollen einige dieser Erfahrungen präsentiert werden. Das Hauptaugenmerk gilt aber der Stickstoffelimination.

MBBR-VERFAHREN FÜR STICKSTOFFELIMINATION.

Im Rahmen des norwegischen Forschungs- und Entwicklungsprogramms für Nährstoffelimination sind sowohl das System Vordenitrifikation/Nachfällung als auch das System Nachdenitrifikation/Vorfällung analysiert worden. Auch die verschiedenen Varianten von Kombinationsprozessen (mit Vor- und Nachdenitrifikationsstufen) sind untersucht worden. Die Versuche wurden sowohl in halbtechnischem- als auch in vollem Maßstab durchgeführt (Ødegaard und Rusten, 1993), (Ødegaard et al 1993).

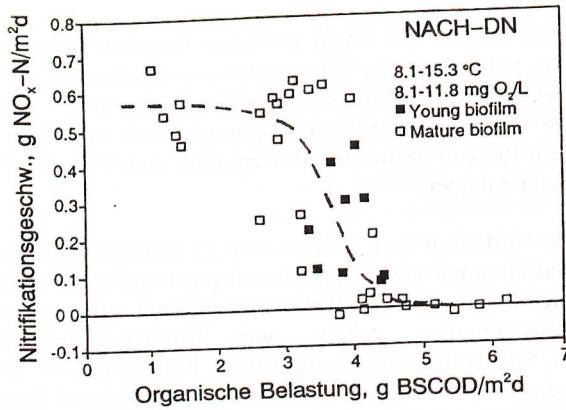
Nitrifikation.

Bei der Nitrifikation sind erfahrungsgemäss, zusätzlich zur Temperatur, drei Faktoren für die Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N) bestimmend :

- a. Die Belastung mit leicht abbaubaren, organischen Stoffen (COD_{EBD} - easily biodegradable COD^1)
- b. Die Sauerstoffkonzentration
- c. Die Ammoniumkonzentration

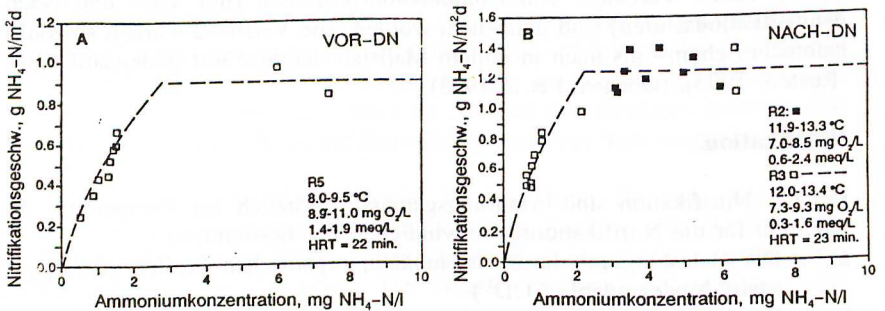
Um Nitrifikation zu erhalten (Figur 2), muss die Belastung mit COD_{EBD} nicht über $5 \text{ g } COD_{EBD}/m^2d$ liegen (Gramm pro m^2 effektive Trägeroberfläche).

¹⁾ In diesen Vortrag wird die engl. Verkürzungen COD/BOD für CSB/BSB benutzt.



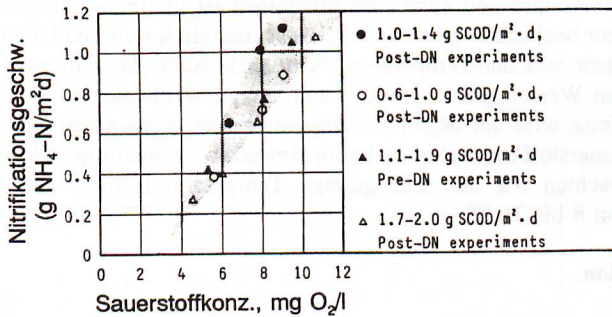
Figur 2 Zusammenhang zwischen Nitrifikationsgeschwindigkeit und organischer Belastung in MBBR (BSCOD = COD_{EBD}).

Das Verhältnis von Sauerstoffkonzentration und Ammoniumkonzentration hat grossen Einfluss auf die Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N). Diese wird nur durch die Ammoniumkonzentration bestimmt, solange das C_{O_2}/C_{NH_4} -Verhältnis grösser als 2-5 ist. Das bedeutet in der Praxis, dass die Ammoniumkonzentration ohne Einfluss ist, wenn die NH_4 -Konzentration unter 2-3 mg NH_4 -N/l ist, wie Figur 3 demonstriert. Bei höheren NH_4 -Konzentrationen ist die Geschwindigkeit allein von der Sauerstoffkonzentration (C_{O_2}) abhängig.



Figur 3 Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N) abhängig von der Ammoniumkonzentration

In diesem Bereich ist die Abhängigkeit zwischen C_{O_2} und r_N sehr stark (Figur 4). Aufbauend auf von mehrere Anlagen herrscht eine beinahe lineare Beziehung vor.



Figur 4 Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N) abhängig von der Sauerstoffkonzentration im MBBR (Ødegaard and Rusten, 1993)

In vielen Forschungsarbeiten über Biofilmprozesse wird vorausgesetzt, dass die "liquid film diffusion" auf Grund der Turbulenz über dem Biofilm ohne Bedeutung ist. Im KMT Reaktor ist ein Grossteil der Biomasse innen in den zylindrischen Elementen geschützt, und darum spielt wahrscheinlich im MBBR-Reaktor die "liquid film diffusion" eine Rolle. Wir glauben aber, dass dies nicht nur für diesen Reaktor, sondern in der Praxis auch für andere Biofilmreaktoren gilt. Darum wird, abhängig von der Biofilmdicke, eine mehr oder weniger starke Abhängigkeit zwischen Sauerstoffkonzentration und Nitrifikationsgeschwindigkeit in allen Biofilmreaktoren existieren.

Die Resultate in Figur 4 zeigen, dass 2–3 mg O₂/l die niedrigste akzeptable O₂-Konzentration für Nitrifikation (im massgeblichen Kohlenstoffbelastungsbereich), ist. Wenn man die O₂-Konzentration von 5 mg O₂/l auf 9 mg O₂/l erhöht, kann die Nitrifikationsgeschwindigkeit verdreifacht werden. Diese ziemlich negative Eigenschaft (die hohe erforderliche O₂-Konzentration) kann zu einem betriebsmässigen Vorteil werden, weil die Nitrifikationsgeschwindigkeit durch die Sauerstoffkonzentration geregelt werden kann. Die Reaktorvolumina können bei Steuerung der Lufteinblasung durch eine Nitratelektrode im Auslauf optimal ausgenützt werden.

Der Luftbedarf in einem KMT Reaktor ist derselbe wie der Luftbedarf in einem Belebtschlammreaktor für denselben Zweck. Weil das Volumen für denselben Zweck in einem KMT Reaktor viel kleiner ist, ist natürlich die Luftbedarf pro Reaktorvolumen viel höher. Zur Zeit arbeiten wir daran, den Luftbedarf besser zu beschreiben. Es scheint so zu sein, dass die Sauerstoffausnutzung hoch ist, weil kleine Sauerstoffblasen an der Innenseite der zylindrischen Elemente gefangen werden.

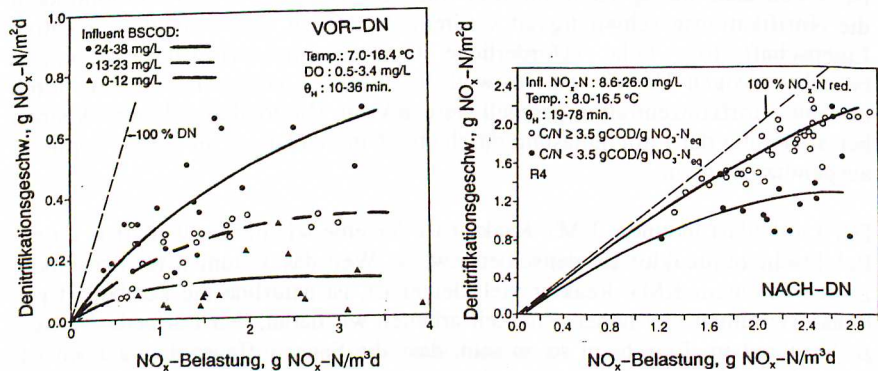
Ein ganz interessantes und nützliches Phänomen ist in Bezug auf den Einfluss der Temperatur beobachtet worden. Selbstverständlich wird die Nitrifikationsgeschwindigkeit von der Temperatur beeinflusst. Aber die Sauerstoffkonzentration, die im Wasser gelöst werden kann, steigt, wenn die Temperatur sinkt. Auf diese Weise wird der negative Temperatureffekt vom positiven Effekt der steigenden Sauerstoffkonzentration bei niedrigeren Temperaturen kompensiert. Darum beobachten wir nur sehr geringe Temperatureinflüsse im Temperaturbereich von 8 bis 16 °C.

Denitrifikation.

Die für die Denitrifikationsgeschwindigkeit (r_{DN}) bestimmenden Faktoren, sind:

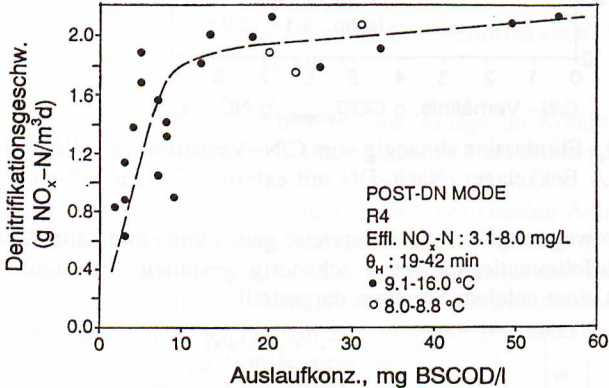
- Die biologische Abbaubarkeit der Kohlenstoffe
- Der Konzentration von Nitrit+Nitrat(NO_x) und gelöstem Sauerstoff
- Das Verhältnis zwischen zugänglichem Kohlenstoff (COD) und Nitrat ($\text{g COD/g NO}_3\text{-N}$)

Die Abhängigkeit von der Kohlenstoffquelle wird durch Figur 5 beschrieben. In dem Vordenitrifikationssystem (Figur 5a) liegt die maximale r_{DN} mit Rohabwasser als Kohlenstoffquelle im Bereich 0.2–0.6 $\text{g NO}_x\text{-N/m}^2\text{d}$ abhängig von der Konzentration von leicht abbaubarem COD ($\text{COD}_{\text{EBD}} = \text{BSCOD}$ —biodegradable soluble COD), während die maximale r_{DN} mit externer Kohlenstoffquelle (z.B. Methanol) im Bereich 2.0–2.2 $\text{gNO}_x\text{-N/m}^2\text{d}$ liegt. (Achtung; r_{DN} ist in Figur 5 auf m^2 Trägeroberfläche bezogen und nicht auf das Reaktorvolumen. Um r_{DN} als $\text{kg NO}_x\text{-N/m}^3\text{d}$ zu erhalten, muss man die Werte der y-Achse mit 0.35 multiplizieren).

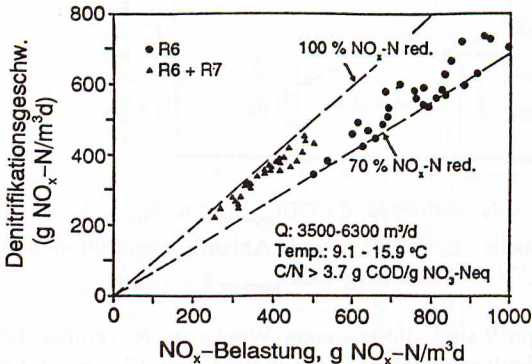


Figur 5 Denitrifikationsgeschwindigkeit abhängig von der $\text{NO}_x\text{-N}$ Belastung

In Figur 6 ist die Denitrifikationsgeschwindigkeit (als $\text{g NO}_x\text{-N/m}^3\text{d}$) abhängig von der Ablaufkonzentration von leicht abbaubarem COD (BSCOD= COD_{EBD}) in einer Nachdenitrifikationsanlage (mit externer Kohlenstoffquelle) dargestellt. In Figur 7 ist dargestellt, dass man diese Geschwindigkeiten auch bei vollem Masstab erreichen kann (Rusten et al, 1993) (Achtung, um r_{DN} als $\text{kg NO}_x\text{-N/m}^3\text{d}$ zu erhalten, muss man die Werte der y-Achse mit 0.35 multiplizieren).

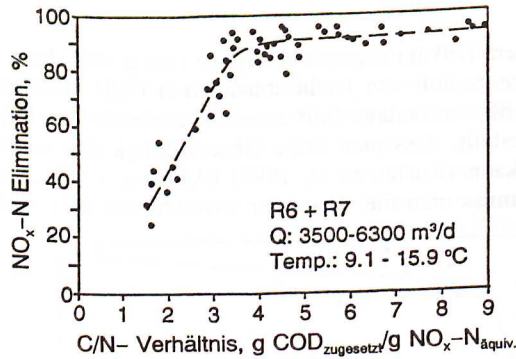


Figur 6 DN-Geschwindigkeit abhängig von biologisch abbaubarem COD (BSCOD) im Nach-DN-Verfahren (externe Kohlenstoffquelle).



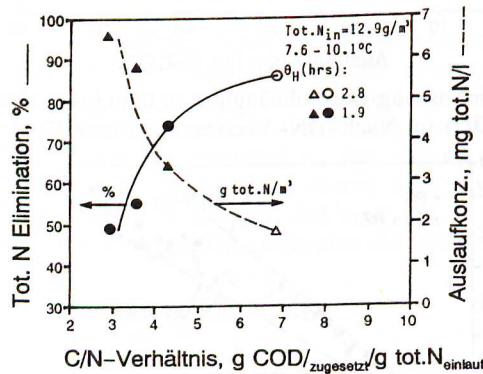
Figur 7 DN-Geschwindigkeit abhängig von der NO_x -Belastung in der ARA Bekkelaget, Oslo (Rusten et al, 1993).

In Figur 8 ist dargestellt, wie das C/N-Verhältnis die Denitrifikation beeinflusst. Das optimale Verhältnis war ca $4 \text{ g COD}_{\text{zugeführt}}/\text{g NO}_3\text{-N}_{\text{äquiv}}$. Der Term $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{äquiv}}$ bedeutet dass NO_2 und O_2 als äquivalente Mengen NO_3 mitgerechnet werden (Rusten et al, 1993).



Figur 8 NO_x-Elimination abhängig vom C/N-Verhältnis in vollem Masstab, ARA Bekkelaget (Nach-DN mit externer Kohlenstoffquelle).

An der Küste Norwegens gibt es normalerweise ganz dünne und kalte Abwässer, die die Stickstoffeliminationsprozesse schwierig gestalten. In Figur 9 sind Erfahrungen mit einer solchen Situation dargestellt.



Figur 9 Prozentuelle Entfernung und Ablaufkonzentrationen von tot.N gegen C/N-Verhältnis (g COD_{zugesetzt}/g N_{einlauf})

Die Resultate in Figur 9 sind alle aus einer Woche im November 1991, in der alle 24-Stunden Zulaufproben eine Konzentration von 12.9 mg tot.N/l hatten. Die guten Reinigungseffekte, die in Figur 9 dargestellt sind, zeigen, welche Kapazität das KMT-MBBR System hat, solches sehr dünnes, kaltes Abwasser behandeln zu können. Die Reinigungseffekte sind abhängig vom C/N-Verhältnis dargestellt, ausgedrückt als g COD_{zugesetzt}/g tot.N_{einlauf} MBBR. Mit einem C/N-Verhältnis von 4 g COD_{zugesetzt}/g tot.N_{einlauf} und einer totalen MBBR Aufenthaltszeit von 1,9 Stunden wurde ein Reinigungseffekt von 70 % (4 mg Tot N/l in Auslauf) bei einer Temperatur von 8 bis 10 °C erreicht.

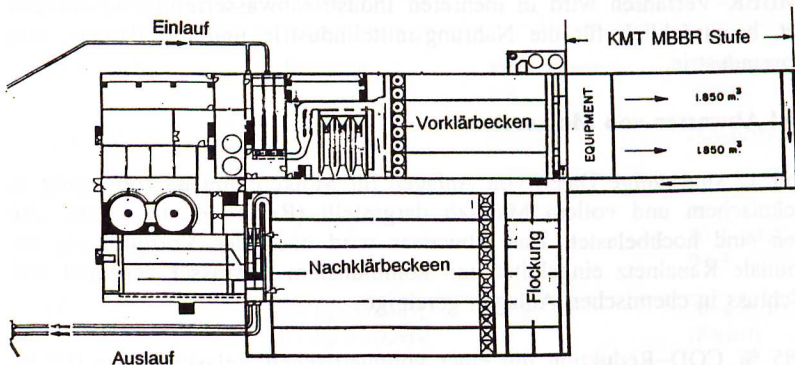
Prozess-Systeme.

Das MBBR-Verfahren ist in verschiedenen Prozess-Systemen für Stickstoff-elimination benutzt geworden:

- a. Vordenitrifikation/Nachfällung
- b. Nachdenitrifikation/Vorfällung
- c. Kombinationsverfahren (Vor- und Nachdenitrifikation) basiert entweder auf Vorfällung oder Vorklärung.

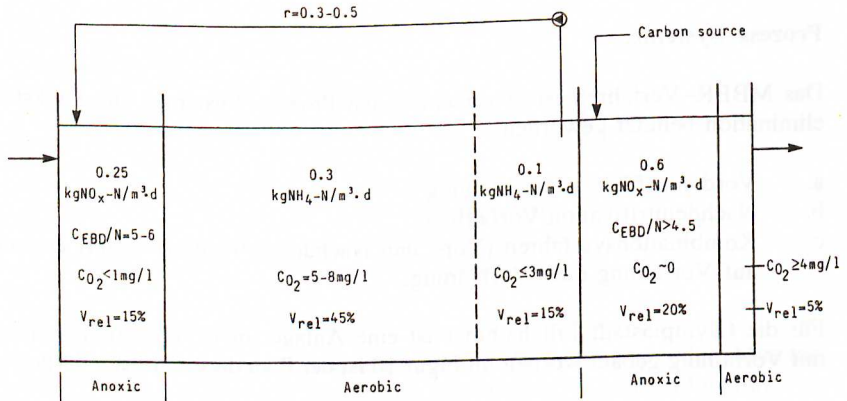
Für die Olympiastadt Lillehammer ist eine Anlage im Kombinationsverfahren mit Vorfällung gebaut worden. In Figur 10 ist der Plan dieser Anlage dargestellt.

Die MBBR-Anlage ist eine Erweiterung der existierenden Anlage mit Vorklärung und Fällung. In der neuen Anlage wird die Vorklärung als Vorfällungsbecken benutzt, dann kommt die neue MBBR-Anlage und zuletzt die existierende Fällungsstufe, die als Nachklärbecken in der neuen Anlage benutzt wird. Die Anlage ist vollständig umbaut und in Figur 10 kann man gut sehen, wie klein die Stickstoffeliminationsstufen sind.



Figur 10 Plan der neuen Klärungsanlage in der Olympiastadt Lillehammer

In Figur 11 sind typische Betriebsbedingungen für einen Kombinationsprozess basiert auf Vorfällung (wie bei der Lillehammer-Anlage) dargestellt. Man erkennt auch die typischen Proportionen zwischen den verschiedenen Stufen des Reaktors (Ødegaard und Rusten, 1993).



Figur 11 Typische Betriebsbedingungen in verschiedenen Zonen der KMT MBBR Kombinationsverfahren für Stickstoffelimination (Ødegaard und Rusten, 1993).

MBBR-VERFAHREN FÜR INDUSTRIEABWASSERREINIGUNG.

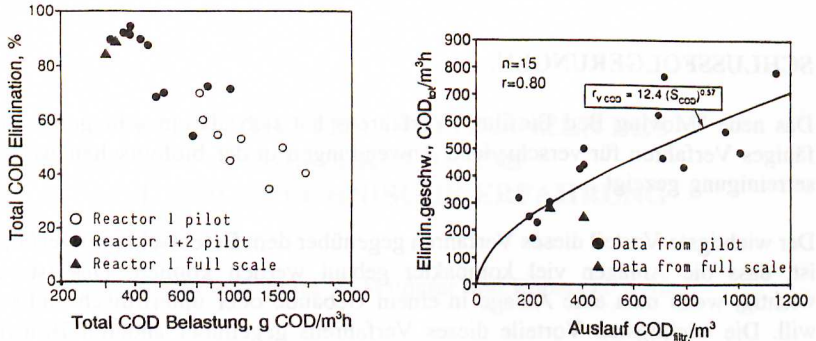
Das MBBR-Verfahren wird in mehreren Industrieabwasserreinigungsanlagen benutzt, hauptsächlich für die Nahrungsmittelindustrie und die Papier- und Zelluloseindustrie.

Beispiel Abwasser von Molkereien.

In Figur 12 sind einige Daten von Anlagen für Molkereiabwasserreinigung in halbertechnischem und vollem Masstab dargestellt (Rusten et al, 1993). Die Anlagen sind hochbelastet. Das Abwasser wird nach der Vorreinigung ins Kommunale Kanalnetz eingeleitet, mit kommunalem Abwasser verdünnt und zum Schluss in chemischen Anlagen gereinigt.

Über 85 % COD-Reduktion mit einer volumetrischen Belastung von 0.5 kg COD/m³h, und 60 % COD-Reduktion mit einer Belastung von 1 kg COD/m³h werden erreicht. Das ist um ein mehrfaches höher, als man in einer Belebtschlammanlage für denselben Zweck erreichen kann .

Es ist aus den Daten dieser Versuche berechnet worden, dass in einer Situation mit 95 % COD-Entfernung die Schlammbelastung 1.6 kg COD/ kgTS·d war. Das zeigt, dass der MBBR eine Biomasse hat, die viel lebendiger oder aktiver ist, als man im Belebtschlammverfahren für denselben Zweck erwarten kann.



Figur 12 Reinigungsresultate des MBBR-Verfahren für Molkereiabwasser (Ødegaard et al, 1993).

Beispiel : Abwasser aus der Papier- und Zelluloseindustrie.

Es gibt mehrere Daten von Anlagen in halbtechnischem und vollem Masstab für die Reinigung von Abwasser von verschiedenen Papier- und Zelluloseindustrien. In Tabelle 1 sind die Erfahrungen zusammengefasst.

Tabelle 1 Erfahrungswerte von MBBR-Verfahren für Papier- und Zellulose-industrieabwasser (Rusten et al., 1994).

Art der Industrie	Belastung	Aufenthaltszeit	Reinigungsleistung
Papierfabrik		40 min	<10gBOD ₇ /m ³
Bleicherei-abwasser		1-1.5 h	85 % BOD ₇ 50 % COD 50 % AOX 90 % ClO ₃ ⁻
CTMP	25 kg COD/m ³ d 11 kg BOD ₇ /m ³ d	1.2 h	70 % BOD ₇ (filtriert)
NSSC (Hochkonz.)	45 kg COD/m ³ d 60 kg COD/m ³ d		95 % BOD ₇ (filtriert) 70 % COD (filtriert)

Die Tabelle zeigt, dass das MBBR-Verfahren sehr kompakte Anlagen ermöglicht, und dass dieses Verfahren eine gute Alternative für die biologische Reinigung von Abwasser aus der Papier- und Celluloseindustrie ist.

SCHLUSSFOLGERUNGEN.

Das neue "Moving Bed Biofilm"-Verfahrens hat sich als ein sehr gebrauchsfähiges Verfahren für verschiedene Anwendungen in der biologischen Abwasserreinigung gezeigt .

Der wichtigste Vorteil dieses Verfahren gegenüber dem Belebtschlammverfahren ist, dass die Anlagen viel kompakter gebaut werden können. Das ist sehr wichtig, wenn man eine Anlage in einem Gebäude oder unterirdisch einbauen will. Die wichtigsten Vorteile dieses Verfahrens gegenüber anderen Biofilmreaktor-Systemen bestehen darin, dass der MBBR-Reaktor nicht verstopfen kann, dass man nur sehr wenig Druckverlust über dem Reaktor benötigt und dass keine Rückspülung erforderlich ist.

Ganz besonders hat das MBBR Verfahren Vorteile, wenn man eine Belebtschlammanlage sanieren muss, zum Beispiel um eine Stickstoffelimination einzuführen. Dies ist sehr einfach, weil das MBBR-Verfahren ziemlich unabhängig von der Reaktorform ist.

In hochbelasteten Industrieabwasseranlagen hat das MBBR-Verfahren sich als sehr effektiv und billig erwiesen.

LITTERATUR.

- Ødegaard, H. und B. Rusten (1993). Norwegian experiences with nitrogen removal in a moving bed biofilm reaktor. Dokumentation 9. EWPCA-ISWA Symposium, München, May 1993.
- Ødegaard, H., B. Rusten und T. Westrum (1993). A new moving bed biofilm reaktor. Proceedings IAWQ Specialized Conference on Biofilm Reactors, Paris, Sept./Oct. 1993.
- Rusten, B., J.G. Siljudalen und B. Nordeidet (1993). Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process. Proceedings IAWQ Conference on Upgrading of Wastewater Treatment Plants, Berlin, 1993
- Rusten, B., H. Ødegaard und A. Lundar (1992). Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reaktor. Wat.Sci.Tech. Vol-26, No.3-4.
- Rusten, B., E. Mattson, A. Broch-Due und T. Westrum (1994). Treatment of pulp and paper industry wastewater in novel moving bed biofilm reactors. Paper accepted for the Biennial IAWQ Conference, Budapest, July 1994.

Professor, dr.ing. Hallvard Ødegaard
 Institut für Wasserbau und Umwelttechnik
 Die Norwegische Technische Hochschule der
 Universität Trondheim, 7034 Trondheim, Norwegen