

Diss. ETH Nr. 7137

Fluidodynamik und Wärmeaustausch Newtonscher- und nicht
-Newtonscher Gas-Flüssigkeitsdispersionen im Torusbioreaktor

ABHANDLUNG

zur Erlangung des Titels eines

Doktors der Technischen Wissenschaften

der

EIDGENOESSISCHEN TECHNISCHEN HOCHSCHULE ZUERICH

vorgelegt von

PAUL HERZOG

Dipl. Masch.-Ing. ETH

geboren am 21. Mai 1949

von Homburg (Kt. Thurgau)

Angenommen auf Antrag von

Prof. Dr. F. Widmer, Referent

Prof. Dr. A. Fiechter, Korreferent

Zürich 1982

9. Zusammenfassung

Die industrielle Stoffumwandlung durch Mikroorganismen wird häufig in gerührten, begasten Stoffaustauschapparaten durchgeführt (aerobe Bioprozesse). Dabei ist die Produktivität der Organismen oft durch deren Versorgung mit Sauerstoff aus der Gasphase limitiert. Insbesondere bei erhöhter Viskosität der Biosuspension kann ein ausreichender Sauerstoffeintrag wie auch die Vermeidung stagnierender Flüssigkeitszonen im herkömmlichen Rührbehälter nur durch hohen Rührleistungseintrag sichergestellt werden.

Diese Situation führte zur Entwicklung eines torusförmigen Reaktors mit Propellerrührer und Begasungseinrichtung [12], der im Rahmen dieser Arbeit erstmals mit dem Volumen kleiner industrieller Einheiten gebaut und bezüglich seiner hydrodynamischen Eigenschaften ausgemessen wurde (Hauptabmessungen: Rohr \varnothing 500 mm, Torus \varnothing 1500 mm, Volumen $0,982 \text{ m}^3$, Durchmesser des 5-flügeligen Propellerrührers 400 mm).

Mit Wasser, 0,5 % Aethanol/Wasser und nicht-Newtonschen CMC/Wasser-Lösungen (0,125 bis 1,0 %) als Rührmedien (Viskosität: 10^{-3} bis 0,25 Pas) und Begasungsraten von 0 bis 2 VVM wurden bei unterschiedlichen Füllungsgraden die folgenden Größen untersucht: Rührleistung, mittlere Strömungsgeschwindigkeit, Grösse und Homogenität der gas/flüssig-Grenzfläche sowie der Wärmeübergang an die Behälterwand.

Die Rührleistung zeigt eine ausgeprägte Abhängigkeit von den folgenden Parametern: Rührerdrehzahl, Flüssigfüllungsgrad (Trombenbildung am Rührer) sowie Art und Ort der Gaszufuhr. Der Einfluss der Flüssigkeitsviskosität ist im ausgemessenen Bereich relativ gering, indem die Rührleistung bei 0,25 Pas lediglich etwa das 1,15-fache des Wertes für Wasser ausmacht.

Die im Reynoldszahlbereich von 500 bis $1,7 \times 10^6$ gemessenen Newtonzahlen des einphasig beaufschlagten Propellerrührers sind vergleichbar mit Werten des gerührten Schlaufenreaktors [128]. Dagegen lassen sich im Torusreaktor Strömungsgeschwindigkeiten (Zirkulation) erreichen, die vergleichbar sind mit den Rührerabströmungsgeschwindigkeiten im Standardrührbehälter mit Propeller- rührer und identischem spezifischem Rührleistungseintrag. Diese hohen Strömungsgeschwindigkeiten gewähren auch bei erhöhter Viskosität einen totzonenfreien Betrieb des Reaktors. Der einphasige Rührzustand lässt sich in der Form $Ne = Ne (Re_R, Fr_R)$ darstellen, der begaste Betrieb wird zusätzlich durch den Gasstrom beeinflusst und kann beschrieben werden als $Ne = Ne (Re_R, Fr_R, V_G^*)$. Der Flüssigfüllungsgrad beeinflusst einerseits die Rührleistung durch unterschiedlich ausgebildete Trombe am Rührer, andererseits durch die entstehende Strömungsform (homogene Blasenströmung, gemischte Schicht- und Blasenströmung, Schichtströmung). Im vollständig gefüllten Reaktor lassen sich Strömungsgeschwindigkeiten von 2,5 m/s erreichen, wobei näherungsweise die Proportionalität $v_u \sim n_R$ gilt. Im begasten Betrieb sind in niedrigviskosen Flüssigkeiten Strömungsgeschwindigkeiten von 0,5 bis 2,0 m/s erreichbar, die bei Viskositäten von 0,25 Pas gemessenen Geschwindigkeiten von 0,5 bis 0,9 m/s lassen sich durch Optimierung des Rührers (Marinepropeller, geringerer Wandabstand, grösserer Nabendurchmesser) noch erhöhen.

Die mittels isokinetischer Probenahme und Blasenfotografie ermittelte spezifische gas/flüssig-Grenzfläche zeigt eine ausgeprägte Abhängigkeit sowohl von der Koaleszenzneigung der Dispersion als auch von der Flüssigkeitsviskosität; die Beeinflussung durch die Rührleistung ist dagegen vergleichsweise gering.

Bei hoher Rührerdrehzahl und mittlerer Begasungsrate (500 U/min, 1 VVM) lassen sich in den verwendeten Rührmedien die folgenden lokalen spezifischen gas/flüssig-Grenzflächen erreichen (gemessen 90° nach dem Rührer):

	Gasanteil [-]	Blasendurch- messer n.Sauter [mm]	spezifische Grenzfläche [m ² /m ³]
Wasser	0,17	2,6	375
0,5 % Aethanol	0,21	0,70	1800
1 % CMC	0,032	0,74	260

Die Homogenität der gas/flüssig-Dispersion ist bestimmt durch die Strömungsgeschwindigkeit, die Flüssigkeitsviskosität sowie durch die Blasengrösse respektive die Koaleszenzneigung der Dispersion. In niedrigviskosen Flüssigkeiten kann nur bei ausgeprägter Koaleszenzhemmung eine zufriedenstellende Homogenität erreicht werden, koaleszierende Flüssigkeiten entgasen weitgehend innerhalb eines halben Umfanges. Als Gegenmassnahmen können statische Mischelemente zum redispergieren der Luft oder mehrfache Lufteinleitung vorgeschlagen werden. In höherviskosen Rührmedien lässt sich der zugeführte Luftstrom nur unvollständig dispergieren - ein beträchtlicher Teil des Gasstromes entweicht im unmittelbaren Rührerbereich aus der Flüssigkeit. Im übrigen Teil des Reaktors konnte unter diesen Betriebsbedingungen eine recht homogene Blasenströmung mit kleinen Blasen, aber auch tiefen Gasanteilen beobachtet werden, was zu den geringen, oben aufgeführten gas/flüssig-Grenzflächen führt. Diese niedrigen Gasanteile liessen sich durch eine auf den Torusumfang verteilte Begasung sowie durch Steigern der Propellerförderleistung erhöhen.

Im Zusammenhang mit der Prozesswärmeabfuhr interessiert der erreichbare Wärmeübergang an die Toruswand, welcher sich für den einphasigen Betriebszustand in der Form $Nu = Nu (Re_R, Pr, \eta_L/\eta_{L_w})$ beschreiben lässt. In niedrigviskosen Flüssigkeiten liegen die Nusseltzahlen bei geringer Gaszufuhr leicht oberhalb der einphasig gemessenen Werte, ab ca. 0,5 VVM zeigen sie mit steigender Begasungsrate leicht sinkende Tendenz, um bei 2 VVM etwa 60 % des Maximalwertes aufzuweisen. Bei erhöhter Viskosität sinkt die Nusseltzahl mit steigender Gaszufuhr, um ab etwa 1 VVM konstante Werte anzunehmen (65 - 70 % der einphasig gemessenen Werte). Bei niedrigen Viskositäten liesse sich die Wärmeabfuhr durch heraufsetzen der Strömungsgeschwindigkeit im Doppelmantel (Einbau zusätzlicher Stromleitbleche) etwas verbessern, bei erhöhter Viskosität ist die Wärmeabfuhr vorwiegend durch den inneren Wärmeübergangskoeffizienten bestimmt.

Die Arbeit wird durch T. Kopp [140] fortgesetzt.

Summary

Submerged aerobic fermentations are carried out preferably in bubble columns or, especially at higher broth viscosities, in stirred and aerated vessels. In the latter case, a sufficient oxygen supply and thorough mixing unfortunately require extensive stirrer power.

This situation led to the development of a stirred horizontal loop reactor with the shape of a torus (Torus reactor) [12].

For this thesis a pilot size Torus reactor with a volume of 1000 litres was built and hydrodynamically tested to obtain answers to the following questions: Power consumption, flow velocity, gas hold-up, bubble sizes, gas/liquid interfacial area, homogeneity of the gas/liquid dispersion and heat transfer from the dispersion to the wall of the vessel. Liquids used were: Water, 0.5 % ethanol/water (to suppress coalescence) and various non-Newtonian CMC/water solutions (max. viscosity: 0.25 Pas).

The main results are:

- liquid viscosity has little influence on power consumption
- power consumption depends mainly on: Stirrer speed, liquid filling rate (stirrer creates a vortex at reduced filling rates) and rate of air flow.

Power measurement results could be correlated in the form $Ne = Ne (Re_R, Fr_R)$ for unaerated conditions (one-phase) and as $Ne = Ne (Re_R, Fr_R, V_G^*)$ in aerated systems.

- the liquid flow velocity varies between 0.5 and 2.0 m/s for non-viscous dispersions and air flow rates of 0.5 to 2.0 VVM and between 0.5 ÷ 0.9 m/s for viscous dispersions and the mentioned air flow. Liquid flow can be further improved by using a marine type propeller and by decreasing the space between propeller and wall.

- the gas/liquid interfacial area is strongly dependent on the liquid properties (viscosity, tendency to be coalesced). In non-viscous coalescing dispersions (e.g. water) large bubbles and moderate gas hold-up lead to medium interfacial areas.

In non-viscous non-coalescing dispersions (e.g. 0.5 % ethanol/water) gas/liquid interfacial areas of up to $1800 \text{ m}^2/\text{m}^3$ could be measured as a result of the strongly reduced bubble sizes.

In viscous media, although the bubbles detected were small compared to the ones in water, only small interfacial areas could be created due to a low gas hold-up.

The homogeneity of the dispersion must be improved by redispersing the air along the circumference of the vessel (e.g. with static mixers) or by the use of multiple gas inlets, especially in viscous systems.

- Heat transfer to the wall of the Torus reactor can be described in the traditional way as $Nu = Nu (Re_R, Pr, \eta_L/\eta_{LW})$ for the ungassed situation. It could be shown that the aeration rate has only a minor influence on heat transfer. At 2 VVM the measured Nu-numbers are reduced to 65 ÷ 70 % of the values measured in the one-phase system.

The Torus reactor described in this work is to be investigated further by T. Kopp [140].