

1 Einleitung

In zahlreichen Prozessen sowohl in der chemischen, wie in der biologischen Verfahrenstechnik kommt dem Stoffübergang von einer Gas- in eine Flüssigphase eine große Bedeutung zu. Als Beispiel sei die Kultivierung aerober Mikroorganismen genannt, bei der möglichst viel Sauerstoff in das Medium eingetragen werden muss. Zu diesem Zweck wurde eine Vielzahl, teilweise sehr unterschiedlicher Kontaktapparate entwickelt. Eine Gruppe dieser Kontaktapparate stellen die pneumatisch gerührten Reaktoren dar. Diese haben gegenüber den häufiger eingesetzten, mechanisch gerührten Reaktoren einige Vorteile. So beinhalten sie weniger bewegte und damit verschleißanfällige Teile und haben einen niedrigeren Energiebedarf. Jedoch sorgen ihre Nachteile gegenüber den Rührreaktoren, die in erster Linie in ihrer geringeren Flexibilität bestehen, dafür, dass pneumatisch gerührte Reaktoren eher eine kleine Nische besetzen. Sie werden dort eingesetzt, wo große Mengen eines Produktes möglichst günstig hergestellt werden müssen. Ein klassischer Anwendungsbereich ist die Abwassertechnik.

Die Blasensäule ist vom Aufbau her der einfachste, strömungstechnisch zugleich der komplexeste der pneumatisch gerührten Reaktoren. Das Fehlen jeglicher Einbauten macht die Konstruktion einfach und kostengünstig, bietet der Strömung hingegen die Möglichkeit nur schwer zu beschreibende, komplexe Strukturen anzunehmen [74]. Die Bemühungen, die Blasensäulenströmung mathematisch zu erfassen, lassen sich chronologisch in zwei Abschnitte unterteilen. Vor allem in den 70er und 80er Jahren des vorangegangenen Jahrhunderts wurden, auf zahlreichen Messungen basierend, empirische und semi-empirische Modelle vorgestellt [1, 2, 10, 17, 21, 48]. Diese bieten zwar eine gute Möglichkeit der Interpolation zwischen den verwendeten Messwerten, darüber hinaus sind sie eher unzuverlässig.

sig. Für viele, zumeist integrale Parameter liegen solche Korrelationen vor, die meisten sicherlich für den integralen Gasgehalt. Die Unzulänglichkeit dieser Methode hinsichtlich der zuverlässigen Berechnung lokaler Parameter und ihre mangelnde Flexibilität haben dazu geführt, dass seit den 90er Jahren des letzten Jahrhunderts zunehmend auf die in der Automobil-, Luft- und Raumfahrttechnik bewährte Computational Fluid Dynamics (CFD) Rechentechnik zurückgegriffen wird. Noch sind die Modelle nicht stabil genug, ohne unterstützende Messungen auszukommen. Daher müssen auch diese Modelle nun anhand umfangreicher messtechnischer Grundlagen komplettiert und verfeinert werden.

Der Schwerpunkt der vorliegenden Arbeit liegt auf der Untersuchung des Einflusses der Flüssigkeitsviskosität auf Blasensäulenströmungen. Die Grundlage hierfür werden umfangreiche Messungen in einer Technikumsblasensäule sein. Anschließend soll überprüft werden, ob heute existierende CFD-Modelle den Einfluss der Flüssigkeitsviskosität mit wenigen Anpassungen an diese besonderen physikalischen Randbedingungen wiedergeben können. Der Fokus liegt hierbei auf praxisrelevanten Betriebsbedingungen, in diesem Fall mittels einer relativ großen Versuchsanlage, mit hohen Dispersphasengehalten und moderat erhöhter Flüssigkeitsviskosität.

Es steht eine bewährte Messtechnik zur Verfügung, um innerhalb des Reaktors lokale Gasgehalte zu messen [14, 15] und diese später als Validierungsdaten für die Simulation zu verwenden. Außer der Flüssigkeitsviskosität wird bewusst wenig gegenüber früheren Arbeiten der Arbeitsgruppe geändert, so dass der Viskositätseinfluss weitgehend unbeeinflusst betrachtet werden kann. Ziel ist es, unter Einbeziehung früherer Arbeiten eine möglichst umfassende Matrix aus Messwerten entstehen zu lassen, anhand derer schließlich ein CFD-Modell für zwei- und dreiphasig betriebene Blasensäulenreaktoren entwickelt werden soll. So liegen bisher umfangreiche Untersuchungen zu Geschwindigkeitsfeldern [50] und dem Einfluss von Feststoffpartikeln vor [14-16]. Diese sind bereits in einem Modell erfasst [50, 51, 62], welches um den Einfluss der Flüssigkeitsviskosität zu erweitern ist.

2 Theorie

2.1 Fluiddynamik

Die treibende Kraft für sämtliche Strömungsvorgänge in Blasensäulen sind die aufsteigenden Gasblasen. Anders als z.B. bei Rührreaktoren, wo Energie in Form mechanischer Arbeit eingetragen wird, wird einer Blasensäule nur durch die Gasexpansion der Blasen Energie zugeführt. Dies führt dazu, dass Blasensäulen mit vergleichsweise niedrigen volumetrischen Leistungseinträgen betrieben werden können [47], hat aber eine sehr komplexe und bisher nicht vollständig verstandene Strömungsstruktur zur Folge.

Die Strömungsstruktur der Flüssigkeitsströmung wird zwar von den Blasen erzeugt, hat aber auch eine Wirkung auf eben diese, sowohl auf deren Bahn, als auch auf Koaleszenz oder Blasenteilung. Neben diesen Effekten können Blasen auch untereinander wechselwirken. Unter dem Begriff „Schwarmeffect“ werden unterschiedliche Effekte zusammengefasst, die dafür sorgen, dass Blasen in Gruppen, also „Schwärmen“, ein anderes Verhalten zeigen als einzeln aufsteigende. Dabei kann es sowohl zu einer Behinderung als auch einer Beschleunigung des Aufstieges kommen, je nach aktueller Bedingung. Noch komplexer sind die Zusammenhänge in dreiphasigen Strömungen, wo zusätzlich Feststoffpartikel mit den beiden anderen Phasen wechselwirken. Partikel werden hauptsächlich durch Impulsaustausch mit der Flüssigkeit bewegt. Es ergeben sich aber auch direkte und indirekte Wechselwirkungen mit Gasblasen, wie Zusammenstöße oder Partikelanlagerungen im Wake (Wirbelschlepp) einer Blase [64]. Schließlich

haben Feststoffpartikel einen äußerst komplexen Einfluss auf die Flüssigkeitsströmung selbst, was je nach Feststoffkonzentration, -größe, -dichte oder anderen Parametern zu unterschiedlichen Auswirkungen wie veränderter Gasgehalt, veränderte mechanische Beanspruchung oder Turbulenzintensität führt [14-16, 57].

2.1.1 Definition von Phasengehalten

Strömungen in Blasensäulen setzen sich aus mindestens zwei Phasen zusammen: Der kontinuierlichen Flüssigphase und zumindest einer dispersen Phase in Form von Gasblasen. Die Gaszugabe selbst kann auf unterschiedliche Weise erfolgen [14, 15, 71]. Zusätzlich kann eine dritte, ebenfalls disperse Phase in Form von Feststoffpartikeln zugegeben werden. Das gesamte Reaktionsvolumen setzt sich aus den Einzelvolumina der Phasen zusammen:

$$V_{ges} = V_{L,ges} + V_{G,ges} (+ V_{S,ges}) \quad (2.1)$$

Der in vielen Arbeiten angegebene integrale Gasgehalt $\mathcal{E}_{G,ges}$ bei einem bestimmten Betriebszustand ist das Gasvolumen bezogen auf das gesamte Reaktionsvolumen:

$$\mathcal{E}_{G,ges} = \frac{V_{G,ges}}{V_{ges}} \quad (2.2)$$

In der Literatur finden sich zahlreiche empirische Korrelationen, die den integralen Gasgehalt anhand von verschiedenen Betriebsparametern abschätzen. Einige haben bezüglich der Prozessparameter einen großen Gültigkeitsbereich allerdings eine geringe Genauigkeit, andere wiederum beschreiben mit hoher Genauigkeit nur Systeme in einem engen Parameterraum [1, 2, 10, 17, 21, 48].

Analog zu Gl. 2.2 können auch lokale Phasengehalte für jeden Punkt im Reaktor definiert werden:

$$\varepsilon_k = \frac{V_k}{\sum_k V_{k,lok}} \quad (2.3)$$

Dabei gilt immer die Kontinuitätsbedingung:

$$\sum_k \varepsilon_k = 1 \quad \text{für } k = L, G, S \quad (2.4)$$

2.1.2 Strömungsbereiche

In Blasensäulen kann grundsätzlich zwischen dem homogenen und dem heterogenen Strömungsbereich unterschieden werden. **Abbildung 2.1** zeigt, welcher Strömungsbereich sich in Abhängigkeit von Säulendurchmesser und Gasleerrohrgeschwindigkeit einstellt. Der dritte Bereich, die Kolbenströmung, tritt nur in Reaktoren auf, die deutlich kleiner als die hier untersuchten sind und auch aufgrund ihres kleinen Volumens wenig praktische Relevanz besitzen [10]. Er wird daher nicht weiter betrachtet. Im homogenen Strömungsbereich, der bei sehr niedrigen Begasungsraten auftritt, steigen die einzelnen Luftblasen weitgehend ohne gegenseitige Beeinflussung auf. Die Größenverteilung der Blasen ist sehr eng. In ihrem Wake reißen die Blasen eine gewisse Menge Flüssigkeit mit, die aus Kontinuitätsgründen stattfindende Rückströmung erfolgt hauptsächlich in räumlicher Nähe zu den einzelnen Blasen, so dass die Ausbildung großräumiger Flüssigkeitsströmungsgebiete ausbleibt. Die Auswirkung der Flüssigkeitsströmung auf die Blasen ist vernachlässigbar [10, 14].

Im heterogenen Strömungsbereich liegen zwei Blasengrößenklassen vor, die Groß- und die Kleinblasen. Die Großblasen entstehen durch Koaleszenz im unteren Bereich des Reaktors und besitzen eine große Aufstiegs geschwindigkeit. Ihre Aufstiegsbahn beschreibt eine Helix, die langsam um die Säulenachse rotiert. Über eine längere Zeit gemittelt scheinen sie daher entlang der Säulenachse aufzusteigen. Durch die hohe Aufstiegs geschwindigkeit und den großen Gasgehalt im Säulenzentrum gibt es dort nicht genug Raum, um der mitgerissenen Flüssigkeit ein Zurückströmen nach unten zu ermöglichen. Es bilden sich großräumige Wir-

belstrukturen aus, die die Flüssigkeit zunächst in die Wandregion und schließlich zurück nach unten befördern. Diese Strömungen sind so schnell, dass kleine Blasen durch sie mit nach unten mitgerissen werden können.

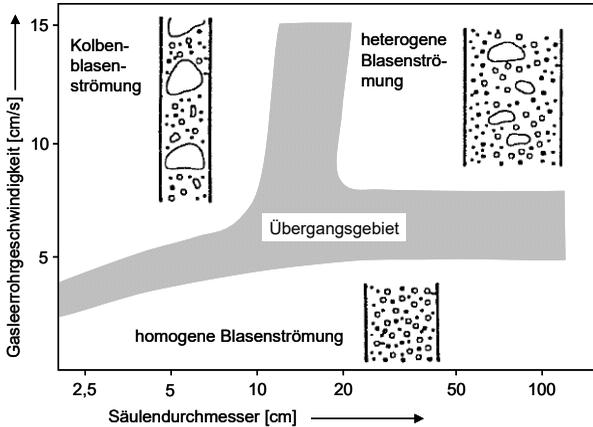


Abbildung 2.1: Die drei in Blasensäulen auftretenden Strömungsbereiche [10]

Welcher Strömungsbereich sich einstellt, ist von einer Vielzahl von Parametern abhängig, wie z.B. Begasungslochdurchmesser, Flüssigkeitsviskosität, Feststoffanteil und Reaktordurchmesser. Der wichtigste Einflussfaktor ist jedoch die Gasleerrohrgeschwindigkeit u_G , welche die Begasungsrate \dot{V}_G mit dem Reaktordurchmesser D verbindet:

$$u_G = \frac{4 \cdot \dot{V}_G}{\pi \cdot D^2} \quad (2.5)$$

Wird der integrale Gasgehalt (siehe Gl. 2.2) bei ansonsten konstanten Bedingungen über der Gasleerrohrgeschwindigkeit aufgetragen (siehe **Abbildung 2.2**), so zeigen sich in der Grafik drei Bereiche. Bei niedrigen Gasleerrohrgeschwindigkeiten liegt der homogene Strömungsbereich vor, es ist ein linearer Zusammenhang zu erkennen. Da sich die Blasen nicht gegenseitig beeinflussen, führt jede weitere Erhöhung automatisch zu einer Erhöhung des Gasgehaltes. Im heterogenen Strö-

mungsbereich bei hohen Gasleerrohrgeschwindigkeiten zeigt sich wieder ein nahezu linearer Zusammenhang, die Steigung der Kurve verläuft jedoch deutlich flacher als im homogenen Bereich. Die hier vermehrt auftretenden Großblasen haben einen größeren Auftrieb und daher eine kürzere Verweilzeit in der Säule, dies führt zu einem Abflachen der Gasgehaltskurve. Der Übergangsbereich kann unterschiedlich aussehen. Teilweise kommt es zu einem deutlichen Gasgehaltsmaximum, hervorgerufen durch einen in diesem Fall abbremsenden Schwarmeffekt bei einer großen Anzahl Kleinblasen, kurz bevor durch Koaleszenz Großblasen gebildet werden [45].

In **Abbildung 2.2** sind unterschiedliche Kurven dargestellt, die nicht nur bei gleicher Gasleerrohrgeschwindigkeit unterschiedliche Gasgehalte annehmen. Auch der Übergang zwischen homogener und heterogener Strömung fällt unterschiedlich deutlich aus. So führen größere Begasungsdüsen, eine erhöhte Flüssigkeitsviskosität oder auch eine hohe Feststoffbeladung im Allgemeinen zu einem niedrigeren integralen Gasgehalt und einer teilweisen oder völligen Unterdrückung des homogenen Strömungszustandes in der Blasensäule.

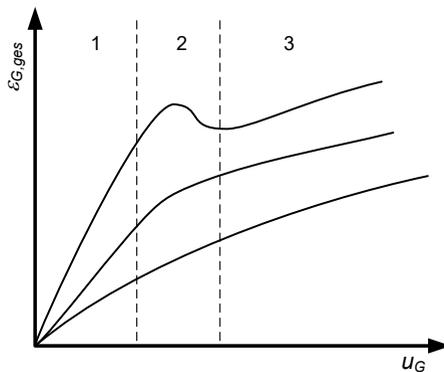


Abbildung 2.2: Zusammenhang zwischen integralem Gasgehalt und Gasleerrohrgeschwindigkeit.
1: Homogener Strömungsbereich; 2: Übergangsbereich; 3: Heterogener Strömungsbereich

2.2 Strömungsmodellierung

2.2.1 Zirkulationszellen- und Dispersionsmodelle

2.2.1.1 Zirkulationszellenmodell

Basierend auf zahlreichen Messungen und theoretischen Überlegungen wurden Modelle zur Beschreibung der Strömung in Blasensäulen entwickelt. Allen Modellen ist die Annahme eines parabolischen radialen Profils gemein, sowohl für die axiale Komponente der Flüssigkeitgeschwindigkeit als auch den lokalen Gasgehalt.

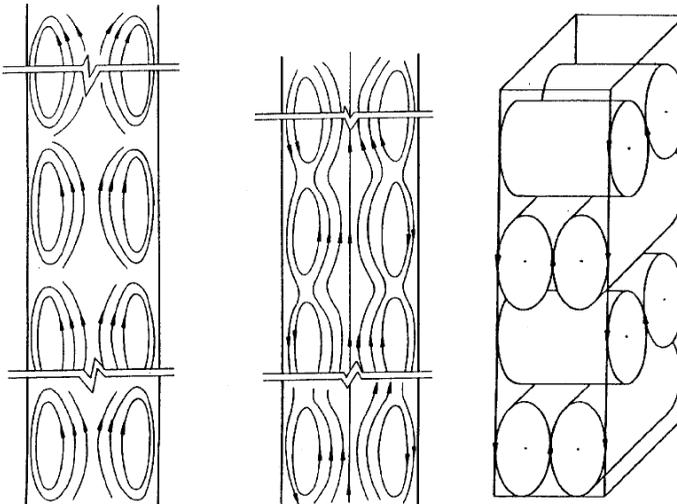


Abbildung 2.3: Zirkulationszellenmodelle, links und in der Mitte nach *Joshi* und *Sharma* [30] ohne und mit Wechselwirkung benachbarter Zellen, rechts nach *Zehner* [79]

Ziel dieser Modelle ist die Berechnung kritischer Parameter für den Betrieb von Blasensäulen. Dies sind vor allem die lokalen Geschwindigkeiten und Dispersionsphasengehalte. *Joshi* und *Sharma* [30] und *Zehner* [79] entwickelten Mo-

dellvorstellungen, die auf Zirkulationszellen basieren. Diese sind in **Abbildung 2.3** schematisch dargestellt. Diese Zirkulationszellen erklären die gemessene, radiale Verteilung von Geschwindigkeitsvektoren und Gasgehalt. Während im Modell von *Joshi* und *Sharma* die Zirkulationszellen direkt übereinander liegen, sind sie im Modell von *Zehner* jeweils um 90° in der Horizontalen verdreht.

Aus diesen Modellen wurde eine Vielzahl unterschiedlicher Berechnungsvorschriften abgeleitet, wie z.B. für die mittlere Zirkulationsgeschwindigkeit $u_{L,Z}$ oder auch den integralen Gasgehalt ε_G [33, 79, 80]:

$$u_{L,Z} = \sqrt[3]{\frac{1}{\zeta} \cdot \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \cdot g \cdot D \cdot u_G} \quad \text{mit } \zeta = 2,5 \quad (2.6)$$

$$\varepsilon_{G,\text{int}} = \frac{\frac{u_G}{u_{B,\infty}}}{\sqrt{1 + 4 \cdot \left(\frac{u_G}{u_{B,\infty}}\right)^{2/3} \cdot \frac{u_{L,Z}}{u_{B,\infty}}}} \quad (2.7)$$

mit der mittleren Aufstiegs geschwindigkeit $u_{B,\infty}$ der Blasen:

$$u_{B,\infty} = 1,41 \cdot \sqrt[4]{\frac{g \cdot \sigma_L \cdot \rho_L - \rho_G}{\rho_L \cdot \rho_L}} \quad (2.8)$$

Obwohl diese Berechnungsvorschriften eine gute Abschätzung der Parameter liefern, so haben sie dennoch massive Einschränkungen. Die Zahl der berücksichtigten Einflussgrößen, die auf die Strömung wirken, ist zu klein, so wird etwa der Begasungslochdurchmesser und damit indirekt die Primärblasengröße nicht berücksichtigt. Berechnungsvorschriften wie diese sind meist nur für Wasser-Luft-Systeme gültig, da sie auf Messwerten in eben diesen beruhen. So berücksichtigen Gln. 2.6 - 2.8 zwar Dichte und Oberflächenspannung der Stoffe, nicht aber z.B. die Viskosität, die einen starken Einfluss auf die Strömung hat. So würde ein nach Gl. 2.7 berechneter integraler Gasgehalt bei unterschiedlichen Viskositäten immer

den gleichen Wert einnehmen, dies widerspricht jedoch Messungen (siehe Kapitel 4.2 und [10]).

2.2.1.2 Dispersionsmodelle

Einen anderen Weg beschreiten die Dispersionsmodelle. Ausgehend von einer reaktionstechnischen Beschreibung in einphasigen Rohrströmungen [9] beschreibt das eindimensionale Dispersionsmodell mit Hilfe eines axialen Dispersionskoeffizienten $D_{ax,k}$ für jede Phase k den Anteil aller Phasen in der Blasensäule in Abhängigkeit von der Höhe h im Reaktor:

$$\frac{\partial \varepsilon_k}{\partial t} = D_{ax,k} \cdot \frac{\partial^2 \varepsilon_k}{\partial h^2} - u_L \cdot \frac{\partial \varepsilon_k}{\partial h} \quad (2.9)$$

Da dieses Modell lediglich den axialen Gradienten, nicht aber die oft viel wichtigeren radialen Gradienten der lokalen Phasengehalte berücksichtigt, wurde es unter Annahme einer rotationssymmetrischen Strömung auf ein zweidimensionales Modell im Zylinderkoordinatensystem erweitert [61]. Dafür ist zusätzlich ein radialer Dispersionskoeffizient $D_{rad,k}$ einzusetzen:

$$\frac{\partial \varepsilon_k}{\partial t} = D_{ax,k} \cdot \frac{\partial^2 \varepsilon_k}{\partial h^2} - u_L \cdot \frac{\partial \varepsilon_k}{\partial h} + \frac{1}{r} \cdot D_{rad,k} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \cdot \left(r \cdot \frac{\partial \varepsilon_k}{\partial r} \right) \quad (2.10)$$

Es ist zu beachten, dass $D_{ax,k}$ aus den Gln. 2.9 und 2.10 nicht gleichzusetzen ist. Unabhängig, ob zur Berechnung einer Strömung das ein- oder das zweidimensionale Dispersionsmodell herangezogen wird, ist die Bestimmung der Dispersionskoeffizienten immer der kritische Punkt. Sie werden aus empirischen Gleichungen gewonnen, die ihrerseits aus Messwerten unterschiedlich umfangreicher Messreihen entstammen. Aufgrund der großen Verbreitung des Dispersionsmodells gibt es eine Vielzahl dieser empirischen Berechnungsvorschriften [11, 28, 38, 58, 70, 79]. Sie alle teilen das Problem, das bereits beschrieben wurde. Empirische Korrelationen berücksichtigen immer nur einen kleinen Teil der Parameter, die sich an und in einem Reaktor variieren lassen. So wird in nur wenigen der genannten Korrelationen die Flüssigkeitsviskosität einbezogen, andere Stoffdaten, wie Oberflächen-