

mischung untersucht werden. Im Apparat $D_R = 0,19 \text{ m}$ wird die der Gasphase im Gleichstrom überlagerte Flüssigkeitsströmung im Bereich $0,005 \leq v_{LO} \leq 0,04 \text{ m/s}$ variiert. Tabelle 5.3 faßt die bei den Untersuchungen variierten Parameter zusammen.

Reaktor-durchmesser	0,19m	0,45m
flüssige Phase	Wasser / Luft	Wasser / Luft
Rohr-anordnung	1 + 7	1 + 10
freie Querschnittsfläche	0,67 + 1	0,89 + 1
relative Wandoberfläche	1 + 3,11	1 + 3,06
Gasterrühr-geschwindigkeit	0,03 + 0,6 m/s	0,03 + 0,6 m/s
Flüssigkeitsleer-rohrgeschwindigkeit	0,005 + 0,04 m/s	0,005 m/s

Tab. 5.3: Variationsbereiche der untersuchten Einflußgrößen für die Untersuchungen zur Rückvermischung der flüssigen Phase.

5.3.3. Versuchsdurchführung und -auswertung

Die Messung des zur Bestimmung des effektiven Dispersionskoeffizienten benötigten Temperaturfeldes erfolgt im stationären Betriebszustand der Blasensäule. Die Konstanz der Durchflüsse an Gas und Flüssigkeit wird mittels der in Kapitel 5.1 beschriebenen Meß-, Regel- und Anzeigeräte festgestellt und vom Auswerterechner protokolliert. Zur Temperaturmessung wird für jedes Thermoelement der Mittelwert aus 100 Einzelmessungen herangezogen. Mit diesem Verfahren werden die Auswirkungen der stochastischen Schwankungen der Zweiphasenströmung auf die Temperaturmessung eliminiert, und man erhält repräsentative Meßwerte. Zur Kontrolle wird der zeitliche Temperaturverlauf für zwei Meßstellen mitprotokolliert.

Aus dem Temperaturprofil wird nach den Gleichungen (5.16) und (5.17) für jede radiale Meßposition der effektive Dispersionskoeffizient ermittelt. Liegt kein radiales Temperaturprofil vor und bestimmt man demzufolge für alle radialen Positionen im Rahmen der Versuchsstreuung gleiche Dispersionskoeffizienten, werden die fünf Einzeldispersionskoeffizienten durch Mittelwertbildung zusammengefaßt.

6. Versuchsergebnisse und Ergebnisdiskussion zur Fluidodynamik in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln

Dieses Kapitel befaßt sich mit dem Einfluß von längsangeströmten Rohrbündeln auf die Fluidodynamik in Blasensäulen. Der erste Abschnitt geht auf die Beeinflussung des volumenspezifischen Gasgehaltes durch den Einbau längsangeströmter Rohrbündel ein. Anschließend wird anhand von Meßergebnissen die Abhängigkeit des radialen Profils der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit von betriebs- und apparatetechnischen Einflußgrößen diskutiert und die den radialen Verlauf dieser Größe beschreibende Modellgleichung hergeleitet. Der folgende Teil behandelt die Abhängigkeit der das Vermischungsverhalten charakterisierenden zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit von den Einflußgrößen und faßt die erhaltenen Zusammenhänge in dimensionsloser Form zusammen. Das Kapitel schließt mit der Darstellung des Einflusses längsangeströmter Rohrbündeleinbauten auf die radiale Komponente der absoluten Flüssigkeitgeschwindigkeit.

6.1. Ergebnisse zum volumenspezifischen Gasgehalt

In Abbildung 6.1 ist der volumenspezifische Gasgehalt in Abhängigkeit des auf die freie Säulenquerschnittsfläche bezogenen Gasdurchsatzes, der effektiven Gas-

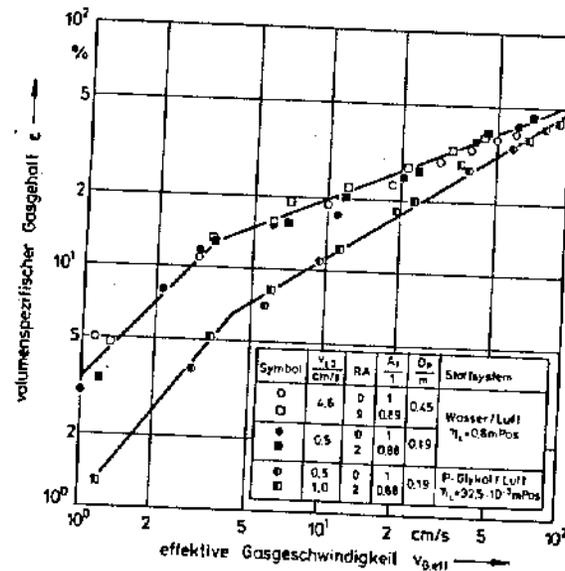


Abb. 6.1: Einfluß der effektiven Gasgeschwindigkeit auf den volumenspezifischen Gasgehalt für unterschiedliche Säulendurchmesser, Rohranordnungen und Stoffsysteme.

schwindigkeit $v_{G,eff} = v_{GO}/A_f$, aufgetragen. Dargestellt sind Meßwerte für unterschiedliche Rohranordnungen, Säulendurchmesser und Stoffsysteme.

Im Stoffsystem Wasser/Luft stellt sich unabhängig vom Apparatedurchmesser und von der Rohranordnung bis zu Gasbelastungen von $v_{G,eff} \approx 3,5$ cm/s die für den homogenen Strömungsbereich charakteristische, starke Zunahme des volumenspezifischen Gasgehaltes mit steigendem Gasdurchsatz ein. Die Erhöhung der effektiven Gasgeschwindigkeit über $v_{G,eff} = 3,5$ cm/s hinaus führt zur Ausbildung des heterogenen Strömungszustandes mit einem geringeren Anstieg des Gasgehaltes bei zunehmender Gasbelastung.

Für die Blasensäule ohne Einbauten zeigen sich die bekannten Zusammenhänge /7, 12, 68/. So beeinflusst die Vergrößerung des Säulendurchmessers den volumenspezifischen Gasgehalt nicht. Die Erhöhung der Viskosität der flüssigen Phase führt zu einer verstärkten Blasenkoaleszenz und setzt aufgrund des hieraus resultierenden schnelleren Gastransportes durch das System den volumenspezifischen Gasgehalt gegenüber dem Wasser/Luft-System herab.

Beim Einbau von längsangeströmten Rohrbündeln bleiben die für die Blasensäule ohne Einbauten diskutierten Abhängigkeiten erhalten. Wie der Abbildung 6.1 zu entnehmen ist, lassen sich die Meßwerte für die unterschiedlichen Rohranordnungen bei sonst gleichen Parametern durch einen Kurvenzug beschreiben. Der Einbau von längsangeströmten Rohrbündeln wirkt sich für den volumenspezifischen Gasgehalt lediglich in der Erhöhung der effektiven Gasgeschwindigkeit aufgrund der Querschnittsverminderung durch die Rohre aus.

6.2. Versuchsergebnisse und Ergebnisdiskussion zum radialen Profil der zeitlich gemittelten resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit

6.2.1. Einfluß des Gasdurchsatzes und der geometrischen Parameter

Bei den in diesem Abschnitt vorgestellten Profilen der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit wird neben dem Einfluß des Gasdurchsatzes und der geometrischen Parameter wie Apparatedurchmesser und Anzahl und Anordnung der eingebauten Rohre auch die Symmetrie der Strömungsprofile untersucht.

In Abbildung 6.2 sind für die Blasensäule ohne Einbauten die radialen Profile der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit für vier unterschiedliche Gasleerrohrgeschwindigkeiten dargestellt. Im Bereich des dimensionslosen Säulenradius $-0,7 \leq r/R \leq 0,7$ liegt eine im zeitlichen Mittel aufwärtsgerichtete Strömung vor, während in den wandnahen Bereichen $|r/R| > 0,75$ die Flüssigkeitsströmung im zeitlichen Mittel abwärts gerichtet ist. Steigender Gasdurchsatz führt zu einer Erhöhung des Betrages der resultierenden Flüssigkeitsgeschwindigkeit. Da der Nulldurchgang der Kurven im heterogenen Strömungszustand vom Gasdurchsatz nicht wesentlich beeinflusst wird und für alle untersuchten Gasleerrohrgeschwindigkeiten im Bereich $0,7 \leq r/R \leq 0,75$ liegt, wird das Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit mit zunehmender Gasbelastung steiler.

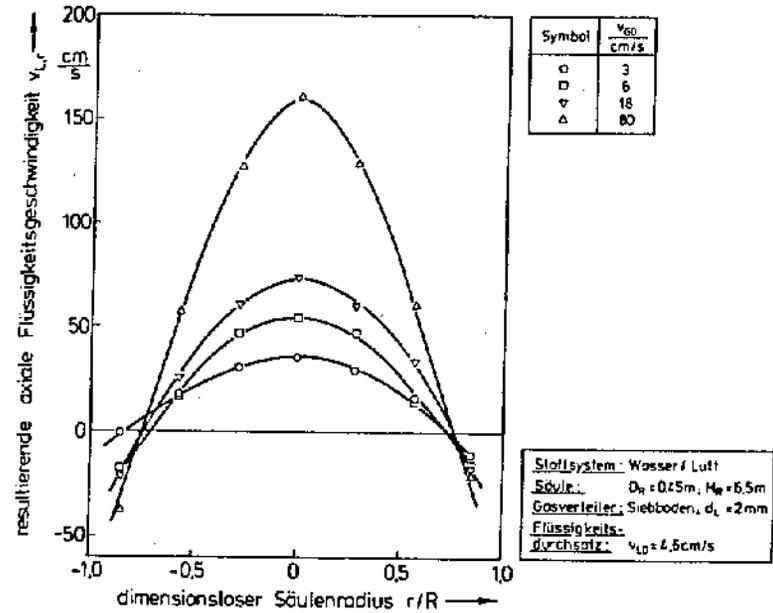


Abb. 6.2: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit in der Basensäule ohne Einbauten.

Ab einer Gasleerrohrgeschwindigkeit von $v_{GO} = 5$ cm/s bis zur maximal untersuchten Gasbelastung von $v_{GO} = 80$ cm/s ist das Strömungsprofil axialsymmetrisch. Das bei der geringen Gasleerrohrgeschwindigkeit von $v_{GO} = 3$ cm/s ermittelte leicht unsymmetrische Profil wird durch eine ungleichmäßige Gasverteilung im homogenen Strömungsbereich hervorgerufen. Wegen der Charakteristik dieses Strömungszustandes (vergl. Kap. 2.1) wird die Ungleichverteilung der Gasphase mit zunehmender Apparatehöhe nur unvollkommen ausgeglichen. Auch Franz /10/ ermittelte bei seinen Untersuchungen im Bereich niedriger Gasleerrohrgeschwindigkeiten ähnliche asymmetrische Geschwindigkeitsprofile; im Gegensatz zu den im Rahmen dieser Untersuchungen erhaltenen Ergebnissen führte bei ihm eine Erhöhung des Gasdurchsatzes von $v_{GO} = 5$ cm/s auf $v_{GO} = 10$ cm/s jedoch zu keiner meßbaren Auswirkung auf das Strömungsprofil.

Die radialen Profile der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit für eine Blasensäule mit gleichmäßig behohrem Querschnitt zeigt Abbildung 6.3. Es sind Meßwerte für die Rohranordnung B aufgetragen; die eingesetzten Rohre führen zu einer Verminderung der durchströmbaren Querschnittsfläche um 5 %; die relative Oberflächenerhöhung beträgt 83 % gegenüber dem Apparat ohne Einbauten.

Die Darstellung zeigt qualitativ die gleichen Kurvenverläufe, wie sie in der Blasen- säule ohne Einbauten ermittelt werden. Beim Einbau von längsangeströmten Rohr- bündeln bleibt das Strömungsprofil erhalten mit einer Aufwärtsströmung im Bereich der Säulenachse und einer Abwärtsströmung im Bereich der Säulenwand. Eine Er- höhung des Gasdurchsatzes führt an jeder radialen Position zu einer Zunahme des

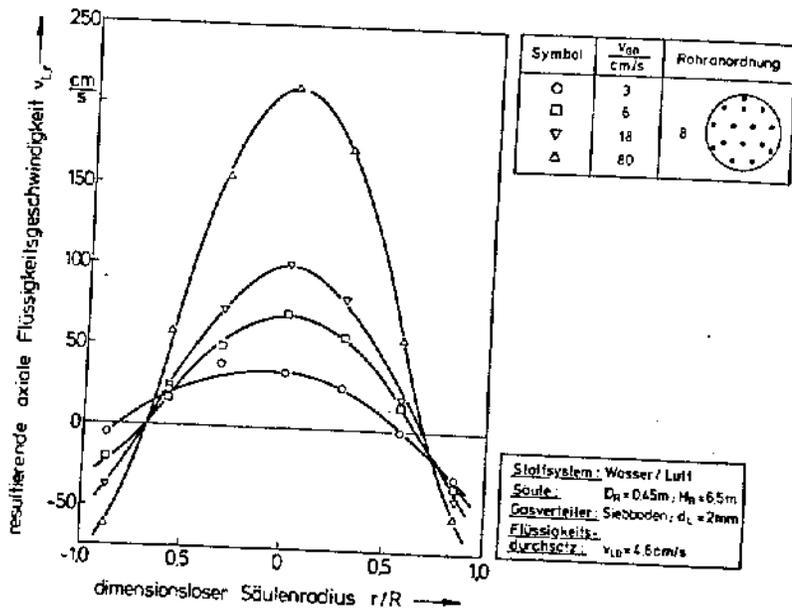


Abb. 6.3: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit in der Blasen säule mit gleichmäßig bohrtem Querschnitt.

Betrages der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit. Der Nulldurchgang der Geschwindigkeitsprofile wird im heterogenen Strömungszustand ($v_{GO} > 6 \text{ cm/s}$) nicht nennenswert vom Gasdurchsatz beeinflusst und liegt wie in der Säule ohne Einbauten bei $r/R \approx 0,7$. In diesem Strömungsbereich kann auch für den bohrten Apparat ein symmetrisches Strömungsprofil festgestellt werden, während das Geschwindigkeitsprofil für den Gasdurchsatz $v_{GO} = 3 \text{ cm/s}$ aus den oben dargestellten Gründen eine leichte Unsymmetrie aufweist. Ein quantitativer Vergleich der in den Abbildungen 6.2 und 6.3 aufgetragenen Meßwerte läßt erkennen, daß für die Rohranordnung 8 bei jedem Gasdurchsatz höhere Flüssigkeitgeschwindigkeiten gemessen werden als für die Blasen säule ohne Einbauten.

Das Strömungsprofil bleibt auch bei einer ungleichmäßigen Bohrung des Quer- schnittes qualitativ erhalten, wie der Abbildung 6.4 zu entnehmen ist. Die Rohre sind bei der hier gezeigten Anordnung in Form eines wandnahen Doppelringes ange-

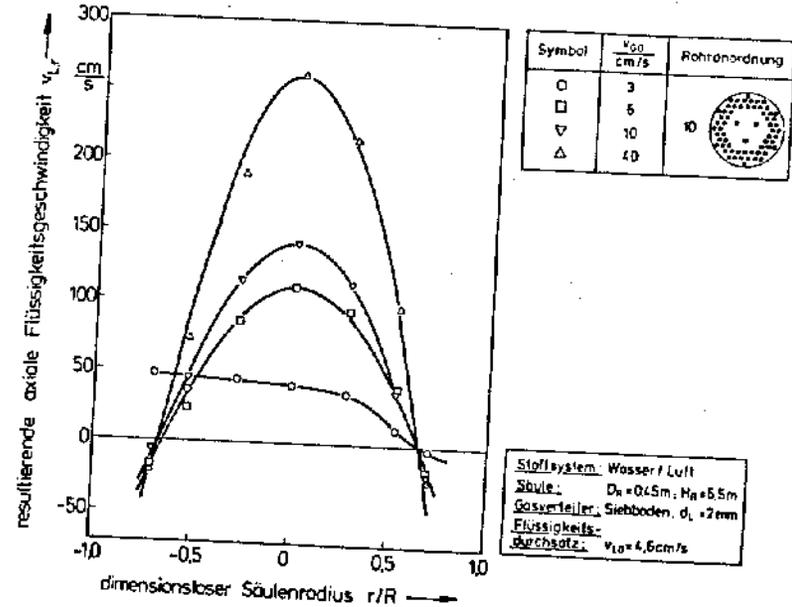


Abb. 6.4: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit in der Blasen säule mit ungleichmäßig bohrtem Querschnitt.

ordnet, so daß in der Säulenmitte ein großer Querschnitt nahezu unberührt bleibt. Im Vergleich zum Apparat ohne Einbauten (Abbildung 6.2) und zur Säule mit gleichmäßig bohrtem Querschnitt (Abbildung 6.3) führt dies bei ebenfalls symmetrischen Profilen im heterogenen Strömungsbereich zu extrem hohen auf- und abwärtsgerichtetem Flüssigkeitgeschwindigkeiten. Schon bei einer Gasleerrohrgeschwindigkeit von $v_{GO} = 40 \text{ cm/s}$ werden auf der Säulenachse im zeitlichen Mittel Flüssigkeitgeschwindigkeiten von $v_{L,r}(r/R = 0) = 2,65 \text{ m/s}$ gemessen. Besonders ausgeprägt ist bei dieser Rohranordnung das bei dem niedrigsten Gasdurchsatz auftretende unsymmetrische Geschwindigkeitsprofil, das ebenso wie die hohen Flüssigkeitgeschwindigkeiten im heterogenen Strömungsbereich auf den besonders starken strömungsstabilisierenden Effekt dieser Rohranordnung zurückzuführen ist.

Abbildung 6.5 zeigt einen Vergleich der radialen Profile der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit für Rohrbündelkonfigurationen mit gleichmäßig über den

Rohrquerschnitt angeordneten Rohren und die Säule ohne Einbauten. Es sind Meßwerte für zwei Gasdurchsätze aus dem heterogenen Strömungsbereich aufgetragen.

Mit steigender Rohranzahl im Querschnitt nimmt die resultierende axiale Flüssigkeitgeschwindigkeit zu. Dieser Einfluß zeigt sich sowohl bei niedrigem als auch bei hohem Gasdurchsatz. Allerdings wird der Anstieg der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit mit zunehmender Rohranzahl geringer. So führt z.B. der Einbau der Rohranordnung 8 mit 15 Rohren zu einer Steigerung der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit auf der Säulenachse um ca. 35 % gegenüber dem Apparat ohne Einbauten, während bei Installation von zusätzlichen 22 Rohren (Rohr-

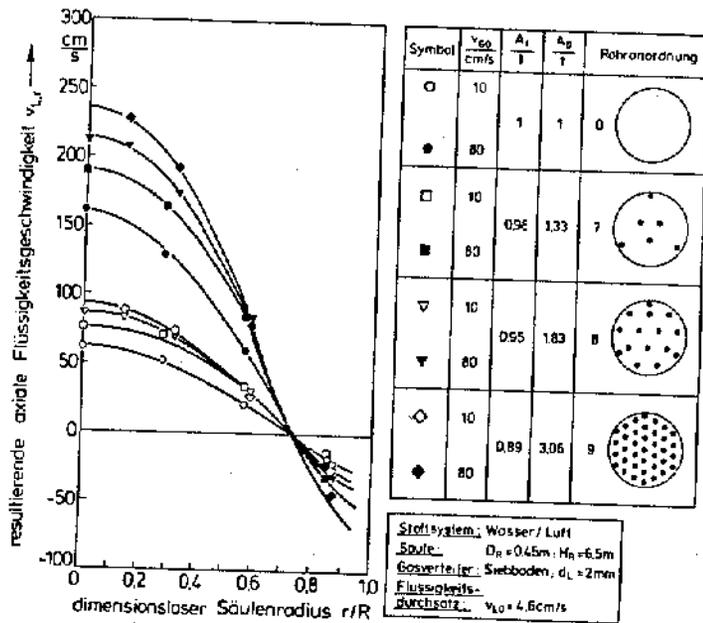


Abb. 6.5: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit und der Rohranordnung auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit.

anordnung 9: $n_R = 37$) sich die resultierende Flüssigkeitgeschwindigkeit auf der Säulenachse gegenüber der Rohranordnung 8 nur noch um ca. 10% erhöht.

Ursache hierfür sind zwei das Strömungsverhalten gegenläufig beeinflussende Wirkungen des längsangeströmten Rohrbündels. Zum einen dämpfen die Rohre die für den Großblasenaufstieg im ungestörten Fluid charakteristische radiale Pendel-

oder Taumelbewegung der Großblasen /69,70,71/. Dieser Leiteffekt führt zu einem geradlinigeren Blasenanstieg und damit zu höheren Aufstiegsgeschwindigkeiten der Blasen mit einem entsprechenden Anstieg der Flüssigkeitgeschwindigkeit. Als charakteristische geometrische Kenngröße für diesen Einfluß ist die Oberfläche der Einbauten anzusehen, die in Form der nach Gleichung (5.2) definierten relativen Oberflächenerhöhung A_0 berücksichtigt wird.

Der Einbau längsangeströmter Rohre hat aber andererseits zur Folge, daß sich die für die Strömung zur Verfügung stehende Säulenquerschnittsfläche verringert. Dieser durch die relative freie Querschnittsfläche A_1 erfaßte Einfluß wirkt der Steigerung der Flüssigkeitgeschwindigkeit beim Einbau von längsangeströmten Rohren entgegen. Da mit zunehmender Anzahl der Rohre im Säulenquerschnitt die Verringerung der relativen freien Querschnittsfläche stärker ausfällt als die Erhöhung der relativen Oberfläche, wird die Steigerung der Flüssigkeitgeschwindigkeit beim Einbau zusätzlicher Rohre stetig geringer.

Sind die Rohre nicht gleichmäßig über den Querschnitt verteilt angeordnet, sondern als wandnaher Doppelring in den Apparat eingebracht, überwiegt der Einfluß des großen unberöhrten Querschnittes in der Säulenmitte, wie aus Abbildung 6.6 zu

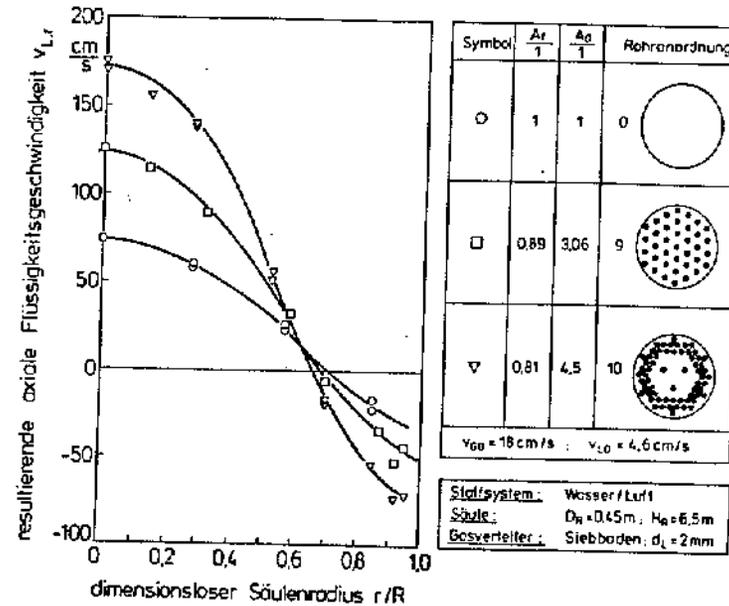


Abb. 6.6: Einfluß von gleichmäßig und ungleichmäßig beröhrten Blasensäulenquerschnittsflächen auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit.

erkennen ist. Darüberhinaus ist das Strömungsverhalten dieser Rohranordnung geprägt durch den großblasenstabilisierenden Effekt des Doppelringes, der vergleichbar ist mit dem Wandeinfluß in Blasensäulen geringeren Durchmessers. Im Gegensatz zur Kolbenblasenströmung in derartigen Apparaten wird die aufsteigende Gasphase bei der Rohranordnung 10 nicht durch die entgegenströmende Flüssigkeitsrückströmung behindert, da bei dieser Rohranordnung die Rückströmung im Bereich des Doppelringes erfolgt. Dies führt zu den bei dieser Rohrbündelgeometrie festgestellten extrem hohen Strömungsgeschwindigkeiten der flüssigen Phase.

Desweiteren läßt sich der Abbildung 6.6 entnehmen, daß der Nulldurchgang des Profils der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit sowohl für die Blasensäule ohne Einbauten als auch für die Säule mit gleichmäßig berührter Querschnittsfläche bei einem dimensionslosen Reaktorradius von $r^*/R = 0,7$ erfolgt. Diese radiale Position ist dadurch gekennzeichnet, daß sie die Querschnittsfläche halbiert. Somit ergeben sich nicht nur im Apparat ohne Einbauten, sondern auch in der gleichmäßig berührten Blasensäule für den Auf- und Abstrombereich etwa gleich große Flächenanteile.

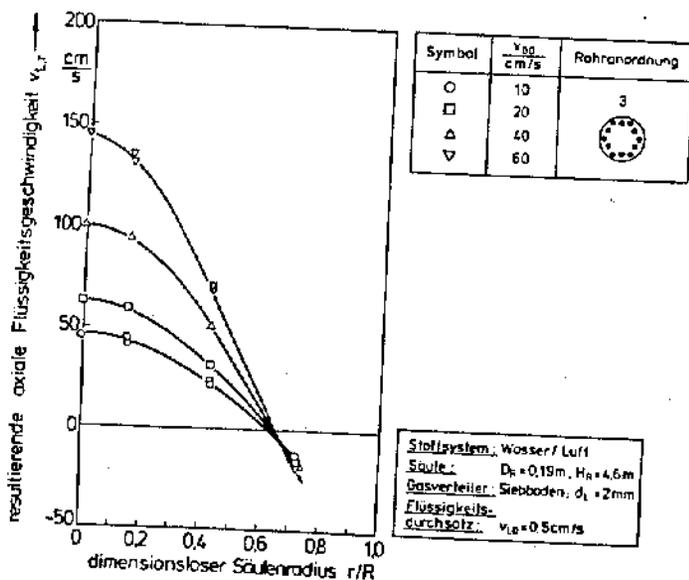


Abb. 6.7: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit für die ringförmige Rohranordnung in der Blasensäule $D_R = 0,19\text{ m}$.

Für die Rohranordnung 10 nimmt die resultierende axiale Flüssigkeitsgeschwindigkeit beim dimensionslosen Säulenradius $r^*/R = 0,66$ den Wert Null an. Berücksichtigt man, daß sich nahezu alle Rohre im Bereich der Abströmung befinden, wird für diese Rohranordnung die freie Säulenquerschnittsfläche eben bei diesen dimensionslosen Radius halbiert, so daß auch bei nicht gleichmäßiger Berührung des Querschnittes von Auf- und Abstrombereich etwa gleich große Flächen eingenommen werden.

Dieser Zusammenhang findet sich bei der ringförmigen Rohranordnung 3 in der Blasensäule mit dem Durchmesser $D_R = 0,19\text{ m}$ bestätigt. Wie der Abbildung 6.7 zu entnehmen ist, liegt bei dieser Rohranordnung für alle Gasbelastungen im heterogenen Strömungsbereich der Nulldurchgang des Profils beim dimensionslosen Säulenradius $r^*/R = 0,64$. Unter Berücksichtigung des im Abstrombereichs liegenden Rohrkranzes bestimmt sich der die durchströmbare Querschnittsfläche halbiierende dimensionslose Radius zu $r^*/R = 0,63$. Die gute Übereinstimmung der beiden Werte bestätigt die getroffene Annahme. Unabhängig von der Rohranordnung stellt sich demnach in Blasensäulen für niedrigviskose Stoffsysteme die Strömung so ein, daß für den Auf- und den Abstrombereich näherungsweise gleichgroße Flächen zur Verfügung stehen.

6.2.2. Modell zur Beschreibung des radialen Profils der zeitlich gemittelten resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit

Die mathematische Beschreibung des radialen Profils der zeitlich gemittelten resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit geht von einer Kräftebilanz an einem differentiellen Volumenelement aus (Gleichung {2.1}), wobei der Zusammenhang zwischen Schubspannung und resultierender axialer Flüssigkeitsgeschwindigkeit analog zum Newton'schen Reibungsgesetz erfaßt wird (Gleichung {2.2}):

$$-\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \cdot [r \cdot \tau] = \frac{\partial p}{\partial z} + (1 - \epsilon(r)) \cdot \rho_L \cdot g \quad (2.1)$$

mit

$$\tau = -v_t(r) \cdot \rho_L \cdot \frac{\partial v_L}{\partial r} \quad (2.2)$$

Wie die Untersuchungen von Nottenkämper /7/ und Riquarts /15/ zeigen, muß die radiale Abhängigkeit der turbulenten Impulsaustauschgröße v_t berücksichtigt werden. Da die Gasphase den turbulenten Impulstransport verursacht, wird die radiale Abhängigkeit der turbulenten Impulsaustauschgröße entsprechend der von Nottenkämper /7/ ermittelten radialen Verteilung des lokalen Gasgehaltes angesetzt:

$$\epsilon_{lok}(\Phi) = \epsilon_{lok,z} \cdot [a_1 - a_2 \cdot \Phi^b] \quad (6.1)$$

$$v_t(\Phi) = v_{t,z} \cdot [a_1 - a_2 \cdot \Phi^b] \quad (6.2)$$

mit $\Phi = r/R$.

Hierbei bezeichnen $\epsilon_{lok,z}$ und $v_{t,z}$ die sich auf der Säulenachse ($\Phi = 0$) einstellenden Werte für den lokalen Gasgehalt und die turbulente Impulsaustauschgröße. Nottenkämper /7/ bestimmte in seinen Untersuchungen die Konstanten zu

$$\begin{aligned} a_1 &= 1, \\ a_2 &= 0,75 \text{ und} \\ b &= 2, \end{aligned} \quad (6.3)$$

und für den Zusammenhang zwischen lokalem Gasgehalt auf der Säulenachse $\epsilon_{lok,z}$ und flächenspezifischem Gasvolumenanteil ϵ ermittelte er:

$$\epsilon_{lok,z} = 1,647 \cdot \epsilon. \quad (6.4)$$

Da in der Gleichgewichtszone der flächenspezifische Gasgehalt als höheninvariant betrachtet werden kann /7/, führt die Impulsbilanz über den gesamten Säulenquerschnitt unter Berücksichtigung der im Querschnitt befindlichen Rohre des Wärmeaustauschers zu folgender Beziehung für den axialen Druckgradienten:

$$\frac{\partial p}{\partial z} = - \frac{2 \cdot \tau_w}{R} \cdot \frac{1 + n_R \cdot \Phi'}{1 - n_R \cdot \Phi'^2} - p_L \cdot \theta \cdot (1 - \epsilon) \quad (6.5)$$

$$\text{mit } \Phi' = d_R / D_R.$$

Setzt man die Gleichungen (2.2), (6.1), (6.2), (6.4) und (6.5) in Gleichung (2.1) ein, erhält man nach zweimaliger Integration und Einführung der Randbedingungen

$$\left. \frac{\partial v_L}{\partial \Phi} \right|_{\Phi=0} = 0 \quad (6.6)$$

(symmetrisches Geschwindigkeitsprofil) und

$$v_L(\Phi=0) = v_{LZ} \quad (6.7)$$

folgenden funktionalen Zusammenhang für das radiale Profil der resultierenden Flüssigkeitgeschwindigkeit:

$$v_L(\Phi) = A \cdot \ln \left(1 - \frac{a_2}{a_1} \cdot \Phi^2 \right) + B \cdot \Phi^2 + v_{LZ} \quad (6.8)$$

$$\text{mit } A = \frac{R}{2 \cdot a_2 \cdot v_{t,z}} \cdot \left[\frac{\tau_w}{p_L} \cdot \frac{1 + n_R \cdot \Phi'}{1 - n_R \cdot \Phi'^2} - \frac{\theta \cdot \epsilon \cdot R}{2} \cdot \left(1 - 1,647 \cdot \frac{a_1}{a_2} \right) \right] \quad (6.9)$$

$$\text{und } B = - \frac{1,647 \cdot \theta \cdot \epsilon \cdot R^2}{2 \cdot v_{t,z} \cdot (b+2)} \quad (6.10)$$

Die Wandschubspannung τ_w wird mit einer von Wallis /76/ vorgestellten Beziehung bestimmt:

$$\tau_w = 0,5 \cdot c_f \cdot (p_L \cdot v_{L0} + \rho_G \cdot v_{G0}) \cdot (v_{L0} + v_{G0}), \quad (6.11)$$

wobei der Widerstandsbeiwert c_f zu 0,005 angenommen werden kann /76/.

Ein Vergleich der Summanden in Gleichung (6.9) zeigt, daß die Wandreibung in niedrigviskosen Stoffsystemen nicht nur, wie bereits mehrfach nachgewiesen /76, 77/ in Blasensäulen ohne Einbauten, sondern auch in mit längsangeströmten Rohrbündeln versehenen Apparaten einen vernachlässigbar geringen Einfluß auf das Strömungsgeschehen ausübt.

Die noch unbekannt zentrale turbulente Impulsaustauschgröße $v_{t,z}$ läßt sich durch Einbeziehung der Kontinuitätsgleichung der flüssigen Phase

$$\pi \cdot v_{L0} = \int_0^{2\pi} \int_0^1 v_L(\Phi) \cdot (1 - \epsilon(\Phi)) \cdot d\Phi \cdot d\varphi \quad (6.12)$$

bestimmen. Die Integration liefert als Ergebnis:

$$\frac{1}{v_{t,z}} = \frac{v_{L0}/2 - v_{L0} \cdot C_1}{C_2 \cdot (C_3 + C_4) + C_5 \cdot C_6} \quad (6.13)$$

mit

$$C_1 = \frac{1}{2} \cdot \left[1 - 1,647 \cdot \epsilon \cdot \left(a_1 - \frac{a_2}{2} \right) \right],$$

$$C_2 = A \cdot v_{t,z},$$

$$C_3 = - \frac{1 - 1,647 \cdot \epsilon \cdot a_1}{2} \cdot \left[\left(\frac{a_1}{a_2} - 1 \right) \cdot \ln \left(1 - \frac{a_1}{a_2} \right) + 1 \right],$$

$$C_4 = - \frac{1,647 \cdot \epsilon \cdot a_2}{2} \cdot \left[\left(\frac{a_1}{a_2} - 1 \right) \cdot \left[\frac{1}{2} \cdot \left(\frac{a_1}{a_2} + 1 \right) \cdot \ln \left(1 - \frac{a_2}{a_1} \right) - \frac{1}{4} \cdot \left(\frac{3 \cdot a_1}{a_2} + 1 \right) \right] + \frac{3}{4} \cdot \left(\frac{a_1}{a_2} \right)^2 \right],$$

$$C_5 = B \cdot v_{t,z} \text{ und}$$

$$C_6 = \frac{1}{4} \cdot \left[1 - 1,647 \cdot \epsilon \cdot \left(a_1 - \frac{2}{3} \cdot a_2 \right) \right].$$

Bei bekanntem Gasgehaltsprofil wird zur Beschreibung des radialen Profils der resultierenden Flüssigkeitgeschwindigkeit durch Gleichung (6.8) lediglich die sich auf der Säulenachse einstellende Flüssigkeitgeschwindigkeit benötigt. Abbildung 6.8

zeigt einen Vergleich von Literaturdaten mit nach Gleichung (6.8) berechneten radialen Profilen der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit für Blasen-säulen unterschiedlichen Durchmessers ohne Einbauten. Die gemessenen radialen Profile der Zielgröße werden durch die obige Gleichung gut erfaßt. Insbesondere im wandnahen Bereich ($r/R > 0,7$) ist die Übereinstimmung zwischen gemessenen und berechneten Werten sehr zufriedenstellend.

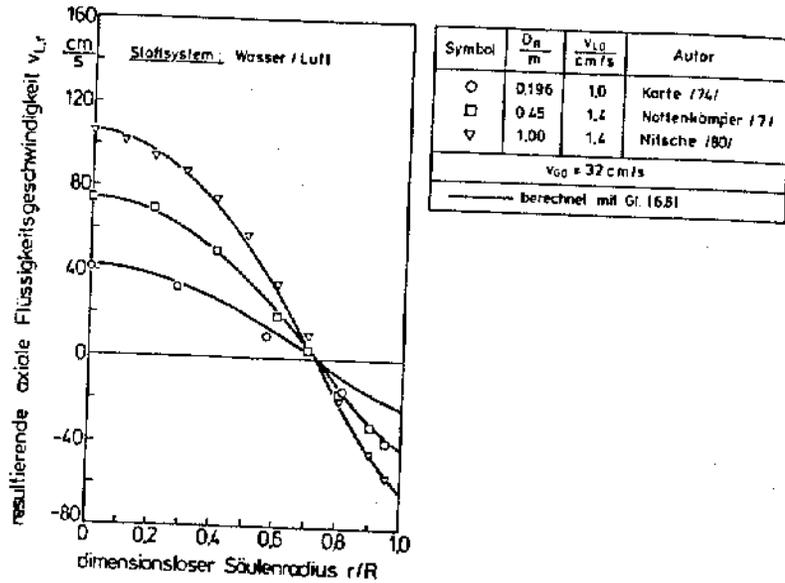
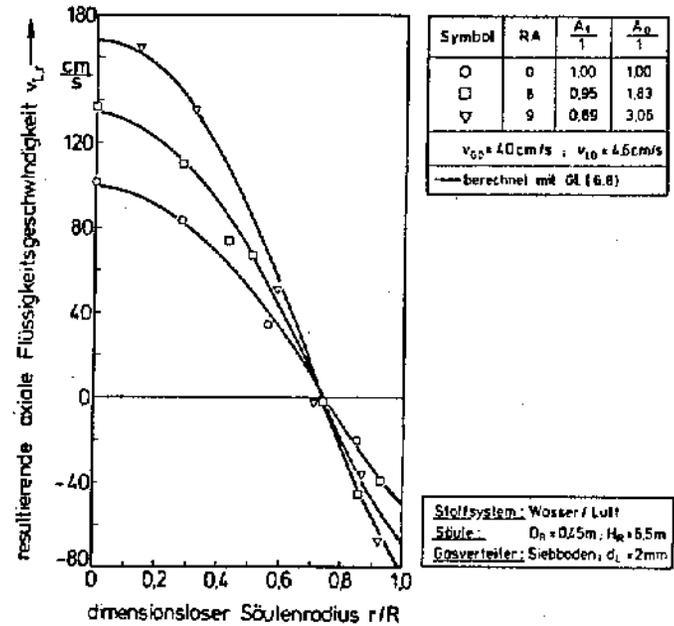


Abb. 6.8: Vergleich von gemessenen und nach Gleichung (6.8) berechneten radialen Profilen der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit für Blasen-säulen ohne Einbauten.

Da beim Einbau von längsangeströmten Rohrbündeln das Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit qualitativ erhalten bleibt, ist Gleichung (6.8) auch geeignet, die sich unter diesen Bedingungen einstellende resultierende Flüssigkeitsströmung zu beschreiben. In Abbildung 6.9 sind die für die untersuchten Rohranordnungen ermittelten radialen Profile der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit den nach Gleichung (6.8) berechneten gegenübergestellt.

Die gute Wiedergabe der gemessenen Daten verdeutlicht noch einmal, daß der Einbau von längsangeströmten Rohrbündeln in Blasen-säulen die fluidodynamischen Verhältnisse nicht grundsätzlich ändert, und daß sich der Einfluß der Einbauten auf das Strömungsgeschehen auf die Änderung der Zentralgeschwindigkeit v_{LZ} zurück-führen läßt.



Stoffsystem: Wasser / Luft
 Säule: $D_n = 0,25 \text{ m}; H_n = 6,5 \text{ m}$
 Gasverteiler: Siebboden, $d_L = 2 \text{ mm}$

Abb. 6.9: Vergleich von gemessenen und nach Gleichung (6.8) berechneten radialen Profilen der resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit für Blasen-säulen mit längsangeströmten Rohrbündeln.

Zur dimensionslosen Beschreibung der Meßergebnisse werden die an den jeweiligen radialen Meßpositionen ermittelten resultierenden axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeiten $v_{L,r}(\phi)$ auf den auf der Säulenachse bestimmten Zentralwert v_{LZ} bezogen. Somit geht Gleichung (6.8) über in:

$$\frac{v_{L,r}(\phi)}{v_{LZ}} = \frac{A}{v_{LZ}} \cdot \ln \left[1 - \frac{a_2}{a_1} \cdot \phi^2 \right] + \frac{B}{v_{LZ}} \cdot \phi^2 + 1. \quad (6.14)$$

In Abbildung 6.10 sind die Quotienten A/v_{LZ} und B/v_{LZ} für unterschiedliche Säulen-durchmesser, Rohranordnungen und Flüssigkeitsrohrgeschwindigkeiten in Ab-hängigkeit von der Gasrohrgeschwindigkeit aufgetragen. Der Darstellung ist zu entnehmen, daß sich die Quotienten als unabhängig vom Flüssigkeitsdurchsatz und von den geometrischen Größen Apparatedurchmesser und Rohranordnung erweisen. Darüberhinaus ist die Abhängigkeit von der Gasrohrgeschwindigkeit von unter-geordneter Bedeutung. Bei einem maximalen Fehler von $\pm 7,5\%$ erhält man mittlere

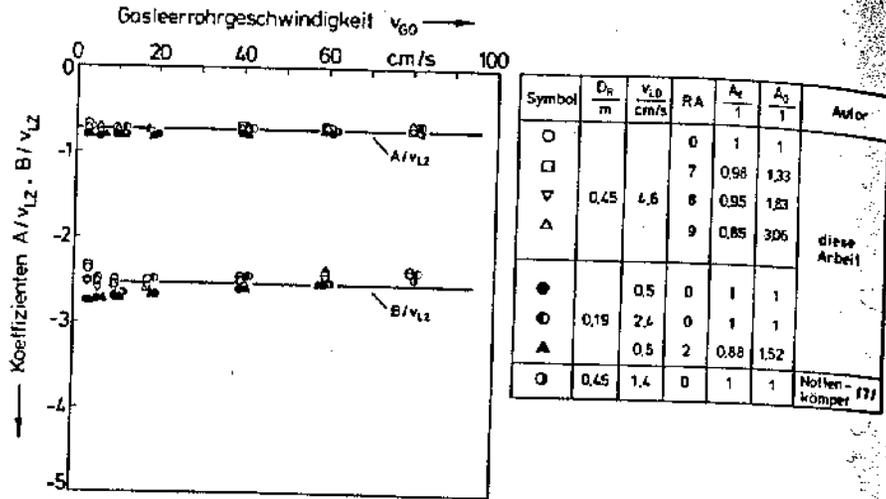


Abb. 6.10: Einfluß der Gasleerrohrgechwindigkeit auf die Quotienten A/v_{LZ} und B/v_{LZ} für unterschiedliche Säulendurchmesser, Rohranordnungen und Flüssigkeitsdurchsätze.

Werte für die Quotienten:

$$A/v_{LZ} = -0,72 \quad [6.16]$$

und

$$B/v_{LZ} = -2,53.$$

Somit läßt sich nicht nur der Einfluß von längsangeströmten Rohrbündeln, sondern auch der des Säulendurchmessers und der Gasleerrohrgechwindigkeit auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit über die Zentralgeschwindigkeit erfassen.

In Abbildung 6.11 ist das radiale Profil der gemessenen, auf den Zentralwert bezogenen resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit dem nach den Gleichungen (6.14) und (6.16) berechneten gegenübergestellt. In die Darstellung sind Meßdaten aufgenommen für Blasensäulen ohne Einbauten sowie für die Rohrbündelkonfigurationen, bei denen die Rohre gleichmäßig über den Querschnitt verteilt sind. Neben der guten Wiedergabe der Versuchspunkte durch die Berechnungsgleichung macht die Darstellung auch deutlich, daß durch diese dimensionslose Darstellung auch für Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln eine Bündelung der Meßdaten erreicht wird.

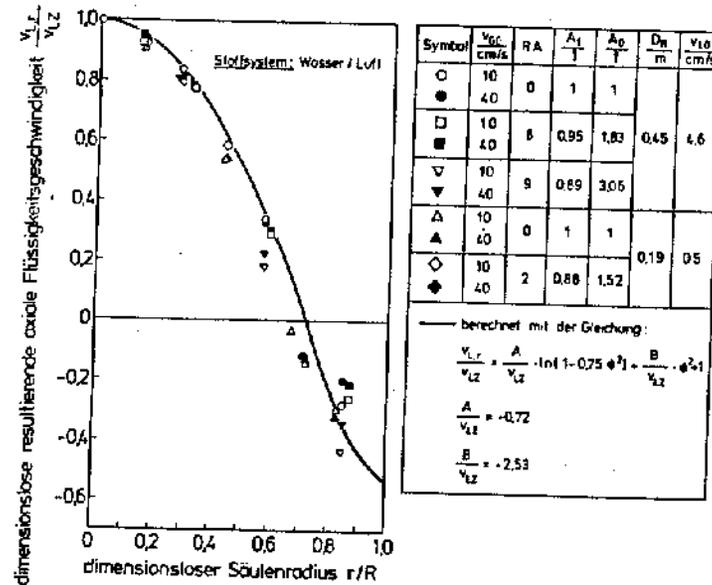


Abb. 6.11: Radiale Profile der auf die Zentralgeschwindigkeit bezogenen Flüssigkeitgeschwindigkeit für unterschiedliche Säulendurchmesser, Rohranordnungen und Gasdurchsätze.

6.2.3. Literaturvergleich zur dimensionslosen Beschreibung des radialen Profils der zeitlich gemittelten resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit

Da im Schrifttum bisher keine Untersuchungen zur resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln vorliegen, muß sich der Literaturvergleich auf Ergebnisse zur Fluidodynamik in Apparaten ohne Einbauten beschränken. Der Übersichtlichkeit halber sollen der in dieser Arbeit entwickelten Beziehung (6.14) nicht Meßwerte sondern Berechnungsgleichungen zur Beschreibung des dimensionslosen resultierenden axialen Geschwindigkeitsprofils $v_L(\phi)/v_{LZ} = f(\phi)$ gegenübergestellt werden, wie sie von Riquarts /15/, Kawase et al. /25/, Linneweber /24/, Nottenkämper /7/ und Ueyama et al. /14/ publiziert wurden

Während Kawase et al. /25/ ein Polynom 2. Grades zur Beschreibung des radialen Profils der dimensionslosen resultierenden axialen Geschwindigkeit vorgeschlagen:

$$\frac{v_{Lr}}{v_{LZ}} = 1 - 2 \cdot \phi^2, \quad [6.16]$$

korrelieren Riquarts /15/ mit

$$\frac{v_{L,r}}{v_{L,z}} = a_0 + a_1 \cdot \Phi + a_2 \cdot \Phi^2 + a_3 \cdot \Phi^3 + a_4 \cdot \Phi^4 \quad (6.17)$$

mit $a_0 = 1$

$$a_1 = a_3 = 0$$

$$a_2 = -0.5$$

$$a_4 = -3 \quad \text{für } 0 \leq \Phi \leq 0,7$$

und $a_0 = -234,397$

$$a_1 = 1166,379$$

$$a_2 = -2142,483$$

$$a_3 = 1723,390$$

$$a_4 = -513,702 \quad \text{für } 0,7 \leq \Phi \leq 0,9$$

und Linnweber /24/ mit

$$\frac{v_{L,r}}{v_{L,z}} = 1 + 0,19 \cdot \Phi - 4,37 \cdot \Phi^2 + 2,69 \cdot \Phi^3 \quad (6.18)$$

für $0 \leq \Phi \leq 0,95$

die Meßdaten durch Polynome höherer Ordnung.

Die von Nottenkämper /7/ zur Beschreibung seiner Meßergebnisse verwendete modifizierte Kreisgleichung

$$\frac{v_{L,r} + |v_{L,w}|}{v_{L,z} + |v_{L,w}|} = (1 - \Phi^2)^a \quad (2.10)$$

läßt sich durch Einsetzen des von ihm hergeleiteten Ausdruckes für die an der Säulenwand auftretende maximale Abwärtsgeschwindigkeit

$$v_{L,w} = v_{L,z} \cdot \frac{1}{1 - (1 - \Phi^2)^a} \quad (2.12)$$

auf die Form

$$\frac{v_{L,r}}{v_{L,z}} = (1 - \Phi^2)^a + \frac{1 - (1 - \Phi^2)^a}{1 - (1 - \Phi^2)^a} \quad (6.19)$$

bringen, wobei a nach Gleichung (2.11) und Φ nach Gleichung (2.13) bestimmt werden.

Die von Ueyama und Miyauchi /14/ auf der Basis einer Impulsbilanz entwickelte Beziehung (vergl. Kap. 2.1)

$$\frac{v_{L,r} + |v_{L,w}|}{v_{L,z} + |v_{L,w}|} = (1 - \Phi^2)^2 \quad (2.4)$$

läßt sich unter Zuhilfenahme der Gleichungen (2.5) und (2.6) überführen in

$$\frac{v_{L,r}}{v_{L,z}} = 1,4 \cdot (1 - \Phi^2)^2 - 0,4 \quad (6.20)$$

In Abbildung 6.12 sind neben dem sich aus der Berechnungsgleichung (6.14) ergebenden radialen Verlauf der dimensionslosen resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit die nach den Gleichungen (6.15) bis (6.20) berechneten radialen Profile dieser Größe dargestellt.

Im Bereich der aufwärts gerichteten Flüssigkeitsströmung ($r/R \leq 0,7$) beschreiben alle Ansätze das radiale Profil verhältnismäßig einheitlich. Dagegen zeigen sich im Abstrombereich gravierende Unterschiede. So bestimmt man nach der Beziehung von Riquarts /15/ (Gleichung (6.17)) und Kawase /25/ (Gleichung (6.16)) betragsmäßig erheblich höhere Flüssigkeitgeschwindigkeiten als sie von den übrigen Berechnungsgleichungen vorhergesagt und im Rahmen dieser Arbeit bestimmt werden (vergl. Abbildung 6.11).

Der einfache Ansatz von Kawase /25/ erfaßt darüber hinaus nicht den Wendepunkt im Geschwindigkeitsprofil. Dies hat zur Folge, daß Gleichung (6.16) die Kontinuitätsbeziehung nicht erfüllt. Somit ist dieser Ansatz lediglich geeignet, den qualitativen Verlauf des radialen Geschwindigkeitsprofils im Bereich der aufwärts gerichteten Strömung darzustellen. Eine Bilanzierung der im Auf- und Abstrombereich umgewälzten Volumenströme ist hiermit dagegen nicht möglich.

Dieses Manko besteht auch bei den Regressionspolynomen höherer Ordnung (Gleichungen (6.17) und (6.18)). Da ihr Gültigkeitsbereich auf $r/R \leq 0,9$ für Gleichung (6.17) und $r/R \leq 0,95$ bei Gleichung (6.18) beschränkt ist, können sie nicht zur Bestimmung der umgewälzten Volumenströme verwendet werden. Außerdem liefern die Gleichungen (6.17) und (6.18) nur für $\Phi \geq 0$ sinnvolle Ergebnisse, da sie nicht achsensymmetrisch sind.

Die skizzierten Nachteile der Polynomansätze weist die von Nottenkämper /7/ vorgeschlagene empirische Beziehung nicht auf. Sie ist sowohl in der Lage, das festgestellte axialsymmetrische Profil im Bereich $-1 \leq \Phi \leq 1$ zu beschreiben und erfüllt auch die Kontinuitätsbedingung. Darüber hinaus wird durch die Gleichungen (2.10) bis (2.13) bzw. (6.19) der Einfluß des Flüssigkeitsdurchsatzes auf das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit erfaßt.

6.3. Meßergebnisse zur zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit und deren dimensionslose Beschreibung

6.3.1 Einfluß der Betriebsparameter und der geometrischen Kenngrößen

Im heterogenen Strömungszustand steigen die Gasblasen bevorzugt in der Säulenmitte auf. Die mitgeschleppte Flüssigkeit bewirkt auf der Achse eine nahezu ausschließlich aufwärts gerichtete Flüssigkeitsströmung, mit deren Hilfe das Vermischungsverhalten in Blasensäulen ohne Einbauten beschrieben werden kann /15, 21/. Neben dem Einfluß von längsangeströmten Rohrbündeln auf diese nach Gleichung (5.4) bestimmte zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit wird auch deren Abhängigkeit von der Viskosität der flüssigen Phase untersucht.

Abbildung 6.13 zeigt den Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit. Parameter sind die in der Säule $D_R = 0,45$ m untersuchten Rohranordnungen. Zur besseren Vergleichbarkeit wurde für die Rohranordnung 9 der sich aus den Meßpunkten ergebende radiale Verlauf der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit auf die radiale Position $r/R = 0$ extrapoliert und diese Daten in die Abbildung aufgenommen.

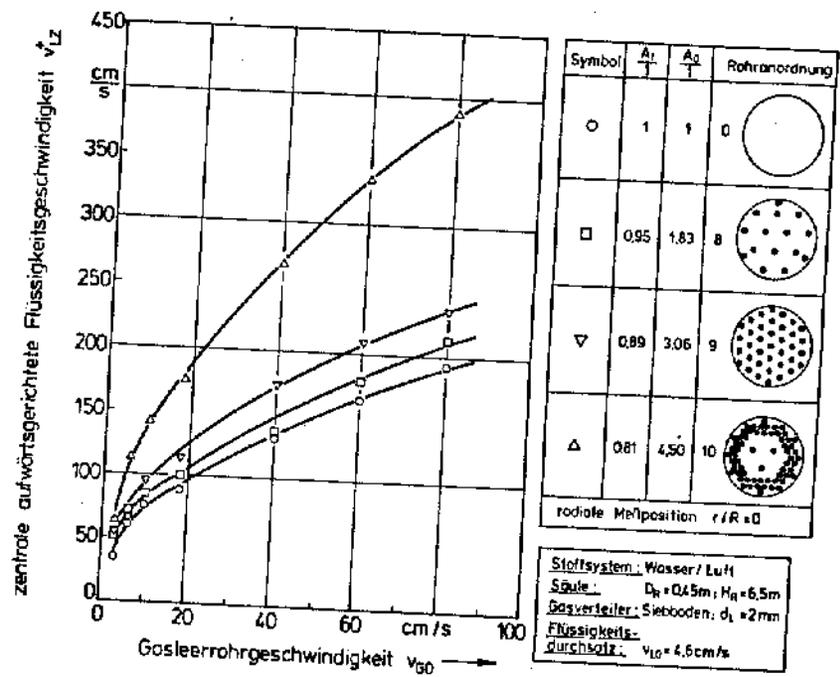


Abb. 6.13: Einfluß unterschiedlicher Rohranordnungen auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit.

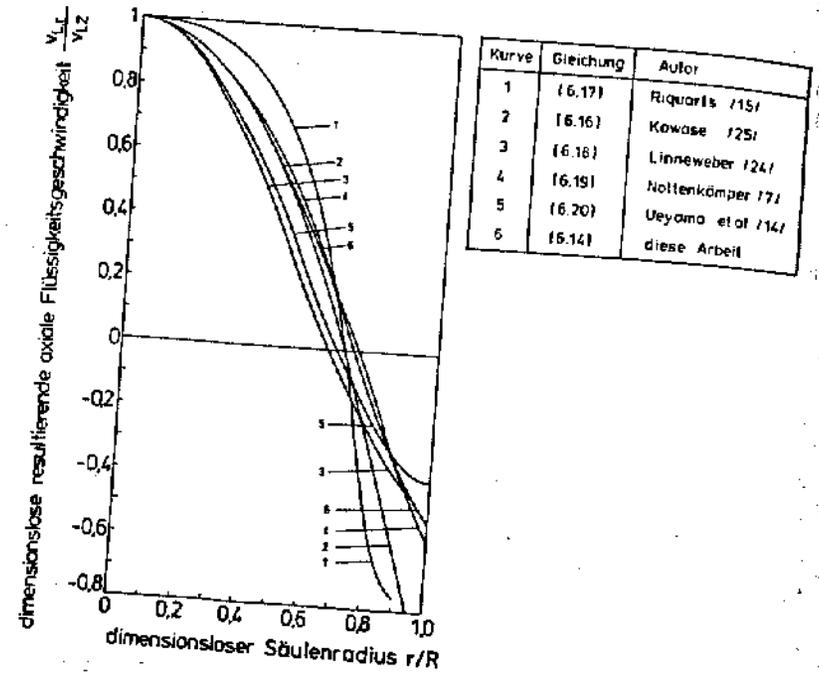


Abb. 6.12: Vergleich der Beziehungen zur Beschreibung des radialen Profils der dimensionslosen resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit.

Während die bisher diskutierten Berechnungsgleichungen empirischer Natur sind, führen Ueyama und Miyauchi /14/ das sich einstellende radiale Profil der resultierenden Flüssigkeitgeschwindigkeit auf den durch das Gasgehaltsprofil verursachten radialen Dichtegradienten in der Zweiphasenströmung zurück. Allerdings führt die Annahme einer über den Säulenquerschnitt konstanten turbulenten Impulsaustauschgröße zu einem zu flachen Kurvenverlauf, so daß insbesondere im wandnahen Bereich mit Gleichung (6.20) betragsmäßig zu geringe Geschwindigkeitswerte vorhergesagt werden.

Bei der in dieser Arbeit abgeleiteten Berechnungsgleichung wird diese vereinfachende Annahme fallengelassen und statt dessen eine ebenfalls vom Gasgehaltsprofil beeinflusste Radialabhängigkeit der turbulenten Impulsaustauschgröße eingeführt. Die sich hieraus ergebende Modellgleichung (6.14) beschreibt die Meßdaten ohne weitere Anpassungsparameter ebenso gut wie die empirische Beziehung (6.19) und führt im wandnahen Bereich zu einer erheblich besseren Wiedergabe als Gleichung (6.20). Der Einfluß der Flüssigkeitleerrohrgeschwindigkeit auf das radiale Flüssigkeitgeschwindigkeitsprofil wird durch die Gleichungen (6.8) bis (6.14) ebenfalls erfaßt.

Mit steigendem Gasdurchsatz nimmt die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit zu. Der Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit stellt sich dabei sowohl für die den Säulenquerschnitt gleichmäßig beherrschenden Konfigurationen als auch für die ringförmige Rohranordnung qualitativ in gleicher Weise wie für die Blasensäule ohne Einbauten dar. Wie schon anhand der Abbildungen 6.5 und 6.6 ausgeführt, wird mit zunehmender Beherrschung eine Steigerung der Flüssigkeitgeschwindigkeit festgestellt. Die Darstellung verdeutlicht, daß auch die Zunahme der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit mit steigender Rohranzahl nicht durch die Verminderung der relativen freien Querschnittsfläche und der damit verbundenen Erhöhung der effektiven Gasgeschwindigkeit $v_{G,eff}$ erklärt werden kann, sondern, wie in Kapitel 6.2 ausgeführt, auf den strömungsstabilisierenden Effekt der längsangeströmten Einbauten zurückgeführt werden muß.

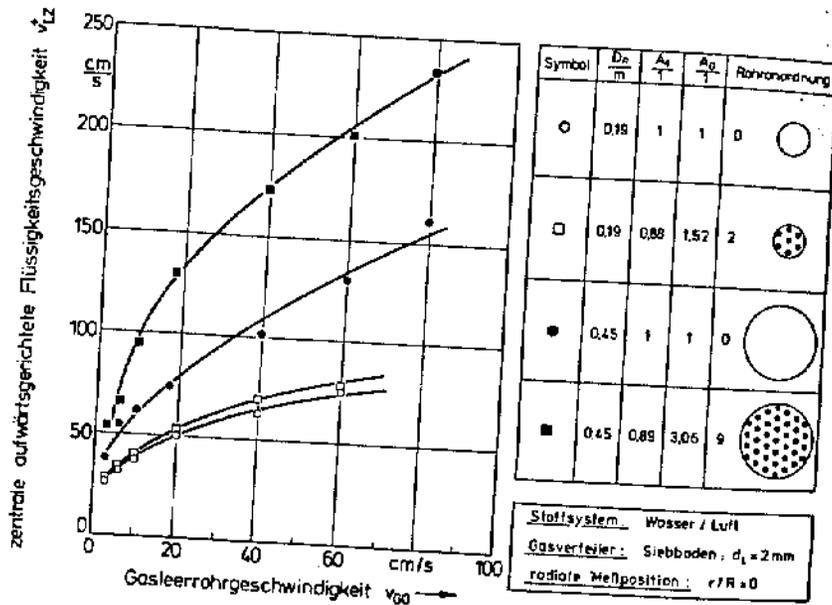


Abb. 6.14: Einfluß des Säulendurchmessers auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit.

Der Einfluß des Apparatedurchmessers auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit läßt sich der Abbildung 6.14 entnehmen. Neben den Meßwerten aus den Blasensäulen ohne Einbauten mit den Durchmessern $D_R = 0,19$ m und $D_R = 0,45$ m sind die auf die Achse extrapolierten Daten der Rohranordnungen 2 und 9 aufgetragen. Das bei diesen Rohranordnungen eingestellte gleiche Rohrteilungs-

verhältnis $l_R/d_R = 2,8$ führt unabhängig vom Säulendurchmesser zu einer Verminderung der relativen freien Querschnittsfläche um 12 %.

Mit steigendem Apparatedurchmesser geht im gesamten untersuchten Gasbelastungsbereich eine Erhöhung der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit einher. Die von den aufsteigenden Gasblasen im heterogenen Strömungsbereich hervorgerufenen großräumigen Zirkulationsströmungen wirken begrenzend auf den sich einstellenden Blasendurchmesser und die maximale Blasenauftiegs- und Blasenabstiegsgeschwindigkeit. Da dieser negative Rückkopplungseffekt mit steigendem Durchmesser schwächer wird, stellen sich in Blasensäulen größeren Durchmessers höhere maximale Blasenauftiegs- und Blasenabstiegsgeschwindigkeiten /7, 68/ und damit auch höhere zentrale Flüssigkeitgeschwindigkeiten ein.

Durch den Einbau von längsangeströmten Rohrbündeln kommt es in beiden untersuchten Apparaten zu einer Erhöhung der zentralen Flüssigkeitgeschwindigkeit. Im Apparat größeren Durchmessers ist der Anstieg gegenüber dem Apparat ohne Einbauten wesentlich stärker ausgeprägt. Da die Einstellung gleicher Rohrteilungsverhältnisse und damit gleicher relativer freier Querschnittsflächen bei konstantem Rohrdurchmesser in der Säule mit dem Durchmesser $D_R = 0,45$ m zu einer größeren Anzahl von Rohren im Querschnitt führt, ist in diesem Apparat auch ein stärkerer Stabilisierungseffekt durch das Rohrbündel gegeben als in der Säule geringeren Durchmessers. Dies führt unabhängig von der Gasbelastung in der Säule $D_R = 0,45$ m zu einer Erhöhung der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit um ca. 55 % bei Einbau der Rohranordnung 9, während in der Blasensäule $D_R = 0,19$ m der Anstieg gegenüber dem Apparat ohne Einbauten nur ca. 10 % beträgt.

Als die für die Strömungsvorgänge maßgebliche Stoffgröße ist die Viskosität der flüssigen Phase anzusehen. Abbildung 6.15 zeigt deren Einfluß auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit für die Blasensäule mit dem Durchmesser $D_R = 0,19$ m ohne Einbauten sowie für die Rohranordnung 2. Es sind Meßwerte für die Stoffsysteme Wasser/Luft ($\eta_L = 0,8$ mPas) und Propylenglykol/Luft ($\eta_L = 32,5$ mPas) dargestellt. Die Mediumtemperatur betrug bei diesen Untersuchungen $T_L = 29^\circ\text{C}$.

Für das höherviskose Stoffsystem stellt sich der Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit in qualitativ gleicher Weise dar wie für das System Wasser/Luft. Mit steigendem Gasdurchsatz nimmt die Flüssigkeitgeschwindigkeit zu. Der strömungsstabilisierende Effekt der längsangeströmten Rohre bleibt bei einer Erhöhung der Viskosität der flüssigen Phase erhalten, so daß auch im Stoffsystem Propylenglykol/Luft für die Rohranordnung 2 im gesamten Gasbelastungsbereich eine gegenüber der Säule ohne Einbauten erhöhte Flüssigkeitgeschwindigkeit vorliegt.

Unabhängig von Gasdurchsatz und Rohranordnung führt eine Erhöhung der Viskosität zu einer Abnahme der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit. Dieser Effekt läßt sich nicht mit der viskositätsbedingten Änderung der Blasenauftiegs-

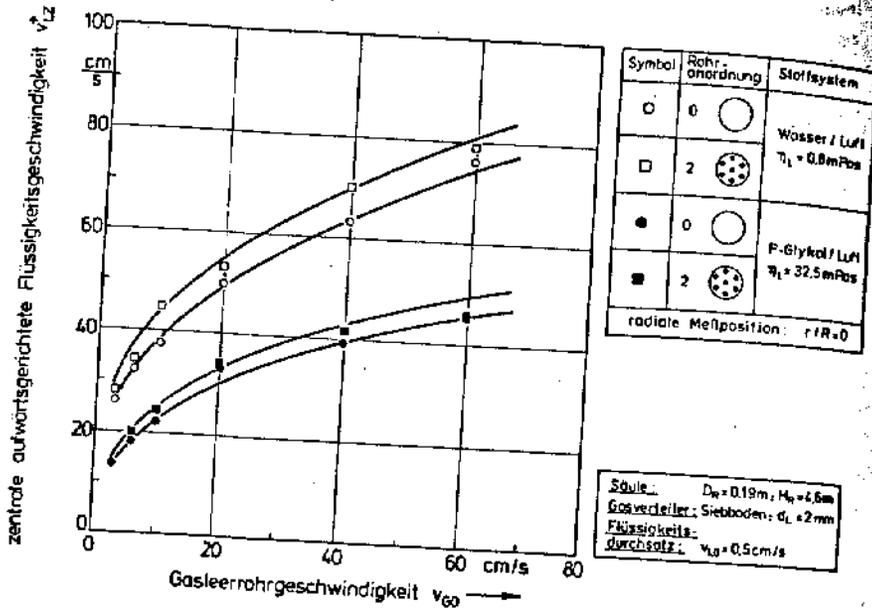


Abb. 6.15: Einfluß der Viskosität der flüssigen Phase auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitsgeschwindigkeit.

stiegschwindigkeit erklären. Da aufgrund der verstärkten Koaleszenzneigung die Größe der für den heterogenen Strömungszustand charakteristischen Großblasenagglomerate mit steigender Viskosität zunimmt, stellen sich im höherviskosen Stoffsystem trotz der größeren Zähigkeitskräfte höhere maximale Blasenauftiegschwindigkeiten ein als im niedrigviskosen /58/. Ursache für die in höherviskosen Stoffsystemen festgestellten geringeren Flüssigkeitsgeschwindigkeiten ist demnach der mit steigender Viskosität abnehmende von den Blasen mitgeschleppte Flüssigkeitsanteil. Dieser an Einzelblasen im Bereich niedriger Blasen-Reynolds-Zahlen nachgewiesene Zusammenhang /70,72/.

$$\frac{V_W}{V_{BI}} \sim Re_{BI}^C \quad (6.21)$$

$$\text{mit } Re_{BI} = \frac{v_{BI} \cdot d_{Bq}}{v_L}$$

V_W - Volumen der Blasen schleppe (Wake),

V_{BI} - Blasen volumen,

v_{BI} - Blasenauftiegschwindigkeit sowie
 d_{Bq} - äquivalenter Kugelblasendurchmesser

und $C = 0.6$ für $Re_{BI} \leq 200$ /72/
 $C = 1.4$ für $Re_{BI} \leq 110$ /70/

bleibt für disperse Gas-Flüssigkeits-Systeme im heterogenen Strömungszustand offensichtlich auch bis zu höheren Reynolds-Zahlen qualitativ erhalten

6.3.2 Dimensionslose Beschreibung der Versuchsergebnisse und Vergleich der Vorhersagegleichung mit Angaben in der Literatur

Zur dimensionslosen Beschreibung der Meßergebnisse der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitsgeschwindigkeit wird der auch von Kawase et al. /25/ sowie Ullbrecht et al. /81/ verwendete Ansatz

$$Re_L = f(Re_G, Fr_G) \quad (6.22)$$

$$\text{mit } Re_L = \frac{v_{LZ}^+ \cdot D_R}{v_L}$$

$$Re_G = \frac{v_{G0} \cdot D_R}{v_L} \quad \text{und}$$

$$Fr_G = \frac{v_{G0}^2}{g \cdot D_R}$$

zugrundegelegt, um die Einflüsse der Gasleerrohrgeschwindigkeit, der Viskosität der flüssigen Phase und des Säulendurchmessers als die die Strömungsverhältnisse maßgeblich beeinflussende Längenabmessung des Systems zu erfassen. Der Einfluß des Rohrbündels auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitsströmung wird durch die Parameter relative Oberflächenerhöhung A_O und relative freie Querschnittsfläche A_f berücksichtigt. Eine Regressionsrechnung mit Versuchsdaten aus den Blasenensäulen ohne Einbauten und aus solchen mit Rohranordnungen, die die Säulenquerschnittsfläche gleichmäßig bohren, liefert folgenden Zusammenhang:

$$Re_L \sim Re_G^{1.17} \cdot Fr_G^{-0.39} \cdot A_f^{1.9} \cdot A_O^{0.6} \quad (6.23)$$

Hieraus ergibt sich die Abhängigkeit der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitsgeschwindigkeit von den geometrischen Einflußgrößen zu

$$v_{LZ}^+ \sim D_R^{0.56} \cdot A_O^{0.6} \cdot A_f^{1.9} \sim (D_R + n_R \cdot d_R)^{0.6} \cdot A_f^{1.9} \quad (6.24)$$

$$\text{da } A_O = \frac{D_R + n_R \cdot d_R}{D_R}$$

Der Einfluß längsangeströmter Rohrbündel auf das Strömungsverhalten in Blasensäulen läßt sich damit wie folgt interpretieren: Die auf die Apparatehöhe bezogene Wandfläche

$$\frac{A_W}{H_R} = \frac{\pi \cdot (D_R + n_R \cdot d_R) \cdot H_R}{H_R} \sim D_R + n_R \cdot d_R \quad (6.25)$$

führt aufgrund ihrer Leitwirkung für den Blasenaufstieg zu einer "Intensivierung" der Zweiphasenströmung und ist damit für das Strömungsgeschehen als charakteristische Länge anzusehen. Andererseits wird durch das Einbringen längsangeströmter Flächen in die Zweiphasenströmung der frei durchströmbare Säulenquerschnitt verringert; dies führt zu einer Strömungsbehinderung und wird durch den Parameter A_f berücksichtigt.

Ausgehend von diesen Überlegungen wird der Ansatz (6.22) dahingehend modifiziert, daß anstelle des Apparatedurchmessers die nach Gleichung (6.25) definierte bezogene Wandoberfläche als charakteristische Länge in den Kennzahlen Verwendung findet. Unter Einbeziehung der der relativen freien Querschnittsfläche ergibt sich damit folgender Kennzahlensatz:

$$Re_{L,AW} = f(Re_{G,AW}, Fr_{G,AW}, A_f) \quad (6.26)$$

$$\text{mit } Re_{L,AW} = \frac{v_{LZ} \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{v_L}$$

$$Re_{G,AW} = \frac{v_{GO} \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{v_L} \quad \text{und}$$

$$Fr_{G,AW} = \frac{v_{GO}^2}{g \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}$$

Formal berechnen sich die modifizierten Kennzahlen aus den nach Gleichung (6.22) definierten Kennzahlen durch Verknüpfung mit der relativen Oberflächenerhöhung A_O :

$$Re_{L,AW} = Re_L \cdot A_O \quad (6.27)$$

$$Re_{G,AW} = Re_G \cdot A_O \quad \text{und}$$

$$Fr_{G,AW} = \frac{Fr_G}{A_O}$$

Eine Regressionsrechnung mit den eigenen Versuchsdaten, die zur Abstützung des Viskositätseinflusses um die von Korte /74/ in einer Blasensäule mit dem Durch-

messer $D_R = 0,2$ m am Stoffsystem Propylenglykol/Luft ($\eta_L = 55$ mPas) ermittelten Werte ergänzt wurden, ergibt den Zusammenhang:

$$Re_{L,AW} = 9,35 \cdot 10^{-2} \cdot Re_{G,AW}^{1,18} \cdot Fr_{G,AW}^{-0,39} \cdot A_f^{1,7} \quad (6.28)$$

Wie Abbildung 6.16 verdeutlicht, werden die Versuchsdaten durch Gleichung (6.28) mit einer Genauigkeit von $\pm 15\%$ wiedergegeben. Die bei der Korrelation berücksichtigten Apparatedurchmesser, Rohranordnungen und deren konstruktive Daten sind der Abbildung 6.16 zu entnehmen.

Die dimensionslosen Einflußgrößen wurden bei den zugrundeliegenden Untersuchungen innerhalb folgender Bereiche variiert:

$$3,6 \cdot 10^2 \leq Re_{G,AW} \leq 1,2 \cdot 10^6$$

$$1,2 \cdot 10^{-5} \leq Fr_{G,AW} \leq 2,0 \cdot 10^{-1} \quad \text{und}$$

$$0,88 \leq A_f \leq 1,00$$

Eine Variation der Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit im technisch relevanten Bereich ist aufgrund der auch schon bei geringen Gasdurchsätzen von den Gasblasen induzierten hohen Flüssigkeitsgeschwindigkeiten ohne Bedeutung, so daß dieser Parameter nicht als Einflußgröße in Gleichung (6.28) auftritt.

Die unterschiedliche Abhängigkeit des volumenspezifischen Gasgehaltes und der nach Gleichung (6.27) bestimmten Re-Zahl von den geometrischen Kenngrößen des Rohrbündels zeigt, daß ersterer nicht zur Beschreibung der zentralen aufwärtgerichteten axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit geeignet ist. Als Ursache hierfür ist anzusehen, daß die fluiddynamischen Verhältnisse in Blasensäulen im Bereich der heterogenen Blasenströmung nahezu ausschließlich durch die schnell aufsteigenden Großblasenagglomerate bestimmt werden.

Wie die Untersuchungen von Wezorko /68/ zeigen, unterscheiden sich der Volumenanteil der Großblasenagglomerate und der integrale volumenspezifische Gasgehalt hinsichtlich ihrer Abhängigkeit sowohl von betriebstechnischen und geometrischen Parametern als auch von Stoffgrößen der flüssigen Phase erheblich. Insbesondere konnte Wezorko zeigen, daß sich bei der Verwendung von Mehrlochbegasern mit Lochdurchmessern von $d_L \geq 3$ mm das durch die Stoffgrößen der flüssigen Phase nur begrenzt faßbare Koaleszenzverhalten der flüssigen Phase lediglich auf den Anteil der Kleinblasen auswirkt, während Großblasengasgehalt und Großblasenaufstiegsgeschwindigkeit nicht beeinflußt werden. Die von mehreren Autoren getroffene Annahme, der volumenspezifische Großblasenanteil könne dem integralen volumenspezifischen Gasgehalt gleichgesetzt werden, muß deshalb als zu grobe Vereinfachung angesehen werden.

Symbol	RA	$\frac{A_1}{1}$	$\frac{D_R \cdot n_R \cdot d_R}{m}$	$\frac{D_R}{m}$	Stoffsystem	Autor
●	0	1,00	0,19	0,19	Wasser/Luft	diese Arbeit
▲	2	0,88	0,29	0,19	$\eta_L = 0,8 \text{ mPa}\cdot\text{s}$	
○	0	1,00	0,19	0,19	$\eta_L = 32,5 \text{ mPa}\cdot\text{s}$	
△	2	0,88	0,29	0,19	P-Glykol/Luft	Korte / 72/
○	0	1,00	0,19	0,19	P-Glykol/Luft	diese Arbeit
○	0	1,00	0,45	0,45	Wasser/Luft	
□	7	0,98	0,60	0,45	Wasser/Luft	
▽	8	0,95	0,82	0,45	$\eta_L = 10 \text{ mPa}\cdot\text{s}$	
△	9	0,85	1,38	0,45	Wasser/Luft	

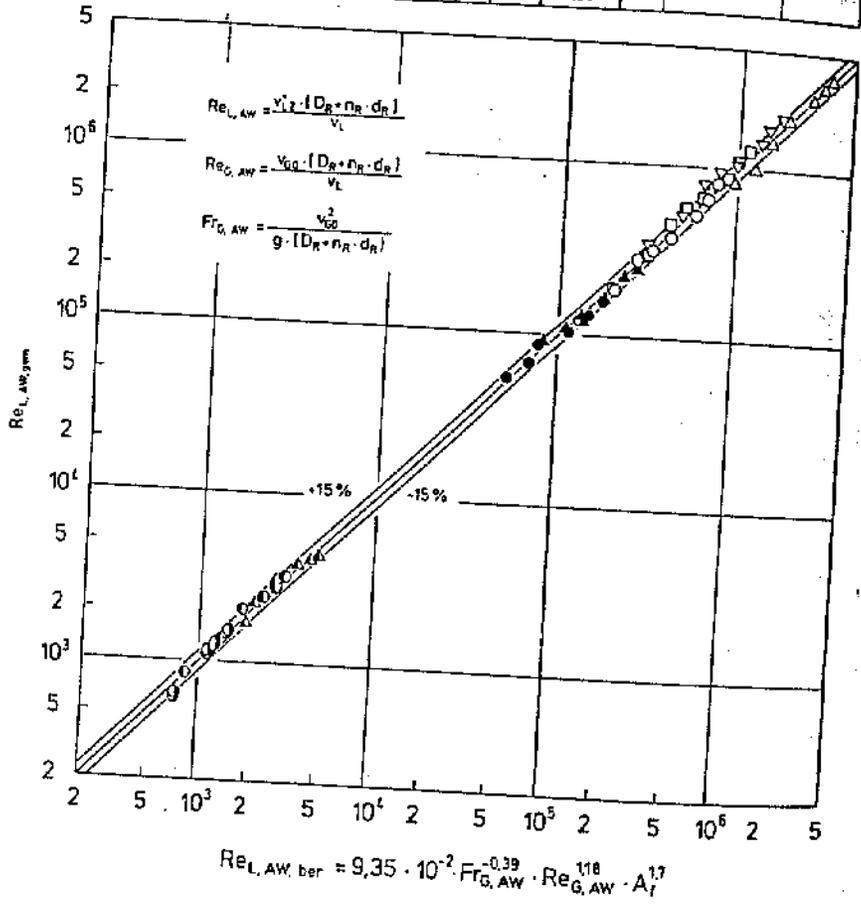


Abb. 6.16: Vergleich gemessener und berechneter Reynolds-Zahlen für die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitsgeschwindigkeit.

Mit Gleichung (6.28) wird die Abhängigkeit der zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitsgeschwindigkeit von einstellbaren Parametern sowie von Stoffgrößen der flüssigen Phase beschrieben. Da sich nach den bisherigen Untersuchungen Grenzfächeneffekte, die durch die Stoffgrößen der flüssigen Phase unberücksichtigt bleiben, auf den Großblasengasgehalt nicht auswirken, ist die Einbeziehung dieser Größe in Gleichung (6.28) nicht sinnvoll und führt zu keiner Verbesserung der Beschreibung.

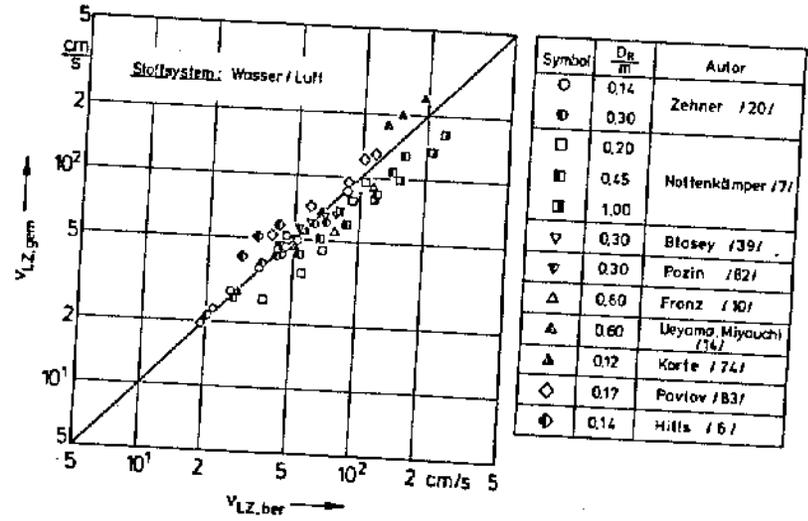
Ein Vergleich der Versuchsergebnisse zur zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitsgeschwindigkeit mit Literaturwerten muß sich auf unbehohrte Blasensäulen-Reaktoren beschränken, da bisher Untersuchungen zum Einfluß längsangestromter Einbauten auf das Strömungsgeschehen nicht bekannt sind.

Mehrere Autoren /15, 16, 17, 20, 25/ haben ausgehend von unterschiedlichen Modellansätzen (vergl. Kap. 2.1) für diese Größe Berechnungsgleichungen hergeleitet, die den Einfluß des Blasensäulendurchmessers sowie der Gasleitergeschwindigkeit mit

$$v_{LZ} \sim D_R^a \cdot v_{G0}^b \quad (6.29)$$

und $0,3 \leq a \leq 0,5$
 $0,3 \leq b \leq 0,4$

beschreiben. Die sich aus Gleichung (6.28) ergebende Abhängigkeit der zentralen



Symbol	$\frac{D_R}{m}$	Autor
○	0,14	Zehner / 20/
⊙	0,30	
□	0,20	Nottenkämper / 7/
■	0,45	
▣	1,00	
▽	0,30	Blösey / 39/
▽	0,30	Pozin / 82/
△	0,60	Frenz / 10/
▲	0,60	Ueyama, Miyachi / 14/
▲	0,12	Korte / 74/
◇	0,17	Pavlov / 83/
◊	0,14	Hills / 6/

Abb. 6.17: Literaturvergleich zur zentralen axialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit.