

aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit von diesen Einflußgrößen:

$$v_{LZ}^+ \sim D_R^{0,57} \cdot v_{GO}^{0,4} \quad (6.30)$$

stimmt damit gut überein. Ein Viskositätseinfluß auf die zentrale Flüssigkeitgeschwindigkeit wird lediglich von Riquarts /15/ mit  $v_{LZ} \sim v_L^{-0,126}$  postuliert. Diese von Riquarts selbst nicht überprüfte Abhängigkeit wird durch den in der vorliegenden Arbeit ermittelten Zusammenhang  $v_{LZ}^+ \sim v_L^{-0,18}$  gut bestätigt.

Abbildung 6.17 zeigt einen Vergleich von Meßdaten zur zentralen aufwärtsgerichteten Flüssigkeitgeschwindigkeit verschiedener Autoren im Stoffsystem Wasser/Luft mit nach Gleichung (6.28) berechneten Werten. Die Darstellung verdeutlicht, daß auch über den durch Experimente abgesicherten Gültigkeitsbereich der Gleichung (6.28) hinaus die Versuchsergebnisse mit ausreichender Genauigkeit wiedergegeben werden.

#### 6.4. Meßergebnisse und Ergebnisdiskussion zur radialen Komponente der zeitlich gemittelten absoluten Flüssigkeitgeschwindigkeit

Die aufsteigenden Gasblasen führen nicht nur zu einer axialen Flüssigkeitsströmung, sondern erzeugen durch das Verdrängen und Zurückfließen von Flüssigkeit beim Umströmungsvorgang der Blasen auch eine Flüssigkeitsbewegung in radialer bzw. tangentialer Richtung /10, 12, 78/. Da in radialer und tangentialer Richtung keine Schlepp-effekte auftreten, sind Hin- und Rückströmung an jeder Stelle im Querschnitt von gleicher Größe, und es kommt nicht zur Ausbildung großräumiger radialer Strömungsmuster /10/.

Diese in Blasensäulen ohne Einbauten beobachteten Zusammenhänge bleiben auch beim Einbau längsangestromter Rohrbündel bestehen. Abbildung 6.18 zeigt den Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf die nach Gleichung (5.6) bestimmte mittlere absolute radiale bzw. tangentiale Flüssigkeitgeschwindigkeit für die Rohranordnung 9. Parameter ist die radiale Meßposition. An den Positionen 1 und 5 wird die radiale Komponente und an den übrigen Positionen die tangentiale Geschwindigkeitskomponente erfaßt.

Bis zu einer Gasleerrohrgeschwindigkeit von  $v_{GO} \approx 0,20$  m/s steigen die radiale und tangentiale Flüssigkeitgeschwindigkeit stark an und streben bei weiterer Erhöhung des Gasdurchsatzes einem Grenzwert zu.

Wie in der Blasensäule ohne Einbauten ermittelt man auch bei der Rohranordnung 9 für die radiale und die tangentiale Komponente Geschwindigkeitswerte gleicher Größe, wobei in keinem Fall ein Einfluß der radialen Meßposition feststellbar ist. Das bedeutet, daß im gleichmäßig behohrten Querschnitt der Betrag der senkrecht zur Achse gerichteten Komponente der zeitlich gemittelten absoluten Flüssigkeitgeschwindigkeit sich als richtungsunabhängig darstellt und somit eine Unterteilung in radiale und tangentiale Strömung nicht erforderlich ist. Die senkrecht zur Säulen-

achse gerichteten Geschwindigkeitsanteile werden deshalb im folgenden vereinfachend mit "radialer" Komponente bezeichnet.

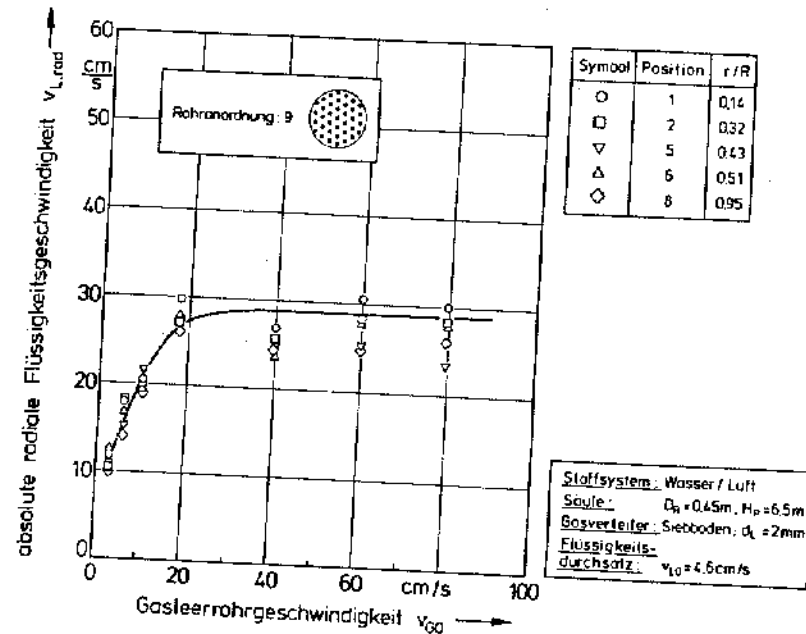


Abb. 6.18: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf die mittlere absolute radiale und tangentiale Flüssigkeitgeschwindigkeit.

Der Einfluß der Rohranordnung und des Blasensäulendurchmessers auf die mittlere absolute radiale Flüssigkeitgeschwindigkeit ist der Abbildung 6.19 zu entnehmen. Für die Apparate  $D_R = 0,19$  m und  $D_R = 0,45$  m sind neben den Versuchsdaten aus den Säulen ohne Einbauten Meßwerte aufgetragen, die beim Einbau der den Querschnitt gleichmäßig behohrenden Rohranordnungen ermittelt wurden.

Die Abhängigkeit der mittleren absoluten radialen Flüssigkeitgeschwindigkeit von der Gasleerrohrgeschwindigkeit stellt sich unabhängig vom Apparatedurchmesser für alle Rohranordnungen gleich dar und entspricht dem in Abbildung 6.18 diskutierten Verlauf. Während in der Blasensäule mit dem Durchmesser  $D_R = 0,19$  m der Einbau des Rohrbündels ohne Auswirkung auf die absolute radiale Flüssigkeitgeschwindigkeit bleibt, ermittelt man für die Rohranordnungen 8 und 9 ( $D_R = 0,45$  m) geringfügig niedrigere radiale Geschwindigkeitswerte als in diesem Apparat ohne Einbauten. Der Einfluß des Säulendurchmessers ist lediglich im Bereich höherer Gas-

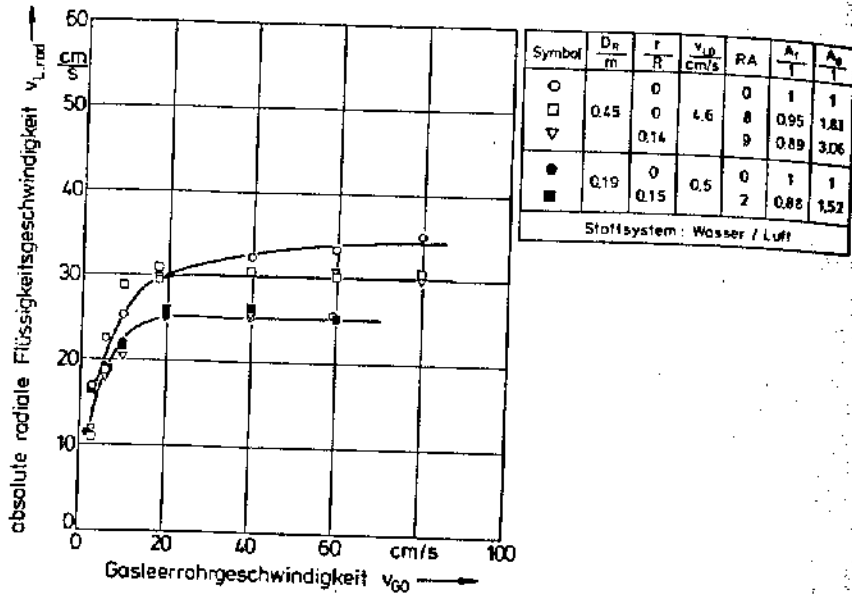


Abb. 6.19: Einfluß der Rohranordnung und des Apparatedurchmessers auf die mittlere absolute radiale Flüssigkeitsgeschwindigkeit.

leerrohrgeschwindigkeiten zu erkennen, wobei eine Vergrößerung des Durchmessers zu einer geringfügigen Erhöhung der radialen Geschwindigkeitskomponente führt. Die radiale Geschwindigkeitskomponente wird also in weitaus geringerem Maße von Geometrieparametern beeinflusst, als es bei der axialen Geschwindigkeitskomponente der Fall ist.

Als weiterer Parameter wurde die Viskosität der flüssigen Phase variiert. In Abbildung 6.20 sind Meßergebnisse zur mittleren absoluten radialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Gasdurchsatz aufgetragen, die im Apparat ohne Einbauten und mit der Rohranordnung 2 in den Stoffsystemen Wasser/Luft und Propylenglykol/Luft ermittelt wurden.

Die Erhöhung der Viskosität der flüssigen Phase führt zu einer Verringerung der mittleren absoluten radialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit, wobei der Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf diese Größe qualitativ erhalten bleibt. Desweiteren zeigt der Vergleich der Meßdaten für die Rohranordnungen 0 und 2 in den untersuchten Stoffsystemen, daß auch bei höherer Viskosität der flüssigen Phase der Einbau

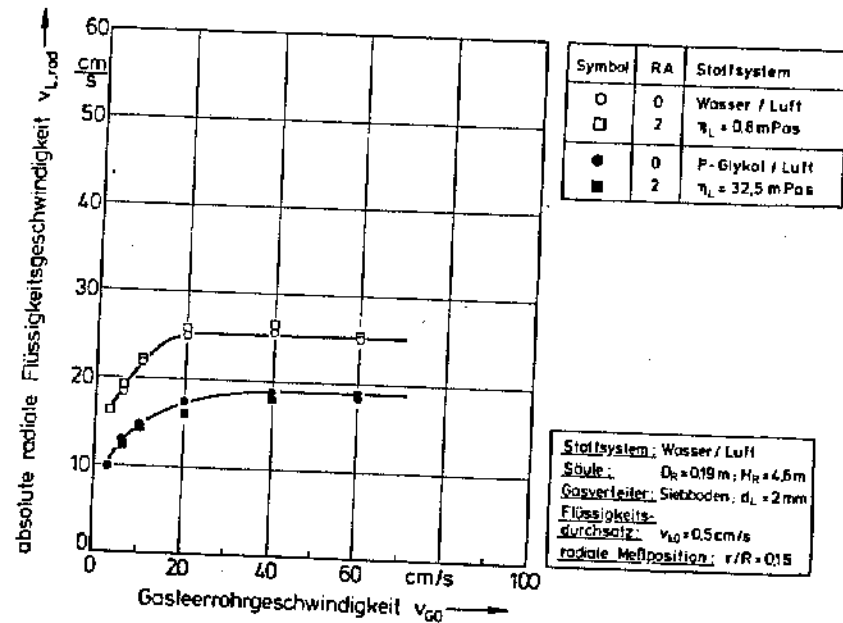


Abb. 6.20: Abhängigkeit der mittleren absoluten radialen Flüssigkeitsgeschwindigkeit von der Gasleerrohrgeschwindigkeit für die Stoffsysteme Wasser/Luft und Propylenglykol/Luft.

von längsangeströmten Rohren nicht zu einer stärkeren Beeinflussung des radialen Strömungsgeschehens führt.

Die Untersuchungen zur radialen Komponente der mittleren absoluten Flüssigkeitsgeschwindigkeit legen dar, daß die Flüssigkeitsströmung senkrecht zur Apparateachse durch den Einbau längsangeströmter Rohrbündel nicht nennenswert beeinflusst wird. Aus diesem Grunde stellen sich auch die durch diese radialen Fluidbewegungen bedingten Wärme- und Stofftransportvorgänge in gleicher Weise wie in Bläsensäulen ohne Einbauten dar (vergl. Kap. 7, /79/).

## 7. Versuchsergebnisse und Ergebnisdiskussion zur Rückvermischung der flüssigen Phase in Blasensäulen ohne Einbauten sowie in solchen mit längsangeströmten Rohrbündeln

In diesem Kapitel wird der Einfluß von längsangeströmten Rohrbündeln auf das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase in Blasensäulen dargelegt. Bevor die Meßwerte diskutiert und in einer Berechnungsgleichung zusammengefaßt werden, zeigt der erste Abschnitt auf, inwieweit die Voraussetzungen erfüllt sind, die die Anwendung des eindimensionalen Dispersionsmodells zur Beschreibung der Flüssigkeitsphasenvermischung im untersuchten System erlauben.

### 7.1. Überprüfung der Anwendbarkeit des eindimensionalen Dispersionsmodells in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln

Wie in den Kapiteln 4 und 5.3 erläutert, setzt die Anwendung des eindimensionalen Dispersionsmodells zur Bestimmung des Vermischungszustandes der flüssigen Phase voraus, daß zum einen der effektive Dispersionskoeffizient über die Säulenhöhe konstant ist, und daß zum zweiten kein radiales Spurenstoffprofil vorliegt. Ist die Bedingung des über die Säulenhöhe konstanten Dispersionskoeffizienten nicht erfüllt, ergibt sich kein linearer Zusammenhang zwischen der dimensionslosen logarithmischen Temperaturdifferenz  $\ln T^*$  (Gleichung (5.15)) und dem Abstand von der Wärmequelle (vergl. auch /31/). In Abbildung 7.1 ist diese Abhängigkeit für den

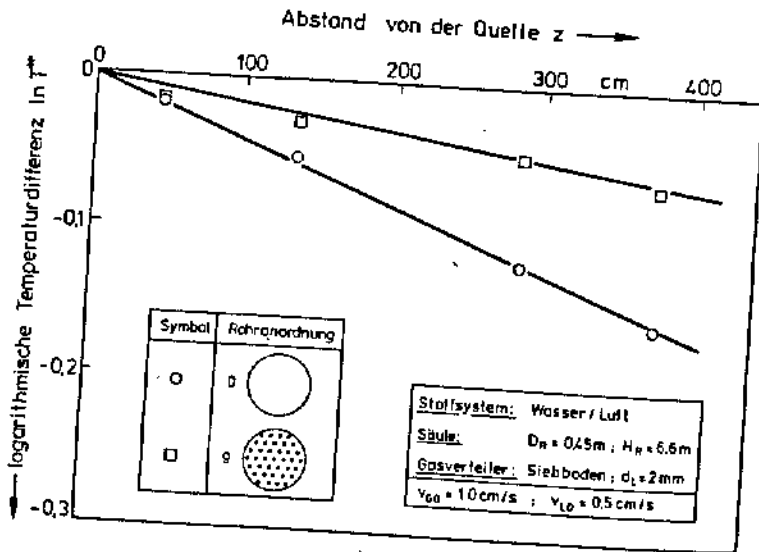


Abb. 7.1: Höhenabhängigkeit der logarithmischen Temperaturdifferenz in der Blasensäule  $D_R = 0,45\text{ m}$ .

Apparat  $D_R = 0,45\text{ m}$  mit den Rohranordnungen 0 und 9 dargestellt. Sowohl für die unberohrte Blasensäule als auch die mit längsangeströmten Rohrbündeln lassen sich die Meßpunkte durch eine Ursprungsgerade wiedergeben. Das Vermischungsverhalten ist also in beiden Fällen höheninvariant. Messungen an anderen Rohranordnungen führen zum selben Ergebnis.

Die Anordnung von 5 Thermoelementen über dem Säulenradius erlaubt die Bestimmung des radialen Temperaturprofils und ermöglicht damit zu prüfen, inwieweit die zweite Voraussetzung zur Anwendung des eindimensionalen Dispersionsmodells auch in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln erfüllt ist. Abbildung 7.2 zeigt exemplarisch die Ergebnisse der Messungen im Apparat  $D_R = 0,45\text{ m}$  und der Rohranordnung 9. Die dargestellten Temperaturverläufe wurden für unterschiedliche Gasleitergeschwindigkeiten ermittelt, wobei die Meßebenen in einem Abstand von  $0,45\text{ m}$  und  $3,76\text{ m}$  von der Wärmequelle angeordnet waren. Unabhängig vom

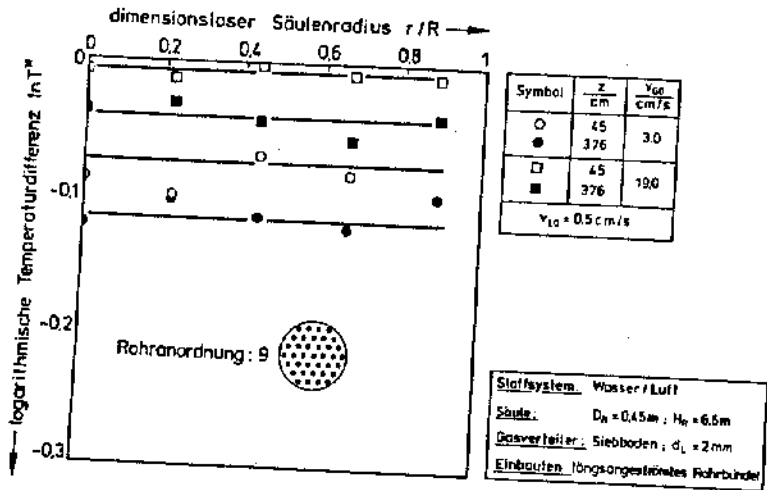


Abb. 7.2: Einfluß der radialen Meßposition auf die logarithmische Temperaturdifferenz in der Säule  $D_R = 0,45\text{ m}$ .

Abstand Meßebe - Wärmequelle wird weder für den niedrigen noch für den hohen Gasdurchsatz in dem mit längsangeströmten Rohrbündeln versehenen Apparat ein radiales Temperaturprofil beobachtet. Der Einbau längsangeströmter Wärmeaustauschereinbauten führt auch in diesem Punkt nicht zu einer qualitativen Änderung der aus Blasensäulen ohne Einbauten bekannten Stoffausbreitungsphänomene.

Ursache hierfür ist die in Kapitel 6.4 erläuterte nur geringe Beeinflussung der radialen Strömungsverhältnisse durch das längsangeströmte Rohrbündel. Die durch die Gasphase senkrecht zur Apparateachse induzierten Flüssigkeitsströmungen hoher Intensität bewirken in Blasensäulen mit und ohne längsangeströmten Rohrbündeln den Abbau radialer Konzentrations- oder Temperaturgradienten, so daß bei Tracerexperimenten mit über den Querschnitt konstanten Werten dieser Größen gerechnet werden kann.

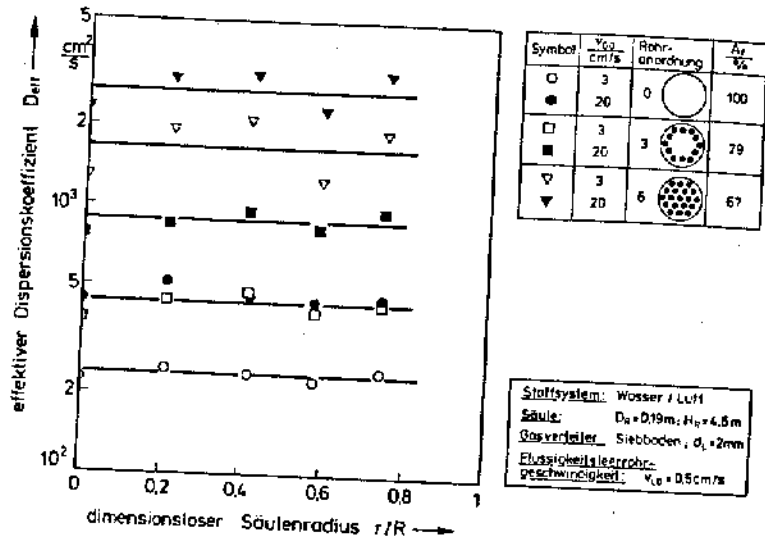


Abb. 7.3: Einfluß der radialen Meßposition auf den effektiven Dispersionskoeffizienten in der Säule  $D_R = 0,19$  m.

Dies hat zur Folge, daß für alle radialen Meßpositionen einheitliche effektive Dispersionskoeffizienten bestimmt werden. Abbildung 7.3 verdeutlicht diese Aussage anhand von Meßdaten aus der Säule  $D_R = 0,19$  m für unterschiedliche Rohranordnungen und Gasleerrohrgeschwindigkeiten.

Die Untersuchungen zum axialen und radialen Temperaturprofil in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln zeigen, daß die Voraussetzungen zur Anwendung des eindimensionalen Dispersionsmodells erfüllt sind und somit das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase in Apparaten mit derartigen Einbauten durch den effektiven Dispersionskoeffizienten beschrieben werden kann.

## 7.2 Der effektive Dispersionskoeffizient in Blasensäulen ohne Einbauten

Wie aus der Literaturübersicht hervorgeht, sind die das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase maßgeblich beeinflussenden Parameter die Gasleerrohrgeschwindigkeit und der Säulendurchmesser. Abbildung 7.4 zeigt Meßergebnisse für den Apparat  $D_R = 0,19$  m, wobei der effektive Dispersionskoeffizient als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit aufgetragen ist. Als weiterer Versuchsparameter ist der Flüssig-

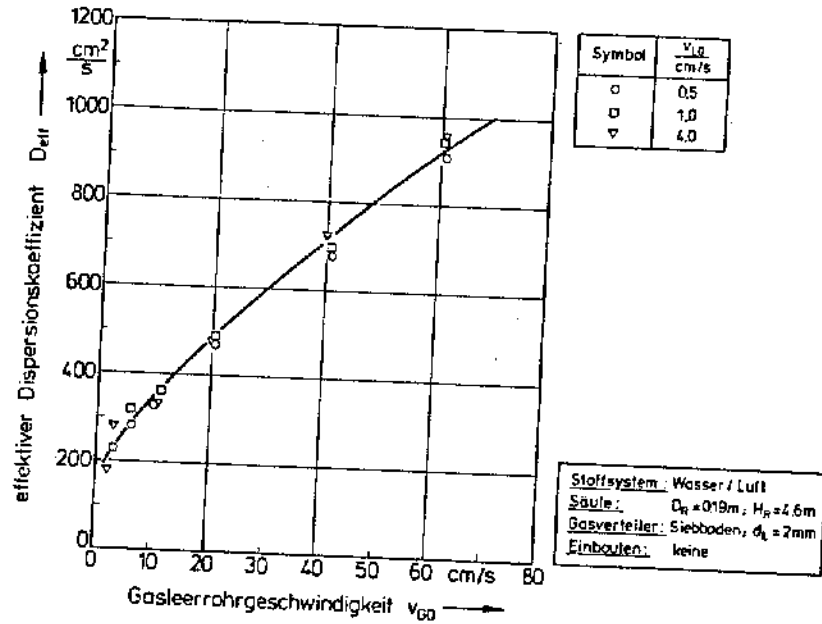


Abb. 7.4: Einfluß von Gas- und Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit auf den effektiven Dispersionskoeffizienten in der Säule  $D_R = 0,19$  m.

keitsdurchsatz mit aufgenommen. Mit steigendem Gasdurchsatz nimmt der effektive Dispersionskoeffizient zu, wobei sich der Anstieg mit zunehmender Gasleerrohrgeschwindigkeit abschwächt. Ein Einfluß des Flüssigkeitsdurchsatzes wird bei einer Erhöhung der Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit von  $v_{L0} = 0,5$  cm/s auf  $v_{L0} = 4$  cm/s nicht beobachtet.

Berücksichtigt man, daß die Flüssigkeitsphasenvermischung durch die von der Gasphase induzierten Flüssigkeitsströmungen verursacht wird, ist dieses Ergebnis nicht verwunderlich, liegen doch schon bei niedrigen Gasdurchsätzen die in Blasensäulen auftretenden Strömungsgeschwindigkeiten um mehr als eine Größenordnung über den realisierten Werten für die Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit (vergl. Kap. 6).

Eine Beeinflussung der Strömungsverhältnisse und damit des Vermischungsverhaltens ist ähnlich wie beim Wärmeübergang /12, 73, 84/ erst zu erwarten, wenn die Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit die gleiche Größenordnung wie die durch die Gasphase induzierten Strömungsgeschwindigkeiten erreicht. Die hierfür notwendigen Flüssigkeitsdurchsätze von  $v_{LO} > 10$  cm/s sind jedoch für die industrielle Praxis ohne Relevanz.

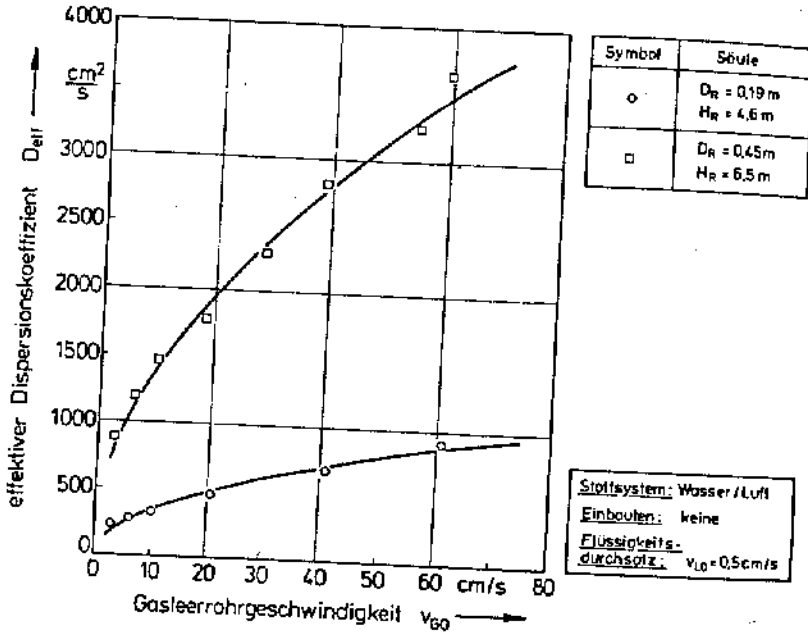


Abb. 7.5: Einfluß des Säulendurchmessers auf den effektiven Dispersionskoeffizienten.

Der Einfluß des Apparatedurchmessers geht aus Abbildung 7.5 hervor. Es sind Versuchsdaten aus den Blasensäulen  $D_R = 0,19$  m und  $D_R = 0,45$  m aufgetragen. In der Säule größeren Durchmessers werden deutlich höhere Dispersionskoeffizienten bestimmt, da mit steigendem Durchmesser bei gleichem flächenbezogenem Gasdurchsatz höhere Strömungsgeschwindigkeiten durch die Gasphase induziert werden (Kap. 6). Die Abhängigkeit des Dispersionskoeffizienten von der Gasleerrohrgeschwindigkeit wird durch eine Änderung der Säulenabmessungen nicht beeinflusst und stellt sich in beiden Apparaten gleich dar.

### 7.3 Der effektive Dispersionskoeffizient in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln

Der Einfluß längsangeströmter Rohrbündel auf das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase wurde an den Rohranordnungen 2 bis 9 untersucht. Während die Rohre bei den Anordnungen 2 sowie 5 bis 9 gleichmäßig über den Rohrquerschnitt verteilt angeordnet sind, zeichnen sich die Rohranordnungen 1, 3, und 4 durch eine ungleichmäßige Verteilung in der Querschnittsfläche aus. Bei der folgenden Diskussion der Versuchsergebnisse und der sie verursachenden Effekte wird diese Einteilung der Rohrkonfigurationen beibehalten.

Die Abhängigkeit des effektiven Dispersionskoeffizienten von Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln ist in Abb. 7.6 exemplarisch für die Rohranordnung 2 dargestellt. Da sich - wie in Kapitel 6 dargestellt - durch den Einbau von längsangeströmten Rohren in Blasensäulen die strömungstechnischen Verhältnisse der Zweiphasenströmung nicht grundsätzlich ändern, ergeben sich für den effektiven Dispersionskoeffizienten qualitativ die gleichen Zusammenhänge, wie sie im Apparat ohne Einbauten ermittelt werden.

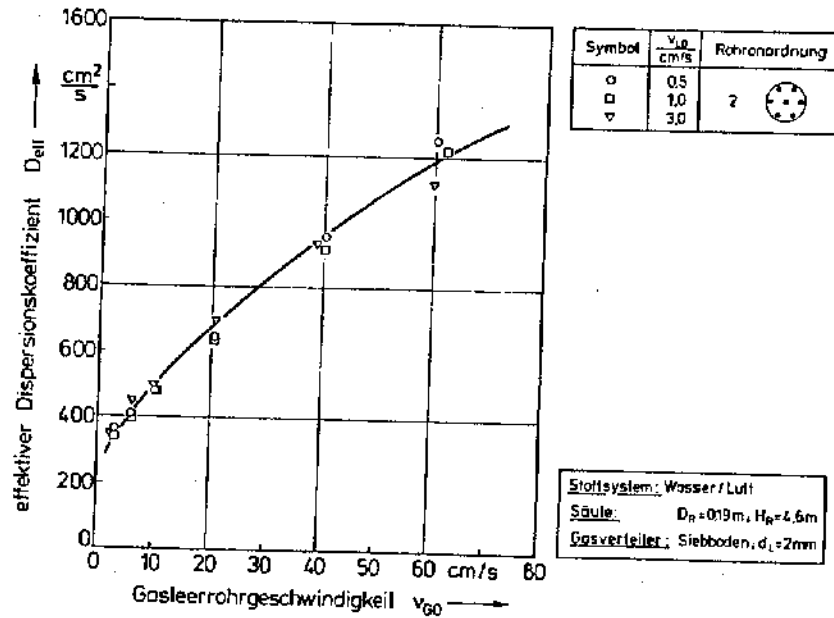


Abb. 7.6: Einfluß von Gas- und Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit auf den effektiven Dispersionskoeffizienten in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln.

Steigender Gasdurchsatz führt zu höheren Dispersionskoeffizienten, und eine Variation der Flüssigkeitsrohrgeschwindigkeit im technisch interessanten Bereich bleibt aus den oben diskutierten Gründen ohne Auswirkung auf das Vermischungsverhalten.

Der Einfluß der den Säulenquerschnitt gleichmäßig behorenden Rohrkonfigurationen auf den effektiven Dispersionskoeffizienten ist Abbildung 7.7 zu entnehmen. Es sind Versuchsergebnisse aus dem Apparat  $D_R = 0,19$  m bei Einbau der Rohranordnungen 2 und 5 denen aus der Säule ohne Einbauten gegenübergestellt. Neben dem bereits oben angesprochenen bei allen Rohranordnungen gleichartigen Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit ist festzustellen, daß mit steigender Rohranzahl im Querschnitt eine Erhöhung des effektiven Dispersionskoeffizienten einhergeht. Wie

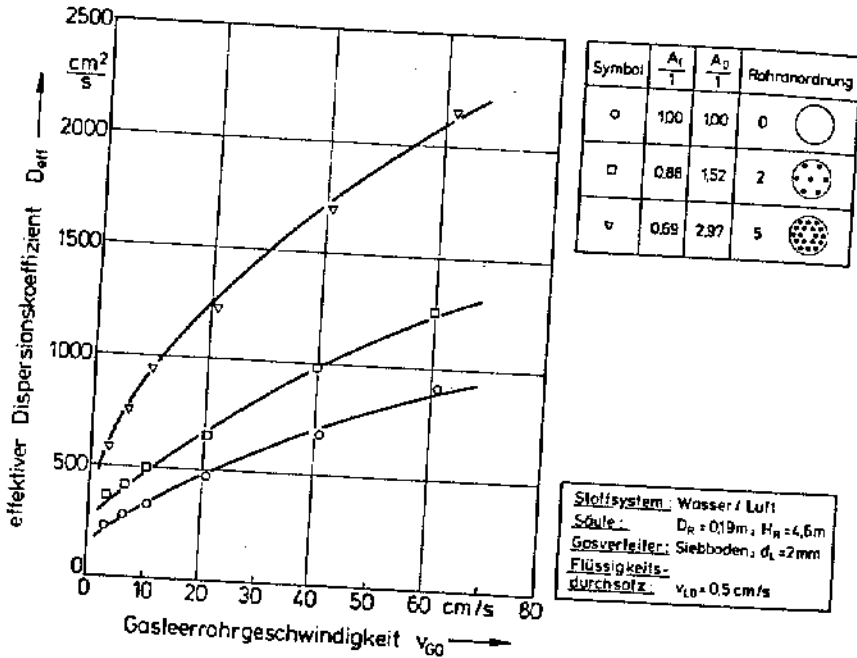


Abb. 7.7: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit und der Rohranordnung auf den effektiven Dispersionskoeffizienten in der Säule  $D_R = 0,19$  m.

schon bei den Ergebnissen zur Fluidodynamik läßt sich dieser Anstieg nicht durch die Verringerung der relativen freien Querschnittsfläche und die damit verbundene Erhöhung der effektiven Gasgeschwindigkeit erklären. Vielmehr ist als Ursache für den auch von Kafarov /69/ und Shah /60/ festgestellten Einfluß der längsängeströmten Rohre auf das Vermischungsverhalten die den Blasenauftieg fördernde Leitwirkung der Rohre anzusehen. Diese führt, wie in Kapitel 6 diskutiert, zu einer

verstärkten Flüssigkeitsumwälzung und damit gemäß dem bekannten Zusammenhang zwischen Strömungs- und Vermischungsverhalten (Kapitel 2.2) zu höheren Dispersionskoeffizienten der flüssigen Phase.

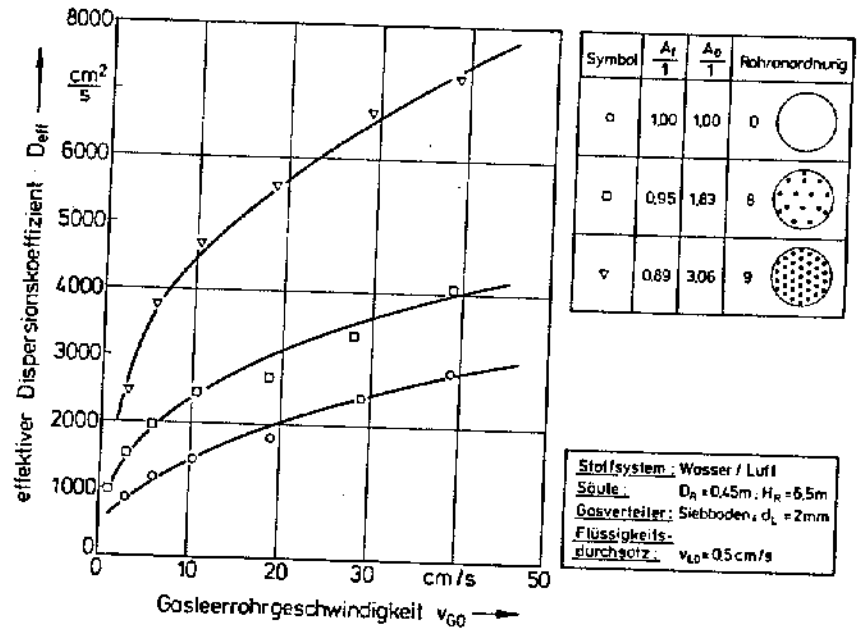


Abb. 7.8: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit und der Rohranordnung auf den effektiven Dispersionskoeffizienten in der Säule  $D_R = 0,45$  m.

Bei der Vergrößerung des Blasensäulendurchmessers bleiben die geschilderten Zusammenhänge bestehen (Abbildung 7.8). Auch im Apparat mit dem Durchmesser  $D_R = 0,45$  m führt die zunehmende Behoreung des Querschnittes im gesamten untersuchten Gasbelastungsbereich zu größeren Werten für den effektiven Dispersionskoeffizienten.

Ein Vergleich der bei Einbau der Rohranordnungen 2 und 9 in den Säulen  $D_R = 0,19$  m und  $D_R = 0,45$  m ermittelten effektiven Dispersionskoeffizienten mit Versuchsdaten aus den Apparaten ohne Einbauten in Abbildung 7.9 verdeutlicht, daß auch für das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase die Anzahl der Rohre im Querschnitt eine wesentliche Rolle spielt und somit die relative Oberflächenerhöhung  $A_0$  die maßgebliche geometrische Größe des Rohrbündels darstellt.

Denn bei gleicher relativer freier Querschnittsfläche der Rohranordnungen 2 und 9 führt der Einbau des Rohrbündels in die Säule  $D_R = 0,45$  m ( $A_0 = 3,06$ ) zu einer Erhöhung des effektiven Dispersionskoeffizienten gegenüber dem unbehoreten

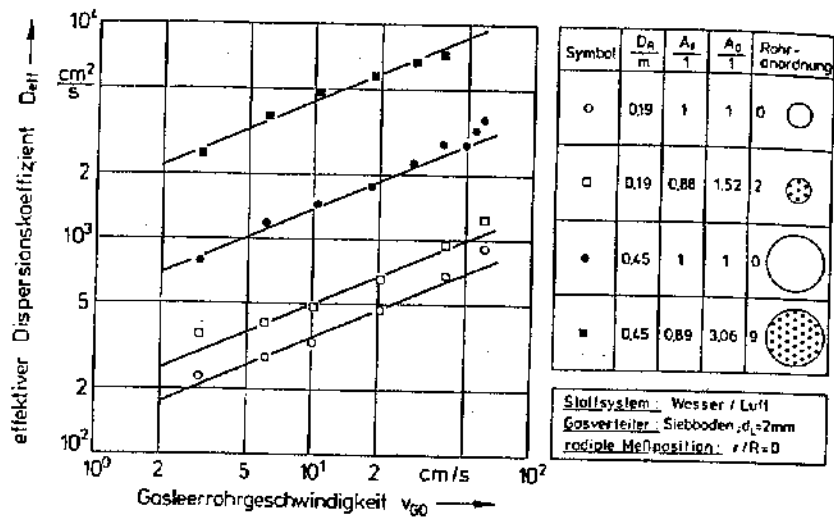


Abb. 7.9: Einfluß des Blasensäulendurchmessers auf den effektiven Dispersionskoeffizienten in unberohrten und berohrten Apparaten.

Apparat um ca. 300 %, während man in der Säule  $D_R = 0,19 \text{ m}$  mit der Rohranordnung 2 ( $A_0 = 1,52$ ) gegenüber dem unberohrten System ca. 40 % höhere effektive Dispersionskoeffizienten bestimmt.

Eine Sonderstellung unter den die Querschnittsfläche gleichmäßig berohrenden Rohrkongfigurationen nimmt die Rohranordnung 6 ein. Die bei dieser Anordnung realisierte enge Teilung von  $t_R = 40 \text{ mm}$  verhindert weitgehend die Ausbildung der für Blasensäulen charakteristischen radialen Gasgehaltsverteilung, da der radiale Gastransport durch die nur 15 mm weiten Spalte zwischen den Rohren nahezu vollständig zum Erliegen kommt. Andererseits hat die Segmentierung des Säulenquerschnittes in sehr enge Strömungskanäle zur Folge, daß die Leitwirkung des Rohrbündels schon bei sehr geringen Blasendurchmessern und somit geringen Gasdurchsätzen einsetzt.

Wie die in Abbildung 7.10 aufgetragene Gegenüberstellung des effektiven Dispersionskoeffizienten als Funktion der Gasbelastung für die Rohranordnungen 0, 2 und 6 zeigt, steigen bei der Rohranordnung 6 schon kleine Blasen durch die engen Querschnitte geführt schnell auf und bewirken so bei niedrigen Gasleerrohrgeschwindig-

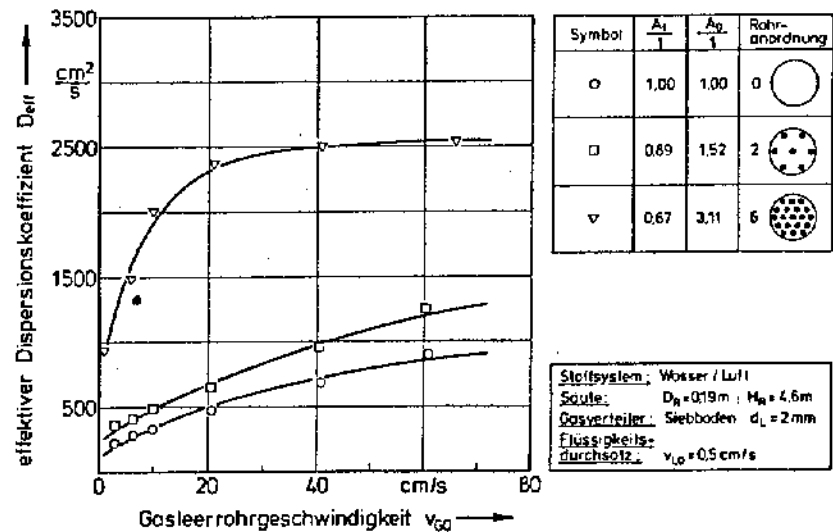


Abb. 7.10: Einfluß der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf den effektiven Dispersionskoeffizienten bei Rohranordnungen mit enger Rohrtteilung.

keiten die im Vergleich zu den übrigen Rohranordnungen sehr hohen effektiven Dispersionskoeffizienten. Aus den oben erwähnten Gründen wird die Großblasenbildung bei dieser Rohranordnung sehr stark behindert, so daß im heterogenen Strömungsbereich die Zunahme der Blasenaufstiegsgeschwindigkeit und damit auch die des effektiven Dispersionskoeffizienten mit steigendem Gasdurchsatz geringer ausfällt, als dies bei den Rohranordnungen 0 und 2 der Fall ist. Im Vergleich zu den übrigen Anordnungen flacht deshalb der die Versuchsergebnisse der Rohranordnung 6 beschreibende Kurvenzug mit steigender Gasleerrohrgeschwindigkeit auf hohem Niveau schnell ab.

Im Unterschied zu den bisher betrachteten Rohrbündelgeometrien führen also bei der Rohranordnung 6 nicht nur die Leitwirkung der Rohre, sondern auch die Beeinflussung des Strömungsprofils durch die Rohrbündelgeometrie zu dem in Abbildung 7.10 dargestellten Verlauf des effektiven Dispersionskoeffizienten. Erst unter Beachtung dieser beiden Einflüsse eines Rohrbündels werden auch die Auswirkungen der den Blasensäulenquerschnitt ungleichmäßig berohrenden Anordnungen auf das Mischungsverhalten der flüssigen Phase verständlich.

In Abbildung 7.11 sind die Versuchsergebnisse dargestellt, die an den ringförmigen Rohranordnungen 1 und 3 ermittelt wurden. Zusätzlich sind die Meßdaten für die den Blasensäulenquerschnitt gleichmäßig behörende Anordnung 2 mit aufgenommen. Während bei der Anordnung 3 die Rohre als wandnaher Ring angeordnet sind, befindet sich bei der Anordnung 1 der Rohrkranz in der Säulenmitte; bei beiden Konfigurationen beträgt die Rohrteilung  $l_R = 40$  mm.

Im Bereich niedriger Gasdurchsätze werden für die Rohranordnungen 2 und 3 etwa gleiche Werte für den effektiven Dispersionskoeffizienten bestimmt. Im Gegensatz zur Rohranordnung 2 flacht der die Versuchsdaten wiedergebende Kurvenzug mit steigender Gasleerrohrgeschwindigkeit nicht ab. Der große unberohrte Flächen-

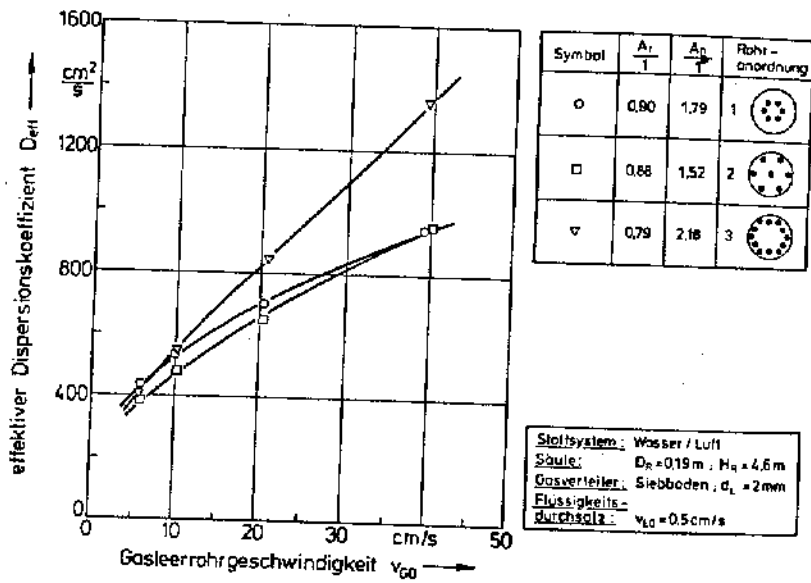


Abb. 7.11: Einfluß ringförmiger Rohranordnungen auf die Abhängigkeit des effektiven Dispersionskoeffizienten von der Gasleerrohrgeschwindigkeit.

anteil in der Säulenmitte begünstigt die Großblasenbildung und führt zusammen mit der die Blasenagglomerate stabilisierenden Wirkung des wandnahen Rohrkranzes wie in Kap. 6.2.1 dargelegt zu hohen Strömungsgeschwindigkeiten und damit auch zu hohen Werten für den effektiven Dispersionskoeffizienten im Bereich höherer Gasdurchsätze.

Dagegen stabilisiert der in der Apparatemitte angeordnete Rohrkranz (Rohranordnung 1) wegen der Segmentierung des Säulenquerschnittes vornehmlich den Aufstieg kleinerer Blasen bzw. Blasenagglomerate, so daß für diese Rohranordnung im Bereich geringerer Gasleerrohrgeschwindigkeiten die höheren Werte für den effektiven Dispersionskoeffizienten bestimmt werden. Mit zunehmendem Gasdurchsatz behindert die kleinflächige Segmentierung mehr und mehr die Strömung. Aufgrund der hieraus resultierenden schwachen Abhängigkeit des effektiven Dispersionskoeffizienten von der Gasleerrohrgeschwindigkeit ergeben sich für die in Abbildung 7.11 dargestellten Konfigurationen im Bereich hoher Gasdurchsätze für die Rohranordnung 1 die niedrigsten Werte für den effektiven Dispersionskoeffizienten.

Die gegenläufigen Effekte des längsangeströmten Rohrbündels auf das Mischungsverhalten der flüssigen Phase - strömungsstabilisierende und damit vermischungsfördernde Wirkung auf der einen Seite und Segmentierung des Säulenquerschnittes mit daraus resultierender Behinderung der Flüssigkeitsphasenvermischung auf der anderen - zeigen sich abermals anhand des Vergleiches der mit den Rohranordnungen 3 und 4 ermittelten Versuchsdaten (Abbildung 7.12).

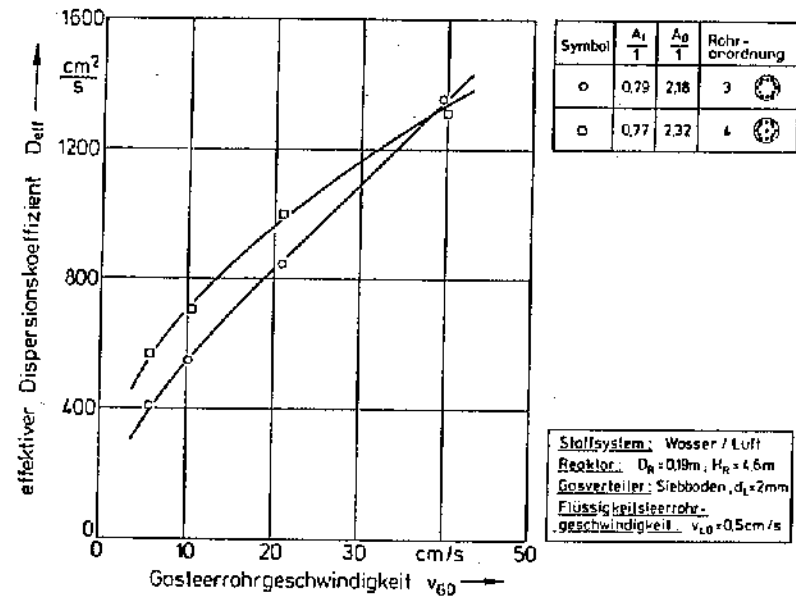


Abb. 7.12: Einfluß des Mittelrohres auf die Flüssigkeitsphasenvermischung in der Säule  $D_R = 0,19$  m.



Durch das Mittelrohr bei der Rohranordnung 4 wird zum einen der Durchmesser der unbohrten Säuleninnenfläche gegenüber der Rohranordnung 3 halbiert und zum anderen die gesamte Rohroberfläche erhöht. Im Bereich niedriger Gasleerrohrgeschwindigkeiten führt der Leitfleck der zusätzlich eingebrachten Fläche gegenüber Rohranordnung 3 zu höheren effektiven Dispersionskoeffizienten, während bei hohen Gasdurchsätzen die Verringerung der frei durchströmbar Fläche maßgeblich ist für die Verringerung der Flüssigkeitsphasenvermischung gegenüber der Anordnung 3.

#### 7.4 Dimensionslose Beschreibung der Versuchsergebnisse

Wie die Diskussion und Interpretation der Meßergebnisse zeigen, stellt sich der Einfluß längsangestromter Rohrbündel mit über dem Blasensäulenquerschnitt gleichmäßig angeordneten Rohren auf das Strömungs- und Vermischungsverhalten der flüssigen Phase gleich dar. Dies führt zu dem Ansatz, daß sich der in Blasensäulen ohne Einbauten aufgezeigte ursächliche Zusammenhang zwischen Flüssigkeitsströmung und Vermischungsverhalten auch in Apparaten mit längsangestromten Rohrbündeln bestehen bleibt und somit zur Beschreibung der Flüssigkeitsphasenvermischung dieselben Kennzahlen herangezogen werden können, die zur Beschreibung dieser Größen in Säulen ohne Einbauten Verwendung finden.

Zur dimensionslosen Darstellung der Versuchsergebnisse wird der auch von Riquarts /53/ verwendete Ansatz zugrunde gelegt:

$$Pe_G = f(Fr_G, Re_G) \quad (7.1)$$

$$\text{mit } Pe_G = \frac{v_{GO} \cdot D_R}{D_{eff}}$$

$$Fr_G = \frac{v_{GO}}{g \cdot D_R} \text{ und}$$

$$Re_G = \frac{v_{GO} \cdot D_R}{\nu_L}$$

Analog zur Vorgehensweise bei der Beschreibung der zentralen aufwärtsgerichteten axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit wird die Leitwirkung der Rohrbündeleinbauten durch Modifizierung der charakteristischen Länge erfaßt, so daß anstelle des Säulendurchmessers die auf die Apparatehöhe bezogene Wendfläche (Gleichung (6.25)) in die Kennzahlen eingesetzt wird. Darüberhinaus muß der Einfluß der Querschnittsflächenverminderung durch die Rohre in Form der relativen freien Querschnittsfläche  $A_f$  berücksichtigt werden. Damit geht Gleichung (7.1) über in

$$Pe_{G,AW} = f(Fr_{G,AW}, Re_{G,AW}, A_f) \quad (7.2)$$

$$\text{mit } Pe_{G,AW} = \frac{v_{GO} \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{D_{eff}}$$

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

$$Re_{G,AW} = \frac{v_{GO} \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{\nu_L}$$

Eine Regressionsrechnung mit den Versuchsdaten der die Säulenquerschnittsfläche gleichmäßig bohrenden Rohrkfigurationen aus den Apparaten  $D_R = 0,19 \text{ m}$  und  $D_R = 0,45 \text{ m}$  liefert folgenden Zusammenhang:

$$Pe_{G,AW} = 10,93 \cdot \left( \frac{Fr_{G,AW}^3}{Re_{G,AW}} \right)^{0,12} \cdot A_f^{-1,8} \quad (7.3)$$

Wie die Gegenüberstellung von gemessenen und nach Gleichung (7.3) berechneten Pe-Zahlen in Abbildung 7.14 zeigt, werden die Versuchsergebnisse mit einer maxi-

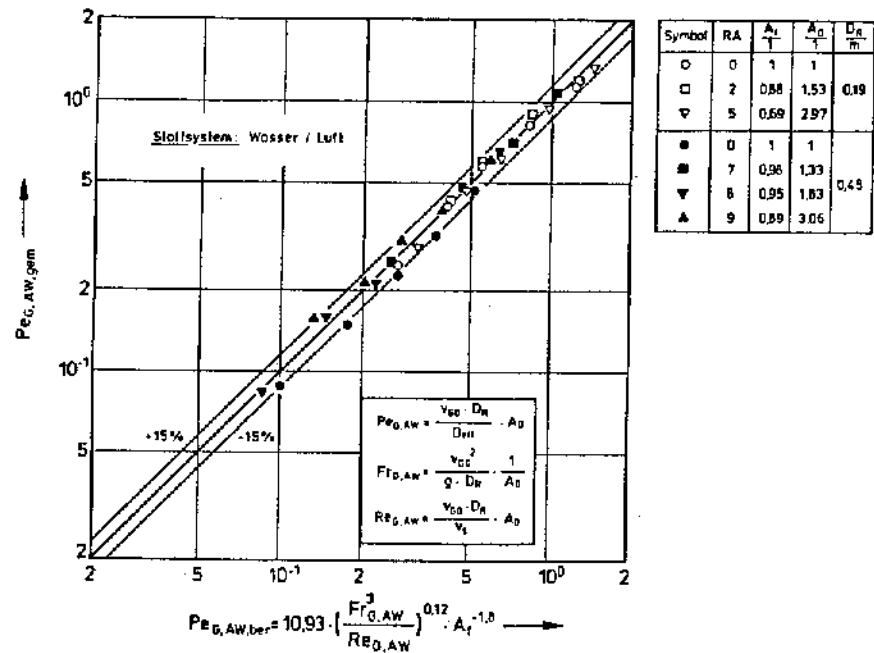


Abb. 7.13: Vergleich von gemessenen und nach Gl. (7.3) berechneten Pe-Zahlen.

malen relativen Abweichung von 15 % wiedergegeben. Durch die der Korrelation zugrundeliegenden Meßdaten ist Gleichung (7.3) innerhalb des folgenden Parameterbereiches experimentell abgesichert:

$$9 \cdot 10^{-2} \leq Pe_{G,AW} \leq 1.3$$

$$1.5 \cdot 10^{-5} \leq Fr_{G,AW} \leq 9 \cdot 10^{-2}$$

$$7.1 \cdot 10^3 \leq Re_{G,AW} \leq 5.6 \cdot 10^5$$

$$0.7 \leq A_f \leq 1.0$$

Gleichung (7.3) ist für unterschiedliche Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeiten gültig, da eine Variation des Flüssigkeitsdurchsatzes im technisch relevanten Bereich - wie oben erläutert - das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase nicht beeinflusst.

In dimensionsbehafteter Schreibweise ergibt sich aus Gleichung (7.3) folgende Abhängigkeit des effektiven Dispersionskoeffizienten von den relevanten Einflußgrößen:

$$\frac{D_{eff}}{m^2/s} = 0,208 \cdot \left(\frac{v_{GO}}{m/s}\right)^{0,40} \cdot \left(\frac{D_R + n_R \cdot d_R}{m}\right)^{1,48} \cdot \left(\frac{A_f}{1}\right)^{1,8} \cdot \left(\frac{v_L}{m^2/s}\right)^{-0,12} \quad (7.4)$$

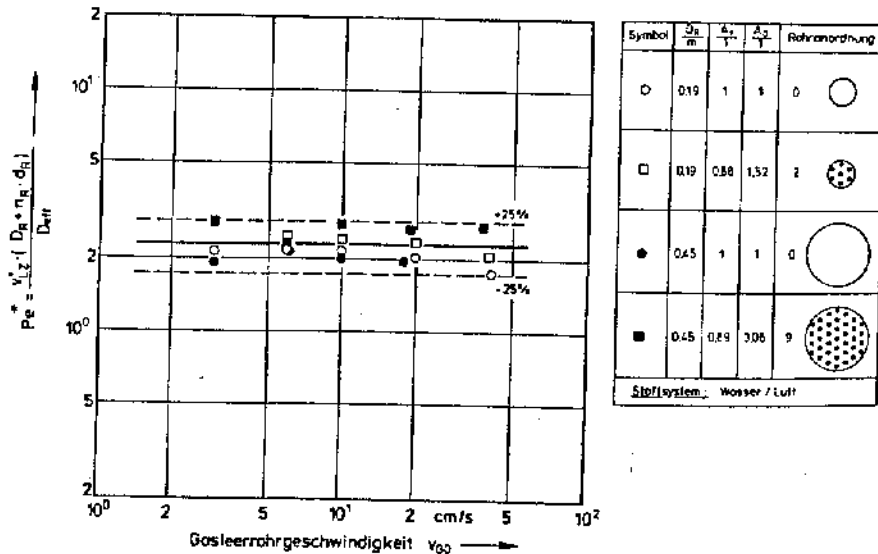


Abb. 7.14: Abhängigkeit der Pe-Zahl  $Pe^*$  von den variierten Einflußgrößen.

Faßt man Gleichung (7.4) und die sich aus Gleichung (6.28) ergebende Abhängigkeit

$$\frac{v_{Lz}}{m/s} = 0,227 \cdot \left(\frac{v_{GO}}{m/s}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{D_R + n_R \cdot d_R}{m}\right)^{0,56} \cdot \left(\frac{A_f}{1}\right)^{1,7} \cdot \left(\frac{v_L}{m^2/s}\right)^{-0,18} \quad (7.5)$$

unter Berücksichtigung der sowohl für das Strömungs- als auch das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln maßgeblichen charakteristischen Länge zu einer  $Pe$ -Zahl zusammen, erhält man mit

$$Pe^* = \frac{v_{Lz} \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{D_{eff}} \quad (7.6)$$

$$= 1,09 \cdot \left(\frac{D_R + n_R \cdot d_R}{m}\right)^{0,09} \cdot \left(\frac{v_L}{m^2/s}\right)^{-0,06} \cdot A_f^{-0,1} \approx 2,3 = const$$

einen Zusammenhang, wie er auch für Blasensäulen ohne Einbauten hergeleitet wurde /16, 50, 53/. Abbildung 7.14 zeigt die nach Gleichung (7.6) bestimmte  $Pe$ -Zahl als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit. Dargestellt sind Meßergebnisse aus den Säulen  $D_R = 0,19$  m und  $D_R = 0,45$  m ohne Einbauten und denen mit längsangeströmte Rohrbündeln. Die Darstellung verdeutlicht, daß unabhängig von den variierten Parametern ein konstanter Wert für die nach obiger Beziehung ermittelte  $Pe$ -Zahl  $Pe^*$  bestimmt wird.

Der aus Blasensäulen ohne Einbauten bekannte Zusammenhang zwischen Strömungsgeschehen, charakteristischer Apparateabmessung und dem Vermischungsverhalten der flüssigen Phase bleibt demnach auch beim Einbau von längsangeströmten Rohrbündeln sowohl qualitativ als auch quantitativ bestehen.

### 7.5 Vergleich der Gebrauchsgleichung mit Versuchsdaten aus der Literatur

Wie in der Literaturübersicht zum Vermischungsverhalten der flüssigen Phase in Blasensäulen dargelegt, wurde der überwiegende Anteil der Untersuchungen in Apparaten ohne längsangeströmte Einbauten durchgeführt. Zur Beurteilung des nach Gleichung (7.3) postulierten Einflusses von Gasdurchsatz und Säulendurchmesser muß deshalb vornehmlich auf diese Daten zurückgegriffen werden.

Abbildung 7.15 zeigt eine Gegenüberstellung von Versuchsergebnissen verschiedener Autoren mit den nach Gleichung (7.3) berechneten effektiven Dispersionskoeffizienten für Blasensäulen ohne Einbauten. Die Darstellung ist beschränkt auf Ergebnisse, die in Säulen mit halbertechnischen Abmessungen ( $D_R \geq 0,14$  m) ermittelt wurden.

Die Abbildung läßt erkennen, daß sich die vorhergesagten Abhängigkeiten des effektiven Dispersionskoeffizienten sowohl vom Säulendurchmesser als auch von der Gasleerrohrgeschwindigkeit mit den bisherigen Untersuchungsergebnissen decken. Insbesondere führt die Anwendung der Berechnungsgleichung (7.3) über

den experimentell abgesicherten Durchmesserbereich hinaus zu für die technische Anwendung hinreichend genauen Werten des effektiven Dispersionskoeffizienten.

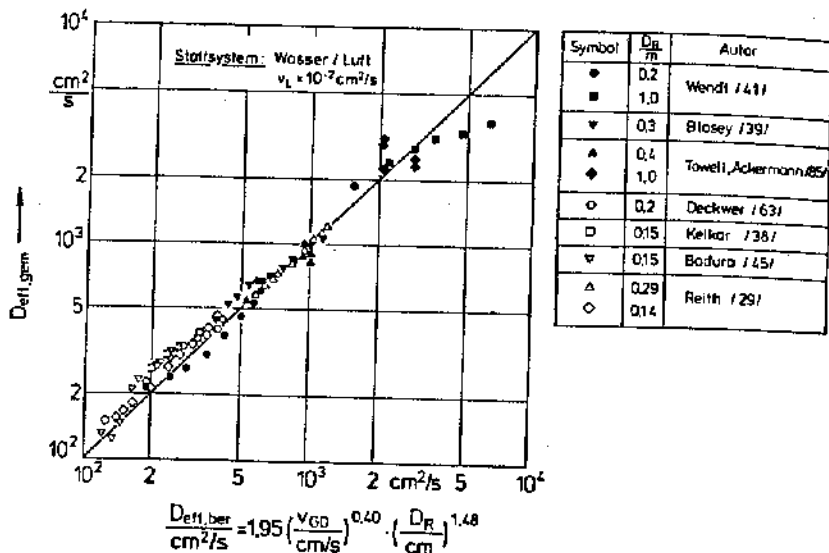


Abb. 7.15: Literaturvergleich zur Rückvermischung der flüssigen Phase in Blasensäulen ohne Einbauten.

Der Einfluß längsangeströmter Einbauten auf die Flüssigkeitsphasenrückvermischung wurde lediglich von Kafarov /59/ und Shah et al. /60/ untersucht. Da jedoch nur in der Arbeit von Shah et al. /60/ Angaben über die geometrischen Abmessungen der Einbauten vorliegen, muß sich der Literaturvergleich zum Einfluß von Rohrbündeln auf die von diesen Autoren mitgeteilten Werte beschränken.

Shah et al. /60/ führten ihre Untersuchungen in einer Blasensäule mit dem Durchmesser  $D_R = 0,0635 \text{ m}$  durch, in die sie längsangeströmte Rohre mit den Durchmessern  $d_R = 0,004 \text{ m}$  und  $d_R = 0,011 \text{ m}$  sowie ein Rohr mit dem Durchmesser  $d_R = 0,032 \text{ m}$  einbrachten.

Für die weiteren Betrachtungen werden nur die Ergebnisse für die Rohranordnungen mit Rohren der Abmessungen  $d_R = 0,004 \text{ m}$  und  $d_R = 0,011 \text{ m}$  herangezogen, da Gleichung (7.3) für über den Säulenquerschnitt gleichmäßig verteilt angeordnete Rohre abgeleitet wurde und sich bei Einbau des Rohres  $d_R = 0,032 \text{ m}$  eine Ringströmung einstellt.

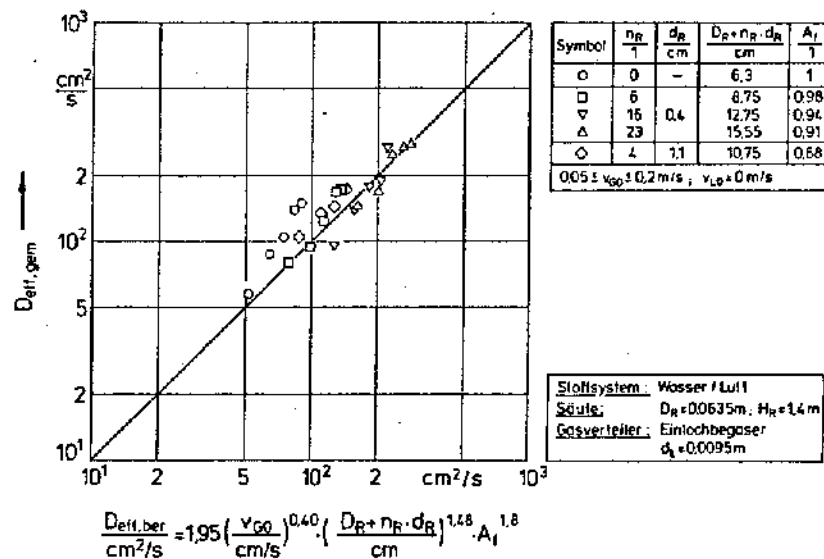


Abb. 7.16: Vergleich von nach Gleichung (7.3) berechneten effektiven Dispersionskoeffizienten mit Versuchsergebnissen von Shah et al. /60/ für die Säule mit längsangeströmten Einbauten.

Abbildung 7.16 zeigt die Gegenüberstellung der von Shah et al. /60/ mitgeteilten Meßdaten und den nach Gleichung (7.3) berechneten Werten. Die Übereinstimmung ist sehr zufriedenstellend. Insbesondere wird durch die gute Wiedergabe dieser Literaturwerte durch Gleichung (7.3) deutlich, daß der Einfluß des im Rahmen dieser Arbeit nicht variierten Rohrdurchmessers auf das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase in Blasensäulen durch die nach den Gleichungen (6.25) und (5.1) definierten geometrischen Kenngrößen richtig erfaßt wird. Der hier aufgezeigte Einfluß von längsangeströmten Rohrbündeln auf die Strömungsverhältnisse und damit die Flüssigkeitsphasenrückvermischung bleibt auch bei einer Änderung der Abmessungen der Einbauten qualitativ und quantitativ bestehen.

## 8. Zusammenfassung

Die vorliegende Arbeit befaßt sich mit Untersuchungen zur Fluidodynamik und zum Vermischungsverhalten der flüssigen Phase in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeleinbauten.

Wie die Literaturübersicht zeigt, liegen zum Einfluß von längsangeströmten Wärmeaustauscherflächen auf die Fluidodynamik keine Erkenntnisse vor, und der diesbezügliche Kenntnisstand zum Vermischungsverhalten der flüssigen Phase ist sehr lückenhaft.

Die bisher in Blasensäulen ohne Einbauten durchgeführten Untersuchungen zur Fluidodynamik und zum Vermischungsverhalten der flüssigen Phase weisen als Haupteinflußparameter die Gasleerrohrgeschwindigkeit und den Apparatedurchmesser aus. Während die bisher zur Beschreibung des radialen Profils der großräumigen Flüssigkeitsströmung entwickelten Modellvorstellungen die Meßdaten in quantitativer Hinsicht noch nicht zufriedenstellend beschreiben, stimmen die sich aus den publizierten Modellgleichungen zur zentralen axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit und zum effektiven Dispersionskoeffizienten ergebenden Abhängigkeiten dieser Größen von den geometrischen und betriebstechnischen Parametern gut mit experimentellen Befunden überein. Die bisherigen Arbeiten zeigen darüberhinaus, daß die zentrale axiale Flüssigkeitgeschwindigkeit ein Maß für die stochastischen Austauschprozesse in derartigen Systemen darstellt und somit in Blasensäulen ohne Einbauten ein Zusammenhang zwischen Fluidodynamik und Vermischungsverhalten der flüssigen Phase gegeben ist.

Zur Untersuchung des Einflusses längsangeströmter Rohrbündel auf die Zielgrößen wurden Messungen in Blasensäulen mit Durchmessern von  $D_R = 0,19$  m und  $D_R = 0,45$  m durchgeführt. Die eingesetzten Rohrbündel mit Rohrdurchmessern von  $d_R = 0,025$  m dienten zur Einstellung des Strömungszustandes und wurden nicht als Wärmeaustauscher betrieben. Die Gasleerrohrgeschwindigkeit wurde in einem Bereich von  $0,03 \leq v_{Go} \leq 0,6$  m/s variiert, wobei im Gleichstrom ein Flüssigkeitsdurchsatz von  $0,005 \leq v_{Lo} \leq 0,046$  m/s überlagert war. Die Messungen wurden überwiegend im Stoffsystem Wasser/Luft durchgeführt; die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit wurde darüberhinaus auch im Stoffsystem Propylenglykol/Luft bestimmt. Zur Ermittlung der Flüssigkeitgeschwindigkeiten stand ein richtungskennendes Flügelradanemometer zur Verfügung; die Bestimmung des Vermischungsverhaltens der flüssigen Phase erfolgte nach der Methode der stationären Wärmetracerung.

Beim Einbau längsangeströmter Rohrbündel bleibt die aus den unberohrten Blasensäulen bekannte großräumige Strömungsstruktur qualitativ bestehen. Allerdings bewirkt der Leiteffekt der Rohre einen geradlinigeren Blasenanstieg und damit eine Erhöhung der Flüssigkeitgeschwindigkeit. Der Einfluß des Säulendurchmessers und der Gasleerrohrgeschwindigkeit stellen sich in berohrten und unberohrten Apparaten gleich dar.

Die Beschreibung des radialen Profils der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit geht von einer Impulsbilanz aus und berücksichtigt die radiale Verteilung des Gasvolumenanteils und der turbulenten Impulsaustauschgröße. Die resultierende Modellgleichung [Gleichung (6.8)] gibt das radiale Profil der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit für berohrte und unberohrte Blasensäulen wieder. Im wandnahen Bereich gelingt mit der hier abgeleiteten Beziehung eine deutlich bessere Beschreibung der Meßdaten, als es mit den bisher bekannten Modellgleichungen möglich ist. Die weitere Auswertung der Gl. (6.8) zeigt, daß auch in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln die großräumige Strömungsstruktur durch die zentrale axiale Flüssigkeitgeschwindigkeit charakterisiert werden kann.

Die Abhängigkeit der zentralen aufwärtsgerichteten axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit von den geometrischen Parametern des Rohrbündels ist demnach gleicher Natur wie die der resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit. Aufgrund der Leitwirkung der Rohre kommt es zu einem Anstieg dieser Größe mit steigender Rohrenzahl. Dieser Einfluß wird durch die Einbeziehung der auf die Apparathöhe bezogenen Rohroberfläche in die charakteristische Längenabmessung berücksichtigt. Die Verminderung der frei durchströmbareren Querschnittsfläche wirkt diesem Anstieg entgegen. Kenngröße hierfür ist die relative freie Querschnittsfläche  $A_f$ . Die Abhängigkeit der zentralen aufwärtsgerichteten axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit von den variierten betriebstechnischen und geometrischen Parametern sowie von der Viskosität der flüssigen Phase wird in einer dimensionslosen Berechnungsgleichung zusammengefaßt [Gl. (6.27)], die die Meßdaten aus den gleichmäßig berohrten und den unberohrten Säulen mit einer Genauigkeit von  $\pm 15\%$  wiedergibt.

Die Untersuchungen zur radialen Komponente der absoluten Flüssigkeitgeschwindigkeit zeigen, daß die radialen Austauschvorgänge der flüssigen Phase durch den Einbau von längsangeströmten Rohrbündeln nicht nennenswert beeinflußt werden. Aus diesem Grunde kann das eindimensionale Dispersionsmodell auch in solchen Apparaten zur Beschreibung des Vermischungsverhaltens der flüssigen Phase herangezogen werden. Der Einfluß der Rohrbündelgeometrie auf den effektiven Dispersionskoeffizienten läßt sich durch die gleichen Parameter fassen, die sich bei der Beschreibung der Ergebnisse zur Fluidodynamik als maßgeblich zeigten. Der Einfluß des Gasdurchsatzes auf den effektiven Dispersionskoeffizienten wird durch den Einbau von gleichmäßig über den Säulenquerschnitt angeordneten Rohren bei einem Rohrteilungsverhältnis von  $t_R/d_R \geq 2,8$  nicht beeinflußt. Die unter Berücksichtigung dieser Zusammenhänge entwickelte dimensionslose Berechnungsgleichung zur Beschreibung des effektiven Dispersionskoeffizienten in Blasensäulen ohne Einbauten und in solchen mit gleichmäßig in der Querschnittsfläche angeordneten Rohren [Gleichung (7.3)] gibt nicht nur das eigene Datenmaterial sondern auch die Literaturwerte sehr zufriedenstellend wieder.

Auch in mit längsangeströmten Rohrbündeln versehenen Apparaten stellt die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitsgeschwindigkeit ein Maß für die stochastischen Austauschvorgänge dar. Unter Berücksichtigung der oben erwähnten modifizierten charakteristischen Längenabmessung können deshalb auch in berohrten Blasensäulen beide Größen zu einer konstanten Pe-Zahl zusammengefaßt werden.

Die in dieser Arbeit erzielten Erkenntnisse zeigen auf, daß der Zusammenhang zwischen Transportprozessen und Fluidodynamik im ungerührten Zweiphasensystem auch bei konstruktiven Änderungen des Apparates unverändert erhalten bleibt. Über die vorgestellten Berechnungsgleichungen hinaus kann deshalb auch in Blasensäulen mit Einbauten aus den in der Regel leichter durchzuführenden Messungen zur Fluidodynamik auf das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase geschlossen werden.

B. Formelzeichen

A	m/s	Konstante (Gl. (6.8))
A	m <sup>2</sup>	Fläche
A <sub>E</sub>	m <sup>2</sup>	Oberfläche der Einbauten
A <sub>f</sub>	m <sup>2</sup>	relative freie Querschnittsfläche (Gl. (5.1))
A <sub>O</sub>	m <sup>2</sup>	relative Wandoberfläche (Gl. (5.2))
A <sub>W</sub>	m <sup>2</sup>	im Reaktor befindliche Wandfläche (Gl. (6.25))
a	1	Exponent (Gl. (2.10))
a	m/s	Gerätekonstante (Gl. (5.3))
a	1/°C	Konstante (Gl. (5.22))
a <sub>0</sub> - a <sub>n</sub>	1	Koeffizienten (Gln. (2.15), (2.16))
a <sub>1</sub> , a <sub>2</sub>	1	Konstanten (Gl. (6.3))
a	1	Exponent
a <sub>eff</sub>	m <sup>2</sup> /s	effektive Wärmeleitkoeffizient (Gl. (4.16))
B	m/s	Konstante (Gl. (6.8))
b	m	Gerätekonstante (Gl. (5.3))
b	1	Konstante (Gl. (5.22))
b	1	Konstante (Gl. (6.3))
b	1	Exponent
C	1	Exponent
C, C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub>	1	Konstante
C <sub>1</sub> , C <sub>3</sub>	1	Konstante (Gl. (6.13))
C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub>	1	Konstante (Gl. (6.13))
C <sub>2</sub> , C <sub>6</sub>	m <sup>3</sup> /s <sup>2</sup>	Konstante (Gl. (6.13))
c	kg/m <sup>3</sup>	Konzentration
c <sub>f</sub>	1	Widerstandsbeiwert (Gl. (6.11))
c <sub>p</sub>	J/(kg·K)	spezifische Wärmekapazität
D <sub>ax</sub>	m <sup>2</sup> /s	axialer Dispersionskoeffizient

$D_B$	m	Durchmesser der Großblase
$D_{eff}^*$	$m^2/s$	effektiver Dispersionskoeffizient
$D_{rad}$	$m^2/s$	radialer Dispersionskoeffizient
$D_R$	m	Säulendurchmesser
$d_{sq}$	m	äquivalenter Kugelblasendurchmesser [Gl. (6.21)]
$d_L$	m	Lochdurchmessers des Begasers
$d_R$	m	Durchmesser der eingesetzten Rohre
$g$	$m/s^2$	Erdbeschleunigung
$H_R$	m	Säulenhöhe
$H_z$	m	Höhe einer Zirkulationszelle [Gln. (2.21), (2.23)]
$I$	1	Anzahl der Impulse [Gl. (5.3)]
$j$	$kg/(m^2 \cdot s)$	Stoffstromdichte
$K$	1	Proportionalitätskonstante [Gl. (2.33)]
$k$	$W/(m^2 \cdot K)$	Wärmedurchgangskoeffizient
$M$	kg/mol	Molekulargewicht
$m$	1	Steigung [Gl. (5.16)]
$N$	1	Kesselzahl
$n$	1	Anzahl der Temperaturmeßstellen [Gl. (5.16)]
$n_B$	1	Anzahl der Großblasen in einem Reaktorvolumenelement
$n_R$	1	Anzahl der eingesetzten Rohre
$P_m$	W/kg	massenspezifische Leistung
$p$	$N/m^2$	Druck
$p_w$	$N/m^2$	Sättigungsdampfdruck des Wassers [Gl. (5.1B)]
$\dot{Q}$	W	Leistung
$R$	m	Säulenradius
$r$	m	radiale Koordinate
$s$	m	Schichtdicke [Gl. (5.25)]
$T$	$^{\circ}C$	Temperatur
$T^*$	1	bezogene Temperaturdifferenz [Gl. (5.15)]

$T_T$	$^{\circ}C$	Taupunkttemperatur
$t_L$	m	Lochteilung des Begasers
$t_{Mess}$	s	Meßzeitintervall
$u_B$	m/s	Aufstiegsgeschwindigkeit der Großblasen [Gl. (2.41)]
$V_{Bl}$	$m^3$	Volumen der Blase
$V_W$	$m^3$	Volumen der Blasenschlepe [Gl. (6.21)]
$\dot{V}_L$	$m^3/s$	Flüssigkeitsvolumenstrom [Gl. (2.46)]
$\dot{V}_R$	$m^3/s$	Rücklaufvolumenstrom [Gl. (2.46)]
$v$	m/s	Geschwindigkeit
$v_{Bl}$	m/s	Blasenauftstiegsgeschwindigkeit [Gl. (5.21)]
$v_{B\infty}$	m/s	Aufstiegsgeschwindigkeit einer stabilen Einzelblase
$v_C$	m/s	Zirkulationsgeschwindigkeit nach Joshi und Sharma [Gl. (2.17)]
$v_{GO}$	m/s	Gasleerrohrgeschwindigkeit
$v_{G,eff}$	m/s	effektive Gasgeschwindigkeit
$v_L$	m/s	Flüssigkeitsgeschwindigkeit
$v_{L,a}$	m/s	zeitlich gemittelte absolute Flüssigkeitsgeschwindigkeit [Gl. (5.6)]
$v_{Lax}$	m/s	zeitlich gemittelte axiale Komponente der absoluten Flüssigkeitsgeschwindigkeit
$v_{Lm}$	m/s	zeitlich gemittelte absolute Flüssigkeitsgeschwindigkeit nach Korte /12/
$v_{L,r}$	m/s	zeitlich gemittelte resultierende Flüssigkeitsgeschwindigkeit [Gl. (5.7)]
$v_{L,rad}$	m/s	zeitlich gemittelte radiale Komponente der absoluten Flüssigkeitsgeschwindigkeit
$v_{LW}$	m/s	zeitlich gemittelte resultierende Flüssigkeitgeschwindigkeit an der Säulenwand
$v_{LZ}$	m/s	zentrale Flüssigkeitsgeschwindigkeit
$v_{LZ}^*$	m/s	zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitsgeschwindigkeit
$v_{LO}$	m/s	Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit
$v_Z$	m/s	Zirkulationsgeschwindigkeit nach Zehner [Gl. (2.23)]
$x_S$	kg/kg	Sättigungswassergehalt [Gl. (5.1B)]
$z$	m	axiale Koordinate

$\alpha$	$W/(m^2 \cdot K)$	Wärmeübergangskoeffizient
$\Delta$	1	Differenz
$\epsilon$	1	flächenspezifischer Gasvolumenanteil
$\epsilon_{lok}$	1	örtlicher Gasvolumenanteil
$\Phi$	1	dimensionslose radiale Koordinate $r/R$
$\Phi^*$	1	dimensionsloser Säulenradius, bei dem sich im zeitlichen Mittel ein resultierende Flüssigkeitsgeschwindigkeit von $v_{L,r}(\Phi^*) = 0$ einstellt
$\gamma$	1	Rücklaufverhältnis (Gl. (2.46))
$\eta$	Pa·s	dynamische Viskosität
$\lambda$	$W/(m \cdot K)$	Wärmeleitfähigkeit
$\lambda_{eff}$	$W/(m \cdot K)$	effektive Wärmeleitfähigkeit
$\nu$	$m^2/s$	kinematische Viskosität
$\nu_t$	$m^2/s$	turbulente Impulsaustauschgröße
$\rho$	$kg/m^3$	Dichte
$\tau$	$N/m^2$	Schubspannung
$\xi$	1	Widerstandsbeiwert (Gl. (2.22))

Indices:

a	aussen
B	Blase
ber	berechnet
C	Zirkulation
D	Dispersion
E	Eintritt
G	Gas
gem	gemessen
i	innen
i	Laufvariable
K	durch Konvektion
L	Luft
L	durch Leitung

L	Loch
L	Flüssigkeit
lok	lokal
m	gemittelt
n	Zählparameter
Q	Quelle
rad	in radialer Richtung
t	turbulent
U	Umgebung
W	Wasser
W	an der Säulenwand
Z	Zelle
Z	auf der Säulenachse
O	auf den Säulenquerschnitt bezogen

Dimensionlose Kennzahlen

$$Fr_G = \frac{v_{GO}^2}{g \cdot D_R} \quad \text{Froude-Zahl der Gasphase}$$

$$Fr_{G,AW} = \frac{v_{GO}^2}{g \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)} \quad \text{modifizierte Froude-Zahl der Gasphase (Gl. (6.27))}$$

$$Pe = \frac{v \cdot L}{D_{eff}} \quad \text{Peclet-Zahl}$$

$$Pe_G = \frac{v_{GO} \cdot D_R}{D_{eff}} \quad \text{Peclet-Zahl der Gasphase}$$

$$Pe_{G,AW} = \frac{v_{GO} \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{D_{eff}} \quad \text{modifizierte Peclet-Zahl der Gasphase}$$

$$Pe^* = \frac{v_{LZ}^+ \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{D_{eff}} \quad \text{modifizierte Peclet-Zahl der Flüssigkeitsphase (Gl. (7.6))}$$

$$Re_{Bi} = \frac{v_{Bi} \cdot d_{Bg}}{v_L} \quad \text{Reynolds-Zahl für eine Einzelblase}$$

$$Re_G = \frac{v_{GO} \cdot D_R}{v_L} \quad \text{Reynolds-Zahl der Gasphase}$$

$$Re_L = \frac{v_{LZ}^+ \cdot D_R}{\nu_L}$$

Reynolds-Zahl der Flüssigkeitsphase

$$Re_{G,AW} = \frac{v_{GO} \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{\nu_L}$$

modifizierte Reynolds-Zahl der Gasphase  
(Gl. [6.27])

$$Re_{L,AW} = \frac{v_{LZ}^+ \cdot (D_R + n_R \cdot d_R)}{\nu_L}$$

modifizierte Reynolds-Zahl der Flüssigkeitsphase  
(Gl. [6.27])

10. Literaturverzeichnis

- /1/ Deckwer, W.-D.:  
Reaktionstechnik in Blasensäulen  
Otto Salle Verlag, Frankfurt am Main (1985)
- /2/ Weissermel, K.; Arpa, H.-J.:  
Industrielle Organische Chemie  
Verlag Chemie, Weinheim (1978)
- /3/ Gerstenberg, H.:  
Chem.-Ing.-Tech. 51 (1979) 3; 208, 216
- /4/ Riquarts, H.-P.:  
Chem.-Ing.-Tech. 51 (1979) 5; MS 690/79
- /5/ Steinemann, J.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1985
- /6/ Hills, J. H.:  
Trans. Instn. Chem. Engrs. 52 (1974) 1, 9
- /7/ Nottenkämper, R.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1983
- /8/ Coppus, J. H. C.; Rietema, K.; Ottengraf, S. P. P.:  
Trans. Instn. Chem. Engrs. 55 (1977) 122, 129
- /9/ Wasowski, T.; Bläß, E.:  
Chem.-Ing.-Tech. 59 (1987) 7; 544, 555
- /10/ Franz, K.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1983
- /11/ Franz, K.; Menzel, Th.; Kantorek, H. J.; Buchholz, R.:  
Chem.-Ing.-Tech. 57 (1985) 474, 475; MS 1384/85
- /12/ Korte, H. J.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1987
- /13/ Miyauchi, T.; Shyu, C. N.:  
Kagaku Kogaku 34 (1970) 958, 964



- /14/ Ueyama, K.; Miyauchi, T.:  
AICHE Journal 25 (1979) 258, 256
- /15/ Riquarts, H. P.:  
Chem.-Ing.-Tech. 53 (1981) 1; 60, 61; MS 867/81
- /16/ Joshi, J. B.; Sharma, M. M.:  
Trans. Instn. Chem. Engrs. 57 (1979) 244, 251
- /17/ Joshi, J. B.; Shah, Y. T.:  
Chem. Eng. Commun. Vol. 11 (1981) 155, 199
- /18/ Whalley, P. B.; Davidson, J. F.:  
Symp. Ser. No. 38, J5, London (1974)
- /19/ Lamb, H.:  
Hydrodynamics  
Cambridge University Press, 1932
- /20/ Zehner, P.:  
Verfahrenstechnik 16 (1982) 6; 347, 351
- /21/ Zehner, P.:  
Chem.-Ing.-Tech. 60 (1988) 7; 531, 539
- /22/ Blenke, H.; Bohner, K.; Schuster, S.:  
Chem.-Ing.-Tech. 37 (1965) 3, 289, 294
- /23/ Kojima, E.; Unno, H.; Sato, Y.; Chida, T.; Imai, H.; Endo, K.; Inoue, J.;  
Kobayashi, J.; Keji, H.; Nakanishi, H.; Yamamoto, K.:  
J. Chem. Eng. Japan 13 (1980) 16, 21
- /24/ Linneweber, K.-W.:  
Dissertation, TU München 1981
- /25/ Kawase, Y.; Moo-Young, M.:  
Chem. Eng. Sci. 41 (1986) 8, 1969, 1977
- /26/ Beinhauer, R.:  
Dissertation, TU Berlin 1971
- /27/ Kojima, T.; Akehata, Shirai, T.:  
ACS Symp. Series 133 (1974) 231
- /28/ Taubert, C.:  
Dissertation, TU Berlin 1968
- /29/ Reith, T.; Renken, S.; Israel, B. A.:  
Chem. Eng. Sci. 23 (1968) 619
- /30/ Holcombe, N. T.; Smith, D. N.; Knickle, H. N.; O'Dowd, W.:  
Chem. Eng. Commun. 21 (1983) 135, 150
- /31/ Gähler, P.:  
Dissertation, TU Berlin 1972
- /32/ Klinkenberg, A.; Krajenbrink, H. J.; Lauwerier, H. A.:  
Ind. Eng. Chem. 45, (1953) 6, 1202, 1208
- /33/ Westphaley, H.:  
VDI-Bericht 218 (1974) 465, 478
- /34/ Deckwer, W.-D.; in Fogler (Hg.):  
Chemical Reactors  
American Chemical Society, 1981
- /35/ Shah, Y. T.; Kelkar, B. G.; Godbole, S. P.; Deckwer, W.-D.:  
AICHE Journal 28 (1982) 3, 353, 379
- /36/ Krizan, P.:  
Dissertation, TU München 1988
- /37/ Magnussen, P.; Schuhmacher, V.; Rothermund, G. W.; Hafner, F.:  
Chem. Eng. Sci. 28 (1973) 811
- /38/ Kelkar, B. G.; Shah, Y. T.:  
Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 23 (1984) 308, 313
- /39/ Blasey, G.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1988
- /40/ Abschlußbericht zum Forschungsvorhaben Nr. 4942  
Dortmund 1983
- /41/ Wendt, R.; Steiff, A.; Weinspach, P.-M.:  
Chem.-Ing.-Tech. 55 (1983) 10, 796, 797

- /42/ Aoyama, Y.; Oguski, K.; Kolde K.; Kubota, H.:  
Journal of Chem. Eng. of Japan 1 (1968) 2, 168, 163
- /43/ Cova, D. R.:  
Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 13 (1974) 3, 292, 296
- /44/ Hikita, H.; Kikukawa, H.:  
Chem. Eng. Jour. 8 (1974) 191, 197
- /45/ Badura, R.; Deckwer, W.-D.; Warnecke, H.-J.; Langemann, M.:  
Chem.-Ing.-Tech. 46 (1974) 399
- /46/ Kelkar, B. G.; Shah, Y. T.:  
AIChE Journal 28 (1985) 4, 700, 702
- /47/ Mangartz, K.-H.; Piihofer, Th.:  
Chem. Eng. Sci. 36 (1981) 1069, 1077
- /48/ Ohki, Y.; Inoue, H.:  
Chem. Eng. Sci. 25 (1970) 1, 1, 16
- /49/ Baird, M. H.; Rice, R. G.:  
Chem. Eng. Jour. 9 (1975) 171, 174
- /50/ Joshi, J. B.; Sharma, M. M.:  
Can. J. Chem. Eng. 56 (1978) 2, 116, 119
- /51/ Zehner, P.:  
Verfahrenstechnik 16 (1982) 6, 514, 517
- /52/ Schlünder, E. U.; Tsotsas, E.:  
Wärmeübertragung in Festbetten, durchmischten Schüttungen und Wirbelschichten  
Georg Thieme Verlag Stuttgart 1988
- /53/ Riquarts, H.-P.:  
Ger. Chem. Eng. 4 (1981) 18, 23
- /54/ Haas, U.; Schmidt-Traub, M.; Brauer, M.:  
Chem.-Ing.-Tech. 44 (1972) 1060, 1068
- /55/ Riquarts, H.-P.; Piihofer, Th.:  
Verfahrenstechnik 12 (1978) 77, 80

- /56/ Popovic, M.:  
Dissertation, TU Berlin 1975
- /67/ Myers, K. J.; Dudokovic, M. P.; Ramachandran, P. A.:  
Chem. Eng. Sci. 42 (1987) 11, 2757, 2766
- /58/ Rustemeyer, U.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1985
- /59/ Kafarov, V. V.; Kruglik, A. E.; Trofimov, V. I.:  
Zhurnal Prikladnoi Khimii, 48 (1975) 1, 229, 232
- /60/ Shah, Y. T.; Ratway, C. A.; McIlvried, H. G.:  
Trans. I. Chem. E. 56 (1978) 107, 112
- /61/ Van der Laan, E. T.:  
Chem. Eng. Sci. 26 (1971) 1203
- /62/ Aris, R.:  
Proc. Roy. Soc. [London] A 245 (1958) 268
- /63/ Deckwer, W.-D.; Burckhart, R.; Zoll, G.:  
Chem. Eng. Sci. 29 (1974) 2177, 2188
- /64/ Langemann, H.; Taubert, Ch.:  
Verfahrenstechnik 2 (1968) B, 329, 334
- /65/ VDI-Richtlinie 2055, 1982
- /66/ VDI-Wärmeatlas  
5. Auflage, 1988
- /67/ Levenspiel, O.:  
Chemical Reaction Engineering  
J. Wiley, New York, 1972
- /68/ Wezorke, H.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1986
- /69/ Brauer, H.:  
Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmung  
Verlag Sauerländer, Aarau, Frankfurt a. M., 1971

- /70/ Chift, R.; Grace, J. R.; Weber, M. E.:  
Bubbles, Drops and Particles  
Academic Press, New York 1978
- /71/ Hills, J. H.; Darton, R. C.:  
Trans. Instn. Chem. Engrs. 54 [1976]
- /72/ Komazawa, I.; Otake, T.; Kamojima, M.:  
J. Chem. Eng. Japan 13 (1980) 2, 103, 109
- /74/ Korte, H.-J.:  
Persönliche Mitteilungen
- /75/ Wallis, G. B.:  
One-Dimensional Two-Phase Flow  
McGraw-Hill, New York 1969
- /76/ Weiland, P.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1978
- /77/ Merschuk, J. C.; Stein, Y.:  
AIChE Journal 27 [1981] 377
- /78/ Kast, W.:  
Int. J. Heat Mass Transfer 5 [1962] 329, 336
- /79/ Abschlußbericht zum AIF-Forschungsvorhaben Nr. 6283  
Dortmund 1987
- /80/ Nitsche, M.:  
Diplomarbeit, Universität Dortmund
- /81/ Ulbrecht, J. J.; Kawase, Y.; Auyeung, K. F.:  
Chem. Eng. Commun. 35 [1985] 175, 191
- /82/ Pozin, I. S.; Aerov, M. E.; Bystrova, T. A.:  
Theor. Found. Chem. Engng. 3 (1969) 714
- /83/ Pavlov, V. P.:  
Chim. Prom. 41 [1965], 105
- /84/ Wendt, R.:  
Dissertation, Universität Dortmund 1983

- /85/ Towell, G. D.; Ackermann, G. H.:  
Symposium on Chemical Reaction Engineering, p. B. 3 - 1,  
Amsterdam 1972