

3. Problemstellung und Zielsetzung

Wie die Literaturübersicht zeigt, befassen sich zahlreiche Arbeiten mit der Fluid-
dynamik in Blasensäulen ohne Einbauten. Allerdings bestehen hinsichtlich des
Einflusses geometrischer und betriebstechnischer Parameter sowie stofflicher Ein-
flußgrößen widersprüchliche Angaben. Obwohl die bisher entwickelten theoretischen
Ansätze zur Beschreibung der großräumigen Flüssigkeitsströmung die vorliegenden
Meßdaten noch nicht zufriedenstellend beschreiben, zeigen sie in Übereinstimmung
mit den experimentellen Befunden auf, daß die zentrale axiale Flüssigkeitgeschwin-
digkeit den Strömungszustand charakterisiert. Die theoretischen Ansätze zur Be-
schreibung dieser Größe zeigen darüberhinaus, daß sie auch als Maß für die
stochastischen Austauschvorgänge im System angesehen werden kann und somit
direkt proportional dem das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase beschreiben-
den effektiven Dispersionskoeffizienten ist. Dieser Zusammenhang zwischen fluid-
dynamischer Größe und Vermischungskoeffizienten wird durch experimentelle Unter-
suchungen zum Vermischungsverhalten der flüssigen Phase bestätigt.

Zum Einfluß von längsangeströmten Rohrbündeln in Blasensäulen auf die Fluid-
dynamik existieren keine Untersuchungen. Die wenigen Arbeiten, die sich mit dem Einfluß
solcher Wärmeaustauschgeometrien auf das Vermischungsverhalten der flüssigen
Phase befassen, lassen nur qualitative Aussagen zu. Angaben über die Beeinflussung
radialer Austauschvorgänge liegen nicht vor. Insgesamt ist festzustellen, daß der
bisherige Kenntnisstand eine quantitative Abschätzung des Einflusses längsange-
strömter Rohrbündel auf die Fluid-
dynamik und das Vermischungsverhalten der
flüssigen Phase nicht zuläßt.

Mit dieser Arbeit soll daher die Fluid-
dynamik und das Vermischungsverhalten der
flüssigen Phase in Blasensäulen mit längsangeströmten Rohrbündeln untersucht
werden. Hierzu werden Messungen des radialen Profils der zeitlich gemittelten
resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit, der zentralen aufwärtsgerich-
teten axialen Flüssigkeitgeschwindigkeit sowie der radialen Komponente der
zeitlich gemittelten absoluten Flüssigkeitgeschwindigkeit in Blasensäulen mit längs-
angeströmten Rohrbündeln unterschiedlicher Geometrie durchgeführt (s. Kap. 5.2.1).
Das Vermischungsverhalten der flüssigen Phase in diesem Apparatetyp wird anhand
von Tracer-Experimenten untersucht. Hierbei ist insbesondere zu überprüfen, in
wieweit die in Blasensäulen ohne Einbauten angewandte eindimensionale Betracht-
ungsweise auch im berührten Apparat zulässig ist.

Ziel der Arbeit ist es, Berechnungsgleichungen zur Charakterisierung des Einflusses
längsangeströmter Rohrbündel auf die Fluid-
dynamik und das Vermischungsverhalten
der flüssigen Phase zu erarbeiten. Die Modellgleichungen sollen in der Lage sein,
das radiale Profil der zeitlich gemittelten resultierenden axialen Flüssigkeitgeschwin-
digkeit in Blasensäulen ohne Einbauten sowie in Säulen mit längsangeströmten Rohr-
bündeln wiederzugeben und unter Einbeziehung der die Rohrbündelgeometrie charak-

terisierenden Kenngrößen die Abhängigkeit der zentralen aufwärtsgerichteten
Flüssigkeitgeschwindigkeit sowie des effektiven Dispersionskoeffizienten von den
relevanten Einflußparametern zu erfassen. Schließlich soll geprüft werden, inwie-
weit auch in Blasensäulen mit längsangeströmten Einbauten die zentrale Flüssigkeits-
geschwindigkeit ein Maß für die stochastischen Transportvorgänge darstellt und
somit der Zusammenhang zwischen effektivem Dispersionskoeffizienten und zentraler
Flüssigkeitgeschwindigkeit bestehen bleibt.

Die in dieser Arbeit entwickelten Beziehungen sollen die Vorausberechnung des
Strömungs- und Vermischungsverhaltens der flüssigen Phase in Blasensäulen mit
längsangeströmten Rohrbündeln ermöglichen und damit eine sicherere reaktions-
technische Dimensionierung eines solchen Apparatetyps erlauben.

4. Theoretische Grundlagen zur Bestimmung der Flüssigkeitsphasenrückvermischung in Blasensäulen

Der die Flüssigkeitsphasenrückvermischung in Blasensäulen charakterisierende Dispersionskoeffizient wird durch Tracer-Experimente bestimmt. Hierbei wird ein Tracer- oder Markierungsstoff über eine bläuliche Quelle in die Säule eingebracht. Mit Hilfe der aus dem Dispersionsmodell abgeleiteten Modellgleichungen kann aus dem sich aufgrund der Vermischungsvorgänge stromaufwärts zur Tracerquelle ausbildenden Konzentrationsfeld der Dispersionskoeffizient ermittelt werden.

Da für im Gleichstrom betriebene Blasensäulen die eindimensionale Beschreibung der Flüssigkeitsphasenrückvermischung ausreichend ist (vergl. Kap. 2.21), kommt dem eindimensionalen Dispersionsmodell besondere Bedeutung zu. Zur Bestimmung des Modellparameters "effektiver Dispersionskoeffizient" können sowohl stationäre als auch instationäre Meßmethoden angewandt werden.

Bei der stationären Tracermethode wird der im Gleichstrom betriebenen Blasensäulen durch eine Tracerquelle am Kopf des Apparates kontinuierlich Markierungsstoff zudosiert, dessen Verteilung $c(z)$ stromaufwärts zur Quelle durch geeignete Sonden erfasst wird. Abbildung 4.1 zeigt die prinzipielle Meßanordnung und qualitativ die sich in der Säule einstellende Spurenstoffverteilung.

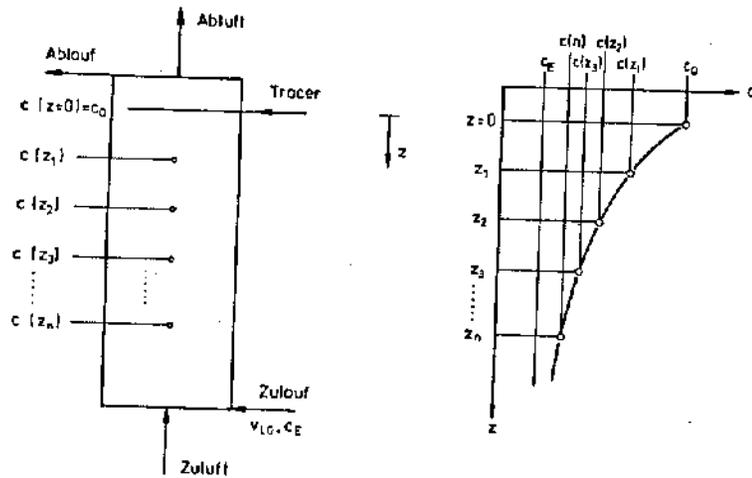


Abb. 4.1: Prinzipieller Aufbau der stationären Spurenstofftracering.

Unter der Voraussetzung, daß eine radiale Gleichverteilung des Spurenstoffes vorliegt, kann die Bilanzierung des Spurenstoffes über ein Säulenelement der Länge dz erfolgen (Abb. 4.2).

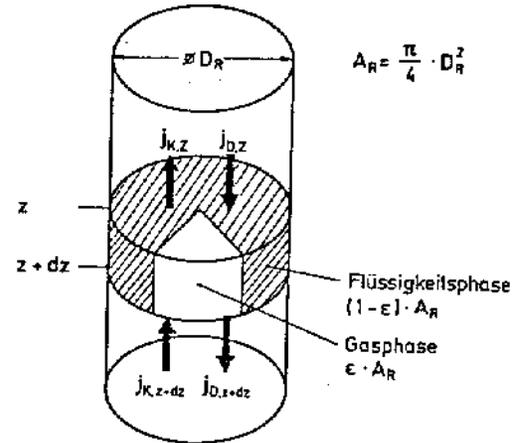


Abb. 4.2: Tracersubstanzbilanz am differentiellen Säulenelement $A_R \cdot dz$.

Hierbei ist die konvektive Spurenstoffstromdichte j_K wie folgt mit dem Flüssigkeitsdurchsatz verknüpft:

$$j_K = v_{LO} \cdot c \quad (4.1)$$

Der aufgrund der Mischungsphänomene entgegen der Hauptströmungsrichtung transportierte Spurenstoff wird durch einen Dispersionsstrom j_D erfaßt, der analog dem Fick'schen Gesetz für molekulare Diffusion definiert wird:

$$j_D = -D_{eff} \cdot (1 - \epsilon) \cdot \frac{\partial c}{\partial z} \quad (4.2)$$

Finden weder chemische Reaktionen noch Stoffübergang von der flüssigen in die gasförmige Phase und umgekehrt statt, erhält man aus der Stoffbilanz

$$-\frac{\partial j_D}{\partial z} + \frac{\partial j_K}{\partial z} = 0 \quad (4.3)$$

Sind die Mischungsphänomene und damit D_{eff} über die Säulenhöhe konstant, geht Gleichung (4.3) über in

$$D_{eff} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + \frac{v_{LO}}{1-\epsilon} \cdot \frac{\partial c}{\partial z} = 0 \quad (4.4)$$

Diese lineare homogene Differentialgleichung zweiter Ordnung kann durch den allgemeinen Ansatz

$$c(z) = C_1 \cdot \exp(-\mu \cdot z) + C_2 \quad (4.5)$$

$$\text{mit } \mu = \frac{v_{LO}}{(1-\epsilon) \cdot D_{eff}}$$

gelöst werden. Die Konstanten C_1 und C_2 werden mit Hilfe der Randbedingungen der bekannten Konzentration im Fluid an der im Koordinatennullpunkt angeordneten Tracerquelle

$$c = c_0 \quad \text{für } z = 0 \quad (4.6)$$

und des halbunendlich ausgedehnten Reaktors

$$c = c_E \quad \text{für } z \rightarrow \infty \quad (4.7)$$

bestimmt.

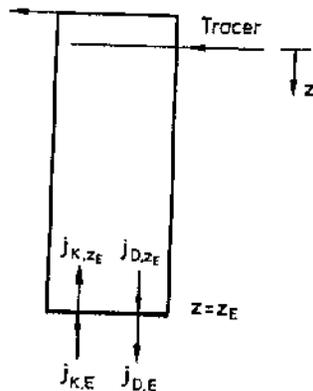


Abb. 4.3: Stoffstromdichten am Eintrittsquerschnitt eines einseitig geschlossenen Reaktors.

Gleichung (4.7) ist eine äquivalente Formulierung der Randbedingung des einseitig geschlossenen Apparates /64/. In Abbildung 4.3 sind die am Eintrittsquerschnitt auftretenden Stoffströme schematisch dargestellt.

Hierbei wird unter dem Eintrittsquerschnitt ein infinitesimales Säulenquerschnittselement verstanden, in dem definitionsgemäß keine Stoffspeicherung stattfinden kann. Eine Stoffbilanz um den Eintrittsquerschnitt liefert:

$$j_{K,E} + j_{D,z=z_E} - j_{D,E} - j_{K,z=z_E} = 0 \quad (4.8)$$

Es bedeuten $j_{K,E}$ die in den Reaktor mit dem Flüssigkeitsumlauf eingespeiste Spurenstoffstromdichte

$$j_{K,E} = v_{LO} \cdot c_E \quad (4.9)$$

$j_{K,z=z_E}$ die aus dem Eintrittsquerschnitt konvektiv austretende Spurenstoffstromdichte

$$j_{K,z=z_E} = v_{LO} \cdot c(z=z_E) \quad (4.10)$$

$j_{D,z=z_E}$ die mit dem Dispersionsstrom in den Eintrittsquerschnitt eintretende Spurenstoffstromdichte

$$j_{D,z=z_E} = -D_{eff} \cdot (1-\epsilon) \cdot \left. \frac{\partial c}{\partial z} \right|_{z=z_E} \quad (4.11)$$

und $j_{D,E}$ die mit dem Dispersionsstrom aus dem Eintrittsquerschnitt austretende Spurenstoffstromdichte. Die Bedingung des am Eintritt geschlossenen Apparates läßt keinen austretenden Dispersionsstrom zu, so daß

$$j_{D,E} = 0 \quad (4.12)$$

folgt. Unter Einbeziehung der Gleichungen (4.9) bis (4.12) erhält man für die zweite Randbedingung:

$$c(z=z_E) = c_E - \frac{D_{eff} \cdot (1-\epsilon)}{v_{LO}} \cdot \left. \frac{\partial c}{\partial z} \right|_{z=z_E} \quad (4.13)$$

Mit Hilfe der Gleichungen (4.6) und (4.7) bzw. (4.6) und (4.13) erhält man für den Konzentrationsverlauf stromaufwärts zur Tracerquelle:

$$c(z) = (c_0 - c_E) \cdot \exp(-\mu \cdot z) + c_E \quad (4.14)$$

Die Auftragung der auf die Randwerte c_0 und c_E bezogenen logarithmierten Konzentrationsdifferenz über dem Abstand von der Tracerquelle z ergibt eine Gerade, aus deren Steigung der Dispersionskoeffizient ermittelt wird:

$$\ln \frac{c(z) - c_E}{c_0 - c_E} = - \frac{v_{LO}}{(1-\epsilon) \cdot D_{eff}} \cdot z \quad (4.15)$$

Neben Spurenstoffen wie Elektrolytlösungen oder Farbstoffen kann auch Wärme als Tracer eingesetzt werden. Stoff- und Wärmedispersion finden in gleicher Weise statt, da die Ursache des Vermischungsverhaltens in Blasensäulen nicht molekulspezifische, diffusive Effekte sind, sondern die Stoff- und Wärmeausbreitung aufgrund stochastischer turbulenter Flüssigkeitsströmungen erfolgt.

Im Fall der Wärmetracerung wird die Spurenstoffquelle durch eine Wärmequelle ersetzt und die Flüssigkeitsphasendispersion anhand des sich stromaufwärts zur Quelle ausbildenden axialen Temperaturprofils bestimmt. Abbildung 4.4 zeigt eine

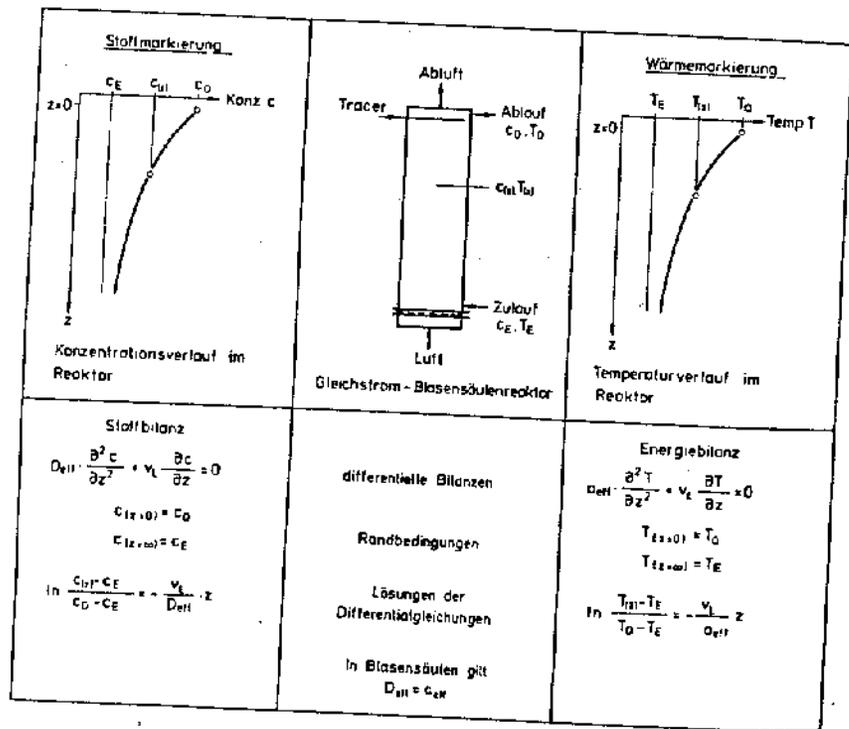


Abb. 4.4: Bestimmung des Vermischungsverhaltens der flüssigen Phase durch stationäre Stoff- und Wärmetracerung.

Gegenüberstellung der sich bei der stationären Stoff- und Wärmedispersion ergebenden Bilanz- und Bestimmungsgleichungen. Bei der Ableitung der Bestimmungsgleichung für den effektiven Dispersionskoeffizienten wurde vorausgesetzt, daß keine Stoffmengenänderung aufgrund chemischer Reaktion oder Stoffübergang auftritt. Korrespondierend hierzu wird bei der Ableitung der entsprechenden Gleichungen für die Wärmetracerung die Wärmemengenänderung aufgrund chemischer Reaktion und Stoffübergang ausgeschlossen. Zusätzlich müssen Wärmeverluste über die begrenzenden Behälterwände vernachlässigbar sein.

Bei der Wärmetracerung wird formal ein effektiver Wärmeleitkoeffizient

$$a_{eff} = \frac{\lambda_{eff}}{\rho \cdot c_p} \quad (4.16)$$

bestimmt, der gemäß dem oben Gesagten dem effektiven Dispersionskoeffizienten entspricht.

Verschiedene Autoren /40, 42, 59/ zeigten, daß beide Tracermethoden identische Ergebnisse liefern. In Abb. 4.5 sind beispielhaft die Ergebnisse der von Wendt et al. /40/ durchgeführten Untersuchung zum Vergleich von Wärme- und Stoffdisper-

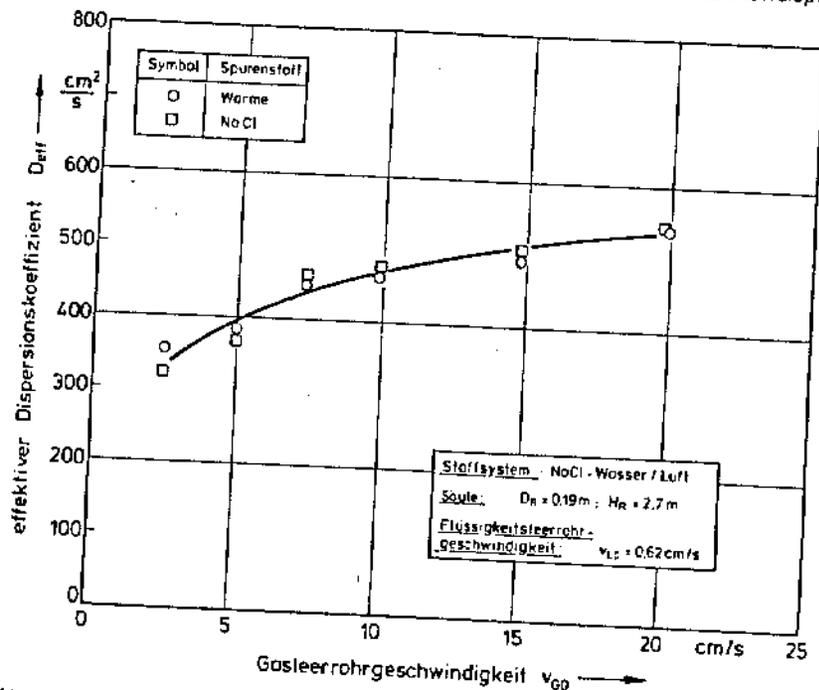


Abb. 4.5: Abhängigkeit des effektiven Dispersionskoeffizienten und des effektiven Wärmeleitkoeffizienten von der Gasleerrohrgeschwindigkeit nach /40/.

• sion dargestellt. Sowohl im homogenen als auch im heterogenen Strömungszustand werden für den effektiven Dispersionskoeffizienten und den effektiven Wärmeleitkoeffizienten gleiche Werte bestimmt, so daß die Gleichsetzung

$$\alpha_{\text{eff}} = D_{\text{eff}} \quad (4.17)$$

als abgesichert angesehen werden kann.

Bei den instationären Tracermethoden wird der Spurenstoff nicht kontinuierlich sondern möglichst schlagartig als Dirac-Stoß zugegeben. Zur Bestimmung des Dispersionskoeffizienten wird in einer bestimmten Entfernung von der Dosierstelle der Konzentrationsverlauf in Abhängigkeit von der Zeit aufgenommen. Der Ausbreitungsvorgang wird dabei in Analogie zum 2. Fick'schen Gesetz beschrieben. Unter Beachtung der für das eindimensionale Dispersionsmodell gegebenen Voraussetzungen erhält man für den Apparat ohne Flüssigkeitsumlauf

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_{\text{eff}} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \quad (4.18)$$

als beschreibende Differentialgleichung. Wird die Blasensäule kontinuierlich im Gleichstrom durchströmt, lautet der Zusammenhang

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_{\text{eff}} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + \frac{v_{L0}}{1-\epsilon} \cdot \frac{\partial c}{\partial z} \quad (4.19)$$

Deckwer et al. /63/ bestimmten effektive Dispersionskoeffizienten sowohl nach der stationären als auch nach der instationären Methode. Wie Abbildung 4.6 verdeutlicht, liefern beide Meßverfahren übereinstimmende Ergebnisse.

Im Batch-Betrieb ist die Bestimmung des Vermischungsverhaltens der flüssigen Phase naturgemäß nur mit instationären Tracerverfahren möglich. Dagegen können bei kontinuierlichem Flüssigkeitsdurchlauf beide Meßmethoden angewandt werden.

Für die im Rahmen dieser Arbeit durchzuführenden Untersuchungen erweist sich die stationäre Wärmetracerung als sehr vorteilhaft. Da in Blasensäulen mit langsameströmten Rohrbündeln überprüft werden muß, inwieweit die Voraussetzungen des eindimensionalen Dispersionsmodells - keine radialen Konzentrations- bzw. Temperaturgradienten und höhenunabhängiger Dispersionskoeffizient - erfüllt sind, müssen Messungen an verschiedenen axialen und radialen Positionen in der Säule durchgeführt werden. Im Gegensatz zu den instationären Tracerverfahren kann mit der stationären Meßmethode das gesamte Temperaturfeld $T(z,t)$ in einem Versuchslauf aufgenommen werden. Ferner erlaubt die Meßmethode die Bestimmung der effektiven Dispersionskoeffizienten aus der Steigung des axialen Temperaturprofils (Gleichung (4.15)). Hierdurch wird das Verfahren unempfindlich gegen Meß-

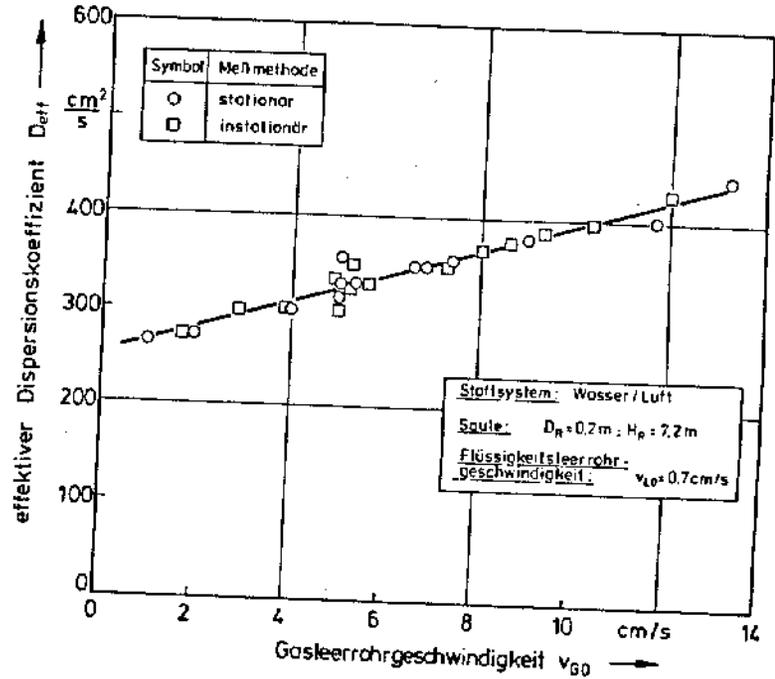


Abb. 4.6: Vergleich der nach der stationären und instationären Tracermethode bestimmten effektiven Dispersionskoeffizienten nach /63/.

fehler einzelner Sensoren, da zur Bestimmung der Zielgröße mehrere Meßpunkte herangezogen werden. Schließlich erlaubt lediglich die stationäre Wärmetracerung einen Kreislaufbetrieb (vergl. Kap. 5.1), wodurch erst die Untersuchung der Flüssigkeitsphasenrückvermischung auch bei höheren Flüssigkeitsdurchsätzen mit vertretbarem apparativen Aufwand möglich wird.

5. Versuchsanlagen, Versuchsplan und Versuchsdurchführung

5.1. Beschreibung der Versuchsanlagen

Die experimentellen Untersuchungen wurden in Blasensäulen mit unterschiedlichen Durchmessern durchgeführt. Diese Apparate mit Durchmessern von $D_R = 0,19$ m und $D_R = 0,45$ m und Höhen von $H_R = 4,6$ m und $H_R = 6,5$ sind die zentralen Bestandteile der in Abbildung 5.1 schematisch dargestellten Versuchsanlagen.

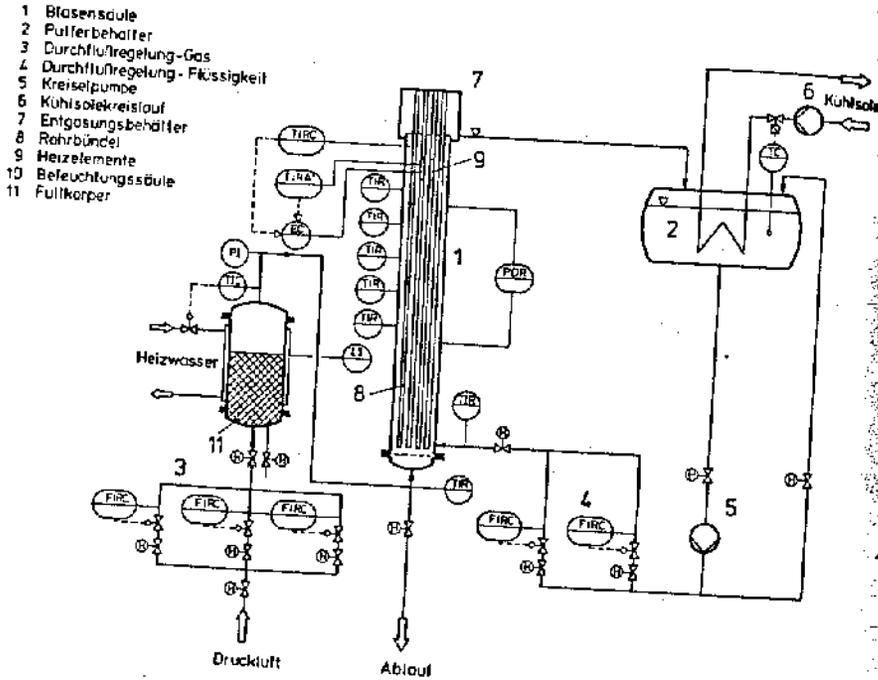


Abb. 5.1: Schematische Darstellung der Versuchsanlagen.

Die zur Begasung verwendete Luft wird von einem Turboverdichter komprimiert und gelangt entstaubt, entfeuchtet und entölt über drei Durchflußmeß- und -regelstrecken in eine Fullkörperkolonne zur Befeuchtung und Vorwärmung. Anschließend wird sie zum Boden der Blasensäule geleitet und dort mittels eines Siebbodens ($d_L = 2$ mm, $t_L = 30$ mm) dispergiert.

Die flüssige Phase wird aus einem temperierbaren Pufferbehälter mit einer Kreiselpumpe über zwei Durchflußmeß- und -regelstrecken in die Säule gefördert. Die Einspeisung der flüssigen Phase erfolgt seitlich oberhalb des Gasverteilers. Gas und Flüssigkeit durchströmen den Apparat im Gleichstrom und werden am Kopf im

Entgasungsbehälter getrennt. Die flüssige Phase wird in den Pufferbehälter zurückgeführt und dort wieder auf die gewünschte Temperatur gebracht.

Die Einstellung der Gas- und Flüssigkeitsdurchsätze erfolgt mit Hilfe von Schwebekörperdurchflußmessern und elektrischen Stellventilen über PID-Regler. Zur Temperaturmessung werden Eisen-Konstantan-Thermoelemente eingesetzt; der Druck wird mit Differenzdruckmeßumformern erfaßt.

Die Aufnahme, Verarbeitung und Speicherung der Meßdaten geschieht mit einer rechnergesteuerten Meßdatenerfassungsanlage. Die von den Meßgeräten ausgehenden analogen Spannungssignale werden über einen Meßstellenumschalter seriell auf ein Voltmeter geschaltet. Der Rechner fragt die sich einstellenden Spannungen ab, speichert und verarbeitet sie. Die Umsetzung der Signalspannungen in die gewünschten Größen erfolgt anhand von Kalibrierfunktionen, die vor Versuchsbeginn ermittelt werden.

Für die Untersuchungen zur Fluidodynamik und zum Vermischungsverhalten der flüssigen Phase mit längsängeströmten Einbauten werden Rohrbündel in die Blasensäule eingebaut. Sie sind am Kopf der Säule befestigt und reichen bis direkt über den Gasverteiler. Die PVC-Rohre haben einen Durchmesser von $d_R = 25$ mm und dienen zur Einstellung verschiedener Strömungszustände. Abbildung 5.2 zeigt in einer Aufsicht die untersuchten Rohrbündelgeometrien. Die Rohranordnungen 1 bis 6

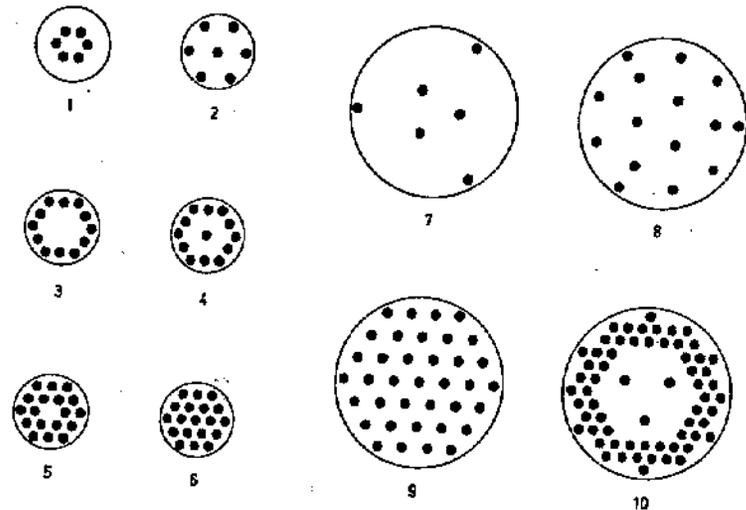


Abb. 5.2: Schematische Darstellung der eingesetzten Rohrbündelgeometrien.

werden in die Blasensäule $D_R = 0,19$ m eingebaut; die Anordnungen 7 bis 10 kommen im Apparat $D_R = 0,45$ m zum Einsatz. Zur Stabilisierung und axialen Führung

der Rohre werden Rohrabstandshalter eingesetzt, deren konstruktiver Aufbau aus Abbildung 5.3 hervorgeht. Die Rohrabstandshalter sind in Abständen von je ca. 1,5 m an drei Rohren bei den in der Säule $D_R = 0,19$ m eingesetzten Rohrbündeln bzw. an sechs Rohren bei den im Apparat $D_R = 0,45$ m installierten Rohranordnungen fixiert. Wie in Vorversuchen nachgewiesen werden konnte, führen die Halterungselemente nicht zu einer Beeinflussung der Strömungsverhältnisse. Die zur Charakterisierung der Rohrbündelgeometrie wesentlichen Parameter sind neben der Rohran-

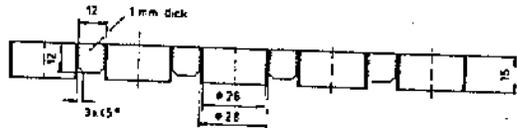
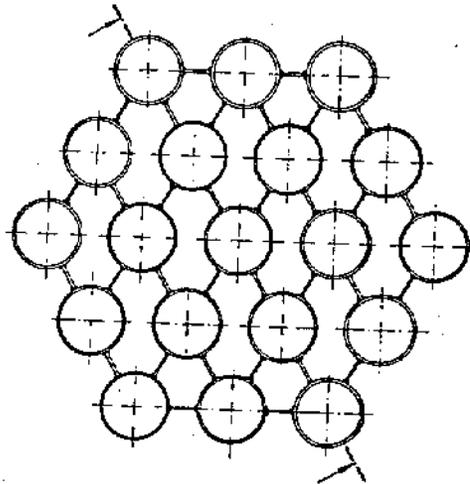


Abb. 5.3: Aufbau der Rohrabstandshalter für die Blasensäule $D_R = 0,19$ m.

zahl n_R die relative freie Querschnittsfläche A_f und die relative Wandoberfläche A_0 . Die relative freie Querschnittsfläche stellt eine Maßzahl für die Verminderung des Blasensäulenquerschnittes durch die Rohre dar:

$$A_f = \frac{D_R^2 - n_R \cdot d_R^2}{D_R^2} \quad (5.1)$$

Die relative Wandoberfläche A_0 dient als Kenngröße für die durch die Rohre zusätzlich in die Säule eingebrachte Wandoberfläche:

$$A_0 = \frac{D_R \cdot n_R \cdot d_R}{D_R} \quad (5.2)$$

Die geometrischen Daten der untersuchten Rohrbündel sind in Tabelle 5.1 zusammengefaßt. Die relative Wandoberfläche ist ein Maß für die Beeinflussung der Strömung durch die umströmten Wandflächen. Da bei den Rohranordnungen 2 bis 6 die sechs wandnächsten Rohre die Säulenwand berühren und somit nur der der Wand abgewandte Teil zur Strömungsbbeeinflussung zur Verfügung steht, können diese Rohre nur je zur Hälfte zur Berechnung der nach Gleichung (5.2) definierten Kennzahl herangezogen werden. Zusätzlich zu den nach den Gleichungen (5.1) und (5.2) definierten Kenngrößen ist in Tabelle 5.1 auch die Rohrteilung t_R (Abstand der Achsen benachbarter Rohre) mit aufgenommen.

Rohranordnung		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Rohranzahl n_R	1	6	7	12	13	18	19	6	15	37	63
relative freie Querschnittsfläche A_f	1	0,90	0,88	0,79	0,77	0,69	0,67	0,98	0,95	0,89	0,81
relative Wandoberfläche A_0	1	1,79	1,52	2,18	2,32	2,97	3,11	1,33	1,83	3,06	4,50
Rohrteilung t_R	mm	40	70	40	40	40	40	-	120	70	40
Rohrdurchmesser d_R	mm	25									

Tab. 5.1: Charakteristische geometrische Kenngrößen der untersuchten Rohranordnungen.

Neben der Blasensäulen mit unterschiedlichen längsangeströmten Rohrbündeln wird auch die Säule ohne Einbauten untersucht. Unabhängig vom Durchmesser wird sie im folgenden mit Rohranordnung 0 bezeichnet.

5.2. Durchführung der Untersuchungen zur Fluidodynamik

5.2.1. Meßprinzip

Die Untersuchungen lokaler Flüssigkeitsgeschwindigkeiten werden mit einem richtungskennenden Flügelradanemometer der Firma Höntzsch durchgeführt. Der Aufbau und die Wirkungsweise dieses Meßgerätes bei Nottenkämper /7/ und Korte /12/ ausführlich beschrieben sind, beschränken sich die folgenden Ausführungen auf das zum Verständnis des Meßprinzips notwendige Maß.

Bei dem Meßprinzip wird davon ausgegangen, daß in einer Gas-Flüssigkeits-Strömung aufgrund des großen Dichteunterschiedes zwischen den beiden Phasen die Kraftwirkung der strömenden flüssigen Phase auf den Flügel die der Gasphase bei weitem übersteigt, so daß die Drehgeschwindigkeit des Flügels ein Maß für die örtliche Strömungsgeschwindigkeit der Flüssigkeit darstellt. In dem eingesetzten Meßkopf (Abbildung 5.4) werden die Drehzahl als Maß für die Strömungsgeschwindigkeit und die Drehrichtung des Flügels mittels zweier Sensoren rückwirkungsfrei erfaßt. Dabei

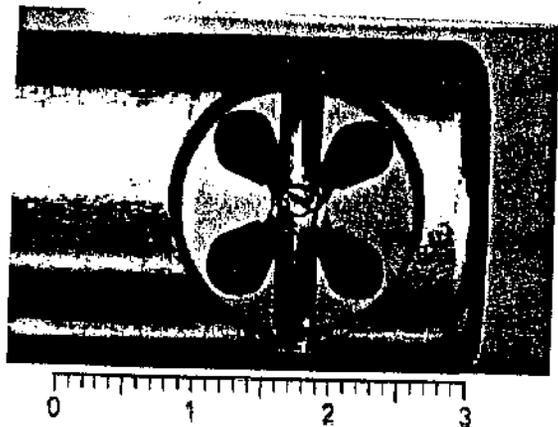


Abb. 5.4: Meßkopf des eingesetzten Flügelradanemometers.

Ist die Drehrichtung des Flügels der Strömungsrichtung des Fluids zugeordnet und wird im folgenden mit + und - für die Auf- und Abstromrichtung bezeichnet. In der Auswertelektronik werden proportional zur Flügelradrotation elektrische Impulse erzeugt und die im Meßzeitraum t_{Mess} anfallenden Zeitanteile, in denen das Fluid in positiver und negativer Richtung strömt, zu $\sum \Delta t_i^+$ und $\sum \Delta t_i^-$ und die entsprechenden Impulszahlen I_i^+ und I_i^- zu $\sum I_i^+$ und $\sum I_i^-$ aufsummiert. Dieser Vorgang ist in Abbildung 5.5 schematisch dargestellt. Die Proportionalität zwischen Flügelrotation und Strömungsgeschwindigkeit führt zu folgender Beziehung:

$$v_L = a + b \cdot \frac{I}{\Delta t} \quad (5.3)$$

mit I = Anzahl der Impulse,
 Δt = Zeitintervall, in dem die Impulse anfallen,
 $a = 3,96$ und
 $b = 2,24$.

mit der die Flüssigkeitgeschwindigkeit ermittelt werden kann. Die Konstanten a und b stellen vom Hersteller angegebene Gerätekonstanten dar. Durch getrennte Auswertung der in positiver und negativer Strömungsrichtung anfallenden Meßkopfsignale nach Gleichung (5.3) erhält man die Flüssigkeitgeschwindigkeit in Auf- und Abstromrichtung:

$$v_L^+ = a + b \cdot \frac{\sum I_i^+}{\sum \Delta t_i^+} \quad (5.4)$$

und

$$v_L^- = a + b \cdot \frac{\sum I_i^-}{\sum \Delta t_i^-} \quad (5.5)$$

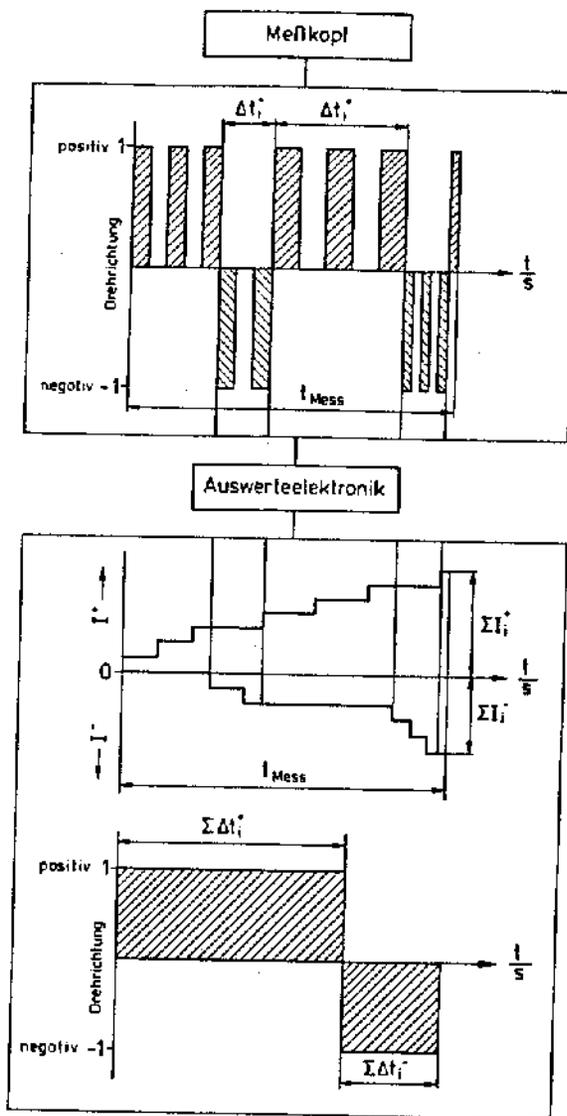


Abb. 5.5: Schematische Darstellung der Verarbeitung der Meßkopfsignale des Flügelradanemometers.

Die zeitliche Gewichtung der nach den Gleichungen (5.4) und (5.5) berechneten Geschwindigkeiten führt bei Betrachtung der Beträge zur mittleren absoluten Flüssigkeitgeschwindigkeit $v_{L,m}$.

$$v_{L,a} = \frac{v_L^+ \cdot \sum \Delta t_i^+ + v_L^- \cdot \sum \Delta t_i^-}{\sum \Delta t_i^+ + \sum \Delta t_i^-} \quad (5.6)$$

und bei Berücksichtigung der Strömungsrichtung zur mittleren resultierenden Flüssigkeitgeschwindigkeit $v_{L,r}$

$$v_{L,r} = \frac{v_L^+ \cdot \sum \Delta t_i^+ - v_L^- \cdot \sum \Delta t_i^-}{\sum \Delta t_i^+ + \sum \Delta t_i^-} \quad (5.7)$$

Durch Drehung des Flügelradanemometers können Strömungskomponenten sowohl in axialer Richtung als auch senkrecht dazu, d.h. in radialer bzw. tangentialer Richtung, erfaßt werden.

5.2.2. Versuchsplan

Zur Untersuchung des Einflusses längsangeströmter Rohrbündel auf die zeitlich gemittelte lokale Flüssigkeitgeschwindigkeit werden Messungen in der in Kapitel 5.1 beschriebenen Versuchsanlage durchgeführt. Das Flügelradanemometer ist in den Blasensäulen mit den Durchmessern $D_R = 0,19 \text{ m}$ und $D_R = 0,45 \text{ m}$ jeweils in einer axialen Meßposition von $h/H_R = 0,5$ angeordnet und befindet sich somit in der Gleichgewichtszone der Zweiphasenströmung. In die Säulen werden unterschiedliche längsangeströmte Rohrbündel eingebaut. Der Variationsbereich der untersuchten konstruktiven und betriebstechnischen Parameter geht aus Tabelle 5.2 hervor. Neben Wasser als flüssiger Phase wird in der Säule $D_R = 0,19 \text{ m}$ Propylenglykol eingesetzt, um den Einfluß der Flüssigkeitsviskosität auf die zentrale aufwärtsgerichtete Flüssigkeitgeschwindigkeit zu ermitteln.

Reaktordurchmesser	0,45 m	0,19 m	
	Wasser $\vartheta_L = 25^\circ\text{C}; \eta_L = 1 \text{ mPas}$	Wasser $\vartheta_L = 29^\circ\text{C}; \eta_L = 0,8 \text{ mPas}$	P-Glykol $\vartheta_L = 29^\circ\text{C}; \eta_L = 32,5 \text{ mPas}$
Rohranordnung	0,7 + 10	0,2, 4	0,3
relative, freie Querschnittsfläche	0,8 + 1	0,7 + 1	0,88 + 1
relative Wandoberfläche	1 + 4,5	1 + 2,2	1 + 1,52
Gasleerrohr-geschwindigkeit	3 + 80 cm/s	3 + 60 cm/s	3 + 60 cm/s
Flüssigkeitsleerrohr-geschwindigkeit	4,6 cm/s	0,5 cm/s	0,5 cm/s

Tab. 5.2: Variationsbereiche der bei den Untersuchungen zur Fluidodynamik betrachteten Einflußgrößen.

Die lokalen Flüssigkeitgeschwindigkeiten werden an verschiedenen radialen Positionen bestimmt. Abbildung 5.6 zeigt in einer Aufsicht die unterschiedlichen Meßpositionen für die Blasensäule $D_R = 0,45 \text{ m}$ sowie in Tabellenform die zur jeweiligen Meßposition gehörenden geometrischen Daten. Die radialen Meßpositionen des Flügel-

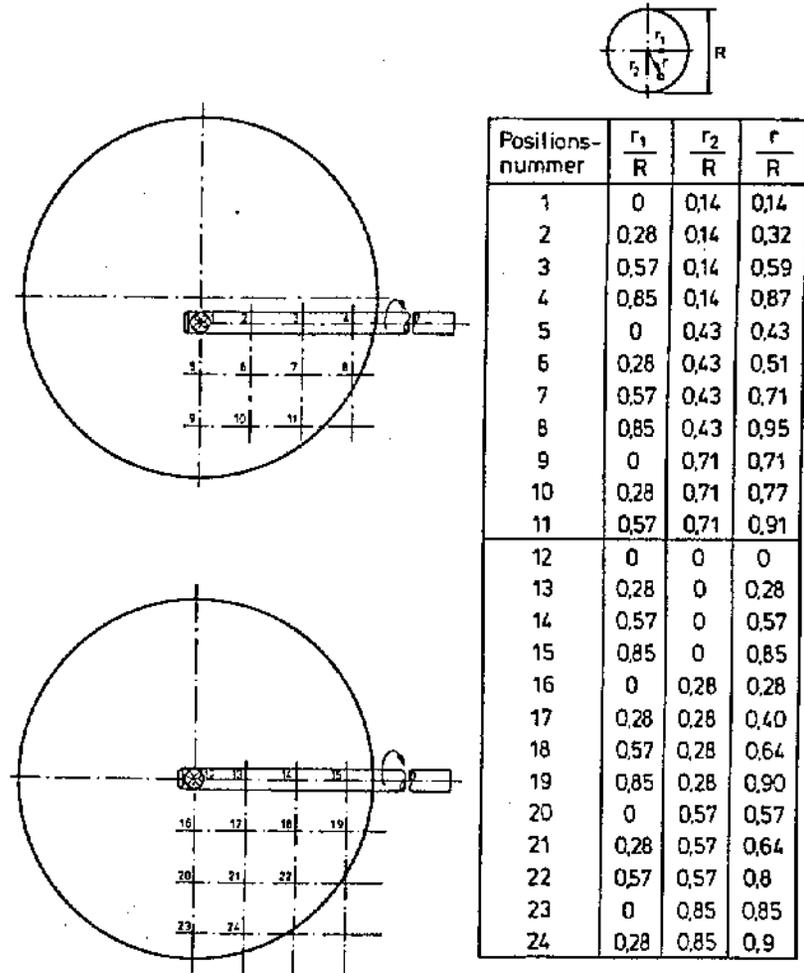


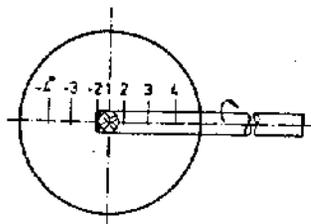
Abb. 5.6: Meßpositionen des Flügelradanemometers in der Säule $D_R = 0,45 \text{ m}$.

radanemometers sind so gewählt, daß keine Veränderung der Rohreinbauten der Rohranordnungen 7 bis 9 und damit keine Beeinträchtigung der Flüssigkeitsströmung auftritt. Lediglich bei der Rohranordnung 10 (wandnaher Doppelping) ist es zur Durchführung des Meßkopfes notwendig, die Rohre lokal auseinanderzubiegen. Da diese Störung der Rohrbündelgeometrie jedoch max. 5 Rohre betrifft und zudem durch

die Rohrabstandshalter auf eine Länge von weniger als 1,5 m begrenzt bleibt, führt sie, wie Voruntersuchungen zeigten, nicht zu einer Beeinflussung der Zweiphasenströmung. Um Informationen über die Symmetrie des radialen Strömungsprofils bezüglich der Säulenachse zu erhalten, wird das Flügelrad über die Apparatemitte hinausgeschoben. Diese Meßpositionen korrespondieren mit den Positionen in Abbildung 5.6 und erhalten zur Kennzeichnung ein negatives Vorzeichen.

Wie aus Abbildung 5.6 hervorgeht, wird bei den Untersuchungen ein Bereich des dimensionslosen Säulenradius von $0 \leq r/R \leq 0,95$ abgedeckt. In jeder Meßposition werden die axiale und die radiale Komponente der lokalen Flüssigkeitsgeschwindigkeit (Pos. 1, 5, 9, 12, 16, 20, 23) bzw. die axiale und tangentialen Flüssigkeitsgeschwindigkeitskomponente (alle übrigen Meßpositionen) erfaßt.

Die entsprechenden Meßpositionen und geometrischen Daten in der Säule $D_R = 0,19$ m sind der Abbildung 5.7 zu entnehmen.



Positionsnummer	r/R
1	0
2	0,15
3	0,43
4	0,72
-2	-0,15
-3	-0,43
-4	-0,67

Abb. 5.7: Meßpositionen des Flügelrads in der Säule $D_R = 0,19$ m.

5.2.3. Versuchsdurchführung und -auswertung

Die Aufnahme der Meßwerte erfolgt im stationären Betriebszustand der Blasen säule, wobei die Konstanz der Medientemperaturen sowie der Durchflüsse an Gas und Flüssigkeit mit den in Kapitel 5.1 beschriebenen Meß-, Regel- und Anzeigeräten festgestellt und während des Versuches überwacht wird.

Die Versuchsdauer beträgt $t_{Mess} = 300$ s. Die in diesem Zeitintervall auftretenden Impulse in positiver und negativer Drehrichtung des Flügels werden aufsummiert und ebenso wie die zu jeder Drehrichtung gehörenden Zeitintervalle am Impulszählgerät digital angezeigt. Die vier Meßgrößen ΣI_i^+ , ΣI_i^- , $\Sigma \Delta t_i^+$ und $\Sigma \Delta t_i^-$ werden zusammen mit den Betriebsparametern sowie den Daten zur Kennzeichnung der Meßposition in ein Versuchsprotokoll eingetragen. Zur Erkennung und Bewertung

von Fehlmessungen wird die Impuls-Messung für jeden Versuchspunkt zweifach durchgeführt. Mit Hilfe der Gleichungen (5.4) bis (5.7) lassen sich aus den Versuchsdaten die entsprechenden Geschwindigkeiten und Geschwindigkeitskomponenten ermitteln.

5.3. Durchführung der Untersuchungen zur Rückvermischung der flüssigen Phase

5.3.1. Meßprinzip

Zur Untersuchung der Rückvermischung der flüssigen Phase wird die Methode der stationären Wärmetracerung angewandt. Hierzu werden zwei bis drei Säulendurchmesser unterhalb des Flüssigkeitüberlaufes über den Apparatequerschnitt verteilt neun elektrische Heizelemente mit einer Leistung von je 1,25 kW in die Blasen säule eingebaut (Abbildung 5.1). Die rohrförmigen Elemente mit einem Durchmesser von $d_R = 25$ mm können aufgrund ihres Aufbaus in die Rohrbündel integriert werden. Die Heizsonden sind an einen Temperaturregelkreis angeschlossen, so daß die Flüssigkeitstemperatur auf der Höhe der Wärmequelle konstant gehalten wird. Durch Temperierung des Pufferbehälters wird eine konstante Säuleneintrittstemperatur von $T_E = 25$ °C eingestellt.

Das sich bei Zufuhr der Heizleistung aufgrund der Vermischungseffekte ausbildende Temperaturprofil stromaufwärts zur Heizquelle wird mit Eisen-Konstantan-Mantelthermoelementen erfaßt. Die Einbaupositionen gehen aus Abbildung 5.8 hervor. An vier axialen Positionen sind über den Säulenradius 5 Thermolemente verteilt angeordnet, so daß auch das radiale Temperaturprofil ermittelt werden kann.

Die Bestimmung des Vermischungskoeffizienten erfolgt nach dem eindimensionalen Dispersionsmodell (vgl. Kap. 4). Eine Energiebilanz um ein differentielles Reaktorvolumenelement der Höhe dz liefert unter den Voraussetzungen, daß stationäre Verhältnisse vorliegen und daß keine Temperaturänderungen durch Wärmeverluste, Stoffübergang oder chemische Reaktion auftreten (vgl. Abbildung 5.9);

$$\ddot{Q}_{K,z+dz} - \ddot{Q}_{K,z} + \ddot{Q}_{L,z} - \ddot{Q}_{L,z+dz} = 0 \quad (5.8)$$

Für den konvektiv transportierten Wärmestrom in Strömungsrichtung gilt

$$\ddot{Q}_{K,z} = \frac{\pi}{4} \cdot D_R^2 \cdot v_{LO} \cdot \rho_L \cdot c_{pL} \cdot T_z \quad (5.9)$$

und für den entgegen der Strömungsrichtung transportierten Wärmestrom

$$\ddot{Q}_{L,z} = -\lambda_{eff} \cdot (1-\epsilon) \cdot (D_R^2 - n_R \cdot d_R^2) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \frac{\partial T_z}{\partial z} \quad (5.10)$$

Dabei entspricht n_R der Anzahl der längsangeströmten Rohre mit dem Durchmesser d_R im Reaktorquerschnitt.

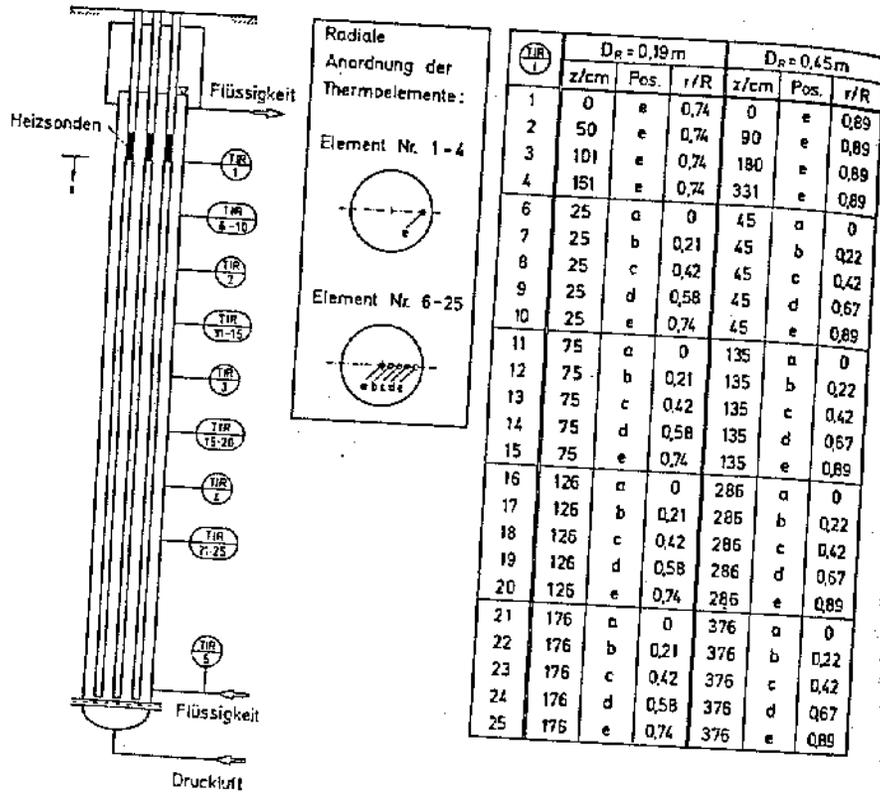


Abb. 5.8: Einbaupositionen der Temperaturmeßstellen.

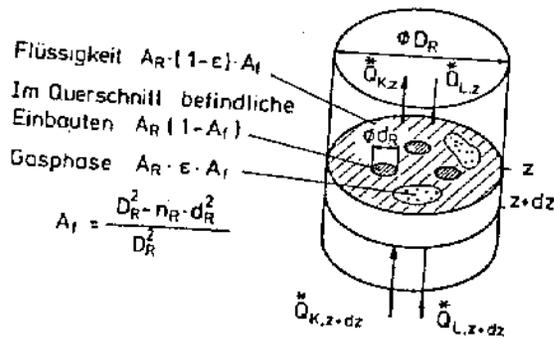


Abb. 5.9: Differentielle Wärmebilanz für ein Blasensäulenvolumenelement mit längs-angeströmten Rohrbündeln bei Zugrundelegung des eindimensionalen Dispersionsmodells.

Mit Hilfe einer Taylorentwicklung und nach Einführung der relativen freien Querschnittsfläche A_f sowie der dem effektiven Dispersionskoeffizienten entsprechenden effektiven Temperaturleitzahl (vergl. Kap. 4)

$$D_{eff} = \alpha_{eff} = \frac{\lambda_{eff}}{\rho_L c_{pL}} \quad (5.11)$$

erhält man

$$\frac{d^2 T}{dz^2} + \frac{v_{LO}}{(1-\epsilon) \cdot A_f \cdot D_{eff}} \cdot \frac{\partial T}{\partial z} = 0 \quad (5.12)$$

Mit den Randbedingungen

$$T(z=0) = T_0 \quad (5.13)$$

und

$$T(z \rightarrow \infty) = T_E$$

ergibt sich folgender auf die Randwerte (Eintritts- und Quelltemperatur) bezogener dimensionsloser Temperaturverlauf stromaufwärts zur Heizquelle:

$$\frac{T(z) - T_E}{T_0 - T_E} = \exp\left(\frac{v_{LO}}{(1-\epsilon) \cdot A_f \cdot D_{eff}} \cdot z\right) \quad (5.14)$$

Zur Berechnung des effektiven Dispersionskoeffizienten aus dem gemessenen Temperaturprofil werden die für die verschiedenen Abstände von der Tracerquelle z_i gemessenen Temperaturen $T(z_i)$ gemäß Gleichung (5.14) auf die Randwerte bezogen und logarithmiert:

$$\ln T_i^* = \ln \frac{T(z_i) - T_E}{T_0 - T_E} \quad (5.15)$$

Die Auftragung dieser Werte gegen die Abstände z_i von der Tracerquelle ergibt bei Anwendbarkeit des eindimensionalen Dispersionsmodells eine Gerade (vergl. Gleichung (5.14)), deren Steigung m mittels linearer Regression bestimmt werden kann:

$$m = \frac{n \cdot \sum_{i=1}^n (\ln T_i^* \cdot z_i) - \left(\sum_{i=1}^n \ln T_i^*\right) \cdot \left(\sum_{i=1}^n z_i\right)}{n \sum_{i=1}^n z_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n z_i\right)^2} \quad (5.16)$$

Den Dispersionskoeffizienten erhält man durch Multiplikation des negativen Kehrwertes der Steigung mit der effektiven Flüssigkeitgeschwindigkeit:

$$D_{\text{eff}} = - \frac{1}{m} \cdot \frac{v_{L0}}{(1-\varepsilon) \cdot A_f} \quad (5.17)$$

Mit Hilfe des an vier axialen Positionen bestimmten radialen Temperaturprofils ist es möglich, die bei der Anwendung des eindimensionalen Dispersionsmodells vorausgesetzte Konstanz der Fluidtemperatur über dem Blasensäulenquerschnitt zu überprüfen.

Die zur Begasung verwendete Druckluft wird in trockenem Zustand (Taupunkttemperatur $T_T = -40^\circ\text{C}$) dem institutseigenen Netz entnommen. Beim Betrieb der Blasensäulen mit der trockenen Luft wird die gasförmige Phase im Apparat mit Wasserdampf gesättigt, und die hiermit verbundene Wärmerhöhung führt zu einer fehlerhaften Bestimmung des Vermischungskoeffizienten. Aus diesem Grunde ist die Befeuchtung der Gasphase in einem vorgeschalteten Apparat unverzichtbar. Sie erfolgt in einer wassergefüllten Füllkörperkolonne, die durch einen Doppelmantel temperiert werden kann (Abbildung 5.1). Wie Psychrometer-Messungen ergaben, wird die Luft in dem Befeuchter vollständig mit Wasser gesättigt.

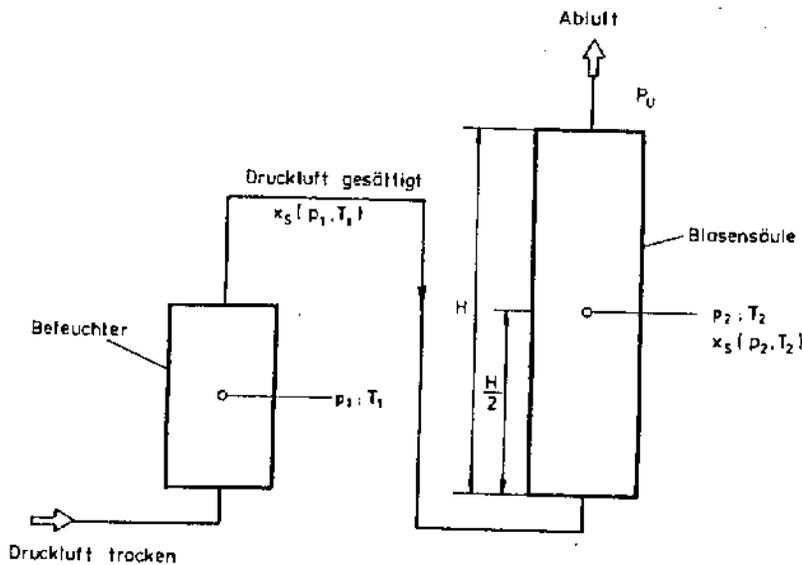


Abb. 5.10: Zur Befeuchtung der Druckluft.

Der Sättigungswassergehalt der Luft hängt von der Temperatur und dem Gesamtdruck ab:

$$x_S(p, T) = \frac{p_W(T)}{p - p_W(T)} \cdot \frac{M_W}{M_L} \quad (5.18)$$

und soll am Austritt des Befeuchters so eingestellt sein, daß für auf halber Säulenhöhe herrschende Betriebsbedingungen gerade mit Wasserdampf gesättigte Luft vorliegt (Abbildung 5.10):

$$x_S(p_1, T_1) = x_S(p_2, T_2) \quad (5.19)$$

Da aufgrund des hydrostatischen Druckes des Zweiphasengemisches sowie der Druckverluste am Gasverteiler und in den Verbindungsleitungen vom Befeuchter zur Blasensäule sich die Drücke p_1 und p_2 unterscheiden, muß gemäß Gleichung (5.18) die Befeuchtertemperatur entsprechend angepaßt werden, damit Gleichung (5.19) erfüllt ist.

Die Kombination der Gleichungen (5.18) und (5.19) liefert:

$$\frac{p_W(T_1)}{p_1 - p_W(T_1)} = \frac{p_W(T_2)}{p_2 - p_W(T_2)} \quad (5.20)$$

Da sich der Bezugszustand 2 auf halber Säulenhöhe befindet, läßt sich p_2 aus dem gemessenen Umgebungsdruck p_U und dem volumenspezifischen Gasgehalt ε bestimmen:

$$p_2 = p_U + \frac{H_R}{2} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_W \cdot g \quad (5.21)$$

Der Druck im Befeuchter p_1 wird mit einem Manometer erfaßt. Für den Dampfdruck des Wassers wird aus Literaturdaten für $10 \leq T \leq 40^\circ\text{C}$ eine Approximationsfunktion angesetzt:

$$p_W(T) = \exp(a \cdot T + b) \quad (5.22)$$

$$\text{mit } a = 5.98 \cdot 10^{-2}$$

$$b = -4.98$$

sowie T in $^\circ\text{C}$ und p in bar.

so daß der Wasserdampfpartialdruck in der Säule $p_W(T_2)$ über die Flüssigkeitstemperatur bestimmt werden kann. Mit Hilfe der Meßdaten und der Gleichungen (5.21)

und (5.22) läßt sich Gleichung (5.20) nach der gewünschten Temperatur im Befeuchter umstellen:

$$T_1 = \left[\ln \frac{\exp(a \cdot T_2 + b) \cdot p_1}{p_U + H_R/2 \cdot (1-\epsilon) \cdot \rho_W \cdot g} - b \right] / a \quad (5.23)$$

Durch die Mantelheizung wird der Befeuchter so temperiert, daß die Luft den Apparat gesättigt mit der Temperatur T_1 verläßt. Vorversuche bei allen Gasdurchsätzen und verschiedenen Reaktortemperaturen bestätigen, daß bei Einstellung der Lufttemperatur T_1 im Befeuchter nach Gleichung (5.23) Reaktortemperatur und Flüssigkeitseintrittstemperatur T_E übereinstimmen.

Der Wärmeverluststrom über die Reaktoroberfläche berechnet sich nach Gleichung (5.24):

$$\dot{Q} = k_f \cdot A_f \cdot \Delta T, \quad (5.24)$$

wobei für den auf die Reaktorinnenfläche A_f bezogenen Wärmedurchgangskoeffizienten k_f einer aus n Schichten bestehenden Wand gilt:

$$\frac{1}{k_f} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum_n \frac{s_n}{\lambda_n} \cdot \frac{A_f}{A_{m,n}} + \frac{1}{\alpha_n} \cdot \frac{A_f}{A_n} \quad (5.25)$$

$$\text{mit } A_{m,n} = \frac{A_n - A_{n-1}}{\ln \frac{A_n}{A_{n-1}}}$$

und A_n - Wandfläche der n -ten Schicht

A_{n-1} - Wandfläche der $(n-1)$ -ten Schicht.

Der Wärmeübergangskoeffizient α_n für den Wärmeübergang von der Blasensäulenaußenwand an die Umgebungsluft für freie Konvektion wird nach /65/ bei einer Temperaturdifferenz $T_R - T_U = 8 \text{ °C}$ zu $\alpha_n = 3 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ abgeschätzt. Der an der Säuleninnenwand auftretende Wärmeübergangswiderstand ist vernachlässigbar, da die Wärmeübergangskoeffizienten α_1 im Bereich $10^3 < \alpha_1 < 10^4 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ liegen /12/. Die Wandungen des Apparates mit dem Durchmesser $D_R = 0,45 \text{ m}$ bestehen aus VA-Stahl mit einer Wandstärke von $s_1 = 0,005 \text{ m}$ und einer Wärmeleitfähigkeit von $\lambda_1 = 21 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$ /66/. Zur Wärmedämmung ist die Blasensäule mit Schaumstoffmatten der Stärke $s_2 = 0,02 \text{ m}$ und einer Wärmeleitfähigkeit von $\lambda_2 = 0,05 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$ ummantelt. Mit diesen Daten ermittelt man für den Apparat $D_R = 0,45 \text{ m}$ pro Meter Säulenhöhe einen Wärmeverluststrom von $\dot{Q}/H_R = 16 \text{ W/m}$. Die hierdurch bewirkte Abkühlung des Säulenfluids um $\Delta T_L/H_R$ berechnet sich nach Gleichung (5.26):

$$\frac{\Delta T_L}{H_R} = \frac{\dot{Q}/H_R}{v_{L0} \cdot \rho_L \cdot c_{pL} \cdot \pi/4 \cdot D_R^2} \quad (5.26)$$

zu $\Delta T_L/H_R = 0,005 \text{ °C/m}$ und ist damit gegenüber dem sich aufgrund der Vermischungseffekte einstellenden Temperaturgradienten von ca. $0,1 \text{ °C/m}$ vernachlässigbar.

Die Blasensäule mit dem Durchmesser $D_R = 0,19 \text{ m}$ besteht aus Plexiglas ohne Wärmedämmung mit einer Wandstärke von $s = 0,01 \text{ m}$ und einer Wärmeleitfähigkeit von $\lambda = 0,19 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$. Somit ergibt sich für diesen Apparat ein Wärmeverluststrom pro Meter Säulenhöhe von $\dot{Q}/H_R = 19 \text{ W/m}$, der beim niedrigsten Flüssigkeitsdurchsatz zu einer Temperaturänderung von $\Delta T_L/H_R = 0,02 \text{ °C/m}$ führt, während aufgrund des Temperaturprofils die Gesamttemperaturdifferenz ca. 1 °C/m begaster Flüssigkeitshöhe beträgt. Somit kann für beide Apparate die bei Anwendung des eindimensionalen Dispersionsmodells erforderliche Voraussetzung der vernachlässigbar geringen Verlustwärmeströme als erfüllt angesehen werden.

Eine Beeinflussung des axialen Temperaturprofils durch Wärmeleitung in den PVC-Rohren tritt nicht auf, da der durch Dispersionseffekte in der Flüssigkeitsphase entgegen der Hauptströmungsrichtung transportierte Wärmestrom $\dot{Q}_{L,z}$ (Gl. (5.10)) den durch Wärmeleitung in den Rohren

$$\dot{Q}_{L,Rohr} = -\lambda_R \cdot n_R \cdot d_R^2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \frac{\partial T}{\partial z} \quad (5.27)$$

um Größenordnungen übersteigt. So ergibt sich unter Einbeziehung von Gleichung (5.11) für das Verhältnis dieser beiden Wärmeströme:

$$\frac{\dot{Q}_{L,z}}{\dot{Q}_{L,Rohr}} = \frac{(1-\epsilon) \cdot (D_R^2 - n_R \cdot d_R^2) \cdot D_{eff} \cdot \rho_L \cdot c_{pL}}{n_R \cdot d_R^2 \cdot \lambda_R} \quad (5.28)$$

Für die Rohranordnung 6 ($n_R = 19$) bestimmt sich beispielsweise dieses Verhältnis bei einem Gasdurchsatz von $v_{G0} = 0,1 \text{ m/s}$ ($\epsilon = 0,2$, Abb. 6.1; $D_{eff} = 0,2 \text{ m}^2/\text{s}$, Abb. 7.10) mit $\rho_L = 1000 \text{ kg/m}^3$ und $c_{pL} = 4180 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$ sowie $\lambda_R = 0,3 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$ zu $\dot{Q}_{L,z}/\dot{Q}_{L,Rohr} = 4,5 \cdot 10^5$. Für die übrigen Rohranordnungen ergeben sich Zahlenwerte ähnlicher Größe.

5.3.2. Versuchsplan

Die Messungen zur Rückvermischung der flüssigen Phase werden in den Blasensäulen $D_R = 0,19 \text{ m}$ und $D_R = 0,45 \text{ m}$ im Stoffsystem Wasser/Luft durchgeführt, wobei neben den Säulen ohne Einbauten (Rohranordnung 0) die in Tabelle 5.3 aufgeführten Rohranordnungen hinsichtlich ihres Einflusses auf die Flüssigkeitsphasenver-