

### 5.7.6 Der Wärmeübergang in Blasensäulen mit Flüssigkeitsströmung

Die in diesem Abschnitt behandelte Strömungsform läßt in bezug auf den Wärmeübergang die Übernahme vieler Ergebnisse aus 5.2 zu. Der Kennzeichnung des Einflusses strömender Flüssigphase kommt dann besondere Bedeutung zu. Nagata et. al. /110/ haben jenen Einfluß in Blasenströmungen untersucht. Ein Flüssigkeitsgleichstrom vergrößert demnach den Wärmeübergangskoeffizienten zwischen Strömungssystem und Wand unter Umständen erheblich.

In gerührten Gas-Flüssigkeits-Systemen stellen sich die in Abb. 5.7.14 dargestellten Verhältnisse ein. Die Drehfrequenzabhängigkeit des Wärmeübergangskoeffizienten nimmt mit zunehmender Gasbelastung ab. Der Gasdurchsatz ist insgesamt aber ohne bemerkenswerten Einfluß, desgleichen der Rührertyp /111/.

### 5.7.7 Konstruktionsvarianten von Blasensäulen mit von außen induzierter Flüssigkeitsströmung beim Einsatz als FT-Flüssigphasenreaktoren

Für Auslegungsrechnungen unter FT-Bedingungen kann in diesem Abschnitt weitgehend auf die Darstellung in Abschnitt 5.2.8 verwiesen werden. Die dort vorgegebenen Daten für die Auslegung von FT-Flüssigphasenreaktoren können weitgehend übernommen werden. Beim Vergleich von Blasensäulen mit und ohne Flüssigkeitsdurchsatz zeigt sich, daß

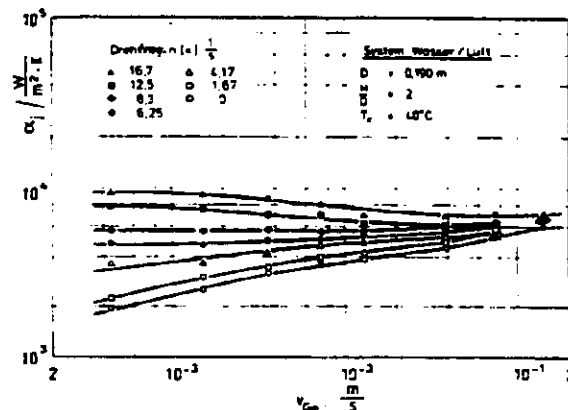


Abb. 5.7.14: Wärmeübergang in Abhängigkeit von Rührintensität und Gasbelastung in begasteten Rührkesseln, nach Steiff /111/

der mittlere Gasgehalt bei Gleichstrom der Flüssigkeit abnimmt, bei Gegenstrom zunimmt. Dieser Effekt wird jedoch erst bei vergleichsweise hohen Flüssigkeitsströmen überhaupt meßbar. Damit einhergehend verändern sich die radialen Gasgehaltsprofile bei Gleichstrom der Phasen erheblich. Für den Gegenstrom liegen noch keine Messungen vor.

Alle Effekte dieser Art variieren den Stoffübergang zwischen Gas und Flüssigkeit nur geringfügig. Bei allen in diesem Kapitel behandelten Reaktoren muß deshalb mit Sicherheit mit einer Geschwindigkeitskontrolle des Prozeßablaufs durch die Reaktion gerechnet werden. Dabei ergeben sich für alle Gleichstrom- und Rührkesselreaktoren Vorteile gegenüber Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz aufgrund einer gleichmäßigeren Feststoffverteilung. Diese Vorteile treten auch bei Gegenstromkolonnen auf, wenn der Feststoff mit der Flüssigkeit durch den Reaktor gefördert wird.

Die Verweilzeitverteilung von Gas und Flüssigkeit ist mit jener in Reaktoren ohne Flüssigkeitsumlauf vergleichbar. Infolge der vermehrten Ausbildung von deterministischen, radialen Geschwindigkeitsprofilen nimmt die Dispersion der Flüssigphase zu mit steigendem Flüssigkeitsgleichstrom zur Gasphase. Der Wärmeübergang liegt in der in Abschnitt 5.2.7 dargestellten Größenordnung.

Als FT-Flüssigphasereaktoren können neben den beiden Fällen "Blasensäule bei Gleich- und Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit" alle Modifikationen dieser Betriebsweisen eingesetzt werden. Für den Bereich der Schlaufenreaktoren sind solche Modifikationen in Abb. 5.7.15 dargestellt. Im Reaktionsraum lassen sich die fluiddynamischen Verhältnisse auf jene zuvor genannten Fälle "Gleich- und Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit" zurückführen. Nur die Fluiddynamik im "Deep-Shaft-Reaktor" wird durch solche Effekte beeinflusst, wie sie auch in Abstrom-Blasensäulen herrschen. Dort wird das Gas mit einem starken Flüssigkeitsstrom entgegen seiner Auftriebsrichtung von oben nach unten gezogen, /112/, /113/.

Schlaufenreaktoren sind als FT-Reaktoren nur dann sinnvoll einzusetzen, wenn das Gas am Durchströmen einer oder mehrerer Schlaufenbahnen gehindert, also in einem Durchgang durch den Reaktionsraum gefördert wird. Diese Fahrweise bereitet bei hohen Gasdurchsätzen sicherlich konstruktive Probleme (Gasabscheider).

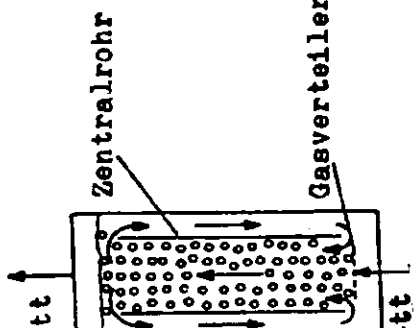
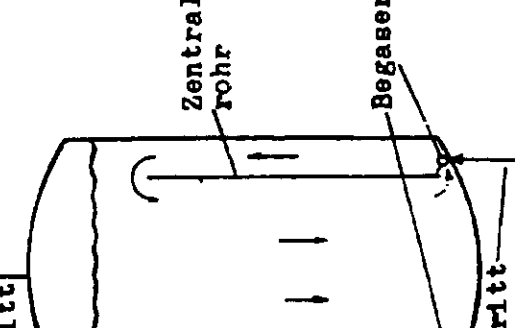
Typenklasse (Umwälzung)	Reaktor	Funktionsprinzip	Beschreibung d. Fluiddynamik	Bemerkungen
1. Mammut- schlaufen- reaktor	1.1 Airlift- Fermenter (1.2 Spezialfall ICI-Fer- menter)		Gleichstrom- Blasensäule im Zentralrohr	wird durch vorgege- benen
	1.3 Airlift- Fermenter mit Ringbe- gabung		Gleichstrom- Blasensäule im Ringraum	s.o.

Abb. 5.7.15: Schlaufenreaktoren - Teil 1

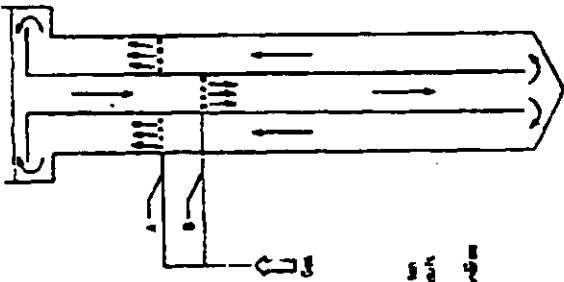
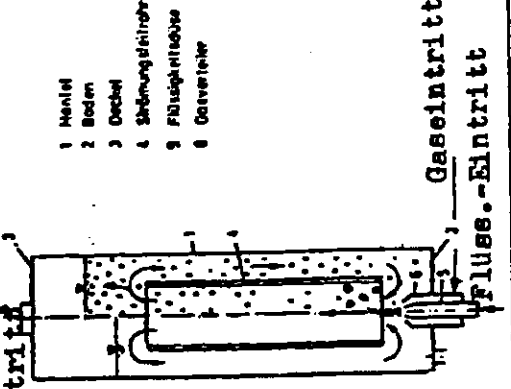
Typenklasse (Umwälzung)	Reaktor	Funktionsprinzip	Beschreibung d. Fluiddynamik	Bemerkungen
Forts. Mammut- schlaufen- reaktor	1.4 Deep-Shaft- Reaktor	 <p style="text-align: center;">             A Gaszufuhr zum Starten              des Flüssigkeitsstroms              B Gaszufuhr im tieferen              Betriebszustand         </p>	Abstrom-Blasen- säule im Zentralrohr	durch vorgege- benen $w_{Ll}$ $w_{Gl}$
2. Strahl- schlau- fen- reaktor	2.1 Strahl- Schlaufen- reaktor	 <p style="text-align: center;">             Gaseintritt              Flüssigkeitschicht              Gasverteiler         </p>	Gleichstrom- Blasensäule	$w_{Ll}$ und $w_{Gl}$ beliebig einstellbar

Abb. 5.7.15: Schlaufenreaktoren - Teil 2

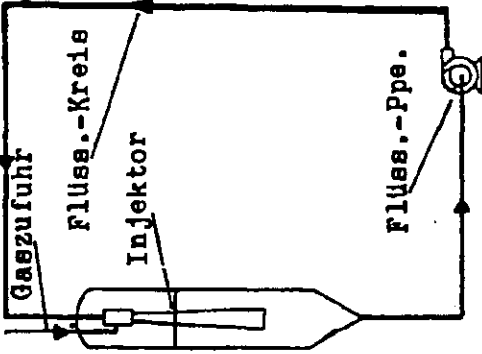
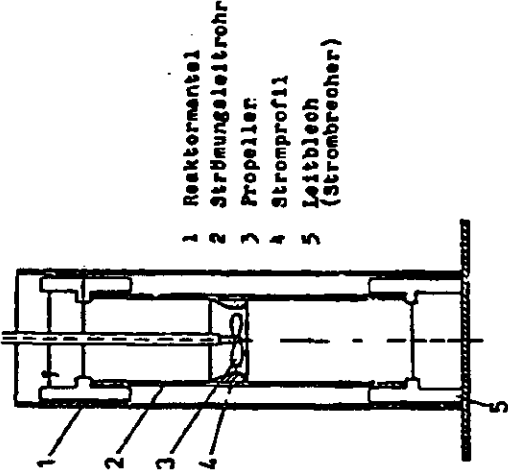
Typenklasse (Umwälzung)	Reaktor	Funktionsprinzip	Beschreibung d. Fluiddynamik	Bemerkungen
<p>Fortstrahl-schlaufenreaktor</p>	<p>2.2 Loop-Reaktor</p>		<p>Abstrom-Blasensäule</p>	
<p>3. Propellerschlaufenreaktor</p>	<p>3.1 Propellerschlaufenreaktor</p>		<p>Begaeeter Rührkessel mit hohem Schlankheitsgrad</p>	<p>Fluiddynamik weitgehend durch Rührerleistung einstellbar</p>

Abb. 5.7.15: Schlaufenreaktoren - Teil 3

Der Rückblick auf die in 5.7 vorgestellten Reaktoren läßt erkennen, daß gravierende Vorteile für den Einsatz in der FT-Synthese gegenüber den in 5.2 vorgestellten Blasensäulen von keinem der Reaktoren mit aufgeprägtem Flüssigkeitsdurchsatz zu erwarten sind. Die Probleme, die Reaktoren fluiddynamisch stabil zu fahren, nehmen eher zu.

## 5.8 Die Eignung der Reaktortypen für den Reaktionsablauf

Die charakteristischen Merkmale der behandelten Klassen von Reaktortypen sind im Vorangehenden vorgestellt worden. Bereits am Ende eines jeden Abschnitts durchgeführte Vergleiche der behandelten Typen mit dem Blasensäulenreaktor ohne von außen aufgeprägten Flüssigkeitsdurchsatz lassen auf Vorteile dieses Apparatetyps als FT-Reaktor schließen. Diese Bewertung soll nachfolgend präzisiert werden. Die Vergleichsmerkmale werden dabei in der Reihenfolge des in Abb. 4.2.3 dargestellten Prozeßablaufs untersucht.

Erster Schritt im Reaktor ist der Stoffübergang der Eduktgaskomponenten CO und H<sub>2</sub> an die flüssige Phase. In Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz muß dafür mit einer Stoffübergangsleistung von

$$0,1 \text{ s}^{-1} \leq k_{GL} a_{GL} \leq 0,5 \text{ s}^{-1}$$

gerechnet werden. Ein solcher Stoffaustausch ist - wie Deckwer et al. /32/ zeigen - so groß, daß der Reaktionsschritt geschwindigkeitsbestimmend ist. Anstrengungen, den Wert  $k_{GL} a_{GL}$  zu erhöhen, sind dementsprechend verfehlt. In Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz könnte der Gas-Flüssigkeits-Stoffübergang eher dadurch verringert werden, daß mit kleineren Gasdurchsätzen gefahren wird.

In Sumpfreaktoren ist - wie Abb. 5.3.2 zeigt - die spezifische Stoffaustauschfläche zwischen Gas und Flüssigkeit gleich groß oder größer als in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz. Dies offenbar infolge koaleszenzhemmender Wirkung der Füllkörper. Über den Einbau der Füllkörper auf den Stoffübergangskoeffizienten  $k_{GL}$  ist nichts bekannt. Es ist aber zu vermuten, daß durch die Füllkörper induzierte Mikroturbulenz zu einem höheren Stoffübergang als in Blasensäulen führt.

In Trickle-Flow-Reaktoren kann die Phasengrenzfläche  $a_{GL}$  gegenüber der in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz abnehmen. Dieser Effekt ist abhängig von Art und Größe der Füllkörper. In FT-Reaktoren mit kugeligem Katalysator vorgegebener Abmessung muß schätzungsweise mit einer Abnahme der spezifischen Phasengrenzfläche um den Faktor 5 gerechnet werden. Bei Abnahme eines dem in Blasensäulen

vergleichbaren Stoffübergangskoeffizienten  $k_{GL}$  ist demnach die spezifische Stoffaustauschleistung ebenfalls um den Faktor 5 geringer.

In Rieselreaktoren ist die spezifische Stoffaustauschfläche Gas-Flüssigkeit durch den Radius der Rieselrohre vorgegeben. Bei Rohrdurchmessern von 20 mm ist  $a_{GL}$  etwa so groß wie in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz. Der Stoffübergang ist beim welligen Film mit  $k_{GL} \approx 10^{-4}$  m/s etwa zwei- bis fünfmal kleiner als in Blasensäulen. In Sprühkolonnen muß mit Stoffübergangsverhältnissen gerechnet werden, die denen in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz entsprechen. Die spezifische Phasengrenzfläche  $a_{GL}$  ist allerdings stark von der Wahl des Zerteilorgans abhängig. Prägt man einer Blasenströmung eine Flüssigkeitsbewegung von außen auf - durch Rühren oder Umpumpen -, so wird die Stoffaustauschleistung  $a_{GL} k_{GL}$  dadurch im allgemeinen nicht gravierend erhöht.

Es ist insgesamt festzustellen, daß der Stoffaustausch zwischen Gas und Flüssigkeit in allen vorgestellten FT-Reaktortypen ausreichend groß einzustellen ist. Den Angaben Deckwers et al. /32/ folgend, reicht die Stoffübergangsleistung in allen Apparaten aus, dem Katalysator genügend Edukt zuzuführen. In Blasensäulen mit und ohne Flüssigkeitsdurchsatz sowie in Sumpfreaktoren kann der  $k_{GL} a_{GL}$ -Wert sicherlich um den Faktor 5 bis 10 verringert werden - etwa durch Verminderung der Durchsätze - ohne das Leistungsverhältnis von Stoffaustausch und Reaktion umzukehren.

Der zweite Prozeßabschnitt ist nach Abb. 4.2.3 der Transport der Eduktkomponenten in der Flüssigkeit. Seine Größe ist quasi eine abstandsbezogene Triebkraft und damit zum einen abhängig von der Triebkraftkomponente, d. h. der Geschwindigkeit und Turbulenz in der Flüssigkeit, zum anderen vom Transportweg, also einem mittleren Abstand von Gas-Flüssigkeitsgrenze und Katalysatorkorn. In Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz ist jener Transport ausreichend groß. Dies zeigen ebenfalls Deckwer et al. /32/. Dabei vergegenwärtigte man sich, daß die Verteilung von Gas und Feststoff in solchen Reaktoren vergleichsweise inhomogen ist (vgl. 5.2.1 und 5.2.2). Der Feststoff ist in allen Reaktoren mit fester Katalysatoranordnung, d. h. in Sumpf- und Trickle-Flow-Reaktoren, homogener verteilt. In Rieselfilm- und



Sprühkolonnen muß durch konstruktive Maßnahmen für die Aufgabe einer homogenen Suspension gesorgt werden. Bei Reaktoren mit auf-geprägter Flüssigkeitsbewegung muß unterschieden werden zwischen Rühr- und Umpumpkolonnen. In letzteren übernimmt oder unterstützt die Flüssigkeitsströmung eine homogene Fluidisierung des Feststoffs. Dies zeigt Abb. 5.7.6. In Rührreaktoren kann es unter bestimmten Verhältnissen gerade bei hohem Energieeintrag durch den Rührer zu einer Phasentrennung und Inhomogenisierung der Feststoffverteilung kommen. Dies ist in Abb. 5.7.8 dargestellt.

Neben der Verteilung des Feststoffs ist jene des Gases maßgebend für den mittleren Transportweg. Die lokalen Gasgehalte in Blasen-säulen ohne Flüssigkeitsdurchgang besitzen strömungsabhängig parabel-förmige Radialprofile. Die Ausbildung von Axialprofilen ist stark ab-hängig von der konstruktiven Gestaltung des Begasers. In Sumpfreaktoren ist die axiale Blasenverteilung homogener, über die radiale liegen keine Untersuchungsergebnisse vor.

In allen Reaktoren, in denen das Gas die kontinuierliche Phase ist, muß von ihrer homogenen Verteilung ausgegangen werden. Dies sind Trickle-Flow-, Rieselrohr- und Sprühkolonnenreaktoren. In Blasen-strömungen mit von außen aufgeprägter Flüssigkeitsbewegung muß wie bereits bei der Betrachtung der Feststoffverteilung unterschieden werden zwischen umgepumpter und gerührter Flüssigkeit. In Rührkesseln kann es zu den in Abb. 5.7.8 gezeigten Entmischungen und zur Bildung einer Gasglocke in Rührernähe kommen. In gepumpten Blasenströmungen kommt es zu dem in 5.7.2. beschriebenen Effekt einer radialen Umverteilung aufsteigender Blasen. Bei einem bestimmten Flüssigkeitsstrom beginnend, steigen die Blasen bevorzugt am Rande der Kolonne nach oben (s. Abb. 5.7.4). In Säulenmitte befinden sich dann nur noch wenige, allerdings kleine Blasen mit einem überproportionalen Anteil an der Gas-Flüssig-Phasengrenze. Die Axialverteilung des Gases ist unter solchen Betriebsbedingungen nahezu homogen und unabhängig von der Gasaufgabe.

Die Triebkraft für den Transport der Eduktgase zum Katalysator ist eine fluiddynamische, nämlich die Flüssigkeitsbewegung. In Blasen-säulen mit und ohne Flüssigkeitsdurchsatz sowie in Sumpfreaktoren muß selbst bei kleinen Gasdurchsätzen mit turbulenter Flüssigkeitsbewegung

und entsprechend hoher Transportleistung gerechnet werden. In Rieselströmungen, also bei Trickle-Flow- und Rieselrohrreaktoren, ist die Bewegung bei kleineren Durchsätzen laminar. In Sprühkolonnen ist die innere Tropfenzirkulation selbst bei hohen Phasengeschwindigkeiten laminar.

Insgesamt ist festzuhalten, daß der in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz herrschende Transport der Eduktgaskomponenten in Blasenströmungen mit umgepumptem Flüssigkeitsstrom wie auch in Sumpfreaktoren unter vergleichbaren Strömungsbedingungen erreicht wird. In Rieselströmungen müssen untere Durchsatzgrenzen beachtet werden. Der Queraustausch im welligen Rieselfilm dürfte ausreichend groß sein, ebenso die Bewegung in Rührkesseln, in denen keine Phasentrennung auftritt. Lediglich in Sprühkolonnen kann der Eduktkomponententransport prozeßgeschwindigkeitsbestimmend werden.

#### Die Prozeßschritte

1. diffusiver Stoffübergang der Eduktkomponenten an die Oberfläche eines Feststoffkatalysators,
2. Reaktion der Edukte an der Feststoffoberfläche zu Produkten,
3. Entstehung von Reaktionsenthalpie,
4. diffusiver Stofftransport der Produktkomponenten von der Katalysatoroberfläche

werden mangels Detailprozeßkenntnissen zu einem Schritt "katalytische Reaktion" zusammengefaßt. Dieser Schritt ist der wichtigste des Prozesses. Er kann sicherlich nur sehr begrenzt durch physikalische Vorgänge beeinflußt werden. Die chemischen Abläufe sind aber im Rahmen dieser Untersuchung als vorgegeben zu betrachten, brauchen also hier nicht diskutiert zu werden.

Folgende Schlußfolgerungen sind zulässig /26/ und für die weitere Betrachtung wichtig:

1. Die geschwindigkeitsbestimmenden Prozeßschritte sind die diffusiven Stoffübergänge zum Katalysator hin und vom Katalysator weg.

2. Die Verweilzeit der Eduktkomponenten an der Katalysatoroberfläche ist maßgebend für die Länge der Kohlenwasserstoffketten. Ihre Verteilung beeinflusst maßgeblich die Produktselektivität.
3. Die Reaktionsenthalpie entsteht am Reaktionsort und geht als fühlbare Wärme in die umgebende Flüssigphase.

Die physikalischen Einflußparameter auf Ausbeute einerseits und Produktselektivität andererseits sind:

#### 1. Der Stoffübergang Flüssig-Fest

Er wird beeinflusst von den mikroskopischen Strömungsvorgängen in der Suspension. In Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz muß gemäß Abb. 5.2.9 mit Werten von

$$k_{LS} \approx 0,01 \text{ cm/s}$$

gerechnet werden. In Sumpfreaktoren dürfte dieser Wert infolge der höheren Geschwindigkeitsdifferenzen zwischen "bulk-flow" und Feststoff und daraus folgender geringerer Stärke der Diffusionsgrenzschicht am Katalysatorkorn erheblich größer sein. Aus der Betrachtung in 5.3.1, derzufolge eine um Faktoren von 12 bis 38 gegenüber der in Blasensäulen verringerte Katalysatoroberfläche in Sumpfreaktoren zu gleichen Ausbeuten führt, läßt sich u. U. auf die Größenordnung der Erhöhung des  $k_{LS}$ -wertes in Sumpfreaktoren schließen. Über den Stoffaustausch zwischen Flüssigkeit und Feststoff in Rieselströmungen sind nur Abschätzungen möglich. Demzufolge darf in Trickle-Flow-Reaktoren mit  $k_{LS}$ -Werten zwischen denen von Suspensionsblasensäulen und Sumpfreaktoren gerechnet werden. In Rieselfilm- und Tropfenströmungen ähneln die Verhältnisse am Katalysatorkorn denen in Blasensäulen. Die  $k_{LS}$ -Werte können infolge der gegenüber Suspensionsblasensäulen mit hoher Strömungsturbulenz verminderten Geschwindigkeitsgradienten noch geringer werden. Ein von außen aufgeprägter Flüssigkeitsstrom kann turbulenzanfachend sein. In Blasensäulen mit Flüssigkeitsdurchsatz darf daher eine Erhöhung des  $k_{LS}$ -wertes gegenüber solchen ohne Flüssigkeitsdurchsatz erwartet werden. Dies gilt insbesondere für gerührte Strömungen mit einer vergleichsweise hohen Umwandlungsrate der Röhrenergie in Mikroturbulenz.

## 2. Die Verweilzeit von Flüssig- und Gasphase

Obwohl vielfach angenommen wird, daß die Produktselektivität ausschließlich von den Vorgängen am Katalysatorkorn beeinflusst wird /26/, wird das makroskopische, integrale Verweilzeitverhalten der Phasen in die Betrachtung einbezogen. Dies aufgrund der Annahme, daß in der Größe "Phasendispersion" auch ein Anteil jenes Verweilzeitverhaltens der Edukte am Katalysatorkorn enthalten ist, das unter 2. der Auflistung von Schlußfolgerungen notiert ist. Die Zusammenhänge sind jedoch weitestgehend ungeklärt.

Es ist festzustellen, daß die axiale Dispersion von Flüssig- und Gasphase in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz vergleichbar groß ist. Die Werte der Dispersionskoeffizienten  $D_{yL}$  sind in Abb. 5.2.10 und 5.2.11 angegeben. Die Phasendispersion wird durch den Einsatz von Füllkörpern verringert. Bei Trickle-Flow-Reaktoren muß mit einer hohen Flüssigphasendispersion, aber vernachlässigbarer Gasphasendispersion gerechnet werden. In Rieselrohren herrscht bei kleineren Durchsätzen lediglich Taylor-Dispersion. Die Dispersionskoeffizienten beider Phasen - Gas und Suspension - sind vernachlässigbar. Über die Dispersionsvorgänge in Sprühkolonnen liegen keine Kenntnisse vor. Von außen aufgeprägte Flüssigkeitsbewegungen durch Umpumpen bewirken eine Erhöhung der Werte für  $D_{yG}$  und  $D_{yL}$ . Gleiche Tendenzen ergeben sich für gerührte Blasensäulen.

Unter der Annahme, daß für die Prozeßschritte "Transport der Produktkomponenten in der Flüssigkeit" und "Stoffübergang der Produktkomponenten in die Gasphase" die gleichen Aussagen wie zu den entsprechenden Prozeßschritten mit Eduktgaskomponenten gelten, bleibt der Vergleich der Reaktortypen in puncto "Abfuhr der Reaktionsenthalpie". Dabei zeigt sich, daß dieser Prozeßschritt für die Reaktorkonstruktion entscheidend ist. Die Größen der Wärmeübertragungsflächen für eine isotherme Fahrweise der Reaktoren sind exakt vorgegeben.

Die Sprühkolonne ist am wenigsten gut geeignet, die Reaktionsenthalpie aus dem Reaktionsraum abzuführen. Der notwendige apparative Aufwand, in 5.6.2 beschrieben, ist erheblich. Ein vergleichbar großer apparativer Aufwand führt bei Rieselrohrreaktoren zur vergleichsweise unproblematischsten Abführung der Reaktionsenthalpie über die Rohrwände.

In allen anderen Reaktortypen ist die Gestaltung der Wärmeübertragungsflächen miteinander vergleichbar. Die vorzusehenden Rohrbündelkonstruktionen sind in den einzelnen Kapiteln genau beschrieben. Eine Sonderbauweise ist der Blasenröhren-Reaktor (s. Abb. 5.2.14), dessen Eigung noch zu testen wäre. Das Funktionsprinzip, die Wärme über die Wand einer Blasensäule - mit oder ohne Flüssigkeitsdurchsatz - abzuführen, ist, vielfach untersucht, im scale-up weitgehend abgesichert.

Der Vergleich der beschriebenen Reaktortypen läßt erkennen, daß einige Konstruktionen als FT-Reaktor ungeeignet sind. Dies sind die Sprühkolonne, der Rieselfilmreaktor und der Trickle-Flow-Reaktor. Der Sumpfreaktor hat sich in praxi nicht bewährt - wie in Kapitel 2 beschrieben. Bei der Auswahl der Blasensäulen mit suspendiertem Kontakt wäre zu überlegen, ob nicht ein Apparat mit von außen aufgeprägter Flüssigkeitsführung einem solchen ohne Flüssigkeitsdurchsatz vorzuziehen sei, doch die in Kapitel 2 beschriebenen Erfahrungen mit Suspensionskreislaufreaktoren lassen diese Version als insgesamt nicht so gut geeignet erscheinen.

Das Prinzip des Rührreaktors ist offensichtlich außer acht zu lassen. In der weiteren Diskussion um Reaktorbauformen verbleiben damit in erster Linie Suspensionsblasensäulen ohne Flüssigkeitsumwälzung.

## 6 Verzeichnis von Formelzeichen

A	Fläche	$m^2$
a	volumenbezogene Phasengrenzfläche	$m^2/m^3, m^{-1}$
Bo	Bodensteinzahl	-
c	Konzentration	kg/kg, -
$c_C$	Konzentration des Kohlenstoffs	-
c	spez. Wärmekapazität	$J kg^{-1} K^{-1}, J mol^{-1} K^{-1}$
d	Durchmesser	m
$d_N$	Lochdurchmesser	m
$D_y$	axialer Dispersionskoeffizient	$m^2/s$
Fr	Froudezahl	-
g	Erdbeschleunigung	$m^2/s; g_n = 9,81 m/s^2$
$\Delta H_R$	Reaktionsenthalpie	J
h	Behälterhöhe, Füllhöhe	m
K	Konstante	-
$K_L$	Flüssigkeitskennzahl	-
k	Stoffübergangskoeffizient	m/s
$M_m$	Molmasse	kg/kmol
$\dot{N}$	Molenstrom	mol/s
Nu	Nusseltzahl	-
P	Leistung	N m/s, W
p	Druck	bar
$\Delta p$	Druckverlust	Pa, mbar
$\dot{Q}$	Wärmestrom	J/s, W
Re	Reynoldszahl	-
r	Radius	m

T	absolute Temperatur	K
t	Zeit, Verweilzeit	s
V	Volumen	m <sup>3</sup>
$\dot{V}$	Volumenstrom	m <sup>3</sup> /s
w	Geschwindigkeit	m/s
w <sub>Ss</sub>	Sinkgeschwindigkeit (Einzelpartikel)	m/s
w <sub>B</sub>	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit	m/s
X	Molenverhältnis	mol/mol, -
y	laufende Höhe	m

### Griechische Formelzeichen

$\alpha$	Wärmeübergangskoeffizient	W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>
$\Delta$	Differenz	-
$\delta$	Filmdicke	m
$\epsilon$	relativer Volumenanteil	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
$\eta$	dynamische Viskosität	Pa s, kg m <sup>-1</sup> s <sup>-1</sup>
$\vartheta$	Temperatur	°C
$\lambda$	Wärmeleitfähigkeit	W m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>
$\mu_i$	Konzentration des Olefinanteils	mol/mol, -
$\nu$	kinematische Viskosität	m <sup>2</sup> /s
$\rho$	Dichte	kg/m <sup>3</sup>
$\sigma$	Grenzflächenspannung	N/m
$\tau$	mittlere Verweilzeit	s
$\varphi$	Konvertierungsanteil	mol/mol, -
$\theta$	Randwinkel	°

## Indices

B	Gasblasen
c	kritischer Punkt
F	Zulauf (feed)
G	Gas, gasseitig
i	Zählindex 1, 2...
K	Kolonne
L	Flüssigkeit, flüssigkeitsseitig
I	Leerrohr
m	molar
min	minimal
N	Düse, Bohrung
n	unter Normbedingungen, genormt
RR	Raschigringe
R	Reaktor, Reaktionsraum, Reaktionsbedingungen
r	radial
rel	relativ
S	Feststoff, feststoffseitig
s	sinken, Sink-
St	Rührer
x	
y	in Richtung der karthesischen Koordinaten
z	
$\alpha$	Anfang, Eintritt
$\omega$	Ende, Austritt
0	Normbedingung, Standardzustand

hochgestellt: \* bezogen auf das Suspensionsvolumen  
 - örtlicher Mittelwert



**7 Literaturverzeichnis**

- /1/ Fischer, F./Pichler, H.: Wissenschaftliches über die Synthese von Kogasin und Paraffin in wäßriger Phase, Brennstoff-Chemie 20 (1939), S. 247-250
- /2/ Fischer, F./Roelen, O./FeiBt, W. in Fischer, F.: Gesammelte Abhandlungen zur Kenntnis der Kohlen, Band 11 (1931-33), Berlin, Bornträger (1934), S. 507-510  
ebenso in Brennstoff-Chemie Nr. 24, Bd. 13, (1932), S. 464-465
- /3/ Langemann, H./Kölbel, H.: Stätionäre Konzentrationsverteilungen in Dreiphasen-Strömungsrohr-Reaktoren, Chemiker-Zeitung/Chemische Apparatur, 90. Jahrgang (1966) Nr. 24, S. 846
- /4/ Steinkohlenbergwerk Rheinpreußen Treibstoffwerk (Kölbel, H./Ackermann, P.): Verfahren und Vorrichtung zur Durchführung exothermer katalytischer Gasreaktionen im flüssigen Medium, DRP 743 660 (1940)
- /5/ I. G. Farbenindustrie AG.: Verf. zur Herstellung von Kohlenwasserstoffen oder ihren sauerstoffhaltigen Derivaten durch Umsetzung von Oxiden des Kohlenstoffs mit Wasserstoff, DRP 762 320 (1935)
- /6/ Ullmanns Enzyklopädie der techn. Chemie, 3. Aufl., Bd. 9, Kohlenoxyd-Hydrierung S. 717-720, Urban & Schwarzenberg, München/Berlin (1957)
- /7/ Kölbel, H. in Chemische Technologie, (Winnacker, Küchler), Bd. 3, Die Fischer-Tropsch-Synthese, S. 492-497, Carl Hanser, München (1959)
- /8/ Crowell, V.H./Benson, H.E./Field, J.H./Storch, H.H.: Fischer-Tropsch Oilcirculation Process, Ind. Engng. Chem. 42, (1950), S. 2376-2384

- /9/ Baird, M.J./Schehl, R.R./Haynes, W.P./Cobb, J.T.: Fischer-Tropsch Process Investigated at the Pittsburgh Energy Technology Center since 1944, Ind. Eng.Chem. Prod. Res. Dev. 19, No. 2 (1980), S. 175-191
- /10/ Benson, H.E./Field, J.H./Bienstock, D./Storch, H.H.: Oil Circulation Process for Fischer-Tropsch Synthesis, Ind. Eng. Chem. 46 (1954), S. 2278-2285
- /11/ Kastens, M.L./Hirst, L.L./Dressler, R.G.: An American Fischer-Tropsch Plant, Ind. Chem. 44 (1952), S. 450-466
- /12/ Michael, W.: Über die Herstellung von hochwertigen Benzinen und von Olefinen mittels Synthese aus Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemischen, Brennstoff-Chemie 37 (1956), S. 171-175
- /13/ Schlesinger, M.D./Crowell, J.H./Leva, M./Storch, H.H.: Fischer-Tropsch Synthesis in Slurry Phase. Ind. Eng. Chem. 43 (1951), S. 1474-1479
- /14/ U.S. Bureau of Mines. Report of Investigation 5043 (1954) S. 56-62
- /15/ Hall, C.C./Craxford, S.R./Gall, D.: B.I.O.S. - Final Report No. 447
- /16/ Schlesinger, M.D./Benson, H.E./Murphy, E.M./Storch, H.H.: Chemicals from the Fischer-Tropsch Synthesis, Ind. Eng. Chem. 46 (1954), S. 1322-1326
- /17/ Hall, C.C./Gall, D./Smith, S.L.: A Comparison of the fixed-bed, Liquidphase ("Slurry"), and fluidized-bed Techniques in the Fischer-Tropsch Synthesis, J. Inst. Petrol. 38 (1952), S. 845-876
- /18/ Fairley, R./Roy, D.J.: The Design and Operation of a Pilot-Scale Plant for Hydrocarbon Synthesis in the Slurry Phase, J. Inst. Petrol 50 (1964), S. 27-46

- /19/ Kölbel, H./Ackermann, P.: Großtechnische Versuche zur Fischer-Tropsch-Synthese im flüssigen Medium, Chemie-Ing.-Techn. 28 (1956), S. 381-387
- /20/ Rheinpreußen AG (Kölbel, H./Ackermann, P.): Vorrichtung für die Kohlenoxydhydrierung, DT 946289 (1953)  
Reaktionsapparat zur Durchführung von exothermen oder endothermen Gasreaktionen,  
DT 948781 (1952), DT 958020 (1953), DT 1004146 (1954)
- /21/ Schlicksupp, H.: Innovation, Kreativität und Ideenfindung, Vogel-Verlag Würzburg (1980)
- /22/ Staeger, H./Schmid-Traub, H.: Veredelung von Kohle zu Chemie-Vorprodukten und anderen Energieträgern durch Vergasung. CIT 53 (1981) 4, S. 270-271
- /23/ Ullmanns Encyklopädie der techn. Chemie, Band 10, Kohleveredelung, Verlag Urban & Schwarzenberg, München/Berlin (1969)
- /24/ Henrici-Olivi, G./Olivi, S.: Die Fischer-Tropsch Synthese: Molekulargewichtsverteilung der Primärprodukte und Reaktionsmechanismus. Angewandte Chemie 88 (1976) 5, S. 144-150
- /25/ Schering AG: Bau und Betrieb einer Fischer-Tropsch-Laboranlage mit Flüssigphasereaktor, Bericht FT-Vorhaben ET 1056 B des BMFT (1979)
- /26/ Hubert, H.J./Tillmetz, K.: Persönliche Mitteilung aus der Fa. Schering AG, Bergkamen (1980)
- /27/ Kilger, A.: In VDI-Wärmeatlas, Abschnitt Dc VDI-Verlag (1974)
- /28/ Hecht, G. u. a.: Berechnung thermodynamischer Stoffwerte von Gasen und Flüssigkeiten, VEB Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig (1966)
- /29/ Landolt-Börnstein: Zahlenwerte aus Physik, Chemie, Astronomie, Geophysik und Technik, 5. Teil, Bandteil B, Berlin (1969), S. 79 ff
- /30/ Weast, R.: CRC-Handbook of Chemistry and Physics, CRC-Press, Inc., Cleveland, Ohio (1977)

- /31/ Zaidi, A./Louisi, Y./Ralek, M./Deckwer, W.-D.: Ermittlung von Stoffübergangszahlen für die Fischer-Tropsch Flüssigphase-Synthese, CIT 50 (1978) 8, MS 610/78
- /32/ Deckwer, W.-D./Alper, E.: Katalytische Suspensions-Reaktoren, CIT 52 (1980), S. 219-228
- /33/ Alper, E./Wichtendahl, B./Deckwer, W.-D.: Gas Absorption Mechanismus in Catalytic Slurry Reactors, Chem. Engng. Science 35 (1980), S. 217-222
- /34/ Müller, J.: Systematische Heuristik für Ingenieure, Technisch-wissenschaftlicher Abhandlung des Zentralinstituts für Schweißtechnik der DDR (1969)
- /35/ Müller, J.: Grundlagen der systematischen Heuristik, Dietz-Verlag, Berlin (1970)
- /36/ Blaß, E.: Verfahrensplanung, Vorlesung an der TU München (1981), unveröffentlicht
- /37/ Roy, N./Guha, D./Rao, M.: Suspension of Solids in a Bubbling Liquid: Critical Gas Flowrates for Complete Suspensions. Chem. Engng. Science 19 (1964), S. 215-225
- /38/ Imafuku, K./Tong-Yen-Wang/Koide, K./Kubota, H.: The Behaviour of Suspended Solid Particles in the Bubble Column, Journal Chem. Engng., Japan 1 (1968) 2, S. 153-158
- /39/ Furchner, B.: Mindestgasgeschwindigkeit zum Suspendieren im Dreiphasenbett, Diplomarbeit angefertigt am Lehrstuhl B für Verfahrenstechnik der TU München (1981)
- /40/ Molzahn, M./Mangartz, K.-H.: Die Verteilung des Feststoffes in einem dreiphasigen Blasensäulen-Reaktor ohne Flüssigkeitsumlauf, Diss. an der TU Berlin (1971)

- /41/ Linneweber, K.-W.: Örtliche Gehalte an Gas sowie an Gas und Feststoff in Blasensäulen, Diss. an der TU München (1981)
- /42/ Deckwer, W.-D.: Blasensäulen-Reaktoren - ihre modellmäßige Erfassung und Berechnung, CIT 49 (1977), S. 213
- /43/ Gestrich, W./Kraus, W.: Die spezifische Phasengrenzfläche in Blasensäulen, CIT 47 (1975) 9, S. 360-367
- /44/ Joosten, G./Schilder, J./Janssen, J.: Chem. Engng. Science 32 (1977), S. 563 ff
- /45/ Juvekar, V./Sharma, M.: Chem. Engng. Science 28 (1977), S. 825 ff
- /46/ Brauer, H.: Grundlagen der Ein- und Mehrphasenströmung, Verlag Sauerländer, Aarau (1971)
- /47/ Krizan, P./Pilhofer, T.: Entwicklung einer Sonde zur Messung örtlicher Geschwindigkeiten in der Flüssigphase in Blasensäulen, CIT 53 (1981) 2
- /48/ Krizan, P./Kaufmann, K./Pilhofer, T./Blaß, E.: Strömung und Phasengrenzfläche in Druckblasensäulen; Zwischenbericht des SFB 153, Reaktion und Austauschtechnik disperser 2-Phasensysteme, 1981, Teilprojekt I 1
- /49/ Mangartz, K.-H.: Theoretische und experimentelle Darstellung der Funktion einer Blasensäule unter Einbeziehung von axialer Durchmischung und Stoffübergang, Diss. an der TU München (1977)
- /50/ Chaudhari, R.V./Ramachandran, P.: Three Phase Slurry Reactors, AIChE Journal 26 (1980) 2, S. 177-201
- /51/ Meersmann, A.: Zum Wärmeübergang in Blasensäulen, CIT 44 (1975) 21, S. 869-872
- /52/ Deckwer, W.-D.: On the Mechanism of Heat Transfer in Bubble Column Reactors, Chem. Engng. Science 35 (1980), S. 1341-1346

- /53/ Gestrich, W./Rähse, W.: Der relative Gasgehalt von Blasenschichten, CIT 47 (1975) 1, S. 8-13
- /54/ Maier, H.: Vergleich von Vorrichtungen zur Dispergierung von Gasen in Flüssigkeiten, Semesterarbeit, angefertigt am Lehrstuhl A für Verfahrenstechnik der TU München (1981)
- /51/ Sucker, D./Brauer, H.: Stationärer Stoff- und Wärmeübergang an stationär quer angeströmten Zylindern, Wärme- und Stoffübertragung 9 (1976), S. 112
- /56/ Loew, O./Shmutter, B./Resnick, W.: Particle and Bubble Behaviour and Velocities in a Large-Particle Fluidized Bed with Immersed Obstacles, Powder Technology 22 (1979), S. 45-57
- /57/ Roetzel, W./Stephan, K.: Berechnung von Wärmeaustauschern, VDI-Wärmeatlas, VDI-Verlag, Düsseldorf (1974)
- /58/ Gerstenberg, H.: Blasensäulen-Reaktoren, CIT 51 (1979) 3, S. 208-216
- /59/ Achwal, S.K./Stepanek, J.B.: Holdup Profiles in Packed Beds, The Chem. Engng. Journal 12 (1976), S. 69-75
- /60/ Chem. B.H.: Hold up and Axial Mixing in Bubble Columns Containing Screen Cylinders, Ind. Engng. Chem., Process Des. Dev. 15 (1976) 1, S. 20-24
- /61/ Voyer, R.D./Miller, A. I.: Improved Gas-Liquid Contacting in Co-current Flow, The Canadian Journal of Chem. Engng. 46 (1968) 10, S. 335-341
- /62/ Carleton, A./Flain, R./Rennu, J./Valentin, F.: Some Properties of a Packed Bubble Column, Chem. Engng. Science 22 (1967), S. 1839-1845

- /63/ Sahay, B.N./Sharma, M.M.: Absorption in Packed Bubble Columns, Chem. Engng. Science 28 (1973), S. 2245-2255
- /64/ Sawant, S./Pangarkar, V./Joshi, J.: Gas Holdup and Mass Transfer Characteristics of Packed Bubble Columns, Chem. Engng. Journal 18 (1979) S. 143-149
- /65/ Chen, B.H./Vallabh, R.: Holdup and Mass Transfer in Bubble Columns Containing Screen Cylinders, Ind. Engng. Chem., Process Des. Dev. 9 (1970) 1, S. 121-126
- /66/ Pexidr, V./Charpentier, J.: The Hydrodynamics and Mass Transfer in a Packed Bubble Bed Column, Collection Czechoslov. Commun. 40 (1975), S. 3130-3144
- /67/ Shah, Y.T.: Gas-Liquid-Solid Reactor Design, Mc Graw - Hill Inc. (1979)
- /68/ Hoogendorn, C./Lips, J.: Axial Mixing of Liquid in Gas-Liquid Flow Through Packed Bubble Beds, The Canadian Journal of Chem. Engng. (1965) 6, S. 125-131
- /69/ Gestrinch, W./Harth, H.: Flüssigphase-Rückvermischung in gepackten Blasensäulen, CIT 53 (1981) 5, S. 308-314
- /70/ Davidson, J./Harrison, P.: Fluidization, Academic Press, London, N.Y. (1971)
- /71/ Bank, R.: Kriterien zur apparativen Auswahl von 3-Phasenreaktoren, Semesterarbeit angefertigt am Lehrstuhl A für Verfahrenstechnik der TU München (1981)
- /72/ Musil, L./Prost, C./Le Goff, P.: Hydrodynamique des colonnes nagees a garnissage avec contrecourant de gaz-liquide, Chimie et Industrie, Genie Chimique 100 (1968) 5, S 674-682

- /73/ Blaß, E./Kurtz, R.: Der Einfluß grenzflächenenergetischer Größen auf den Zweiphasen-Gegenstrom durch Raschigring-Flüssigkörpersäulen, Verfahrenstechnik 10 (1976) 1, S. 721/724 und 11 (1977) 1, S. 44-48
- /74/ Sylvester, N./Pitayagulsarn, P.: I & EC, Proc. Des. Development 14 (1975), S. 421 ff
- /75/ Ufferd, D./Perona, J.: AIChE Journal 19 (1973) 6, S. 1223 ff
- /76/ Goto, S./Smith, J.: AIChE Journal 21 (1975), S. 706 ff
- /77/ Mathur, M./Wellek, R.: Canadian J. Chem. Engng. 54 (1976), S. 90 ff
- /78/ Otake, T./Kunugita, E.: Kagaku Kogaku 22 (1959), S. 144 ff
- /79/ Weekmann, V./Myers, J.: AIChE Journal 10 (1964), S. 951 ff
- /80/ Reichelt, N./Blaß, E.: Die Berechnung von Füllkörperapparaten bei Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit, CIT 46 (1974) 5, S. 171-180
- /81/ Blaß, E.: Gas-Filmströmung in Rohren, VDI-Bildungswerk BW 2460 (1974)
- /82/ Blaß, E.: Gas-Filmströmung in Rohren, CIT 49 (1977) 2, S. 95-105
- /83/ Feind, K.: VDI-Forschungsheft 481 (1960)
- /84/ Brauer, H.: VDI-Forschungsheft 457 (1956)
- /85/ Hamann, E.: Dissertation TH Aachen (1972)
- /86/ Asbjørnsen, O.: Chem. Engng. Science 12 (1960), S. 221-227



- /87/ Denbigh, K.: Chemical Reactor Theory, Cambridge University Press, Cambridge (1966)
- /89/ Reh, L.: Verbrennung in der Wirbelschicht, CIT 40 (1968) 1, S. 509-515
- /90/ Mersmann, A.: Thermische Verfahrenstechnik, Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg, N.Y. (1980)
- /91/ Kneule, F.: Das Trocknen, Verlag Sauerländer, Aarau (1959)
- /92/ Nukijama, S./Tanasawa, Y.L.: Trans. Soc. Mechan. Engng. Japan, 4 (1938) 14, S. 86 ff, 4 (1938) 15, S. 136 ff, 5 (1939) 18, S. 63-68, 6 (1940) 22, S II/7 ff, 6 (1940) 23, S. II/8 ff
- /93/ Ehrat, R.: Ein neuer Oxidationsreaktor, Chemie-Technik 5 (1976) 11, S. 467-469
- /94/ Weiland, P./Onken, U.: Vergleich des Verhaltens von Blasensäulen und Airlift-Schlaufenreaktoren, CIT 52 (1980) 12, S. 986-987
- /95/ Akita, K./Yoshida, F.: Gas Holdup and Volumetric Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns, I & EC, Proc. Des. Development 12 (1973) 1, S 76-80
- /96/ Todt, J./Lücke, J./Schügerl, K./Renken, A.: Gas Holdup and Longitudinal Dispersion in Different Types of Multiphase Reactors and Their Possible Application for Microbial Processes, Chem. Engng. Science 32 (1977), S 369-375
- /97/ Todt, J.: Diss. TU Hannover (1974)
- /98/ Merchuk, J./Stein Y.: Local Holdup and Liquid Velocity in Air-Lift Reactors, AIChE Journal 27 (1981) 3, S. 377-388

- /99/ Ostergaard, K.: Three-Phase Fluidization in J. Davidson, D. Harrison: Fluidization, Academic Press, London, N.Y. /1971)
- /100/ Begorich, J./Watson, J.: AIChE Journal 24 (1978), S. 351-354
- /101/ Einenkel, W.D.: Fluidodynamik des Suspendierens, CIT 51 (1979), S. 697-704
- /102/ Wiedmann, J./Steiff, A./Weinspach, P.-M.: Chem.-Engng. Commun. (1980) S. 245-256
- /103/ Weiland, P.: Untersuchungen eines Airliftreaktors mit äußerem Umlauf im Hinblick auf seine Anwendung als Bioreaktor, Diss. Universität Dortmund (1978)
- /104/ Keitel, G./Onken, U.: Untersuchungen des Stoffübergangs Gas/ Flüssigkeit in einem Rührschlaufenreaktor, CIT 53 (1981) 2, S. 138-139
- /105/ Diboun, M./Schügerl, K.: Eine Blasensäule mit Gleichstrom von Wasser und Luft, Chem. Engng. Science 22 (1967), S. 147-160 und 161-169
- /106/ Eissa, S./El-Halwagi, M./Saleh, M.: Axial and Radial Mixing in a Cocurrent Bubble Column, I & EC. Proc. Des. Development 10 (1971) 1, S. 31-36
- /107/ Eissa, S./Schügerl, K.: Chem. Engng. Science 30 (1975), S. 1251-1256
- /108/ Rousseau, J./Bu'Lock, Y.: Mixing Characteristics of a Simple Air-Lift, Biotechnology Letters 2 (1980) 11, S. 475-480
- /109/ Blaß, E./Koch, K.-H.: Strömungstechnische Untersuchungen an einem Blasensäulen-Kaskadenreaktor bei Gleichstrom von Gas und Flüssigkeit, CIT 44 (1972) 15, S. 913-921

- /110/ Nagata, S./Nishikawa, M./Itaya, M./Ashiwakee, K.: Heat Transfer, Jpn. Res. 5 (1976), S. 75-83
- /111/ Steiff, A./Poggemann, R./Weinspach, P.-M.: Wärmeübergang in Rührkesseln mit mehrphasigen Systemen, CIT 52 (1980) 6, S. 492-503
- /112/ Herbrechtsmeier, P.: Hydrodynamics and Absorption Processing of Gases in Downflow Bubble Columns, Vortrag auf CHISA 1981 in Prag
- /113/ Vavruschka, J./Perona, J.: Measurements of Interfacial Areas in Cocurrent Gas-Liquid Downward Flow (1980)
- /114/ Moore, W.: Physical Chemistry, Longmann Ltd., London (1972)
- /115/ Narayanan, S./Bhatia, V./Guha, D.: Canadian J. Chem. Engng. 47 (1969), S. 360-364
- /116/ Farkas, E./Leblond, P.: Solid Concentration Profile in the Bubble Column Slurry Reactor, Canadian J. Chem. Engng. 49 (1969) 4, S. 215-217
- /117/ Cova, D.R.: Catalyst Suspension in Gas-Agitated Tubular Reactors, I & EC, Proc. Des. Development 5 (1966) 1, S. 20-25
- /118/ Kato, Y./Nishiwaki, A.: Longitudinal Dispersion Coefficient of a Liquid in a Bubble Column, International Chem. Engng. 12 (1972) 1, S. 182-187
- /119/ El-Temtamy, S./El-Sharnoubi, Y./El-Halwagi, M.: Liquid Dispersion in Gas-Liquid Fluidized Beds, Part I: Axial Dispersion. The Axially Dispersed Plug-Flow Model, Chem. Engng. Journal 18 (1979), S. 151-159

- /120/ Turpin, J.L./Huntington, R.L.: AIChE Journal 13 (1967),  
S. 1196 ff
- /121/ Charpentier, J./Prost, C./Le Goff, P.: Chem. Engng. Science 24  
(1969), S. 774
- /122/ Wulfert, K.J.: M. Sc. Thesis, Purdue University (1969)
- /123/ Larkins, R./White, R./Jeffrey, D.: AIChE Journal 7 (1961),  
S. 231
- /124/ Serizawa, A.: Fluid-Dynamic Characteristics of Two-Phase Flow,  
Diss. Kyoto University, Department of Nuclear Engineering (1974)
- /125/ Golaup, J.: Contribution a l'etude des methodes de mesure  
en ecoulement diphasique, Diss. L'Universite scientifique et  
medicale de Grenoble (1975)
- /126 Schering AG: Synthese von Rohstoffen für die Chemische Industrie  
mit Hilfe des weiterzuentwickelnden Fischer-Tropsch-Verfahrens,  
Studie im Auftrag des BMFT (1979)