

5.5 Rieselrohrreaktor

5.5.1 Charakteristik des Reaktors

Das im vorausgehenden Kapitel vorgestellte Prinzip der Phasenverteilung wird beim Rieselrohrreaktor beibehalten: Gas und Flüssigkeit bilden kontinuierliche Phasen, die Flüssigkeit durchströmt den Reaktor als Film. Der Katalysator muß im Rieselrohrreaktor jedoch in der Flüssigkeit suspendiert mitgeführt werden. Es ist deshalb wieder mit Katalysator-Partikelabmessungen wie in Suspensionsblasensäulen, d. h. $d_s = 50 \mu\text{m}$, zu rechnen.

Das Funktionsprinzip des Rieselrohrreaktors ist in Abb. 5.5.1 skizziert. Die Suspension wird im Oberteil des Reaktors gleichmäßig auf die Rieselrohre verteilt.

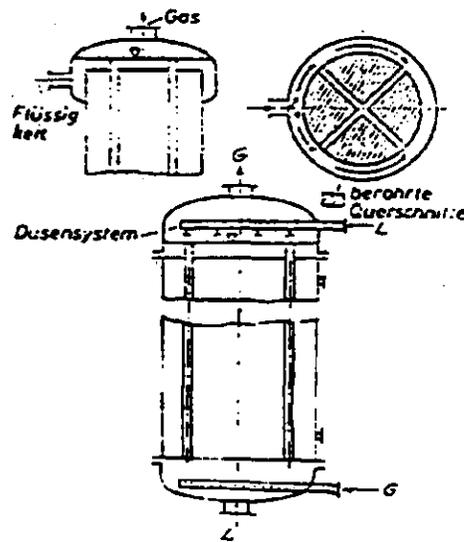


Abb. 5.5.1: Rieselrohrreaktor

Das Problem, den gesamten Rohrumfang zu benetzen, wird bei Gas-Flüssigströmungen durch den Einsatz konstruktiv z. T. recht aufwendiger Einlaufvorrichtungen gelöst, von denen einige in Abb. 5.5.2 dargestellt sind. Das Funktionsprinzip vieler derartiger

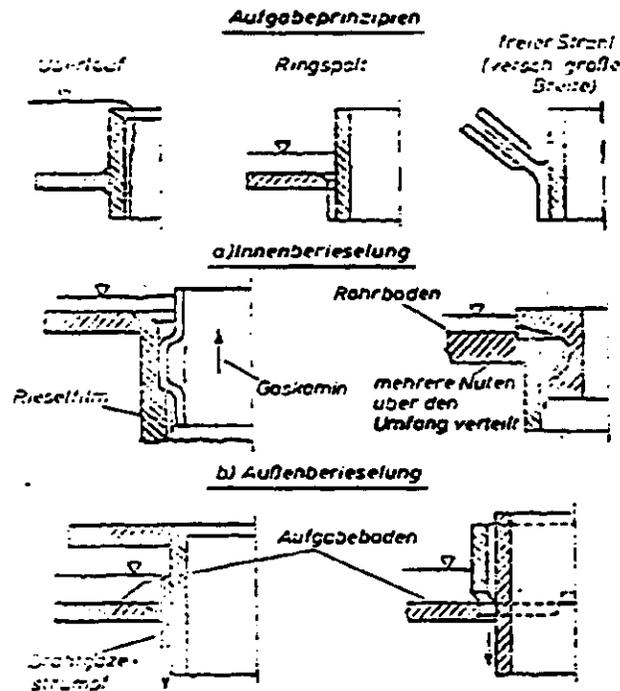


Abb. 5.5.2: Einlaufvorrichtungen zur Flüssigkeitsverteilung in und um Rieselrohre, nach Blaß /81/

Einrichtungen, einen Flüssigkeitsstrom mit hoher Geschwindigkeit mit einem Drall, zumindest in irgendeiner Form gerichtet, aufzugeben, bereitet beim Einsatz von Suspensionen erhebliche Probleme, weil der Feststoff die Kanäle verstopfen kann. Für den Einsatz von Suspensionen ist daher nur das Überlaufprinzip geeignet.

Das Gas kann im Gegen- oder Gleichstrom zum Suspensionsfilm geführt werden. Die untere Betriebsgrenze des Apparates wird dadurch nicht beeinflusst. Sie ergibt sich aus dem Aufreißen des dünnen Flüssigkeitsfilms und Abfließen der Suspension in Rinnsalen, wobei die Oberfläche von Gas und Flüssigkeit sowie die für den Wärmeübergang nutzbare, von der Flüssigkeit benetzte Wandfläche extrem verringert werden. Für jene Betriebsgrenze wird von Blaß /82/ eine Berechnungsgleichung angegeben für senkrechte Rohre:

$$Re_{L \min} = K_L^{2/9} (1 - \cos \theta)^{2/3} \quad (5.5-1)$$

Die in der Korrelation enthaltenen Größen Flüssigkeitskennzahl K_L und θ - der Randwinkel zwischen Flüssigkeit und Wand - sind für als Film strömende Suspensionen nur schwer, der Randwinkel de facto gar nicht zugänglich. Zudem muß unter FT-Reaktionsbedingungen infolge lokal unterschiedlicher Edukt- und Produktkonzentrationen in der Suspension mit starker Marangoni-Strömung gerechnet werden.

Eine obere Betriebsgrenze ist bei Gleichstrom von Gas und Film durch Änderungen der sich einstellenden Phasenverteilung gegeben. Bei hohen Gasdurchsätzen kommt es zum Versprühen der Filmflüssigkeit, resp. der Suspension, als Tropfen. Mit zunehmendem Flüssigkeitsdurchsatz wächst der Film über den Rohrquerschnitt zusammen und das Gas wird in Form von slugs gefördert. Bei Gegenstrom von Gas und Filmfluid kommt es mit zunehmender Gas- und Flüssigkeitsbelastung zum Aufstauen des Films und zum Fluten der Rohre. Der Stau beginnt am unteren Rohrende. Dessen konstruktive Gestaltung ist daher - wie die Untersuchungen Feinds /83/ zeigen, dargestellt in Abb. 5.5.3 - von Einfluß.

Beginn des Aufstauens eines welligen Rieselfilmes bei:

$$1. Re_G = \frac{16 \cdot 10^4}{b} Re_L^n \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{2/3} \left(\frac{R_L}{R_G}\right)^{2n} \left[0,093 \left(\frac{d_G}{\delta}\right)^{2n} - 1\right]$$

für Rohrleitform a), b) u. c)

Gültigkeitsgrenzen $600 \leq Re_G \leq 40\ 000$ $Re_G = \frac{w_G R}{\nu_G}$
 $3 \leq Re_L \leq 2\ 500$ $R = \text{Rohrhalbmesser}$
 $0 \leq \frac{R_L}{R_G} \leq 400$
 $23 \leq \frac{R_L}{R_G} \leq 55$
 $210 \leq \frac{R_L}{R_G} \leq 1\ 655$
 $L \leq 3\text{m}$, sofern $Re_L = 600$
 $L \leq 1,5\text{m}$, auch für $Re_L > 600$
 Für $1,5\text{m} \leq L \leq 3\text{m}$ u. $Re_L > 600$ ist Re_G der Staugrenze bis zu 60% kleiner, als nach obiger Gleichung berechnet

$$2. Re_G = \frac{16 \cdot 10^4}{b} Re_L^n \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{2/3} \left(\frac{R_L}{R_G}\right)^{2n} \left[0,070 \left(\frac{d_G}{\delta}\right)^{2n} - 1\right]$$

für Rohrleitform a)

$$3. Re_G = \frac{16 \cdot 10^4}{b} Re_L^n \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{2/3} \left(\frac{R_L}{R_G}\right)^{2n} \left[0,056 \left(\frac{d_G}{\delta}\right)^{2n} - 1\right]$$

für Rohrleitform a) u. b)

Gültigkeitsgrenzen für 2. u. 3. nicht angegeben

	$Re_L \leq 400$	$Re_L > 400$
Konstante b	58,2	157,7
Exponent n	3/2	3/2

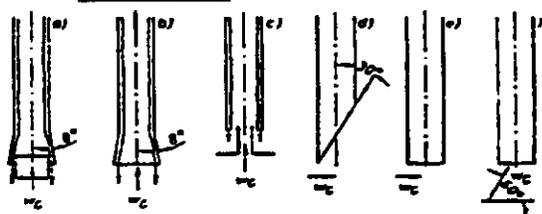


Abb. 5.5.3: Das Aufstauen von Rieselfilmen nach Feind /83/

5.5.2 Verfahrenstechnische Daten von Rieselrohrreaktoren

Die Fülle der für die Auslegung als FT-Reaktor verwendbaren Daten ist im Fall des Rieselrohrreaktors so gering, daß die gewohnte Unterteilung in mehrere Kapitel unterbleiben kann. Die Phasengehalte ergeben sich aus der Filmdicke, deren Werte für einen Wasserfilm in Abb. 5.5.4 dargestellt sind /84/. Die Verläufe der Kurven sind aus der Phänomenologie des Filmablaufs erklärbar /84/.

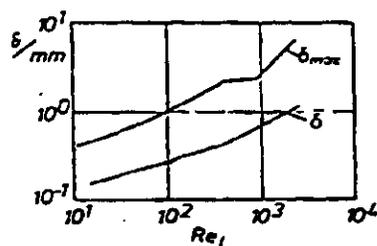


Abb. 5.5.4: Filmdicke in Rieselreaktoren, nach Brauer /84/

Ein Gasgegenstrom verändert diese Werte der Filmdicken nicht bis hin zum Aufstauen des Films, der oberen Betriebsgrenze /82/. Die Wechselwirkung zwischen Film und Gasgegenstrom führt lediglich zur Variation der Filmgeschwindigkeit, die für einen ohne Gasstrom bewegten Flüssigkeitsfilm in Abb. 5.5.5 dargestellt sind /85/.

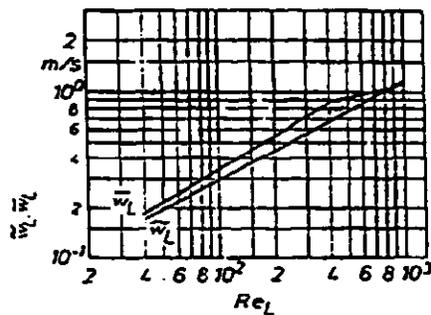


Abb. 5.5.5: Geschwindigkeiten im Rieselfilm, nach Hamann /85/

Der Stoffübergang zwischen Gas und Flüssigkeit im Rieselrohr wird von Brauer /46/ untersucht. Für den Fall eines flüssigkeitsseitigen Transportwiderstandes zeigt Brauer, daß die Wellenbildung des Films einen erheblichen Einfluß auf den Stofftransport besitzt. Dies ist in Abb. 5.5.6 dargestellt. Der Stoffübergangskoeffizient ist geringfügig kleiner als ein mittlerer in Blasenströmungen.

Über die Verweilzeitverteilung der Phasen in Rieselrohren liegt eine Arbeit von Asbjørnsen /86/ vor, der zeigen kann, daß die Verweilzeitverteilung in einem welligen Film erheblich von jener abweicht, die für den Fall des glatten Films nach Taylor und Aris (siehe z. B. /87/) berechnet werden kann. Im Gasstrom muß bei laminarer Strömung mit Taylor-Dispersion gerchnet werden.

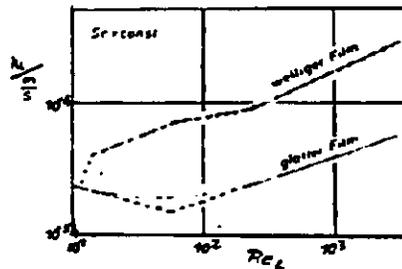


Abb. 5.5.6: Flüssigkeitsseitiger Stoffübergangskoeffizient in Rieselfilmen, nach Brauer /46/

Der Wärmeübergang von der Flüssigkeit an die Wand der Rieselrohre ist auch ohne Phasenänderung ausgesprochen gut. In Abb. 5.5.7 sind die charakteristischen Koeffizienten in einem FT-Rieselrohrreaktor dargestellt.

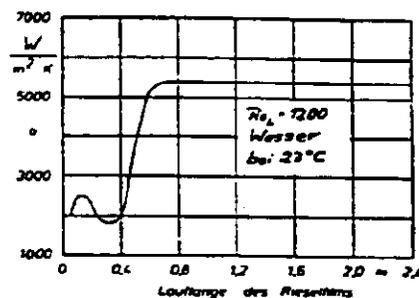


Abb. 5.5.7: Der Wärmeübergang in Rieselfilmen

5.5.3 Auslegung von Rieselrohrreaktoren für die FT-Flüssigphasensynthese

Die Voraussetzungen, die einer Auslegung des Rieselrohrreaktors für die FT-Flüssigphasensynthese zugrundeliegen, basieren auf der Annahme, daß der Gesamtprozeß jenem in Suspensions-Blasensäulen gleicht, wenn vergleichbare integrale Verhältnisse vorliegen. Der Feststellung, daß der flüssigkeitsseitige Stoffübergangskoeffizient etwas kleiner als in Blasensäulen ist, muß dabei keine allzu große Bedeutung beigemessen werden, da der Gesamtprozeß bekanntlich reaktionsbestimmt abläuft. Die mit den in Blasensäulen vergleichbaren spezifischen Phasengrenzflächen von $a_{GL} \approx 200 \text{ m}^{-1}$ werden bei Durchmessern der Rieselrohre von $d_R \approx 20 \text{ mm}$ erreicht. Die Vorgabe eines derartigen Rieselrohrdurchmessers schafft in bezug auf Stoffaustausch Gas-Flüssigkeit annähernd gleiche Verhältnisse wie in Blasensäulen.

Da diese Vorgänge am Katalysatorkorn prozeßgeschwindigkeitsbestimmend sind, ist die Forderung nach gleicher Feststoffoberfläche in Blasensäulen und Rieselfilmapparaten notwendig. Wenn man für die Strömung in beiden Apparaten annimmt, die Diffusionsgrenzschicht am Katalysatorkorn sei ausschließlich sedimentationsbestimmt, so reduziert sich die vorgenannte Forderung vereinfachend darauf, die gleiche Menge Feststoffs gleicher Partikelabmessungen im Apparat zu halten. Dies dürfte im Rieselrohrreaktor infolge seines geringen Flüssigkeitsinhaltes problematisch werden. Die Bestrebung, eine möglichst große Filmdicke zu erreichen, führt gemäß Abb. 5.5.4 auf einen Wert von $\delta_{LS} = 1 \text{ mm}$ bei $Re_L \approx 1\,500$. Bei Gegenstrom von Gas und Suspensionsfilm wird dadurch eine maximale Gasbelastung von $Re_G = 1\,720$, entsprechend $w_{GI} = 0,26 \text{ m/s}$, vorgegeben. Jener letztgenannte Wert gilt für den Eintritt des Gases in die Rieselrohre und ist mit den dort herrschenden Daten berechnet für eine konstruktive Lösung des Rohreinlaufs gemäß Abb. 5.5.3 a), b), c). Im Mittel ist über die Rohrlänge mit einem Wert von $w_{GI} = 0,17 \text{ m/s}$ zu rechnen. Die vorgegebene mittlere Verweilzeit des Gases wird dann mit einer Reaktorhöhe von 5 m erreicht. Zum Durchsatz der gesamten Gasmenge werden 354 000 Rohre benötigt. Ausgehend von einer technisch sinnvollen Rohrbelegung von 4 000 bis 5 000 Rohren pro Apparat sind dann 70 bis 80 Apparate notwendig, den anfallenden Gasstrom zu verarbeiten.

Ein Apparat der vorab genannten Abmessungen würde unter den vorgegebenen Bedingungen fluiddynamisch stabil arbeiten. Bei einer Filmdicke von 1 mm beträgt der Flüssigkeitsinhalt in allen Apparaten aber nur 112 m^3 gegenüber 929 m^3 in allen Suspensionsblasensäulen. Um eine in beiden Apparaten vergleichbar große Katalysatormenge zu erhalten, müßte die Feststoffkonzentration in der Rieselflüssigkeit des Rieselrohrreaktors um das 8,35fache gegenüber jener in Blasensäulen - dort wird mit $\bar{\epsilon}_s^* = 0,13$ gerechnet - erhöht werden, was ersichtlich nicht möglich ist. Immerhin zeigt diese Rechnung den Engpaß der Reaktorauslegung unter den eingangs genannten Voraussetzungen. Ihn zu umgehen gelingt

1. durch Erhöhung der Feststoffkonzentration in der Suspension (etwa bis $\bar{\epsilon}_s^* = 0,3$ sinnvoll) und
2. durch Erhöhung des Reaktors.

Die Abführung der Reaktionsenthalpie ist in Rieselrohrreaktoren unproblematisch. Das Verhältnis von benötigter Wärmeübertragungsfläche zur für den Prozeßablauf notwendigen Rieselrohrfläche beträgt unter der Annahme, das Kühlmedium verdampfe im Mantelraum des Rieselrohrreaktors, 1 zu 9. Selbst lokales Aufreißen des Films führt also nicht zu kritischen Zuständen im Reaktor.

Die Betrachtung von Konstruktions- und Betriebsvarianten an dieser Stelle erübrigt sich. Einzige Alternative zum Gegenstromapparat ist jener mit Gleichstrom beider Phasen von oben nach unten. Der Flüssigkeitsgehalt als kritische Größe wird dabei gegenüber dem im Gegenstromapparat eher noch verringert. Kennzeichnend für den Einsatz von Rieselrohrreaktoren für die FT-Flüssigphasesynthese bleibt damit der hohe apparative Aufwand. Über die Produktselektivität sind infolge geringer Kenntnisse des Verweilzeitverhaltens beider Phasen keine Aussagen zu machen. Der Reaktor ist mit großer Sicherheitsreserve isotherm zu fahren.

5.6 Sprühkolonnen

5.6.1 Kennzeichnung des Reaktortyps

In Sprühkolonnen sind die am FT-Prozeß beteiligten Phasen in bisher noch nicht vorgestellter Weise verteilt: Das Gas durchströmt den Reaktor als kontinuierliche Phase. Die Suspension wird am Kopf- oder Sumpfende des Apparates versprüht und fällt entweder im Gegen- oder Gleichstrom zum Gas nach unten oder sie wird mit dem Gas aufwärts transportiert. Die Grenze zwischen Auf- und Abwärtsbewegung der Suspensionstropfen wird auch als Austragspunkt einer Wirbelschicht bezeichnet. Sie ist aus dem Kräftegleichgewicht am Einzeltropfen grob abschätzbar. Im Zustandsdiagramm für Wirbelschichten nach Reh /89/ wird sie durch die Linie $n = 1$ dargestellt - s. Abb. 5.6.1.

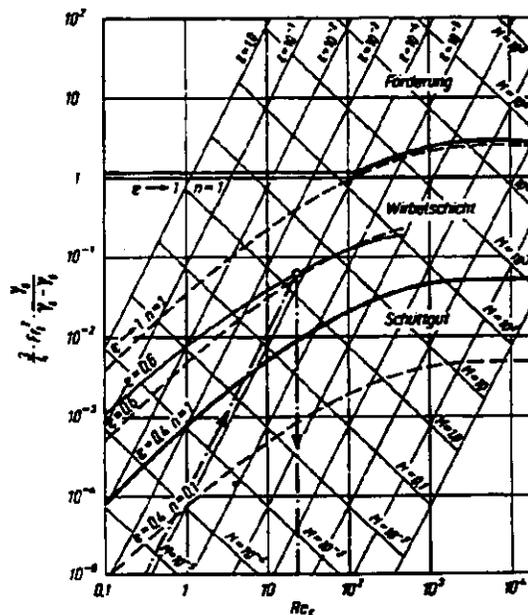


Abb. 5.6.1: Zustandsdiagramm für Wirbelschichten nach Reh /89/

In jenem Zustandsdiagramm sind partikel-, d. h. tropfenbezogene, Kennzahlen, Reynoldszahl (Re_S) und Froudezahl (Fr_S), definiert als

$$Re_S = \frac{w_{Ss} d_S \varrho_L}{\eta_L} \quad (5.6-1)$$

und

$$Fr_S = \frac{w_G}{g d_S} \quad (5.6-2)$$

Die Größe der Sinkgeschwindigkeit - w_{Ss} - wird sehr wesentlich von der Möglichkeit des Partikels, sich zu verformen, beeinflusst. In Abb. 5.6.2 sind Sedimentationsgeschwindigkeitsverlauf als Funktion des Partikeldurchmessers dargestellt /90/. Die Verhältnisse in Tropfensäulen sind durch den Fall b) gekennzeichnet.

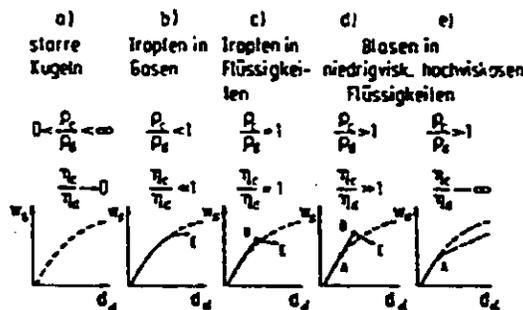


Abb. 5.6.2: Endsteig- oder Endfallgeschwindigkeiten fluider Partikel, nach Mersmann /90/

Die Vorgänge in Sprühkolonnen wurden bislang im wesentlichen im Hinblick auf ihren Einsatz als Trockner untersucht. In diesem Forschungsbereich sind auch die in Abb. 5.6.3 dargestellten Wärmeübergangsverhältnisse vom Partikel resp. vom Tropfen an die kontinuierliche Gasphase untersucht worden.

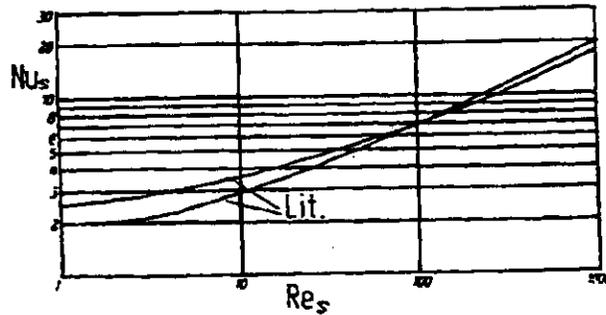


Abb. 5.6.3: Der Wärmeübergang von kugelförmigen Teilchen an Luft, nach Kneule /91/

Die Größe und damit auch die Sinkgeschwindigkeit von Suspensionstropfen sind durch die Art ihrer Aufgabe vorgegeben. In Abb. 5.6.4 sind einige Konstruktionen von Zerstäuberdüsen dargestellt.

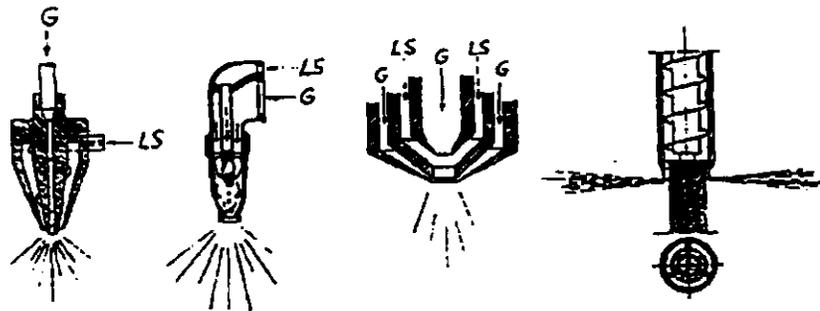


Abb. 5.6.4: Zerstäuberdüsen (Zweistoffdüsen), nach Kneule /91/

Die mittlere Teilchengröße der darin durch hohe Gasströme produzierten Tropfen läßt sich mit Hilfe einer empirischen Beziehung abschätzen /92/. Danach gilt für Flüssigkeiten:

$$d_s = \frac{585 \sqrt{\sigma_{GL}}}{(w_G - w_{SS}) \sqrt{\rho_L}} + 597 \left[\frac{\eta_L}{\sqrt{\sigma_{GL}} \rho_L} \right]^{0,45} \left[\frac{1000 \dot{V}_L}{\dot{V}_G} \right]^{1,5} \quad (5.6-3)$$

Neuere Untersuchungen über Tropfensäulen wurden im Hinblick auf ihre geringen Einsatzchancen als FT-Reaktor nicht in die Betrachtung einbezogen.

5.6.2 Sprühkolonnen als FT-Reaktoren

Das Prinzip der Phasenführung verbietet es, bei Sprühkolonnen von "Flüssigphasereaktoren" zu sprechen. Ihr Einsatz als FT-Reaktor erscheint infolge der kaum vorhandenen Möglichkeiten zur Abfuhr der Reaktionswärme von vornherein aussichtslos. Mit Hilfe der zuvor gesammelten Daten soll jedoch eine grobe Auslegungsrechnung erfolgen. Die Bedingung, das Gas nur einmal durch den Reaktor strömen zu lassen, führt zu geringen Gasgeschwindigkeiten. Angenommen wird $w_{G1} = 0,25$ m/s. Das Gas möge die Suspension am Reaktorkopf zerstäuben und mit den Tropfen im Gleichstrom abwärtsströmen. Aus Gl. (5.6-3) ergeben sich dann die in Abb. 5.6.5 berechneten Tropfengrößen bei unterschiedlichen Differenzen zwischen Gas- und Endfallgeschwindigkeit der Tropfen.

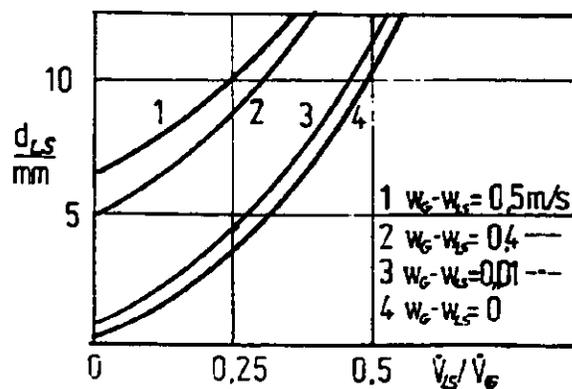


Abb. 5.6.5: Durchmesser der an Zweistoffdüsen entstehenden Suspensionstropfen in einem FT-Reaktor

Selbst wenn das Problem gelöst ist, eine Zweistoffdüse von einer Suspension ohne Verstopfungsgefahr durchströmen zu lassen, so zeigt sich doch aus Abb. 5.6.5, daß die Forderungen

- 1.) eine große Suspensionsmenge durchzusetzen, um dem Gas eine genügende Katalysatormasse anzubieten,
- 2.) kleine Suspensionstropfen zu erzeugen, die im Reaktor langsam abströmen,

miteinander unvereinbar sind. Die Wahl eines Verhältnisses $\dot{V}_{LS}/\dot{V}_G = 0,1$ führt immerhin auf Tropfengrößen von 0,86 mm bis zu über 6 mm, abhängig von der - nur abschätzbaren - Endfallgeschwindigkeit. Unter der günstigen Annahme, die Differenz zwischen Gas- und Sedimentationsgeschwindigkeit der Tropfen sei vernachlässigbar klein, wird eine reaktorspezifische Phasengrenzfläche von $a_{GL} = 698 \text{ m}^{-1}$ erzeugt. Dieser extrem günstige Wert - er sinkt ab auf $a_{GL} = 89 \text{ m}^{-1}$ bei $w_G - w_{LS} = 0,5 \text{ m/s}$ - führt auf extrem ungünstige Wärmeübergangskoeffizienten zwischen Tropfen und Gasphase von $42 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$.

Der Einsatz einer Sprühkolonne als FT-Reaktor ist nicht sinnvoll:

- 1.) Einem Gasstrom, der in 24 parallelgeschalteten Sprühkolonnen von 2 m Durchmesser mit 7,5 m Höhe zu fahren wäre, stehen nur 10 % der in Blasensäulen einzusetzenden Katalysatormenge zur Verfügung. Der durch die Vorgänge am Katalysator geprägte Prozeß hat eine dementsprechende Umsatzrate.
- 2.) Die Abfuhr der - dann ebenfalls um den Faktor 10 verringerten - Reaktionsenthalpie gelingt nicht, auch wenn vorausgesetzt wird, daß sowohl Gas- als auch Flüssigphase zum Abtransport der Wärme aus dem Reaktor genutzt werden können. Die Verteilung der Enthalpieströme auf Gas- und Flüssigphase erfolgte mit Hilfe des vorab berechneten Wärmeübergangskoeffizienten zwischen Tropfen- und Gasphase.

5.7 Blasensäulen mit von außen aufgeprägter Flüssigkeitsströmung

5.7.1 Eingrenzung des Problems

Nachdem in 5.2 über Blasensäulen mit von außen unbeeinflusster, nur durch den Blasenanstieg bewegter Flüssigkeit berichtet worden ist, wird nachfolgend der Einfluß einer von außen aufgeprägten Flüssigkeitsströmung auf die Verhältnisse bei der FT-Flüssigphase untersucht. Jene Flüssigkeitsströmung kann durch Pumpen der Flüssigkeit erfolgen, aber auch durch Röhren hervorgerufen werden. Eine Sonderstellung nimmt der Schlaufenreaktor ein: dort wird die Flüssigkeit unter Umständen nur durch die aufsteigenden Blasen bewegt. Die Reaktorkonstruktion mit einem Leitrohr - wie schematisch in Abb. 5.7.1 dargestellt - gestattet es jedoch, die aufwärts mitgerissene Flüssigkeit gezielt und vom Gas-Flüssig-Strömungsraum getrennt nach unten zu führen. Dadurch entsteht ein Flüssigkeitsumlaufstrom, dessen Auswirkungen auf das Geschehen im Zwei- oder Dreiphasenströmungsraum denen eines von außen umgepumpten Flüssigkeitsstromes entspricht. Die Größenordnung der Umpumpgeschwindigkeit geht aus Abb. 5.7.2 hervor. Sie ist gegenüber jener in Gleichstrom-Blasensäulen mit Leerrohrgeschwindigkeiten der kontinuierlichen Phase bis zu 2 m/s im allgemeinen gering, beträgt aber beim Airlift-Schlaufenreaktor /94/ bis zu 0,8 m/s.

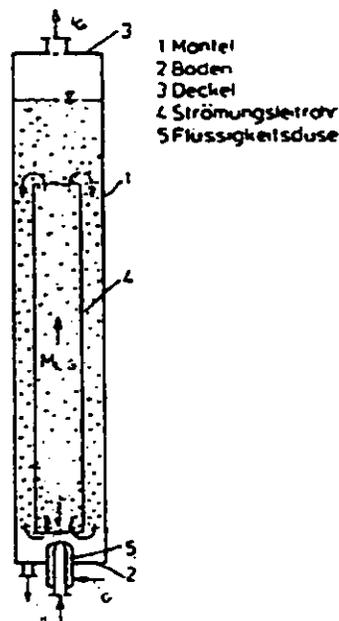


Abb. 5.7.1: Prinzip des Schlaufenreaktors

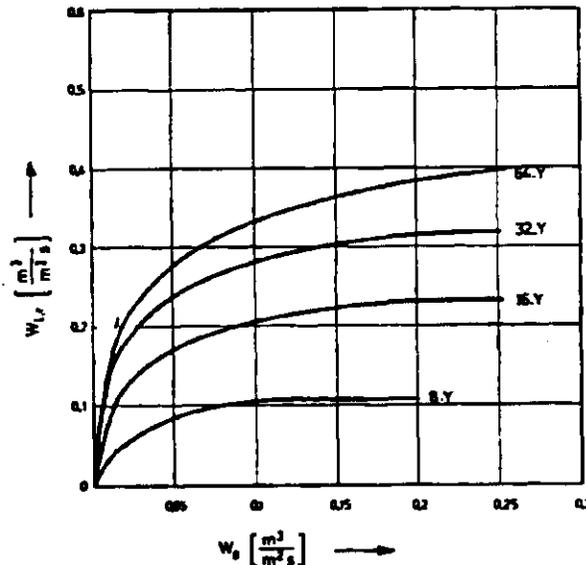


Abb. 5.7.2: Umpumpgeschwindigkeiten als Funktion der Gasbelastung in einem Mammutschlaufenreaktor, nach Ehrat /93/

5.7.2 Der Gasgehalt

Der Einfluß eines Flüssigkeitsstroms auf den mittleren Gasgehalt ist in mehreren Arbeiten untersucht worden. Während Akita und Yoshida /95/ bei Flüssigkeitsgleich- und -gegenstrom zum Gas bis zu $w_{L1} = 2,7$ cm/s keinen Einfluß auf den relativen Gasgehalt ermitteln, wird von Gerstenberg /58/, von Weiland, Onken /94/ sowie von Todt, Lücke und Schügerl /96/ ein solcher festgestellt. Gerstenberg zeigt, daß der mittlere Gasgehalt mit zunehmendem Flüssigkeitsgleichstrom abnimmt - ein plausibel erklärbarer Zusammenhang. Der von außen aufgeprägte Flüssigkeitsstrom beschleunigt jede einzelne Blase; ihre Verweilzeit, d. h. ihre Wirkungs-dauer auf den Gasgehalt im Reaktor, nimmt ab. Weiland und Onken /94/, bestätigen diese Erkenntnis für Schlaufenreaktoren, desgleichen Todt/97/, wie auch Todt, Lücke und Schügerl /96/. Die Literaturzusammenfassung letztgenannter Autoren, dargestellt in Abb.5.7.3, zeigt jedoch, daß es offenbar Strömungsbereiche gibt, in denen sich die Richtung dieses Einflusses der Flüssigphasengeschwindigkeit umkehren kann. In Abb. 5.7.3 ist dieser Bereich durch die Überdeckung der Schraffuren für Gegen- und Gleichstrom-Blasensäulen gekennzeichnet.

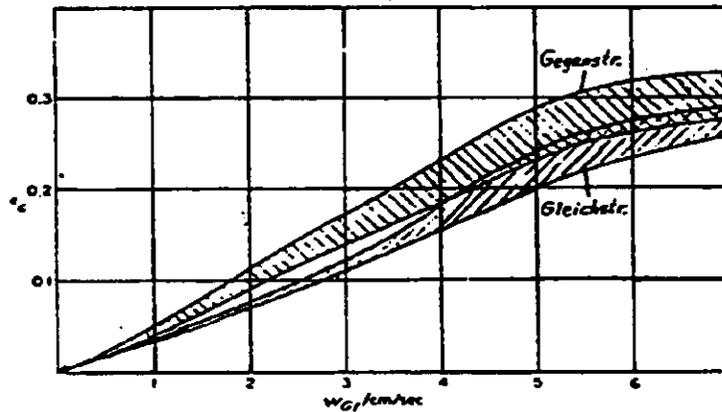
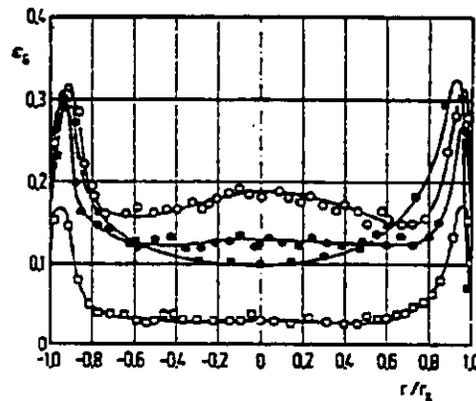


Abb. 5.7.3: Der mittlere Gasgehalt in Blasensäulen bei von außen aufgeprägtem Gleich- oder Gegenstrom der Phasen, nach Todt et al. /96/

Der Einfluß dieses Flüssigkeitsgleichstromes ist insgesamt offenbar nicht so groß, wie nach dem Ansatz des Kräftegleichgewichts an der einzelnen Blase zu vermuten wäre. Eine Erklärung dafür wird durch die Betrachtung der örtlichen Gasgehalte geliefert /41/:

Die radiale Verteilung des Gases wird in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz durch die in 5.2 dargestellten, parabelförmigen Profile gekennzeichnet. In Rohrreaktoren mit extrem hohen Flüssigkeitsdurchsätzen von bis zu 2 m/s wurden jedoch die in Abb. 5.7.4 dargestellten Radialprofile gemessen. Anhand von Messungen bei



Autor	w_G /m/s	w_G /m/s	d_{bl}	p/m	L/m
□ Seitzman (1974)	keine Werte vorhanden	1,00	0,06	1,8	2,1
○ --- ---	Arbeitsdruck	1,00	0,06	1,8	2,1
○ --- ---	Arbeitsdruck	1,00	0,06	1,8	2,1
□ Gelland (1977)	keine Werte vorhanden	1,50	0,042	—	—

Abb. 5.7.4: Radiale Gasgehaltsprofile in Blasensäulen mit starkem Flüssigkeitsgleichstrom

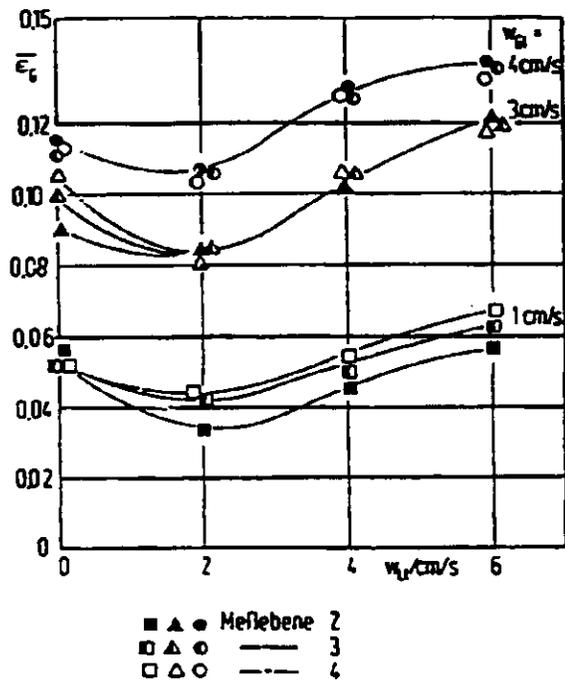


Abb. 5.7.5: Verlauf des mittleren Gasgehalts in Abhängigkeit von der Flüssigkeitsbelastung, gemessen in verschiedenen Reaktorhöhen /41/

geringeren Flüssigkeitsdurchsätzen konnte gezeigt werden /41/, daß mit zunehmendem Flüssigkeitsdurchsatz ein stetiger Übergang von parabolischen Profilen zur Ausbildung von Wandmaxima des örtlichen Gasgehalts stattfindet. Diese Veränderung geht einher mit einer Wandlung des Strömungsbildes von heterogenem zu homogenem Blasenanstieg. Dabei kann es - wie in Abb. 5.7.5 dargestellt - zu einer Erhöhung des mittleren Gasgehaltes mit steigendem Flüssigkeitsdurchsatz kommen. Im Übergangsbereich von homogenem zu heterogenem Blasenanstieg durchläuft der mittlere Gasgehalt unter Umständen ein Maximum.

Die axiale Gasverteilung ist vom Flüssigkeitsstrom nur wenig beeinflusst, und zwar bei Umlaufreaktoren vornehmlich an den Umlenkstellen der Flüssigkeit /98/.

5.7.3 Der Feststoffgehalt

Ein von außen aufgeprägter Flüssigkeitsgleichstrom zum Blasenanstieg bewirkt verständlicherweise eine Vergleichmäßigung der Feststoffverteilung über die Höhe des Reaktors. Dies wurde bereits in 5.2 beschrieben.

Bei nicht allzu geringen Flüssigkeitsdurchsätzen tritt der Zustand ein, daß die Suspendierung der Feststoffpartikel nahezu ausschließlich durch die kontinuierliche Flüssigphase erfolgt /99/. Begorich und Watson /100/ zeigen, daß dann eine exakte Grenze der Schicht aufgewirbelter Partikel existiert, über die hinaus nur noch wenige Partikel mit den Blasen nach oben geschleudert werden. In Abb. 5.7.6 sind die Axialprofile von Gas, Flüssigkeit und Feststoff in einem solchen Zustand dargestellt. Die Masse des Feststoffes ist mit der nur durch die Blasenbewegung aufgewirbelten Menge nicht vergleichbar, letztere ist weitaus geringer.

Bei einem von außen aufgeprägten Flüssigkeitsstrom von unten nach oben wird bei Anwesenheit kleiner Partikel sehr schnell die Grenze erreicht, bei der Flüssigkeit und Feststoff oben aus dem Reaktor ausgetragen werden (vergl. dazu Rechnungen in 5.3).

In gerührten Reaktoren wird der Feststoff ebenfalls kaum von den umherschwirrenden Gasblasen als vielmehr durch die Wirkung des Rührorgans suspendiert. Aus Flüssigkeits-Feststoff-Systemen ist bekannt, daß sich die in Abb. 5.7.7 dargestellten axialen Feststoffgehaltsprofile einstellen /101/. Der Einfluß der Gasblasen ist bislang nur qualitativ bekannt, anschaulich in Abb. 5.7.8 dargestellt /102/.

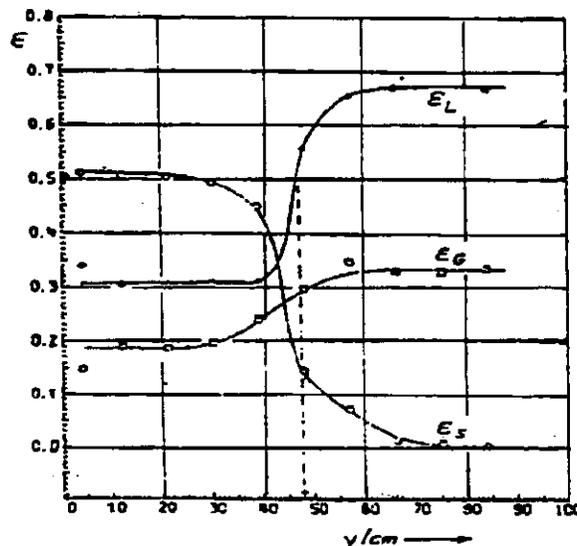


Abb. 5.7.6: Axialprofile von Gas, Flüssigkeit und Feststoff in Blasensäulen mit starkem Flüssigkeitsgleichstrom, nach Begorich und Watson /100/

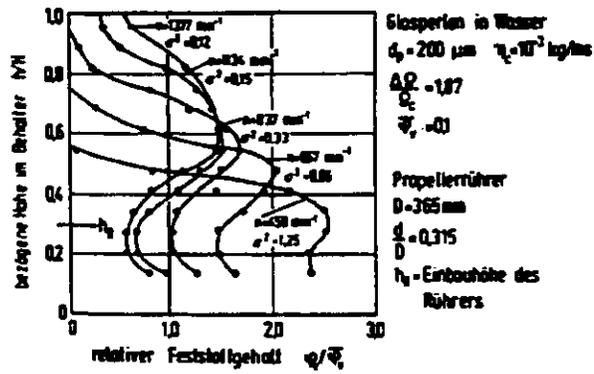


Abb. 5.7.7: Axiale Feststoffgehaltsprofile in gerührten Suspensionen, nach Einkel /101/

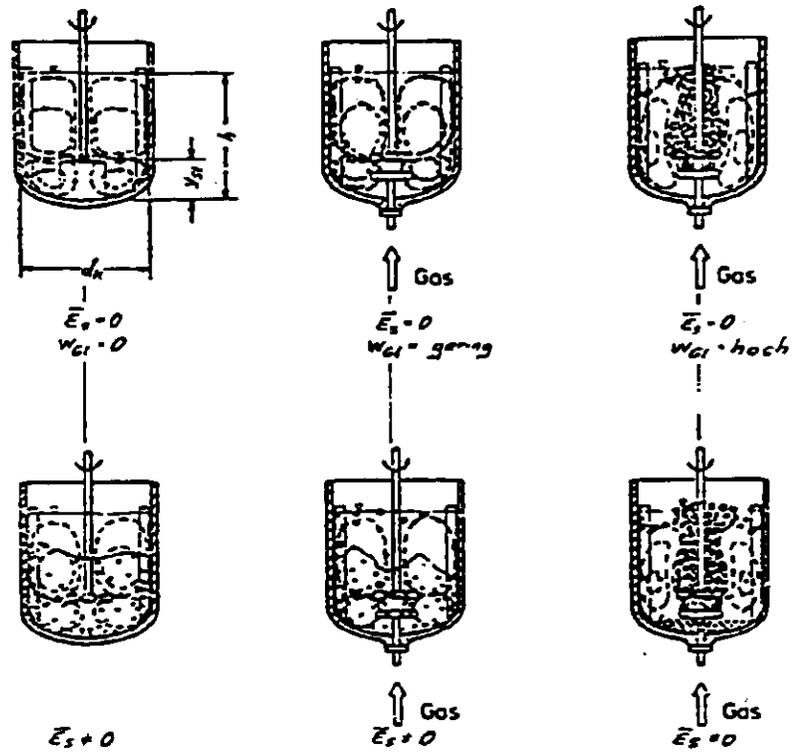


Abb. 5.7.8: Strömungsformen von Dreiphasensystemen in Rührkesseln

5.7.4 Der Stoffübergang Gas-Flüssig

Der Stoffübergang an der Phasengrenzfläche Gas-Flüssigkeit wurde in Blasensäulen mit Flüssigkeitsdurchsatz bereits häufig untersucht. Akita und Yoshida /95/ stellten einen Einfluß jenes Flüssigkeitsdurchsatzes auf $k_{GL} a_{GL}$ im bereits in Abschnitt 5.7.2 beschriebenen Bereich nicht fest. Der in Abb. 5.7.9 dargestellte Vergleich von Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz und Airlift-Schlaufenreaktoren zeigt, daß beide Reaktoren in bezug auf den darin herrschenden $k_{GL} a_{GL}$ -Wert vergleichbar sind /103/.

In Rührapparaten wird der Stoffübergang von Gas in die Flüssigphase sehr wesentlich von der Bauform des Rührers bestimmt. Der Vergleich von Keitel und Onken /104/, durchgeführt an einem gerührten Schlaufenreaktor, zeigt dies. Für Scheiben- und Propellerrührer ergibt sich die in Abb. 5.7.10 gezeigte gegenseitige Abhängigkeit von Rührerleistung, Gaseintrag und $k_{GL} a_{GL}$.

Über den Stoffübergang an Feststoffpartikel in Dreiphasensystemen ist bislang nichts bekannt geworden.

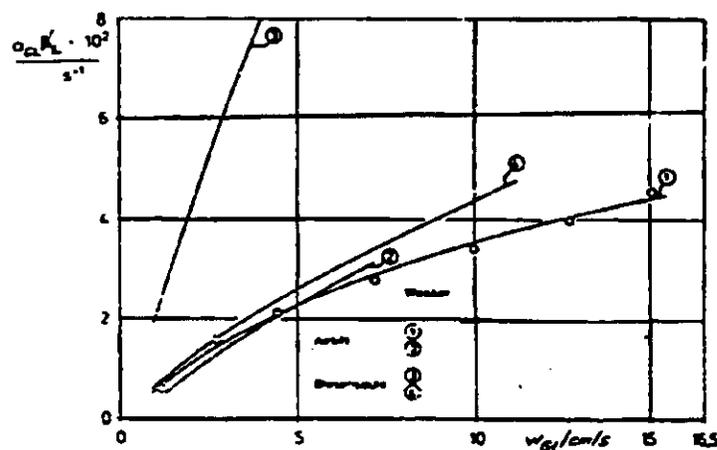


Abb. 5.7.9: Der Stoffübergang Gas-Flüssigkeit in Schlaufenreaktoren und Blasensäulen, nach Weiland /103/

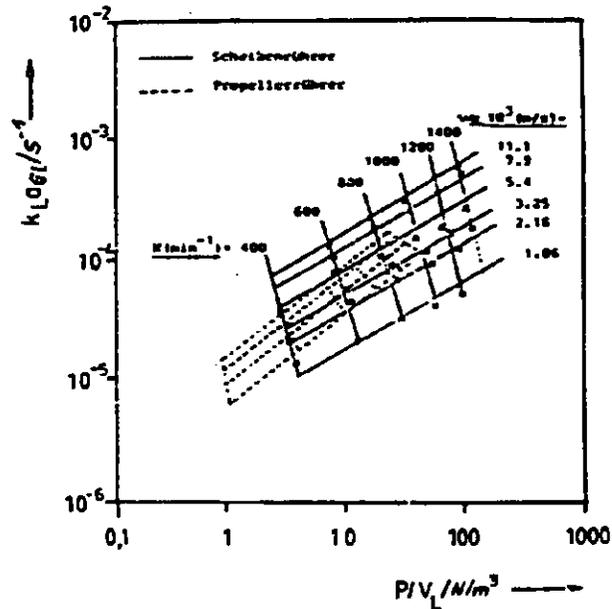


Abb. 5.7.10: Die Wechselwirkung von Leistungseintrag (P), Rührerdrehfrequenz (n) und Gasbelastung in begasteten Rührkesseln, nach Keitel, Onken /104/

5.7.5 Die Durchmischung von Gas- und Flüssigphase

Die Durchmischung von Gas- und Flüssigphase in Gleich- und Gegenstrom-Blasensäulen wurde eingehend von Diboun und Schügerl /105/ sowie von Eissa et al. /106/, /107/ untersucht. Bei Betrachtung der axialen Flüssigphasendispersion in Abb. 5.7.11 zeigt sich, daß ein Flüssigkeitsgleichstrom mit zunehmender Intensität eine Vergrößerung der axialen Durchmischung bewirkt. Diese Tendenz ist bei kleinen Gasdurchsätzen offenbar deshalb stark ausgeprägt, weil der Einfluß der Gasblasen auf das Geschwindigkeitsprofil der Flüssigphase in der Säule gering ist. Beim Flüssigkeitsgegenstrom ist die Beeinflussung der Durchmischung durch w_{L1} geringer. Auch hier nimmt die Durchmischung mit zunehmendem Flüssigkeitsdurchsatz zu, wie in Abb. 5.7.11 erkennbar ist.

Für die Gasphasendispersion ermitteln Diboun et al. /105/ die in Abb. 5.7.12 dargestellten Verhältnisse für den Gleichstrom von Gas und Flüssigkeit. Die Durchmischung ist im untersuchten Bereich von der Gasleerrohrgeschwindigkeit erst dann abhängig, wenn ein Mindestdurchsatz an Flüssigkeit vorliegt. Die Kurvenverläufe entstehen

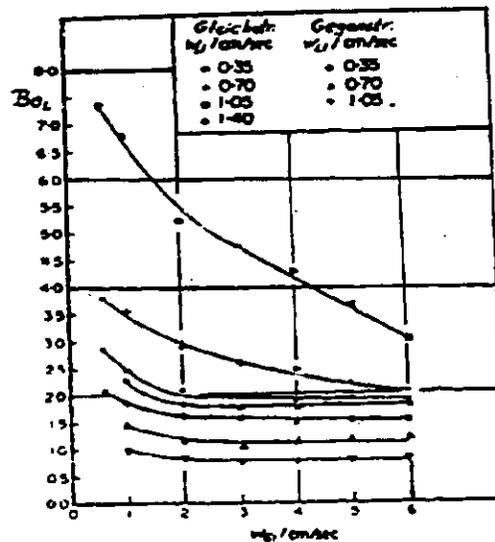


Abb. 5.7.11: Die Durchmischung in Gleich- und Gegenstrom-Blasensäulen /107/

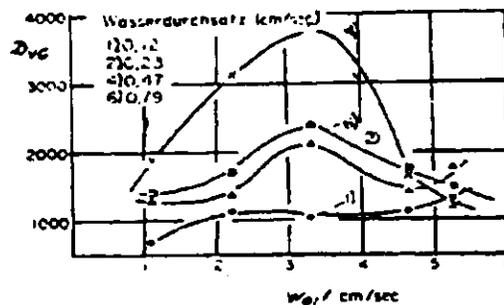


Abb. 5.7.12: Gasphasendispersion in Gleichstrom-Blasensäulen /105/

- unter Berücksichtigung der Gasverteilergeometrien (es wurden Sinterplatten verwendet) - wahrscheinlich durch den Übergang von homogener zu heterogener Blasenströmung. Für den Gegenstrombetrieb liegen keine Untersuchungsergebnisse vor. In Rührkesseln herrschen bekannterweise Strömungsverhältnisse, die eine nahezu ideale Durchmischung der darin enthaltenen Phasen bewirken. Bezeichnenderweise wird der Rührkessel daher als Sinnbild eines ideal durchmischten Systems betrachtet. Diese Versinnbildlichung stellt eine großzügige Vereinfachung dar. Bei Betrachtung der qualitativen Darstellung

in Abb. 5.7.8 sind Strömungsbereiche geringer Gasphasendurchmischung, abhängig vom Gasdurchsatz und von der Rührerdrehfrequenz, vorstellbar. Die Wirkung des Rührelements ist allerdings immer eine durchmischungssteigernde.

In Umlaufreaktoren wurden inzwischen u. a. von Weiland /103/ Dispersionskoeffizienten der Flüssigkeit im Zentralrohr gemessen, die den Ergebnissen von Eissa und Schügerl /107/, dargestellt in Abb. 5.7.11, widersprechen. Eine Steigerung des Flüssigkeitsgleichstroms bewirkt, wie in Abb. 5.7.13 dargestellt, eine Verringerung der Durchmischung. Andere Arbeiten (z. B. /108/) beschreiben leider nur eine mittlere Mischungszeit, eine Größe, die mit den Parametern des eindimensionalen Dispersionsmodells nicht vergleichbar ist.

Die Durchmischung der Phasen kann durch konstruktive Maßnahmen sehr weitgehend beeinflußt werden. erinnert sei dabei an die Einbringung von übereinander angeordneten Lochblenden, die den Strömungsraum in Zellen unterteilen. Die Flüssigphasevermischung in diesen Blasen-säulenkaskadenreaktoren ist erheblich geringer als in Blasensäulen ohne solche Einbauten (z. B. /104/).

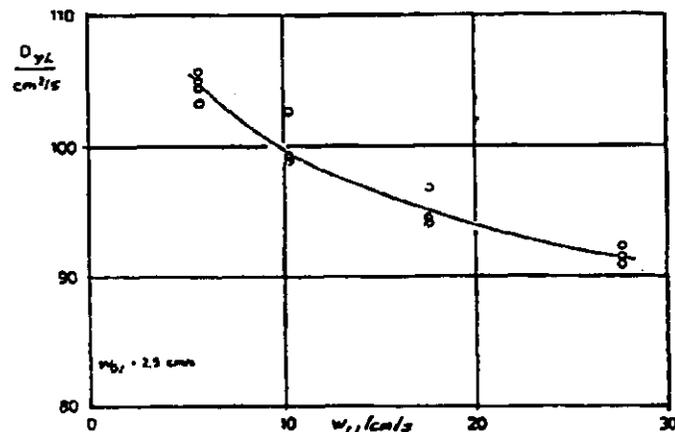


Abb. 5.7.13: Axialer Dispersionskoeffizient der Flüssigphase in Umlaufreaktoren, nach Weiland /103/