

5.2.7 Der Wärmeübergang in Blasensäulen

Über Messungen des Wärmeübergangs von einer 2-Phasen-Blasenschicht an die Reaktorwand oder senkrecht in die Strömung hineinragende Einzelrohre wird zusammenfassend von Mersmann /51/ und Deckwer /52/ berichtet. Der Wärmeübergangskoeffizient nimmt Gemach in der in Abb. 5.2.12 dargestellten Weise mit steigendem Gasdurchsatz zu.

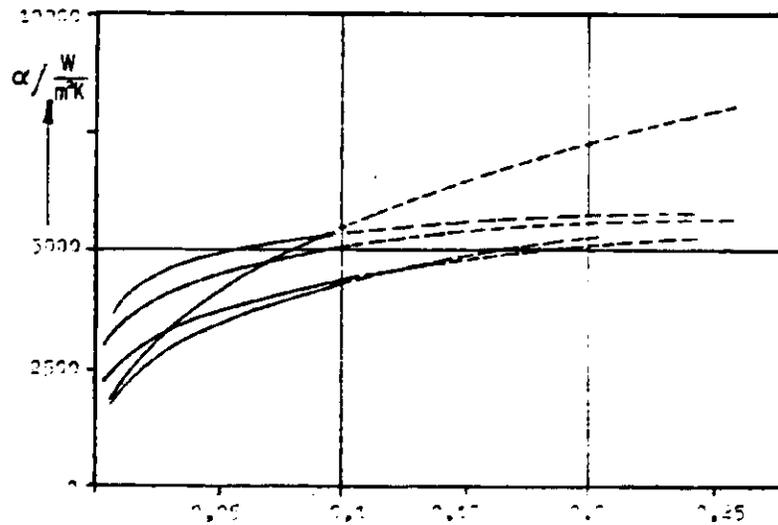


Abb. 5.2.12: Der Wärmeübergangskoeffizient in Blasenströmungen nach empirischen Korrelationen aus der Literatur

Der Einfluß von anderen Stoff- und Betriebsgrößen ist ebenfalls bekannt und kann im Mittel folgendermaßen dargestellt werden /52/:

$$\alpha \sim \lambda_L^{0,53} c_L^{0,46} \tau_L^{-0,28} w_{Gl}^{0,29} \quad (5.2-6)$$

Die dimensionsrichtige Bestimmung, d. h.

$$\begin{aligned} \alpha & \text{ in } \text{J cm}^{-2} \text{s}^{-1} \text{K}^{-1}, \\ \lambda_L & \text{ in } \text{J cm}^{-1} \text{s}^{-1} \text{K}^{-1}, \\ c_L & \text{ in } \text{J g}^{-1} \text{K}^{-1}, \\ \tau_L & \text{ in mPa s}, \\ w_{Gl} & \text{ in cm/s}, \end{aligned}$$

liefert Wärmeübergangskoeffizienten im Bereich von
 $5\,000\text{ W m}^{-2}\text{ K}^{-1}$.

5.2.8

Grundlegende Auslegungsrechnungen einer Blasensäule unter FT-Standardbedingungen

Die Übersicht über die berechneten Standardbedingungen läßt vermuten, daß die Auslegung einer Blasensäule unter FT-Synthesebedingungen stark von den extrem hohen geforderten Durchsätzen sowie von der starken Wärmetönung der Reaktion beeinflusst wird.

Ein erster Anhaltspunkt ergibt sich dabei aus der Vorgabe eines sinnvollen Wertes für die Gasleerrohrgeschwindigkeit in der Blasensäule. Ihre Erhöhung führt zu großen Dispersionskoeffizienten in Flüssigkeit und Gas. Dadurch kann die Selektivität des Prozesses eingeschränkt werden. Die Verringerung der Gasleerrohrgeschwindigkeit führt zu einer Abnahme der Stoffübergangsleistungen, des Gasgehaltes und des Wärmeübergangskoeffizienten. Der Katalysator wird zunehmend ungleichmäßiger im Reaktor verteilt. Dadurch kann es im unteren Reaktorteil zu erhöhtem örtlichen Reaktionsumsatz und lokaler Anisothermie bei ungenügender Wärmeabfuhr kommen. Nachfolgend wird mit einem mittleren Wert des maximalen Gasdurchsatzes von $w_{G1} = 15\text{ cm/s}$ gerechnet. Diese Gasleerrohrgeschwindigkeit tritt am Eintrittsquerschnitt des Gases auf. Sie nimmt infolge der Reaktion zu Produkten höherer Gasdichten ab auf die Hälfte am Gasaustritt. Die Verwertung der Vermutung, 60 % des Umsatzes fänden im unteren Reaktordrittel statt, führt auf die in Abb. 5.2.13 skizzierte Höhenabhängigkeit des Gasdurchsatzes. Jener qualitative Befund zur axialen Umsatzverteilung wurde allerdings in einer Blasensäule bei Gasleerrohrgeschwindigkeiten von $w_{G1} \approx 3\text{ cm/s}$ /26/ ermittelt und ist daher mit einer gewissen Skepsis zu betrachten, wenn höhere Gasdurchsätze angesetzt werden.

Bei Variationen des Gasvolumenstromes über die laufende Reaktorhöhe muß mit entsprechenden Änderungen des Gasge-

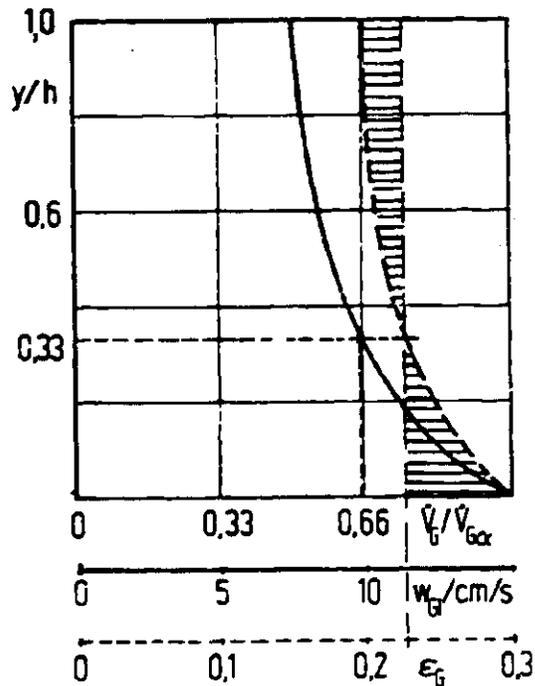


Abb. 5.2.13 Höhenabhängigkeit von bezogenem Gasdurchsatz, Leerrohrgeschwindigkeit des Gases und aus Abb. 5.2.4 ermitteltem Gasgehalt

halts gerechnet werden. Deckwer et al. /42/ zeigen nämlich am Beispiel einer CO_2 -Absorption in Wasser, daß die Blasengröße bei Abnahme des Gasvolumenstroms - infolge vermehrter Koaleszenzvorgänge - über die Reaktorhöhe erhalten bleibt. Bei der Übertragung dieses Ergebnisses auf FT-Blasensäulenreaktoren muß - streng genommen - allerdings berücksichtigt werden, daß sich bei einer Erhöhung des Produktpartialdrucks in den Blasen die für die Blasengröße verantwortlichen Stoffgrößen stärker ändern als z. B. bei den Untersuchungen der CO_2 -Absorption. Die Annahme einer einheitlichen Blasengröße ist dann nur näherungsweise richtig.

Gemäß der Darstellung in Abb. 5.2.4 ist in einer Labor-kolonne unter FT-Bedingungen bei $w_{G1} = 15 \text{ cm/s}$ mit einem Gasgehalt von $\bar{\epsilon}_G \approx 21\%$ zu rechnen. Leider ist in den Korrelationen der Einfluß der Oberflächenspannung nicht enthalten, der in Zweiphasen-Blasenströmungen mit Expo-

nennten bis zu $-0,26$ gewichtet wird /53/. Gegenüber den mit Gl. (5.2-1) beschriebenen Verhältnissen in Wasser-Luft-Feststoffsystemen ($\sigma_{GL} = 75 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}^2$) muß dann in FT-Reaktoren ($\sigma_{GL} = 16 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}^2$) mit einem um das 1,5fache höheren Gasgehalt gerechnet werden, bei $w_{Gl} = 15 \text{ cm/s}$ also mit ca. 32 %. Das in Abb. 5.2.4 ebenfalls eingetragene Ergebnis der Extrapolation auf einen Reaktor technischer Abmessungen erscheint fragwürdig. Die in der Korrelation beschriebenen Einflüsse von Säulendurchmesser und -höhe sind erst für Apparate im Labormaßstab überprüft. In den weiteren Rechnungen wird daher mit den vorab genannten Werten des Gasgehalts gearbeitet. Sein berechneter Verlauf über der laufenden Reaktorhöhe ist in Abb. 5.2.13 skizziert.

Die Einbeziehung des Standarddurchsatzes an Gas führt auf einen Reaktor, dessen Innendurchmesser etwa 13 m betragen würde. Dies zeigt, daß die Größe des auszulegenden Apparates nicht durch die vorgegebenen Durchsätze, sondern durch die technischen Möglichkeiten des Apparatebaus bestimmt werden. Berücksichtigt man, daß ggf. Wärmetauscher-Einbauten die freie Querschnittsfläche des Reaktors vermindern, so sollte mit einer 20-Strang-Anlage parallelgeschalteter FT-Reaktoren zur Bewältigung des geforderten Volumenstroms gerechnet werden. Der Durchmesser des einzelnen Apparats beträgt dann rd. 2,8 m.

Die Berechnung der Reaktorhöhe ergibt sich aus der vorgegebenen Raumgeschwindigkeit von 500 h^{-1} . Unter der Annahme, der axiale Gasgehaltsverlauf entspräche dem in Abb. 5.2.13 skizzierten Verlauf, kann näherungsweise mit einem mittleren Gasgehalt von $\bar{\epsilon}_G = 0,22$ gerechnet werden. Dann ergibt sich eine Reaktorhöhe von $h \approx 10 \text{ m}$.

In einem solchen Reaktor herrscht, der Darstellung in 5.2.2 folgend, eine verhältnismäßig homogene Verteilung des Feststoffes. Berücksichtigt man, daß der geschwindigkeitsbestimmende Schritt des Prozesses die Folge von Stoffübergang der Edukte an den Feststoff, Reaktion und Stoffübergang der Produkte in die Flüssigkeit ist, daß also die Flüssigphase

immer eduktgesättigt ist, so folgt, daß der lokale Reaktionsumsatz unter konstanten Stoffübergangsbedingungen nur vom örtlichen, reaktionsvolumenbezogenen Katalysatorgehalt abhängt. Die Darstellung in Abb. 5.2.2 ist in dieser Hinsicht mißverständlich, weil der Feststoffanteil pro Flüssigkeit dargestellt ist. Die dort angegebenen Werte entstammen Messungen an einer Anlage, die mit einem Sinterboden als Begaser ausgestattet war /40/. Dann kann nach Abb. 5.2.5 angenommen werden, daß der Gasgehalt in der Anströmzone dabei ein Maximum aufwies, der reaktorvolumenbezogene Feststoffgehalt dort also gering war. Die meisten Untersuchungen unter FT-Reaktionsbedingungen erfolgten ebenfalls an Blasensäulen mit Sinterbodenbegasung /25/. Die Verwendung anderer Begasertypen, bei denen ein solches Gasgehaltsmaximum in der Anströmzone nicht auftritt, führen zu einer stärkeren reaktionsvolumenbezogenen Feststoffansammlung im unteren Reaktorvolumen. Die Gefahr örtlicher Anisotropie wird dadurch vergrößert.

Eine für diese Untersuchung angefertigte Literaturrecherche /54/ zeigt, daß die Ausbildung von Gasgehaltsmaxima in der Anströmzone durch die Größendifferenz zwischen am Gasverteiler gebildeten und fluiddynamisch stabilen Blasen beeinflusst wird: Sind die primär gebildeten Blasen klein gegenüber den fluiddynamisch stabilen, so wird die Blasenkoaleszenz in der Anströmzone geschwindigkeitsbestimmend. Dies führt u. U. zu einem Aufstauen kleiner Primärblasen vor einer Koaleszenzzone, damit zur Ausbildung eines Gasgehaltsmaximums. Werden größere Primärblasen als die fluiddynamisch stabilen gebildet, so entsteht mit Sicherheit kein Gasgehaltsmaximum.

Soll, wie bei der FT-Synthese, die Reaktionszone axial so weit wie möglich ausgedehnt werden, so sind als Gasverteiler solche Typen zu empfehlen, die kleine Primärblasen erzeugen. Für technische Anwendungen eignen sich besonders Ejektoren, weniger jedoch Lochböden und Düsenstöcke.

Die in den Standardbedingungen zitierte Untersuchung Deckwers et al. /42/, der zufolge als geschwindigkeitsbestimmender

Prozeßschritt der Stoffübergang am Katalysatorkorn angesehen werden muß, wurde an einem Blasensäulenreaktor mit Sinterbodenbegasung durchgeführt. Wie Abb. 5.2.7 zeigt, ist die mittlere spezifische Phasengrenze dort vergleichsweise groß. Dies ist möglicherweise auf den vorab zitierten Stau-effekt kleiner Blasen in der Anströmzone zurückzuführen. Der entscheidende Prozeßwiderstand kann dann aber bei Säulen mit anderen Begasern, die im Mittel eine kleinere Phasengrenzfläche erzeugen, zum Gas-Flüssig-Stoffübergang hin verlagern. Eine grobqualifizierende Abschätzung zeigt allerdings, daß der Stoffübergangskoeffizient zwischen Flüssigkeit und Feststoff bei Verwendung von 50 µm großen Teilchen um den Faktor 0,05 gegenüber demjenigen sinkt, der unter den Versuchsbedingungen Deckwers vorlag. Die spezifische Katalysatoroberfläche verringert sich um den Faktor 0,02, der Stoffübergangswiderstand am Katalysator insgesamt damit um

$$\frac{k_{LS} a_{LS} (d_S = 50 \mu\text{m})}{k_{LS} a_{LS} (d_S = 1 \mu\text{m})} = 1 \cdot 10^{-3} .$$

Unter der Annahme eines konstanten Stoffübergangskoeffizienten k_{GL} müßte demnach die Phasengrenzfläche a_{GL} mindestens um den Faktor 1 000 abnehmen gegenüber jener bei den Untersuchungen Deckwers herrschenden, um den Prozeßwiderstand merkbar zu verschieben. Eine Variation dieses Ausmaßes ist in Blasensäulen nicht zu erwarten.

Der Stoffübergangswiderstand an der Phasengrenze Gas-Flüssigkeit liegt in der Größenordnung um 10^{-1} s^{-1} ; er sinkt mit abnehmender Gasleerrohrgeschwindigkeit. Für den feststoffseitigen Stoffübergangskoeffizienten kann keine praktisch verwertbare Größe angegeben werden.

Für den Dispersionskoeffizienten der Flüssigkeit ist - Abb. 5.2.10 folgend - mit einem mittleren Wert von $200 \text{ cm}^2/\text{s}$ zu rechnen, für jenen der Gasphase - der Darstellung in Kap. 5.2.6 folgend - mit einem etwa gleich großen Wert.

Der Wärmeübergangskoeffizient auf der Seite des Reaktions-

raumes beträgt größenordnungsmäßig $5 \text{ kW m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ an einem störungsfrei angeströmten Einzelrohr (s. Kap. 5.2.7). Je nach Anordnung der wärmetauschenden Flächen ändert sich dieser Wert - in welcher Weise, ist bislang erst für Einphasenströmungen (z. B. /55/) und für Gaswirbelschichten /56/, nicht aber für Zwei- oder Dreiphasenblasensäulen untersucht. Der Vergleich jenes Wärmeübergangskoeffizienten mit überschlagswerten auf seiten des Kühlmittels /57/ zeigt jedoch, daß ein transportbestimmender Widerstand durchaus kühlmittelseitig auftreten kann. Die Annahme eines Wärmeübergangskoeffizienten von $1 \text{ kW m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ erscheint in Anbetracht der zuerst genannten Auslegungsunsicherheiten gerechtfertigt /57/. Daraus ergibt sich eine Wärmeübergangsfläche unter Standardbedingungen von insgesamt $33\,500 \text{ m}^2$, bei einer 20-Strang-Anlage also demnach von $1\,675 \text{ m}^2$ pro Reaktor.

5.2.9 Konstruktionsvarianten

Die Kenntnis von Größenordnungen, in denen bestimmte Auslegungsparameter auftreten, gestattet es, den Relevanzbaum in puncto Blasensäule ohne Flüssigkeitsdurchsatz genauer zu betrachten. Die drei Entscheidungsebenen

1. Art der Kühlung,
2. Art des Energieeintrages zur Phasengrenzflächenvergrößerung,
3. Schaltungsvarianten zur Durchsatzsteigerung,

liefern die in Tab. 5.2.1 dargestellten Reaktorbauformen. Diese Einteilung führt zu 36 denkbaren Reaktorvarianten, von denen 20 technisch realisierbar wären. Die Kaskadenschaltung von Reaktionsräumen ist konstruktiv im Blasensäulenkaskadenreaktor realisiert (z. B. /109/). Die bietet bei im Reaktor stehender Flüssigkeit Vorteile gegenüber Einzelreaktionsräumen in bezug auf die Durchmischung der Flüssigphase. Darauf wird bei der Behandlung von Blasensäulen mit Flüssigkeitsumlauf näher eingegangen. Für die Parallelschaltung dünner Reaktionsrohre kommt eine solche Konstruktion nicht in Betracht. Beim Einsatz komplizierter Einbauten ist die Verwendung von Reaktionsrohren ebenfalls nicht sinnvoll.

Pulsatoren sind für den Betrieb von Blasensäulen nicht interessant.

Bei den Apparaten 1 bis 9 verdampft die Flüssigphase und führt dadurch die Reaktionswärme ab. Diese Möglichkeit ist unter den vorgegebenen Bedingungen auszuschließen. Die als Flüssigphase verwendeten Kohlenwasserstoffe sieden unter Reaktionsdruck bei 1 160 K.

Tab. 5.2.1: Konstruktionsvarianten von Blasensäulen-Reaktoren

lfd. Nr.	Kühlung	Energieeintrag	Schaltung von Reaktionsräumen	technisch realisierbar
1	verdampfendes Kühlmittel	Rührer	Einzelreaktionsraum (E)	ja
2		Pulsator	Parallelschaltung (P)	nein
3			Rintereinanderschltg. (H)	ja
4			E	nein
5			P	nein
6			H	nein
7			EE	ja
8			EP	ja
9			EH	ja
10	Kühlmittel als 4., nicht mischbare Phase		Rührer	EE
11		Pulsator	EP	nein
12			EH	ja
13			EE	nein
14			EP	nein
15			EH	nein
16			EE	ja
17			EP	ja
18			EH	ja
19	Wärmeübergang an Einbauten		Rührer	EE
20		Pulsator	EP	nein
21			EH	ja
22			EE	nein
23			EP	nein
24			EH	nein
25			EE	ja
26			EP	ja
27			EH	ja
28	Wärmeübergang an die Wand		Rührer	EE
29		Pulsator	EP	nein
30			EH	ja
31			EE	ja
32			EP	nein
33			EH	nein
34			EE	nein
35			EP	ja
36			EH	ja

Eine denkbare Möglichkeit ist die Einführung einer vierten, mit der Flüssigphase nicht mischbaren Phase, deren Verdampfung den Wärmeabtransport besorgt (App. 10 bis 18 in Tab. 5.2.1). Die notwendigen Anforderungen an jenes Medium sind:

1. Siedepunkt bei Reaktionsbedingungen - mindeste Siedetemperatur ca. 20 K unterhalb der Reaktions-temperatur,
2. Unmischbarkeit mit der Flüssigphase,
3. hohe Verdampfungsenthalpie.

Wasser mit einer Siedetemperatur von 500 °C bei 25 bar erfüllt die Voraussetzungen 1. und 3., wenn geringe Änderungen der Reaktionsbedingungen in Kauf genommen werden, ist jedoch offensichtlich ungeeignet infolge seines Reaktionseinflusses /1/. Es sind keine anderen Flüssigkeiten bekannt, die alle notwendigen Anforderungen erfüllen.

Es bleibt, die Reaktionswärme indirekt, also über feste Wände abzuführen. In einem Einzelapparat der vorab genannten Größenordnung reicht die Wandfläche nicht im mindesten aus, genügend viel Wärme abzuführen. Es bleibt dann nur, feste Einbauten in den Reaktionsraum einzubringen (z. B. /58/). Verwendet man Kühlrohre üblicher Abmessungen (Außendurchmesser 30 mm), so ergibt sich ein Gesamtvolumen der Kühlereinbauten von 251 m³, wovon möglichst 2/3 im unteren Reaktordrittel eingebaut werden sollten.

Die Rechnung mit einer Reaktorhöhe von 18 m führt bei einem benötigten Reaktionsvolumen mit einem Durchmesser von 2,8 m und einer Höhe von 10 m (s. 5.2.8) bei einer 20-Strang-Anlage zu einer Reaktorquerschnittsfläche von 3,7 m² und einem Durchmesser von 2,2 m. Die Wärmetauscherquerschnittsfläche im unteren Drittel des Reaktors von 1,4 m² vergrößert den notwendigen Reaktordurchmesser bereits erheblich. Es ergibt sich letztendlich ein Wert von rd. 2,5 m.

Eine andere Möglichkeit, die entstehende Reaktionswärme abzuführen, ist die Nutzung der Reaktorwand als Wärmeübertragungsfläche. Der Reaktordurchmesser wird dadurch auf maximal 0,052 m, also ein etwa zweizölliges Rohr beschränkt. Zur Bewältigung des geforderten Produktstromes ist dann die in Abb. 5.2.14 dargestellte Konstruktion eines Apparates mit einem Bündel parallelgeschalteter Rohre denkbar. Die Kühlung erfolgt durch Mantelraumverdampfung.

Für den gesamten Gasdurchsatz sind 46 610 Rohre notwendig, Technischer Standard dürften Rohrbündelapparate mit bis zu 5 000 Rohren sein. Dann würde man mit einer 10-Strang-Anlage solcher in Abb. 5.2.14 dargestellten Apparate auskommen. Problematisch bei einer solchen Reaktorkonstruktion ist die Begasung der einzelnen Reaktionsrohre. Sie darf wahrscheinlich nicht zentral erfolgen, da dies zur Maldistribution des Gases, Überhitzung einzelner Rohre und einem globalen Umsatzrückgang führt. Doch selbst die Gasversorgung von annähernd 5 000 Düsen erfordert ein solches Höchstmaß an konstruktiver Kleinarbeit und Präzision bei der Apparateherstellung, wie es wirtschaftlich wohl kaum vertretbar ist.

Die Blasensäule ohne Flüssigkeitsdurchsatz als FT-Flüssigphasenreaktor ist damit im Rahmen dieser Arbeit hinreichend detailliert behandelt. In den nachfolgenden Kapiteln wird untersucht, in welcher Weise sich die für den Betrieb als FT-Reaktor wesentlichen Apparateigenschaften bezüglich Fluidodynamik, Stoff- und Wärmeübergang gegenüber denen in Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz ändern.

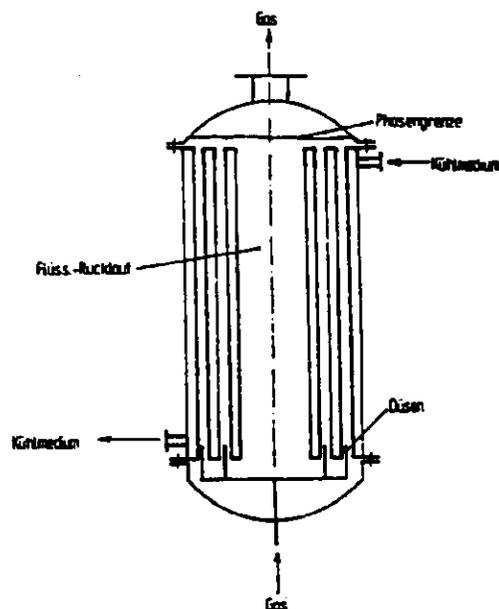


Abb. 5.2.14: Skizze eines Rohrbündelreaktors für den Dreiphasenbetrieb

5.3 Sumpfreaktor

5.3.1 Charakteristik des Sumpfreaktors

Im Gegensatz zur vorausgehend beschriebenen Suspensionsblasensäule ist der Katalysator im Sumpfreaktor als Schüttschicht fixiert. Als FT-Synthesereaktoren wurden solche Reaktoren bereits frühzeitig eingesetzt (vgl. Unterkapitel 2.4; dort wurden sie als Festbettreaktoren bezeichnet). Die Korngröße der Partikel darin ist wesentlich größer als in Suspensionsreaktoren - den Standardbedingungen folgend muß mit $d_s \approx 3 \text{ mm}$ gerechnet werden. Nachfolgend sollen die denkbaren Sumpfreaktortypen mit Suspensionsblasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz verglichen werden, wie sie im vorhergehenden Abschnitt beschrieben wurden. Die Annahme, dabei mit vergleichbar großen Oberflächen des Katalysators operieren zu können, erweist sich als nicht sinnvoll. Sonst würden dem Reaktionsraum aller Suspensionsblasensäulen von ca. $1\,400 \text{ m}^3$ bei Sumpfreaktoren mit Teilchengrößen von 4 mm Reaktionsvolumina von $17\,700 \text{ m}^3$ gegenüberstehen. Dieses Volumen vergrößert sich bei Teilchengrößen von 8 mm auf $35\,400 \text{ m}^3$, bei $d_s = 12 \text{ mm}$ auf $53\,100 \text{ m}^3$. Demgegenüber ist bekannt, daß nach dem Duftschmidt-Verfahren [23] arbeitende Festbett- bzw. Sumpfreaktoren eine Produktleistung von $0,5 \text{ t pro Tag und m}^3$ Katalysatorschüttung erbringen. Das entspricht bei den dabei üblichen Korngrößen von $6 \text{ mm} \leq d_s \leq 12 \text{ mm}$ einem Reaktionsraum von $1\,475 \text{ m}^3$; einem dem von Suspensionsblasensäulen vergleichbaren Wert.

In Sumpfreaktoren ist die Feststoffschüttschicht von einer kontinuierlichen Flüssigkeit umgeben, die vom Gas blasenförmig durchströmt wird. Diese Betriebsweise ist innerhalb gewisser Betriebsgrenzen für Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz möglich. Beide Parameter werden nachfolgend als variabel betrachtet. Jene Betriebsgrenzen ergeben sich aus der Notwendigkeit, den Katalysator nicht aufzuwirbeln. Sie werden bei der Auslegung von FT-Sumpfreaktoren berücksichtigt. Zuvor jedoch eine allgemeine Einführung in Fragen der Fluidynamik, des Wärme- und Stoffübergangs in Sumpfreaktoren.

5.3.2 Der Gasgehalt in Sumpfreaktoren

Die nachfolgend zitierten Untersuchungen zum Gasgehalt in Sumpfreaktoren erfolgten an Laborkolonnen mit handelsüblichen Füllkörpern wie zylindrischen Ringen und Sätteln aller Art. Achwal und Stepanek /59/ stellten fest, daß die Axialprofile des Gasgehalts - ebenso wie in Suspensionsblasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz - eine leichte, positive Steigung mit zunehmender Höhe über dem Gasverteiler aufweisen. In Abb. 5.3.1 sind solche Axialprofile bei geringem Flüssigkeitsgleichstrom mit solchen bei erhöhtem Flüssigkeitsgleichstrom verglichen. Die Unterschiede zwischen den Profilen sind gering.

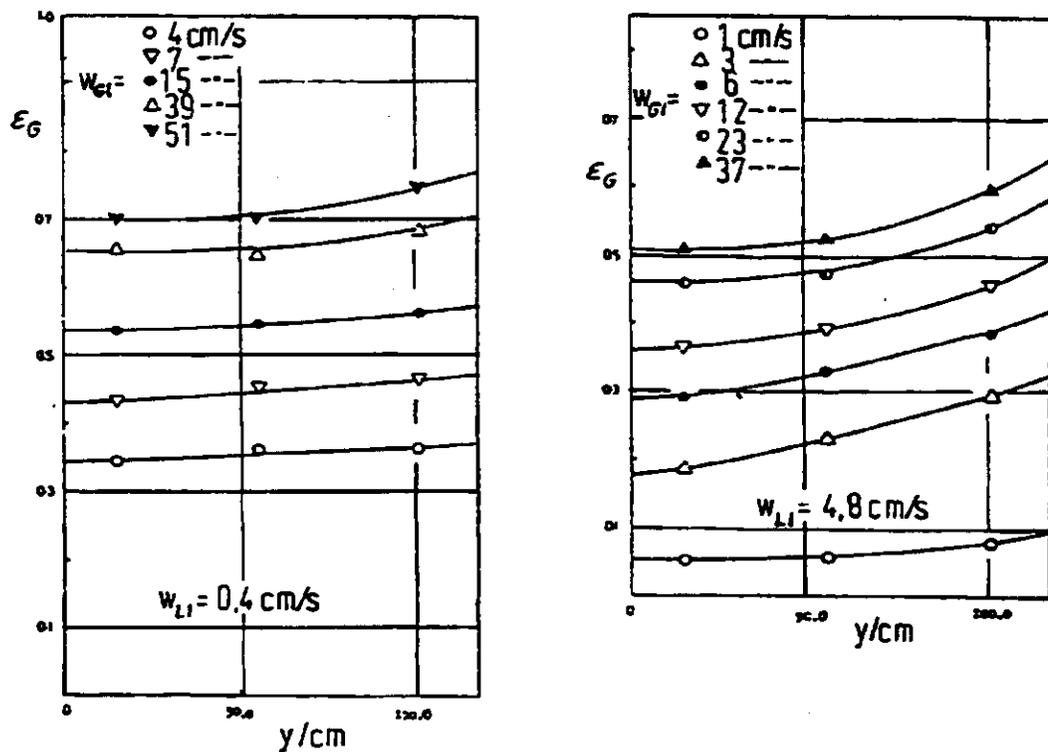


Abb. 5.3.1: Axialprofile des Gasgehalts in Sumpfreaktoren bei Gleichstrom von Gas und Flüssigkeit, nach Achwal, Stepanek /59/

Der mittlere Gasgehalt ist - den Angaben Chens /60/ folgend - immer höher als in Blasensäulen ohne Füllkörper. Der Einfluß der Flüssigkeitgeschwindigkeit auf $\bar{\epsilon}_G$ beim Gegenstrom der Phasen ist dabei bis $w_{L1} = 4$ cm/s gering. Dasselbe gilt für den Gleichstrom von Gas und Flüssigkeit /61/. Für diese Aussage ist offenbar die Art der Füllkörper unerheblich. So stimmen Vergleichsmessungen Ehrats /93/ an einer Kolonne mit geordneter Packung zumindest qualitativ mit den Vergleichen Voyers et al. /61/ - beide im Gleichstrom der Phasen - überein.

Es bleibt festzuhalten, daß die fest im Strömungsraum angeordneten Feststoffpartikel den Gasgehalt im Sumpfreaktor gegenüber dem in Blasensäulen erhöhen.

5.3.3 Der Stoffübergang Gas-Flüssigkeit im Sumpfreaktor

Der vorangehend dargestellten Erkenntnis, daß Füllkörper den Gasgehalt erhöhen, wirkt sich auf die spezifische in Blasensäulen eingebrachte Phasengrenzfläche aus. Jene Grenzfläche ist im Sumpfreaktor ebenfalls größer als in der Blasensäule /62/. Die jenes Verhältnis kennzeichnenden Messungen Sahays et. al. /63/ sind in Abb. 5.3.2 dargestellt. Desgleichen jene Sawants et. al. /64/. Ein Flüssigkeitsgleichstrom /64/ oder -gegenstrom /63/ bis zu $w_{L1} = 0,4$ cm/s ist dabei unerheblich.

Die Messungen des Produkts aus k_{GL} und aus a_{GL} (z. B. /65/) zeigen, daß jenes Produkt nicht so stark ansteigt gegenüber dem in Blasensäulen ohne Füllkörper wie die spezifische Phasengrenzfläche a_{GL} . Dafür werden koaleszenzhemmende Einflüsse der Füllkörper verantwortlich gemacht /66/. Der Einfluß eines Flüssigkeitsgleichstroms darauf ist offenkundig unerheblich, über die Gegenstromführung ist nichts bekannt /67/.

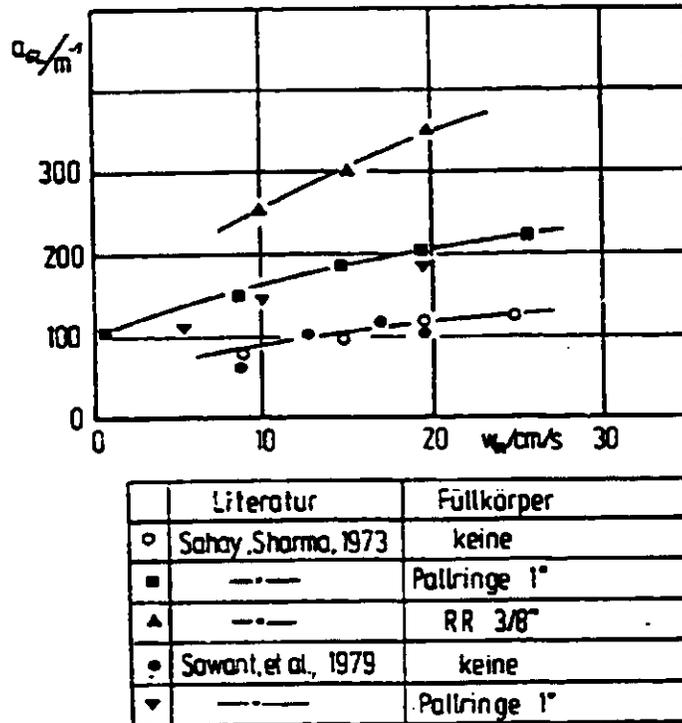


Abb. 5.3.2: Die spezifische Phasengrenzfläche in Blasensäulen und Sumpfreaktoren bei Gleich- und Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit

5.3.4

Die Durchmischung von Gas und Flüssigkeit

Wie in Blasensäulen üblich wird auch bei der Beschreibung von Füllkörperblasensäulen oder Sumpfreaktoren mit dem ein-dimensionalen, axialen Dispersionsmodell gearbeitet. Nach Carleton et al. /62/ nimmt die Bodensteinzahl infolge des Einflusses von Füllkörpern (hier: Steinzeug-Raschigringe) stark zu, die axiale Durchmischung also ab. Der Einfluß des Gasdurchsatzes (s. Abb. 5.3.3) ist von Blasensäulen bekannt, jener eines - entgegengerichteten - Flüssigkeitsdurchsatzes ebenfalls /60/. Hogendorn und Lips /68/ finden überhaupt keinen Einfluß dieses Flüssigkeitsstroms auf D_{yL} , desgleichen Gestrich und Harth /69/. Der Einfluß der Packungsgröße und -art ist erheblich.

Es ist insgesamt festzustellen, daß in Sumpfreaktoren eingesetzte Füllkörper die axialen Dispersionskoeffizienten

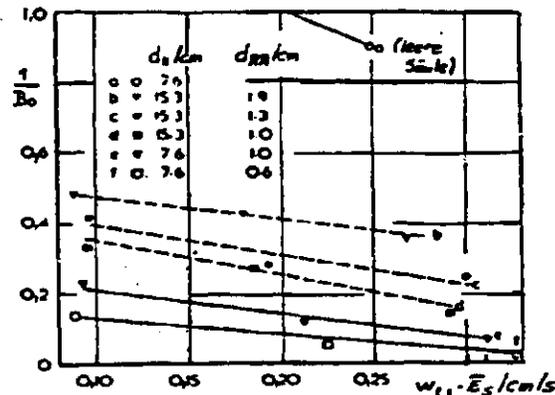


Abb. 5.3.3: Die axiale Durchmischung in Sumpfreaktoren und Blasensäulen, nach Carleton et al. /62/

gegenüber jenen in Blasensäulen gemessenen verringern. Die Flüssigkeitgeschwindigkeiten sind innerhalb der untersuchten Variationsbereiche ohne Einfluß.

Über Untersuchungen der Gasphasendispersion in Sumpfreaktoren ist nichts bekannt /67/. Das gleiche gilt für Wärmeübergangskoeffizienten /67/.

5.3.5 Auslegungsrechnungen von Sumpfreaktoren unter FT-Bedingungen

Wie bereits in 5.3.1 dargestellt, sind der Betriebsweise eines Sumpfreaktors aufgrund der Bedingungen, den Katalysator als Schüttschicht im Reaktor zu halten, Grenzen gesetzt. Bei der FT-Flüssigphasensynthese kann die Flüssigkeit bekanntlich im Reaktionsraum verbleiben. Bei einer solchen Betriebsweise wird der Katalysator bei einer bestimmten Gasbelastung aufgewirbelt. Jener Gasdurchsatz als obere Betriebsgrenze für einen solchen Apparat ist berechenbar /37/. Unter der Annahme kugelförmigen Feststoffs der in Abb. 5.3.4 angegebenen Dichten muß ab $w_{G1} = 15 \text{ cm/s}$ mit der Fluidisierung 3 mm großer Feststoffpartikel gerechnet werden. Diese Betriebsgrenze ist ohne Bedeutung, wenn vorausgesetzt wird, daß mit Gasdurchsätzen wie in Dreiphasen-Blasensäulen gefahren werden soll.

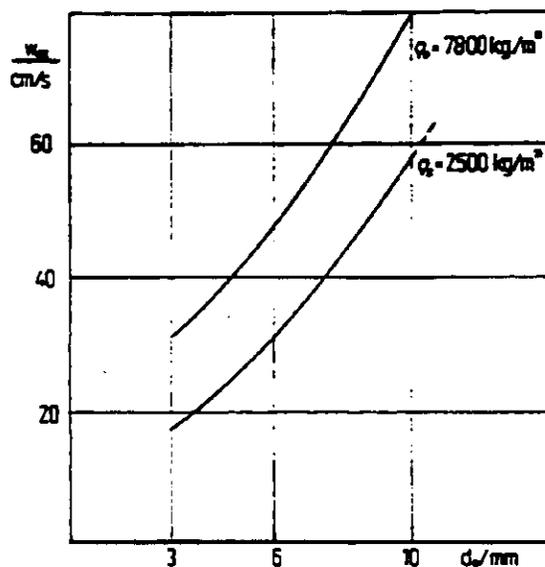


Abb. 5.3.4: Gasgeschwindigkeit zum Aufwirbeln des Feststoffs in Sumpfreaktoren

Bei einem von außen aufgeprägten Gleichstrom der Flüssigkeit zum Gas von unten nach oben wird die Betriebsgrenze des Apparats durch beginnende Fluidisierung des Katalysators infolge des Flüssigkeitsstroms erreicht. In Tab. 5.3.1 sind Richtwerte für maximale Flüssigkeitsbelastungen angegeben [70]. Apparateeinbauten mit Fangnetzen verhindern zwar einen Austrag der Füllkörper bei Überschreitung der Belastungsgrenzen; sie werden aber mit der Zeit zermahlen und dadurch funktionsunfähig.

Tab. 5.3.1: Flüssigkeitgeschwindigkeit zum Aufwirbeln des Feststoffs in Sumpfreaktoren

	$\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3$	$\rho_s = 7800 \text{ kg/m}^3$
$d_g = 3 \text{ mm}$	$w_{LL} = 4,55 \text{ cm/s}$	$w_{LL} = 10,45 \text{ cm/s}$
$d_S = 6 \text{ mm}$	$w_{LL} = 8,15 \text{ cm/s}$	$w_{LL} = 18,1 \text{ cm/s}$
$d_S = 10 \text{ mm}$	$w_{LL} = 11,77 \text{ cm/s}$	$w_{LL} = 23,4 \text{ cm/s}$

Um den Reaktionswärmestrom von 670 MW über die Flüssigkeit abzuführen, ist ein Volumenstrom von 57 000 m³/h erforderlich. Dabei ist die Standardbedingung spezifische Wärmekapazität $c_L = 3\,000 \text{ W s kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$ berücksichtigt

und eine Temperaturdifferenz zwischen Flüssigkeitsein- und -austritt von 20 K zugrundegelegt worden. Pro Reaktor einer 20-Strang-Anlage entspricht das einem Volumenstrom von $2\,350\text{ m}^3/\text{h}$ oder einer Lerrohrgeschwindigkeit bei Apparatedurchmessern wie bei den Blasensäulen von etwa 2,5 m

$$w_{L1} = 13\text{ cm/s.}$$

Dieser Durchsatz führt bei leichteren Feststoffpartikeln immer zur Fluidisierung (vgl. Tab. 5.3.1).

Die verbleibende Möglichkeit, die Wärme über Rohreinbauten abführen zu können, ist konstruktiv in der in Abb. 5.3.5 skizzierten Anordnung zu bewältigen. Die Oberfläche der Rohre entspricht der in Blasensäulen benötigten.

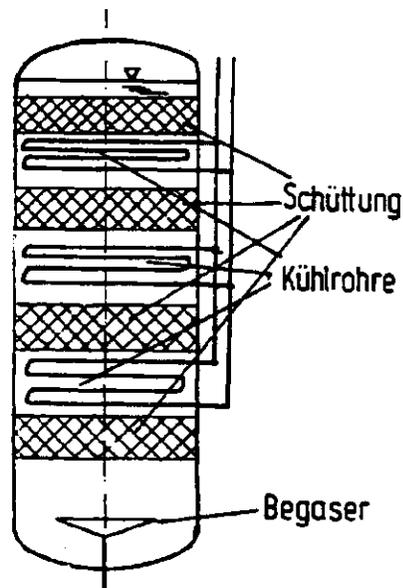


Abb. 5.3.5: Sumpfreaktor mit Wärmeübertragungseinbauten

Die Vorteile von Sumpfreaktoren für die FT-Flüssigphase-synthese gegenüber Blasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz sind in der geringeren Flüssigphasedurchmischung zu sehen. Die Vergrößerung der Phasengrenzfläche Gas-Flüssigkeit gegenüber der in Suspensionsblasensäulen ist - wie im Kapitel "Standardbedingungen" dargestellt - für den Reaktionsumsatz und die Raum-Zeit-Ausbeute ohne Belang, so lange sie gleich ist

oder größer als die in Blasensäulen gemessenen Werte. Der Prozeßwiderstand liegt in diesem Fall auf seiten der Vorgänge am und um das Katalysatorkorn. In Sumpfreaktoren bereitet jedoch die Wärmeabfuhr Probleme, die zunächst in der in Abb. 5.3.5 dargestellten Weise lösbar sind. Bei dem dort dargestellten Apparat ist die Gefahr örtlicher Überhitzungen in den Katalysatorschichten nicht auszuschließen.

Nachfolgend wird überprüft, ob dem Relevanzbaum weitere Konstruktionsmöglichkeiten für Sumpfreaktoren entnehmbar sind, welche die Randbedingungen der FT-Flüssigphasesynthese besser erfüllen.

5.3.6 Konstruktionsvarianten von Sumpfreaktoren

Bei der Phasenführung des Gases als Blasen von unten nach oben ist der Einfluß von Flüssigkeitsgleich- und -gegenstrom üblicher, also geringer, Intensitäten unerheblich. Eine Gleichstromführung von Gas und Flüssigkeit ist aber auch in der Richtung von oben nach unten möglich. Dabei sind die in Abb. 5.3.6 dargestellten Durchsatzgrenzen zu beachten.

Der Bereich einer stabilen Abstromblasenströmung liegt demnach in den Grenzen

$$\begin{aligned}w_{G1} &\approx 6 \text{ cm/s,} \\w_{L1} &\approx 10 \text{ cm/s.}\end{aligned}$$

Über die Strömungsvorgänge in solchen Abstrom-Füllkörperblasensäulen liegen bislang keine Kenntnisse vor. Insgesamt bedingt aber die relativ niedrige Grenze der bezogenen Gasbelastung eine Aufteilung des bei der FT-Synthese zu verarbeitenden Gasvolumenstroms auf 45 Kolonnen dieser Art. Der Aufwand gegenüber Blasensäulen und Sumpfreaktoren mit üblicher Gasphasenführung von unten nach oben erhöht sich also um mehr als das Doppelte.

Aus den Erfahrungen mit Sumpfreaktoren bei anderen als der FT-Flüssigphasereaktion sind die in Tab. 5.3.2 zusammengefaßten, mehr nur verbal darzustellenden Erkenntnisse zu gewinnen [71]. Es zeigt sich, daß Sumpfreaktoren gegenüber Suspensionsblasensäulen ohne Flüssigkeitsdurchsatz kaum Vorteile für die Reaktionsführung der FT-Synthese bringen. Die Fixierung des Katalysators mag eine Vergleichmäßigung des Umsatzes über die Reaktorhöhe bewirken; sie führt aber auch zu Problemen bei der Wärmeabfuhr aus dem Reaktionsraum. Sumpfreaktoren sind für die FT-Flüssigphasensynthese - insgesamt gesehen - nicht geeigneter als die in 5.2 beschriebenen Blasensäulen.

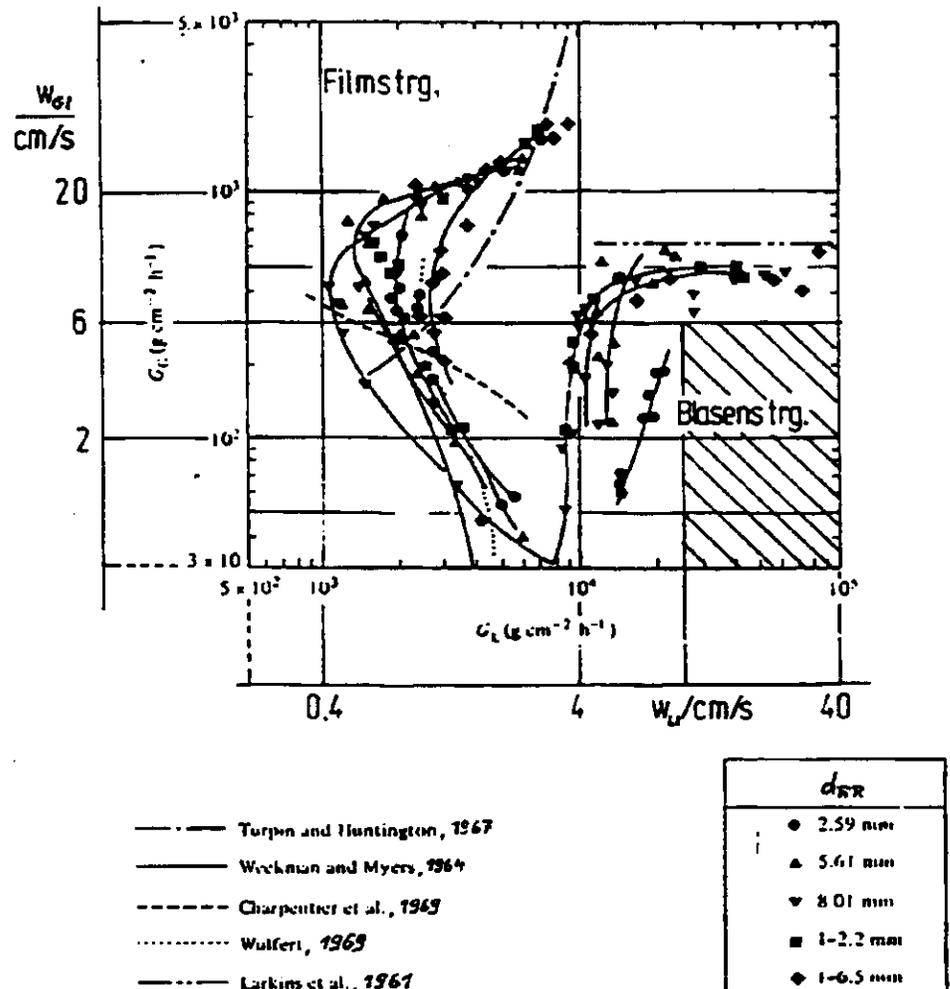


Abb. 5.3.6: Betriebsbereiche von Sumpfreaktoren nach Shah [67], auf Leerrohrgeschwindigkeiten der Phasen umgerechnet für das System Luft-Wasser

Tab. 5.3.2: Zusammenfassung der charakteristischen Merkmale von Sumpffreaktoren, nach Bank /71/

	CHARAKTERISTISCHE EIGENSCHAFTEN	REALISIERUNG	AUSWIRKUNGEN AUF DIE REAKTIONEN	VARIATIONSMÖGLICHKEITEN AUFWAND	AUSWIRKUNGEN
Gasförmige Phase	Kann von unten oder oben (als disperse Phase) eingeleitet werden; Gasbelastungen können nur gering sein;	Pumpen, Gasverteil-ler; um ein Auf-nehmen des Katalysators zu vermeiden, müssen Siebelhalterungen angebracht werden;	Bei höheren Belastungen geraten die Körner in Bewegung → gegenseitiges Abreiben, Zerkleinen → es können nur kleine Gasbelastungen gefahren werden → Reaktionen, die einen hohen Gasverbrauch be-sitzen, können nicht ablaufen; Reaktionen, bei denen der Phasen-Übergang gasförmig-flüssig geschwindigkeitsbestimmend ist, sollten im Sumpffreaktor nicht ablaufen;	Gasbelastung kann kaum variiert werden, da sie von vornherein nur gering sein darf;	Durch die Verminderung der Koaleszenz kann die Grenzfläche a_g gesteigert werden → Verbesse-rung für Gas/Flüssig-Phasenübergang
Flüssige Phase	Der relative Gasgehalt ϵ_g kann aufgrund der geringen Abbe-lastungen nur gering sein;		Da in Festbett-Sumpffreaktor die Gasblasen durch die Festkörper immer wieder zerteilt werden, ist die Koaleszenz geringer als in Blasen-säulen; die Grenzfläche a_g ist ähnlich groß wie im Rieselfreaktor; ϵ_g ist nur von der Gasbelastung abhängig, nicht von der Flüssig-keitsbelastung;	Koaleszenz der Gas-blasen kann minimal durch die Korngro-ße beeinflusst werden;	Küfersuchung der Katalysa-toren in Ver-suchsreak-toren
Feste Phase	Mit von unten oder oben einge-leitet; Ist die kontinuierliche Phase	Flüssigkeitsstand-regelung am Kopf;	Durch das Fluten mit Flüssigkeit sind die Probleme der örtlichen Über-hitzung und der schlechten Flüssigkeitsverteilung (siehe Rieselfreak-tor) gelöst; außerdem erhält man ein großes a_g ; man erzielt im Sump-freaktor wesentlich bessere Wärmeübergänge, weil er mit Flüssigkeit geflutet ist;	Flüssigkeitsbelastung nimmt keinen Einfluß auf a_g → Verände-rung des Flüssig-keitsdurchsatzes ist uninteressant;	
Wärmeüber-gang	Fullkörperschüttung; fixiert;	Tragrost- und siebläh-nliche Halterungen (oben);	Kein Zusammenbacken der Katalysatoren (durch örtl. Überhitzung); durch hohe Gasbelastungen entsteht die Gefahr des Zerkleins → Ver-stöpfen; Katalysatorausnutzung ist geringer als in Suspensionsreak-toren; Druckverlust/Länge ist gering (ähnlich hoch wie in Blasen-säulen);	Einbau von mehreren Tragrost- und Sieb-lähnen;	Körner sind starker fixiert → Verstopfungs-gefahr wird herabgesetzt da gegenseitiger Abrieb der Körner reduziert wird; Gasbelastung kann etwas erhöht werden;
Wärmever-teilung flüssig	Einer Wärmeübergang innerhalb des Bettes und zur Wand; Wesentlich besser als im Rieselfreaktor	Flüssige Phase stellt kontinuierliche Phase dar;	Es können auch stark endo- und exotherme Reaktionen problemlos be-herrscht werden;	Erhöhung des Flüssig-keitsdurchsatzes → Wärmeabfuhr wird ge-steigert;	
Betriebs-formen	Nur bei kleinen Durchmesser-proportionalität; mit zunehmen-dem Durchmesser steigt die Rückvermischung (bei techn. Kolonnen oft sehr stark);		Festkörper werden zumeist → Verstopfung;		
	Begleitstrom: Flüssigkeit von oben, Gas von unten; Gleichstrom: Flüssigkeit und Gas von unten oder oben;		Da nur geringe Gasbelastungen möglich sind, wird dieser Reaktor haupt-sächlich nur dann eingesetzt, wenn die Reaktionen einen relativ ge-ringen Gasverbrauch aufweist (z. B.: Aminationen von Alkoholen);	Flüssigkeitsstrom kann verändert werden → Wärmeabfuhr regulierbar;	Reaktionen können auch stark endo- oder exotherm sein;

5.4 Trickle-Flow-Füllkörpersäulen

5.4.1 Charakterisierung des Reaktortyps

Bei den nachfolgend "Trickle-Flow-Reaktoren" genannten Apparaten ruht der Feststoffkatalysator ebenso wie bei den Sumpfreaktoren als Schüttschicht in der Kolonne. Die kontinuierliche Phase wird dabei von der Gasphase gebildet, die Flüssigkeit rieselt als Film an den Feststoffen herab. Sie kann demgemäß den Reaktor nur von oben nach unten durchströmen. Die Gasphase ist in Gleich- oder Gegenstrom dazu zu führen. Eine obere Betriebsgrenze des Trickle-Flow-Reaktors ist durch den Übergang zum Sumpfreaktor durch die Phaseninversion, auch als Fluten bezeichnet, vorgegeben. Musil, Prost und Le Goff /72/ haben beide Betriebsbereiche, die Blasen- sowie die Filmströmung, näher untersucht. Der Übergang ist anschaulich in einem Diagramm darzustellen, in dem der Flüssigkeitsgehalt im Strömungsraum als Funktion des Flüssigkeitsvolumenstroms dargestellt ist (Abb. 5.4.1).

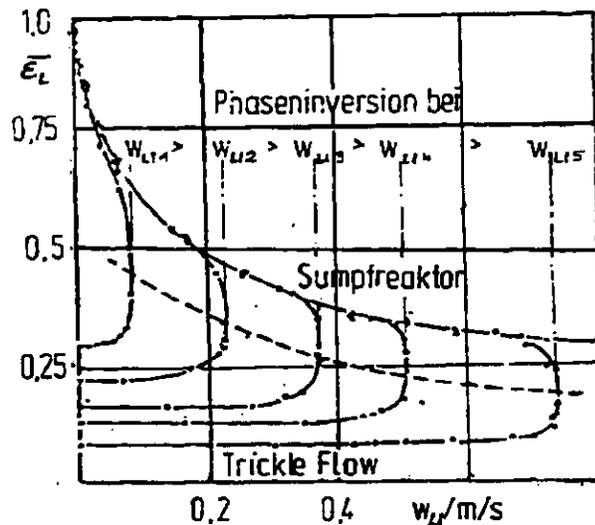


Abb. 5.4.1: Flüssigkeitsgehalt in Füllkörpersäulen bei Rieselfilm- und Blasenströmung im Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit, nach Musil et al. /72/

Jene obere Betriebsgrenze des Trickle-Flow-Reaktors ist vom Stoffsystem und der Schütttschichtgeometrie, also Art und Größe der Füllkörper, sowie den Säulenabmessungen abhängig (z. B. /73/). Bei Gegenstromfahrweise wird sie durch das in Abb. 5.4.2 dargestellte Flutpunktsdiagramm beschrieben. Als Nebenmaßstab ist der Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz unter FT-Standardbedingungen bei unterschiedlichen Katalysatorgrößen aufgetragen.

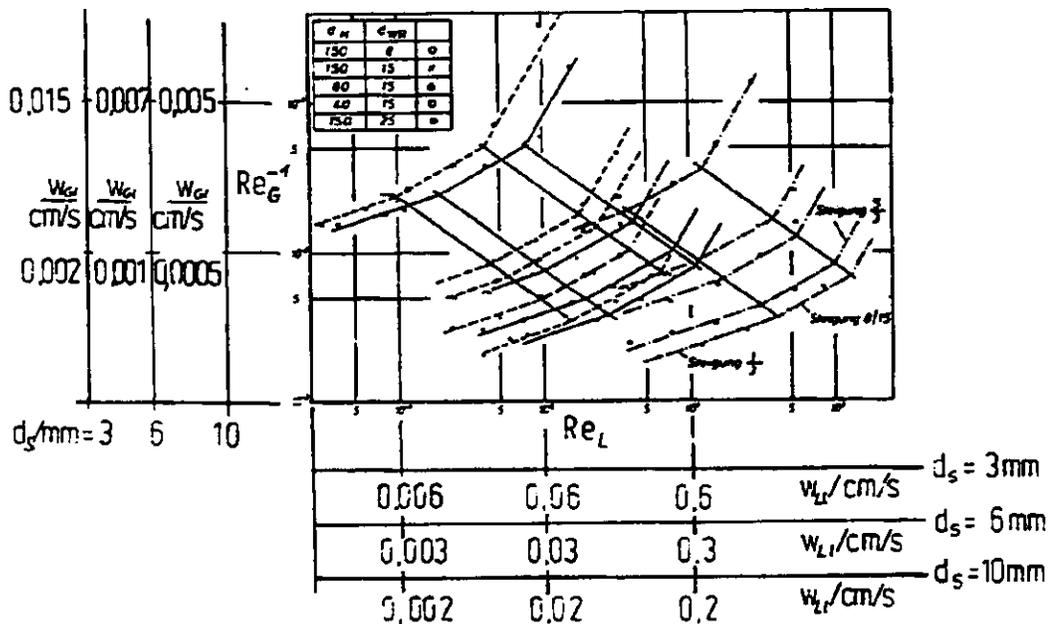


Abb. 5.4.2: Flutpunktsdiagramm nach Blaß, Kurtz /73/

Es zeigt sich, daß bei dieser Betriebsweise keine sehr großen Volumenströme beider Phasen zu fahren sind. Dies gelingt beim Abstrom beider Phasen, wobei auf das Diagramm in Abb. 5.3.6 zurückzuweisen ist. Linkerhand sind dort Trickle-Flow-Strömungsbereiche eingetragen, die quantifizierbar zeigen, daß dem Gasdurchsatz bei dieser Fahrweise nach oben hin keine Grenzen gesetzt sind.

5.4.2

Phasengehalte und Stoffaustausch Gas-Flüssig in Trickle-Flow-Reaktoren

Beim Gegenstrombetrieb von Trickle-Flow-Reaktoren ist der Flüssigkeitsgehalt über weite Anteile am möglichen Durchsatzbereich des Gases konstant (s. Abb. 5.4.1). Erst in der Nähe

des Flutpunkts beginnt die Flüssigkeit sich aufzustauen. ε_L nimmt dann zu. Vom Einsatz der Füllkörperkolonnen als Absorber ist hinlänglich bekannt, daß der Stoffaustausch zwischen Gas und Flüssigkeit in jedem Bereich zwischen Stau- und Flutpunkt vergleichsweise gut ist infolge starker Grenzflächenverformung des Flüssigkeitsfilms durch die Wirkung der Gasphase. Die spezifische Phasengrenzfläche durchläuft in diesem Bereich ein Maximum - dargestellt in Abb. 5.4.3 - infolge zweier wechselwirkender Mechanismen:

1. Vergrößerung von a_{GL} durch die Wellenbildung auf dem Film,
2. Verkleinerung von a_{GL} infolge des Aufstauens, also der Bildung dicker Flüssigkeitslamellen, die örtlich auch zusammenfließen können und die Phaseninversion damit vorbereiten.

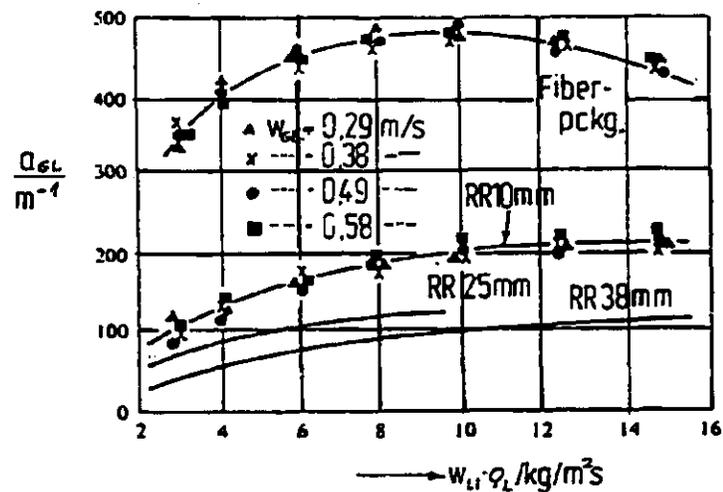


Abb. 5.4.3: Phasengrenze Gas-Flüssigkeit in Trickle-Flow-Reaktoren bei Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit

Ebenso wie beim Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit wird der Flüssigphasengehalt auch beim Gleichstrom vorstellungsmäßig aufgeteilt in einen statischen und einen dynamische Holdup. Die Summe beider Anteile kann mit Hilfe einer Vielzahl von

Korrelationen berechnet werden (z. B. /67/), die bei Gleichstrom der Phasen im Bereich

$$1,0 \leq \frac{\dot{V}_L}{\dot{V}_G} \leq 60$$

Abhängigkeiten in der Form

$$\epsilon_L = f\left(\left(\frac{\dot{V}_L}{\dot{V}_G}\right)^{0,2}\right) \quad (5.4-1)$$

enthalten. Der Stoffaustausch zwischen Gas und Flüssigkeit wird von diesen Autoren unterschiedlich korreliert, was den Einfluß von Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz betrifft. Die Exponenten n und m der Gleichungen in der Form

$$k_{GL} \ a_{GL} = K \dot{V}_G^n \dot{V}_L^m \quad (5.4.-2)$$

varieren $0,3 \ /74/ \leq n \leq 0,75 \ /75/$ und $0,4 \ /76/ \leq m \leq 1,2 \ /74/$. Sie sind stark abhängig von der Geometrie und Größe der Füllkörper. K ist ein konstanter Faktor.

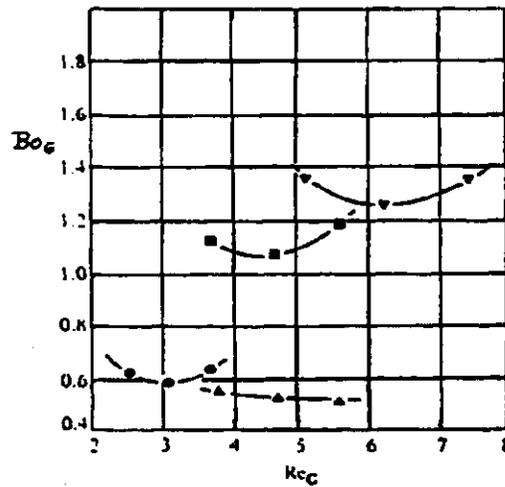
5.4.3 Durchmischung von Gas und Flüssigkeit

Für den Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit sind Messungen der axialen Dispersion sowohl des Gases als auch der Flüssigkeit bekannt. Der Einfluß von Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz ist in Abb. 5.4.4 dargestellt /77/. Der erhebliche Einfluß der Packungshöhe macht eine scale-up-Rechnung problematisch. Einen ebenfalls erheblichen Einfluß besitzen Packungsgröße, Säulendurchmesser und Füllkörperart.

Die Ursachen jener Einflüsse sind bislang weitgehend ungeklärt. Mathur und Wellek /77/ zeigen, daß die Bodensteinzahl der Gasphase mit zunehmender Raschigringgröße ansteigt, und dies für einen weiten Bereich nahezu unabhängig von der Flüssigkeitsbelastung.

Die axiale Durchmischung der Flüssigphase wird bei sinnvollen Gas- und Flüssigkeitsbelastungen durch Bodensteinzahlen um

0,4 beschrieben. Der Dispersionskoeffizient ist damit um ein Mehrfaches größer als in Sumpfreaktoren. Der Einfluß des Gasdurchsatzes auf D_{yL} ist erwartungsgemäß gering. Er wird vielfach vernachlässigt /78/.



	Re_L	d_{RR}/cm	h_M/cm
●	58.99	0.635	91.4
■	87.73	0.953	91.4
▼	116.96	1.27	91.4
▲	87.73	0.953	152.4

Abb. 5.4.4: Die axiale Durchmischung der Gasphase in Gegenstrom-Trickle-Flow-Reaktoren, nach Mathur und Welleck /77/

Beim Gleichstrom beider fluider Phasen von oben nach unten wurde bislang nur die Flüssigphasendurchmischung untersucht. Die Bodensteinzahl bewegt sich bei Untersuchungen in Raschig-ringschüttungen im Bereich von $0,2 \leq Bo_L \leq 1,2$ und liegt bei kleinen Totraumanteilen oberhalb jener bei Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit - was für den Gleichstrombetrieb eines Trickle-Flow-Reaktors bei der FT-Flüssigphasensynthese spricht.

Über den Wärmeübergang von der Füllkörperschicht an die Reaktorwand liegen keine Untersuchungen vor, die sich nicht auf den Betriebsbereich der pulsierenden Flüssigkeitsströmung beziehen. Dort sind sogar Wärmeübergangskoeffizienten im Größenordnungsbereich derer von Blasensystemen möglich ($\alpha \approx 3\ 000\ \text{W m}^{-2}\ \text{K}^{-1}$ nach Wcekman, Myers /71/). Im Betriebsbereich der Filmströmung sind jedoch die Wärmeübergangskoeffizienten so gering, daß der Wärmeübergang an die Reaktorwand oder an Einbauten in der Schicht vernachlässigbar ist.

5.4.4 Trickle-Flow-Reaktoren unter FT-Bedingungen

Allen Reaktorvarianten dieser Typenklasse gemein ist der äußerst schlechte Wärmeübergang von der Füllkörperschicht an die Wand. In eben diesem Charakteristikum liegt die Problematik ihres Einsatzes als FT-Flüssigphasenreaktor begründet. Phasengrenzfläche und Stoffaustausch zwischen Gas und Flüssigkeit sind mit jenen Werten vergleichbar, die sich in Blasensäulen einstellen. Das Verweilzeitverhalten der Flüssigphase ist bei Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit sehr ungünstig. Für den Einsatz als FT-Reaktor kommt daher bevorzugt eine Konstruktion infrage, bei der Gas- und Flüssigkeit im Gleichstrom von oben nach unten fließen.

Da über die Reaktorwand keine hinreichend großen Wärmeströme abgeführt werden können, ist das Verhältnis jener Wandfläche zum Reaktorvolumen unerheblich. Auch Konstruktionen wie jene von Reichelt und Blaß /80/, dargestellt im rechten Teil von Abb. 5.4.5, sind für die FT-Synthese unter solchen Aspekten nicht günstiger. Die Abfuhr der

Reaktionsenthalpie gelingt nur über den Flüssigkeitsstrom, dessen Größe insgesamt $57\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ beträgt (s. hierzu 5.3.5). Berücksichtigt man weiterhin, daß die Flüssigkeitsbelastung beim Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit durch den Flutpunkt eng begrenzt ist (siehe Abb. 5.4.2), so ergibt sich für jenen Gegenstromfall eine Reaktorquerschnittsfläche von ca. $750\ \text{m}^2$. Das entspricht einer Parallelschaltung von über 100 Reaktoren mit Durchmessern von 3 m. Ein solcher Fall ist demzufolge nicht praktikabel.

Günstigere Verhältnisse ergeben sich für den Gleichstrom von Gas und Flüssigkeit. Unter Berücksichtigung jener, in Abb. 5.3.6 dargestellten Grenze des Flüssigkeitsdurchsatzes für Trickle-Flow beträgt dabei die gesamte Reaktorquerschnittsfläche von nur $400\ \text{m}^2$. Dann sind noch ca. 60 Reaktoren von 3 m Durchmesser notwendig, um unter Reaktionsbedingungen fluiddynamisch stabil operieren zu können. Insgesamt erscheint der Trickle-Flow-Reaktor für die FT-Flüssigphase-synthese wenig geeignet.

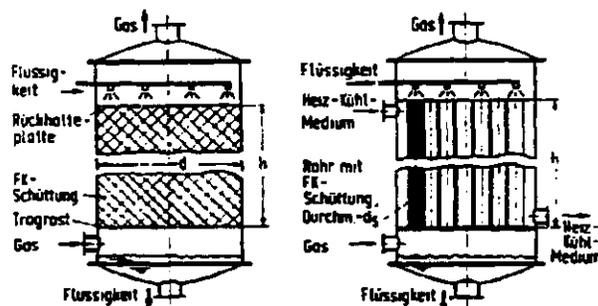


Abb. 5.4.5: Konstruktionsvarianten von Trickle-Flow-Reaktoren, nach Reichelt, Bläß /80/