

COMMUNICATIONS

DE LA FACULTÉ DES SCIENCES
DE L'UNIVERSITÉ D'ANKARA

Série B: Chimie

TOME : 28

ANNÉE : 1982

**Auslegung von Füllkörperkolonnen Als Chemische Absorber Durch
Simulation in Labormodellen**

by

E. ALPER

5

Faculté des Sciences de l'Université d'Ankara
Ankara, Turquie

Communications de la Faculté des Sciences de l'Université d'Ankara

Comité de Redaction de la Série B

E. Alper, Ş. Gümüş, T. Gündüz, Y. Sarıkaya, C. Tüzün

Secrétaire de Publication

Ö. Çakar

La Revue "Communications de la Faculté des Sciences de l'Université d'Ankara" est un organe de publication englobant toutes les diciplines scientifiques représentées à la Faculté des Sciences de l'Université d'Ankara.

La Revue, jusqu'à 1975 à l'exception des tomes I, II, III etait composée de trois séries

Série A: Mathématiques, Physique et Astronomie,

Série B: Chimie,

Série C: Sciences Naturelles.

A partir de 1975 la Revue comprend sept séries:

Série A₁: Mathématiques,

Série A₂: Physique,

Série A₃: Astronomie,

Série B: Chimie,

Série C₁: Géologie,

Série C₂: Botanique,

Série C₃: Zoologie.

En principe, la Revue est réservée aux mémoires originaux des membres de la Faculté des Sciences de l'Université d'Ankara. Elle accepte cependant, dans la mesure de la place disponible les communications des auteurs étrangers. Les langues Allemande, Anglaise et Française seront acceptées indifféremment. Tout article doit être accompagnés d'un résumé.

Les articles soumis pour publications doivent être remis en trois exemplaires dactylographiés et ne doit pas dépasser 25 pages des Communications, les dessins et figures portés sur les feuilles séparées devant pouvoir être reproduits sans modifications.

Les auteurs reçoivent 25 extraits sans couverture.

l'Adresse : Dergi Yayın Sekreteri,
Ankara Üniversitesi,
Fen Fakültesi,
Beşevler-Ankara

Auslegung Von Füllkörperkolonnen Als Chemische Absorber Durch Simulation In Labormodellen

E. ALPER

Abteilung für Chemie der Universitaet Ankara, Beşevler, Ankara, Türkei

(Eingegangen am 28 Januar 1982; akzeptiert am 15 Februar 1982).

ZUSAMMENFASSUNG

Die verschiedenen Schritte und Methoden zum Entwurf von Füllkörperkolonnen als chemische Absorber werden diskutiert. Alle Auslegungsmethoden benötigen die Kenntnis der Stoffübergangskoeffizienten, k_L und k_G , und der effektiven Phasengrenzfläche a (sowie in einigen Fällen auch des Flüssigkeitsgehalts). Die kürzlich erschienene Literatur über diese Parameter wird zusammenfassend dargestellt.

Bei Anwendung sogenannter Simulationsmodelle ist jedoch die Kenntnis der prozessspezifischen Parameter entbehrlich, die das eigentliche Hauptproblem darstellen. Die Kriterien zur Simulation sowohl eines "Punkts" innerhalb der Kolonne als auch einer "vollständigen" Füllkörperkolonne werden vorgestellt und ihr Gebrauch zur Voraussage der verschiedenen Dimensionierungsgrößen einer industriellen Anlage (z.B. der für eine bestimmte Aufgabe notwendigen Packungshöhe) werden beschrieben. Experimentelle Ergebnisse für verschiedene Stoffsysteme mit einer Rührzelle ("Punkt" modell), einem speziell konstruierten Kugelstrangeabsorber ("vollständiges" Modell) und in verschiedenen Kolonnen demonstrieren die Gültigkeit, Anwendbarkeit und Genauigkeit dieser Methoden zum Entwurf von Füllkörperkolonnen Absorber.

Die genaue Auslegung von Gas/Flüssig-Reaktoren kann häufig eine recht schwierige Aufgabe darstellen. Wie in Abb.1 angedeutet, erfolgt der Entwurf in drei Schritten. Zunächst muß das Auslegungsproblem genau definiert werden; das ergibt eine Anzahl unabhängiger Parameter, wie Durchsätze der beiden Phasen, Art der Packung, Temperatur, Druck etc. Diese einstellbaren Betriebsbedingungen legen eine Reihe weiterer Parameter fest, die das Umsatzverhalten wesentlich beeinflussen. Es sind dies die Stofftransporteffizienten, der Flüssigkeitsgehalt und die Austauschfläche. Diese Größen müssen für

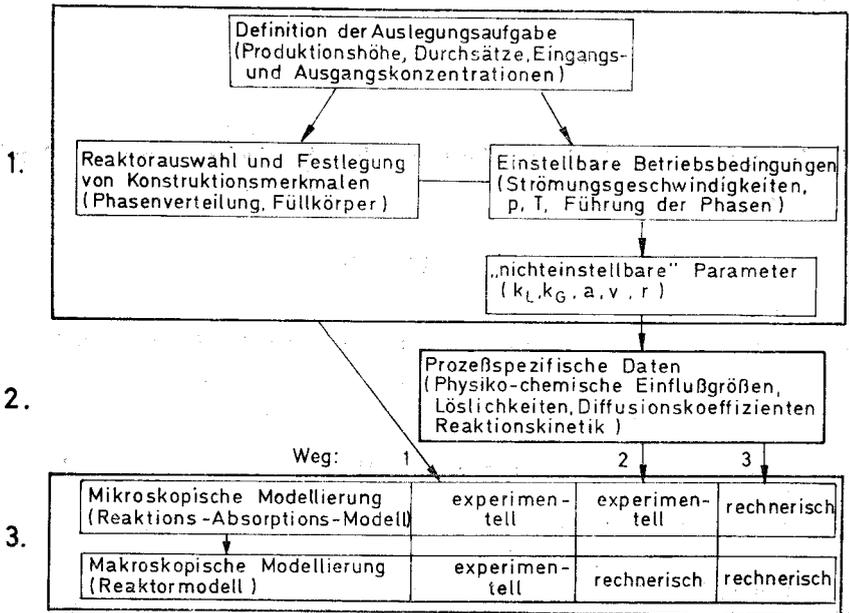


Abb. 1. Schematische Darstellung der verschiedenen Schritte des Entwurfs von Gas/Flüssig-Reaktoren.

die Auslegung bekannt sein bzw. aus Meßdaten und Korrelationen abgeschätzt werden. Obwohl für diesen ersten Schritt einige Faustregeln bekannt sind, ist es schwierig, irgendeine Verallgemeinerung vorzunehmen, da einige der hier festzulegenden Größen fast ausschließlich von den spezifischen Eigenschaften des durchzuführenden Prozesses abhängen.

Der nächste Schritt betrifft die Bestimmung oder Abschätzung der sog. prozeßspezifischen Daten, wie der Löslichkeit, der Diffusionskoeffizienten und der Reaktionsgeschwindigkeiten. Die Besorgung dieser Daten muß für jedes Stoffsystem und die gewünschten Betriebsbedingungen gesondert erfolgen und ist deshalb ausgesprochen stoff- und prozeßspezifisch. Der letzte Schritt besteht schließlich darin, unter Berücksichtigung sowohl der lokalen oder mikroskopischen Eigenschaften und integralen, makroskopisch vorgegebenen Daten die Reaktorkapazität zu berechnen bzw. im Fall einer Füllkörperkolonne die zur Erzielung eines bestimmten Umsatzes notwendige Packungshöhe festzulegen. Unter bestimmten Umständen ist es nun

möglich, auf die vollständige theoretisch-rechnerische Modellierung weitgehend zu verzichten und stattdessen durch Messungen in geeigneten Modellreaktoren vom Labormaßstab die erforderlichen Auslegungsdaten zu ermitteln. Dabei läßt sich der zweite Schritt des angeführten Auslegungsschemas umgehen, also die Ermittlung der stoff- und prozeßspezifischen Daten. Dagegen muß die in Schritt 1 angegebene Information in jedem Fall bekannt sein, unabhängig davon, ob die Auslegung rein theoretisch oder unter Anwendung von Labormodell-Reaktoren erfolgt.

Bei der Modellierung von Gas/Flüssig-Reaktoren war es bisher vielfach üblich, ideales Verhalten der Phasen vorauszusetzen, also Pfropfströmung oder Rührkesselverhalten in einer oder beiden Phasen. In letzter Zeit sind verbesserte Modelle bekannt geworden [1], die den tatsächlich vorliegenden hydrodynamischen Verhältnissen eher gerecht werden. Die Durchmischung der Phasen in Gas/Flüssig-Reaktoren wurde kürzlich in einem Übersichtartikel umfassend behandelt [2]. Die Mehrzahl aller Untersuchungen in gepackten Kolonnen, deren Höhe üblicherweise ein Vielfaches des Durchmessers ist, zeigt jedoch, daß die Abweichungen von der Pfropfströmung vernachlässigbar sind. Kriterien zur Herabsetzung der schädlichen Rückvermischung in beiden Phasen durch geeignete Auslegungsmaßnahmen wurden von Sharma, Shah und Stiegel diskutiert [2].

Ein weiterer unerwünschter Effekt in Füllkörperkolonnen stellt die mögliche Wandströmung der flüssigen Phase dar. Es gibt nur wenige zuverlässige Kenntnisse über die Randgängigkeit. Die verschiedenen Aspekte des Einflusses einer möglichen Wandströmung wurden von verschiedenen Autoren [3-5] eingehend diskutiert. Auch hier ist es jedoch so, daß es in Kolonnen von technischem Maßstab äußerst unwahrscheinlich ist, daß die Flüssigströmung an der Wand von nennenswertem Einfluß ist, da hier nicht nur das Durchmesser Verhältnis von Füllkörper zu Säulendurchmesser sehr hoch liegt, sondern zusätzlich die Flüssigkeit durch entsprechende Einbauten neu verteilt wird. Für die weitere Behandlung ist es deshalb ausreichend, anzunehmen, daß in beiden Phasen Pfropfströmung vorliegt.

Für die Modellierung eines Gas/Flüssig-Reaktors ist es i.a. notwendig, die Energie- und Komponentenbilanzen für den Reaktionsort, die flüssige Phase, aufzustellen. Es ist nun ein erheblicher Vorteil, daß

für die meisten Stoffsysteme eine Vernachlässigung der Wärmebilanz als Näherung zulässig ist. Für stark exotherme Reaktionen kann es erforderlich sein, in der Literatur vorgeschlagene Korrekturen anzubringen /3,6-9/, die allerdings noch nicht vollständig befriedigend sind. Unter isothermen Bedingungen führt die Komponentenbilanz zu:

$$(D_i \Delta - v) \Delta C_i = \frac{\partial C_i}{\partial t} + z_i r \quad (1)$$

Die Lösung dieser Gleichung erfordert nicht nur die Kenntnis der verschiedenen physikochemischen und reaktionskinetischen Daten, sondern auch ein genaues Bild von den fluiddynamischen Bedingungen an der Phasengrenzfläche, die allerdings normalerweise nicht bekannt sind. Da aber der Konzentrationsgradient und der Geschwindigkeitsvektor annähernd senkrecht aufeinander stehen, ist das Skalarprodukt dieser Größen fast immer vernachlässigbar. Beschränkt man sich weiterhin auf eindimensionale Diffusion, dann vereinfacht sich Gl. (1) zu:

$$D_i \frac{\partial C_i}{\partial x_i} = \frac{\partial C_i}{\partial t} + z_i r \quad (2)$$

Die Lösung dieser Gleichung erfolgt nun unter Berücksichtigung von Randbedingungen, die sich aus bestimmten Modellvorstellungen, wie dem Filmmodell /10/ oder den verschiedenen Oberflächenerneuerungsmodellen /11-12/ ergeben. Mit Kenntnis der Lösung kann die Absorptionsrate für einen bestimmten "Punkt" des Absorbers, d.h. für ein kleines, statistisch jedoch repräsentatives Volumenelement, berechnet werden. Die Ergebnisse werden gewöhnlich in Form des Verstärkungs- oder Beschleunigungsfaktors ausgedrückt, der angibt, in welchem Maße die Absorptionsgeschwindigkeit durch die chemische Reaktion erhöht wird. Es ist bekannt, daß dieser Verstärkungsfaktor nur wenig davon abhängig ist, ob das Filmmodell oder die Grenzflächenenerneuerungsmodelle von Higbie oder Danckwerts bei der Berechnung verwendet wurden /3/. Porter /13/, Merchuk et al. /14/ und Alper /15/ haben den Einfluß der Verteilung der Kontaktzeiten untersucht und fanden, daß dieser vernachlässigbar ist.

Diese Befunde legen den Schluß nahe, daß bei chemischen Reaktionen die pro Phasengrenzflächeneinheit in verschiedenen Anlagen absorbierten Gasmengen dann gleich sind, wenn die physikalischen Tr-

ansportkoeffizienten k_L und k_G sowie die Kernkonzentrationen in den Phasen übereinstimmen. Im allgemeinen kann der Bewegungszustand der Flüssigkeit und des Gases in zwei verschiedenen Absorbieren –z.B. in einer Füllkörperkolonne und ihrem Labormodellvöllig unterschiedlich sein. Trotzdem ist es unwahrscheinlich, daß dieser bei der Bestimmung des Zusammenhangs zwischen k_L , k_G und der Absorptionsrate eine Rolle spielt, solange die Stoffübergangskoeffizienten der Gas- und Flüssigphase in beiden Anlagen übereinstimmen.

Diese Überlegungen einerseits und andererseits die Tatsache, daß die prozeßspezifischen Daten schwierig und selten mit ausreichender Genauigkeit erhältlich sind (siehe Schritt 2 in Abb. 1), lagen den Gedanken nahe, relativ einfache Modell-Reaktoren zu entwickeln und daran Experimente durchzuführen, die notwendige Information in einer Form liefern, die direkt zur Auslegung von Gas/Flüssig-Reaktoren geeignet ist. Der Zweck dieses Beitrags besteht darin, nachzuweisen, daß Messungen an geeigneten Labormodell-Reaktoren die theoretische Modellierung von gepackten Kolonnen sowohl auf mikroskopischer als auch auf makroskopischer Ebene (s. Weg 1 und 2 in Abb. 1) ersetzen können. Dadurch ist es möglich, auf die zeitaufwendige und kostspielige Ermittlung vieler bzw. aller prozeßspezifischen Daten zu verzichten.

Absorption in Füllkörperkolonnen

Es wird vorausgesetzt, daß innerhalb der Kolonnen k_L , k_G , a und v konstant sind. Meßwerte für diese Größen in Abhängigkeit von den Strömungsgeschwindigkeiten und Flüssigkeitseigenschaften findet man in der Literatur. In Tabelle 1 und 2 sind die wichtigsten Literaturstellen zusammengestellt. Die Mehrzahl der publizierten Ergebnisse wird in Übersichtsartikeln /33–40/ behandelt. Bedauerlicherweise gibt es noch keine vollständig befriedigenden Korrelationen für die verschiedenen Meßdaten. Empirische Korrelation wie die von Norman /16/ und Sherwood und Holloway /17/ für $k_L a$, sind nicht immer anwendbar und sollten mit großer Vorsicht benutzt werden (zur Diskussion dieses Problems siehe z.B. Ref. /5/). Weiterhin ergeben die meisten Korrelationen einen oberen Grenzwert /18/, der gleich ist der geometrischen Oberfläche der Packung. Andererseits zeigen neuere

TABELLE 1. Einige kürzlich erschienene Übersichtsartikel und Originalarbeiten über die Phasengrenzfläche und Stoffübergangskoeffizienten in Füllkörperkolonnen.

Autoren	BEMERKUNGEN
Sharma und Danckwerts / 33 /	<p>Kritische Darstellung der chemischen Methoden zur Ermittlung von k_L', k_G und a. Übersicht unter Berücksichtigung der Daten von Richards et al. / 65 / und Mannford Doble / 66 / Verallgemeinerte Korrelation für die Phasengrenzfläche in Abhängigkeit vom Reaktionsfaktor. Es werden nur die Ergebnisse von Danckwerts, Sharma und Mitarbeitern wiedergegeben. Originaldaten über k_L und a sowie Literaturübersicht unter besonderer Berücksichtigung deutscher und osteuropäischer Arbeiten. Kritische Übersicht, allerdings beschränkt auf physikalische Absorption. Übersicht über physikalische und chemische Methoden zur Bestimmung von a. Übersicht und häufig zitierte Korrelationen für a, $k_G a$ und $k_L a$ Diskussion neuer nicht-wässriger Stoffsysteme: beschränkte Anzahl von a- und $k_L a$-Daten. Meßwerte von k_L und a für Plastikringe verschiedener Längezu-Durchmesser-Verhältnisse. Meßdaten für poröse und nichtporöse Packungen, die zeigen, daß a von der Porosität kaum abhängig ist. $k_G a$- und a-Werte bei Gleichstrom für verschiedene Packungsmaterialien. Meßwerte für $k_G a$, $k_L a$ und a für verschiedene Packungsmaterialien (17). Vergleich verschiedener Korrelationen, Vergrößerung von a durch Anwendung hydrophiler Schichten..</p>
Danckwerts und Sharma / 34 /	
Puranik und Vogelpohl / 35 /	
Laurent und Charpentier / 36 /	
Kolev / 37 /	
Reichert und Blass / 38 /	
Alper / 39 /	
Onda / 40 /	
Sridharan und Sharma / 23	
Alper / 24,41 /	
Alper / 42 /	
Shende und Sharma / 27 /	
Shay und Sharma / 20 /	
Linek et a. / 43,44 /	

TABELLE 2. Ausgewählte Literaturarbeiten über den Flüssigkeitsgehalt in Füllkörperkolonnen

Autor	Bemerkungen
Buchanan / 45 /	<p>Korrelation für Raschig-Ringe Kritische Darstellung grundsätzlicher Probleme Umfangreiche Daten über Keramik- und Kohlering für wässrige und nicht-wässrige Systeme. Neue Daten und Korrelation für kleine Füllkörper. Meßwerte für Packungen mit Füllkörpern gleicher Form und FröÙe aber unterschiedlichem Material Daten für Kugeln, Angabe einer Methode zur Abschätzung des Einflusses der Gasgeschwindigkeit auf den Flüssigkeitsgehalt.</p>
Hofman / 46 /	
Shulman und Mitarbeiter / 47,48 /	
Mohuntha und Laddha / 49 /	
Ponter, Taymour und Dankyi / 50 /	
Tichy et al. / 32,51 /	

Arbeiten / 19,20 / deutlich, daß für einige Füllkörper die effektive Phasengrenzfläche besonders bei hohen Flüssigkeitsgeschwindigkeiten den Wert der geometrischen überschreiten kann.

Dennoch läßt die Mehrzahl der experimentellen Befunde die folgenden Verallgemeinerungen zu, die nützlich sind, um die benötigten Parameter bei den gewünschten Betriebsbedingungen und für den normalen Gegenstrombetrieb abzuschätzen.

- 1- Es ist interessant festzustellen, daß im Gegensatz zu Gas/Flüssig-Dispersionen (wie sie z.B. in Blasensäulen auftreten) die Phasengrenzfläche nahezu unabhängig ist von Eigenschaften des verwendeten chemischen Systems und für eine bestimmte Füllkörperart nur vom Flüssigphasedurchsatz abhängig ist. So zeigt Abb. 2 Meßergebnisse von Sharma und Mitarbeitern / 21-23 /, die von verschiedenen anderen Autoren im Laufe der vergangenen Jahre überprüft wurden. In Tabelle 3 sind die charakteristischen

TABELLE 3. Stoffsysteme für die in Abb. 2 angegebenen Daten sowie einige charakteristische Eigenschaften.

Nr.	Gelöstes Gas	Absorbens	Viskosität	Ionenstärke	Literatur
1	Isobuten	wässrige H ₂ SO ₄	8.9	34.5	
2a	O ₂	Verschiedene Konzentrationen von CuCl ₂ , CuCl ₂ , HCl	2.4	8	
2b	O ₂		2.46	9.15	Jhaveri und Sharma / 21 /
2c	O ₂		0.905	3.5	
2d	O ₂		1.2	5.1	
		Dithionit und NaOH			
3a	O ₂		0.9	0.62	
3b	O ₂		1.0	1.31	
4a	CO ₂	NaOH	1.19	1.8	Vidwans und Sharma / 26 /
4b	CO ₂	Monoäthanolamin	1.2	—	
5	CO ₂	Kupferamin-komplex	1.28	—	Sridharan und Sharma / 23 /

Eigenschaften der in Abb. 2 verwendeten Stoffsysteme zusammengestellt. Offensichtlich haben die Ionenstärke und die Viskosität keinen Einfluß die effektive Phasengrenzfläche. Alle anderen publizierten Daten (z.B. / 20,24,25 /) für wässrige Stoffsysteme bestätigen diese Auffassung. Für nichtwässrige Systeme gibt es nur wenige Informationen, die jedoch nicht mit diesen Schlußfolgerungen übereinstimmen.

- 2- Sharma und Mitarbeiter / 20,26,27 / haben wiederholt gezeigt, daß für eine gegebene Packung k_c nur von der Gasgeschwindigkeit

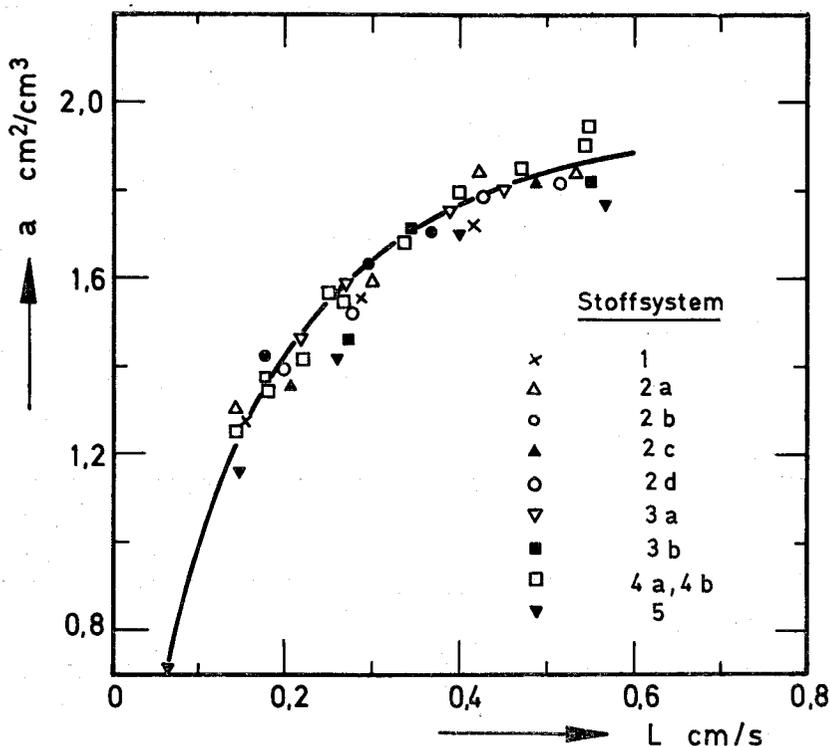


Abb. 2. Änderung der effektiven spezifischen Phasengrenzfläche mit dem Flüssigkeitsdurchsatz (s. Tabelle 1 für Zeichenerklärung)

keit abhängt, obwohl theoretische Überlegungen und einige experimentelle Befunde in Laborabsorbieren [28,29] zeigen, daß auch eine Abhängigkeit vom Flüssigkeitsdurchsatz auftritt. Die Stoffübergangskoeffizienten k_G sind natürlich gasspezifisch und müssen bei Verwendung anderer Gase entsprechend korrigiert werden. Die von Sharma und Mitarbeitern [26,30] mitgeteilten Meßergebnisse überstreichen einen weiten Bereich des Diffusionskoeffizienten (8-fache Variation in D_G), die nicht nur zeigen, daß $k_G \sim D_G^{1/2}$, sondern auch, daß die Schmidt-Zahl nicht der geeignete Korrelationsparameter ist. Dieser letztere Befund wird auch durch neuere Meßergebnisse von Merchuk und Tamir [31] bestätigt. Diese zeigen allerdings, daß $k_G \sim D_G^{1/2}$, was aber darauf zurückzuführen sein kann, daß die Meßdaten aus Verdampfungsexperimenten in einer Rührzelle erhalten wurden.

3. Für eine gegebene Packung hängt k_L im wesentlichen nur von der Flüssigphasegeschwindigkeit ab, allerdings hat auch die Viskosität der Absorptionslösung einen starken Einfluß, da diese sowohl den Diffusionskoeffizienten verändert als auch die hydrodynamischen Bedingungen. Es wird jedoch angenommen, daß eine Korrektur nach $k_L \sim D_L^{1/2}$ (die den Effekt der Viskosität über den Diffusionskoeffizienten einschließt) für alle praktischen Zwecke ausreichend ist, sofern die Änderung der Viskosität nicht zu groß ausfällt. Über diesen Punkt liegen aber nur wenige experimentelle Befunde vor / 21,24 / und weitere Untersuchungen sind hier erforderlich.

Schließlich soll darauf hingewiesen werden, daß die Mehrzahl der Ergebnisse für k_L , a und v unter Bedingungen erhalten wurden, bei denen kein Gas ströme bzw. nur geringe Gasströme verwendet wurden. Tichy / 32 / hat eine Methode angegeben, wie der Einfluß der Gasgeschwindigkeit abgeschätzt werden kann bei Kenntnis des Flüssigkeitsgehalts bei $G = 0$ und dem Flüssigkeitsgehalt am Flutpunkt. Es kann jedoch angenommen werden, daß die Abhängigkeit all dieser Parameter vom Gasdurchsatz vernachlässigbar ist, wenn die Betriebsbedingungen weit genug unterhalb vom Flutpunkt liegen.

Wie oben schon angeführt wurde, können unter normalen Betriebsbedingungen Abweichungen vom Propfströmungsverhalten der Phasen vernachlässigt werden. Für den Fall, daß die Flüssigkeit nur einen Reaktanden B und das Gas die reaktive Komponente C enthält, ergeben die Bilanzen für eine horizontale Scheibe der Packung der Höhe dH folgende Ausdrücke:

$$\bar{R}(P^\circ, C^\circ, B^\circ) a dH = LdC^\circ + v r(C^\circ, B^\circ) dH \quad (3)$$

$$- LdB^\circ = z v r(C^\circ, B^\circ) dH \quad (4)$$

Durch Umordnung und Integration folgt:

$$\frac{aH}{L} = \int_{in}^{out} \frac{dC^\circ}{\bar{R}(P^\circ, C^\circ, B^\circ)} - \int_{in}^{out} \frac{dB^\circ}{z\bar{R}(P^\circ, C^\circ, B^\circ)} \quad (5)$$

$$\frac{vH}{L} = \int_{in}^{out} \frac{dB^\circ}{z r(C^\circ, B^\circ)} \quad (6)$$

Wenn nun die Absorptionsrate \bar{R} unter Benutzung entweder des Films oder eines Granzflächenenerneuerungsmodells theoretisch bestimmbar ist, dann kann das Integral ausgewertet und die notwendige Packungshöhe bestimmt werden. Man benötigt dazu normalerweise verschiedene Werte für \bar{R} , die für unterschiedliche Packungshöhen gelten, und muß die Integration von Gl. (5) numerisch ausführen. Nur für einfache Reaktionssysteme sind analytische Beziehungen erhältlich /52/. Für die theoretische Vorausberechnung benötigt man die genaue Kenntnis der Reaktionskinetik, insbesondere der Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten und der physikochemischen Daten, wie der Löslichkeit und des Diffusionskoeffizienten. Anstelle einer solchen theoretischen Berechnung kann \bar{R} in einem Labormodell gemessen werden, welches einen "Punkt" innerhalb der Packung simuliert. Ein solches Labormodell nennt man Punktmodell einer Füllkörperkolonne, da es alle Erscheinungen im Mikromaßstab wiedergeben kann. Natürlich ist es damit i.a. nicht möglich, die genauen Werte der einzelnen prozeßspezifischen Parameter zu erhalten. Es können aber solche Modellabsorber konstruiert werden, die es gestatten, gleichzeitig die mikroskopischen wie auch die makroskopischen Erscheinungen, die in einer Kolonne ablaufen, zu simulieren. In diesem Fall ist es notwendig daß zusätzlich zu der Forderung nach Übereinstimmung von k_L und k_C die Gl. (5) und (6) für den Modellabsorber erfüllt sind.

Ein solcher Modellabsorber soll "vollständiges" Modell einer gepackten Kolonne genannt werden.

Die Rührzelle als Punktmodell (Danckwerts - Gillham - Alper - Methode)

Laborabsorber, die als Punktmodelle von Füllkörperkolonnen einsetzbar sind, können verschiedene Gestalt haben. Die wesentlichen Kennzeichen eines solchen Laborabsorbers sind: (1) die Grenzfläche zwischen Gas- und Flüssigkeit muß genau definiert und bekannt sein und (2) die Stoffübergangskoeffizienten (k_L und k_C), die in der Füllkörperkolonne vorliegen, müssen einfach einstellbar sein. Alper /29/ untersuchte die verschiedenen zur Punktsimulation geeigneten Laborabsorber und zeigte, daß eine Rührzelle, wie sie in Abb. 3 dargestellt ist, alle notwendigen Voraussetzungen erfüllt. Eine Rührzelle als Modellabsorber wurde auch zuerst von Danckwerts und Gillham /53/ verwendet. Sharma und Jhaveri /54/, Shaffer und Mitarbeiter /55/

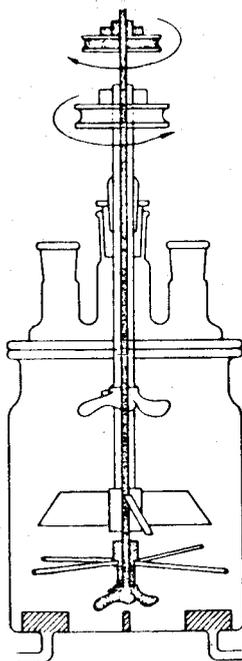


Abb. 3, Schematische Darstellung der Rührzelle,

und Yano und Mitarbeiter /56/ benutzten ähnliche Anordnungen, und Laurent und Charpentier /57/ diskutierten das sich daraus ergebende Auslegungsverfahren. Alle diese Autoren berücksichtigten jedoch nur die in der flüssigen Phase ablaufenden Erscheinungen, d.h. nur k_L wurde angepaßt, und sie vernachlässigten die Möglichkeit von Stofftransportwiderständen in der Gasphase. Alper und Danckwerts /58/ haben die Untersuchungen dahingehend erweitert, daß auch der gaseitige Stoffübergangskoeffizient k_G so variiert werden kann, daß er dem in gepackten Kolonnen vorliegenden Wert angepaßt werden kann. Rührzellen, die den in Abb. 3 gezeigten ähnlich sind, wurden kürzlich auch von Godfrey und Levenspiel /59/ und Sridharan und Sharma /23/ angegeben. In der in Abb. 3 dargestellten Zelle wird ein Rührer mit vier Blättern benutzt, die die Flüssigkeitsoberfläche in ständiger Bewegung halten. Dadurch ist es möglich, hohe Stoffübergangskoeffizienten zu erhalten, die den Werten in einer Füllkörperkolonne angepaßt werden können. Der gaseitige Rührer ist ebenfalls

nahe der Flüssigkeitsoberfläche angebracht. Die Einzelheiten der apparativen Anordnung sind in /29/ beschrieben. Meßwerte für k_G und k_L in Abhängigkeit von der Rührgeschwindigkeit in der Gas- und Flüssigphase sind in den Abb. 4 und 5 angegeben. Sie überstreichen den Bereich, der üblicherweise auch in gepackten Kolonnen anzutreffen ist.

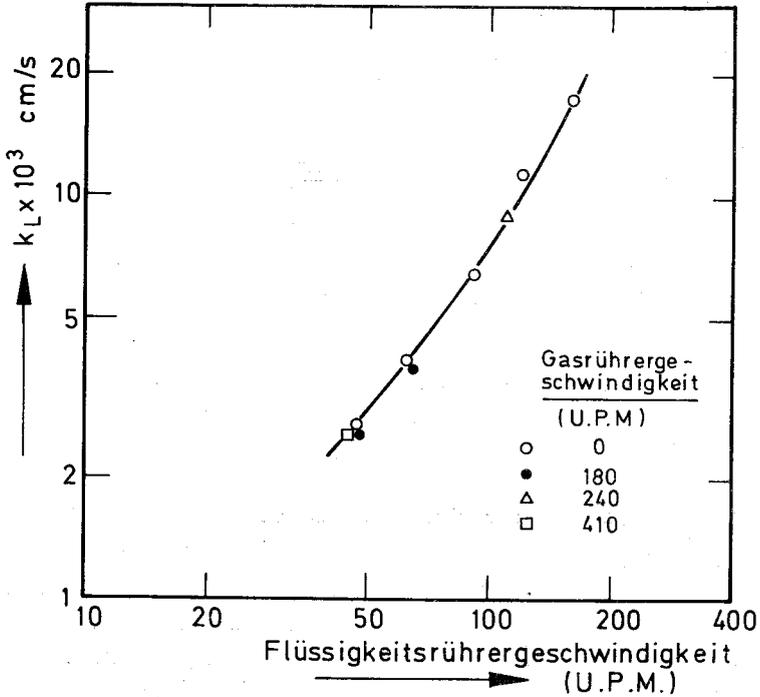


Abb. 4. Flüssigkeitsseitige Stoffübergangskoeffizienten ($\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$) in der Rührzelle.

In bestimmten Fällen, z.B. wenn die Reaktion zwischen dem gelösten Gas und der Flüssigphasenkomponente langsam ist, läuft die Reaktion nicht nur in der phasengrenzflächennahen Schicht ab, sondern auch im Kern der flüssigen Phase. Dann hängt die Absorptionsrate (in der Rührzelle und in der Kolonne) auch von dem pro Einheit der Phasengrenzfläche zur Verfügung stehenden Flüssigkeitsvolumen ab. Da der Flüssigkeitsgehalt in einer Rührzelle und in einer Kolonne sehr verschieden sind, kann in solchen Fällen die Rührzelle nicht als Modellabsorber benutzt werden. Ist jedoch die Reaktion schnell und irreversibel, dann ist die Kernkonzentration des gelösten Gases Null.

Damit verschwindet auch der erste Term der rechten Seite von Gl. (5), und die Methode ist wieder voll gültig und anwendbar.

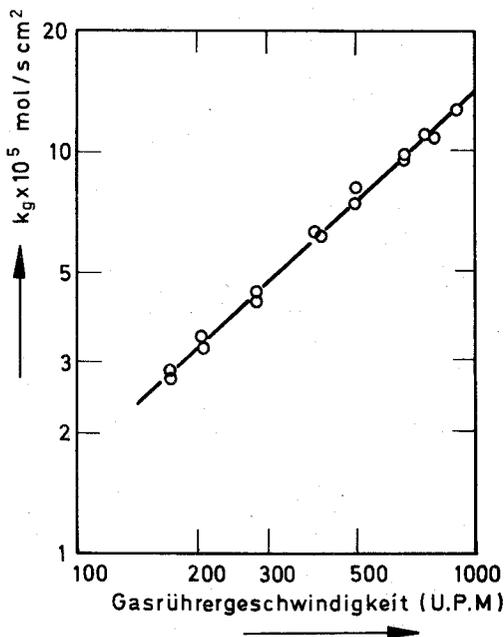


Abb. 5. Gasseitige Stoffübergangskoeffizienten (SO_2 -Absorption aus Luft) in der Rührzelle.

Überprüfung des Punktmodells.

Die hier beschriebene Methode wurde durch Absorptionsmessungen in einer Füllkörperkolonne von 10,2 cm Durchmesser und einer Höhe bis zu 183 cm überprüft. Als Füllkörper wurden Keramik-Raschig-Ringe (1,27 cm) benutzt. Die Messungen wurden unter Variation der Packungshöhe durchgeführt. Genauere Einzelheiten über die verwendete Apparatur sind in / 58 / beschrieben. Es wurde Kohlendioxid in Natronlauge absorbiert. Die Eingangsvolumenströme und die Ausgangskonzentrationen für die Messungen in der Füllkörperkolonne sind in Tab. 4 zusammengestellt. Absorptionsmessungen für eine Reihe von Kombinationen von B° und p° , die verschiedenen Packungshöhen in der Kolonne entsprechen wurden ebenfalls in der Rührzelle durchgeführt. Für jede Messung in der Kolonne wurden die entsprechenden,

in der Rührzelle gemessenen Werte für die Absorptionsrate \bar{R} benutzt, um Gl. (5) zu integrieren. Die erhaltenen Werte für H sind in Tab. 4 als berechnete Höhen angegeben. Die tatsächlichen Packungshöhen

TABELLE 4. Absorption von CO_2 (aus Luft) in $\text{NaOH} / \text{Na}_2\text{CO}_3$ (Füllkörperkolonne, 1 bar, 25°C)

$$\begin{aligned} L &= 0.28 \text{ cm}^{-1} \\ G &= 26.0 \text{ cm}^{-1} \\ a &= 1.3 \text{ cm}^{-1} / 34 / \\ k_L &= 5.7 \times 10^{-1} \text{ cm} / \text{s} / 34 / \\ k_G &= 4.2 \times 10^{-1} \text{ mol} / \text{cm}^1 \text{ s} / 66 / \\ [\text{OH}^-] &= 2 [\text{CO}_3^{--}] = \text{Na}^+ \quad 0.6 \text{ mol} / 1 \end{aligned}$$

OH ⁻ (mol / 1)		PCO ₂ x 10 ²		Packungshöhe (cm)	berechnete Höhe (cm)	Differenz (%)	Fehler in massenbilanz (%)
Eingang	Ausgang	Eingang	Ausgang				
0.39	0.29	4.6	3.8	48.0	56.3	+ 3.5	8.4
0.52	0.42	4.1	3.3	48.0	44.1	+ 8.1	4.2
0.58	0.46	4.6	3.6	48.0	46.3	+ 3.5	3.6
0.28	0.10	5.2	3.6	104.0	104.0	+ 3.7	3.5
0.62	0.19	7.6	4.0	163.0	154.0	+ 5.5	0.5
0.60	0.08	10.3	6.2	163.0	154.0	+ 5.5	0.8
0.55	0.19	6.0	3.1	163.0	153.0	+ 6.1	7.0
0.52	0.20	5.0	2.2	163.0	154.0	+ 5.5	0.0
0.55	0.08	10.6	7.0	143.0	+ 0.7	+ 0.7	5.3
0.46	0.10	7.8	5.0	143.0	141.0	+ 1.4	6.7
0.46	0.13	7.8	5.2	123.0	121.0	+ 1.6	5.4
0.58	0.13	10.2	6.7	123.0	122.0	+ 0.8	2.6
0.53	0.26	5.3	3.0	123.0	121.0	+ 1.6	6.0

und die berechneten Werte unterscheiden sich in allen Fällen um weniger als 9%. Das beweist, daß die Rührzelle ein geeignetes Punktmodell für Füllkörperkolonnen darstellung und die Auslegungsmethode richtig ist. Der Fehler für die berechnete Packungshöhe ist vergleichbar mit den bei der Überprüfung der Massenbilanzen üblicherweise auftretenden Abweichungen. Laurent / 60 / hat die hier beschriebene Methode der Simulation einer Füllkörperkolonne mit Hilfe einer Rührzelle ebenfalls überprüft und Absorptionsmessungen (CO_2 in $\text{NaOH} / \text{Na}_2\text{CO}_3$) in einer Kolonne von 30 cm Durchmesser durchgeführt. Dabei ergab sich zwischen den experimentellen und berechneten Werten eine maximale Abweichung von 20%.

Der Kugelstrangabsorber als ein "Vollständiges" Modell (Alper - Danckwerts - Methode).

Wie von Alper / 29 / gezeigt wurde, sind Punktmodelle, wie die Rührzelle, in den Fällen nicht anwendbar, bei denen die Absorptionsrate entweder durch Reaktionen beeinflusst wird, die im Kern der flüs-

sigen Phase ablaufen, oder die flüssige Phase zwei oder mehrere Reaktanden enthält sowie dann, wenn zwei Gase gleichzeitig absorbiert werden. In solchen Fällen muß eine andere Methode herangezogen werden, die es gestattet, die Füllkörperkolonne sowohl hinsichtlich der Mikroerscheinungen als auch der makroskopischen Parameter zu simulieren.

Stellen wir uns einen hypothetischen Laborabsorber vor, in dem die Abweichungen von der Pfropfströmung in beiden Phasen vernachlässigbar sind und dessen Werte für k_L , k_G , (L/G) , C_{in} , B_{in} , C_{in} , B_{out}° , P_{iu}° und die Temperatur übereinstimmen mit denen, die in einer Füllkörperkolonne vorliegen. Wegen der Gesamtbilanz ist dann auch P_{out} für beide Absorber gleich. Dann stimmt die rechte Seite von Gl. (5) für den Laborabsorber und die Füllkörper überein und auch der Wert der Parametergruppe (aH/L) . Damit läßt sich schreiben:

$$\frac{H}{H_1} = \left(\frac{L/a}{L_1/a_1} \right), \quad (7)$$

wobei sich der Index 1 auf den Laborabsorber bezieht. Das Verhältnis H/H_1 kann man als Vergrößerungsverhältnis auffassen, und man ist möglichst bestrebt, daß $(H/H_1) < 1$. Ebenfalls gleich sein sollte die rechte Seite von Gl. (6) für den Laborabsorber und die Kolonne. Das führt zu der Forderung, daß das Verhältnis vH/L , welches die mittlere Verweilzeit der flüssigen Phase darstellt, für beide Absorber übereinzustimmen hat, also:

$$\frac{vH}{L} = \frac{v_1H_1}{L_1} \quad (8)$$

Aus Gl. (7) und (8) ergibt sich

$$\frac{a}{v} = \frac{a_1}{v_1} \quad (9)$$

Somit besteht folgender Satz von Bedingungen, damit der Laborabsorber zur Simulation der Füllkörperkolonne geeignet ist $k_L = k_{L1}$, $k_G = k_{G1}$, $(aH/L) = (a_1H_1/L_1)$, $(v/a) = v_1/a_1$ und $(L/G) = (L_1/G_1)$. An dieser Stelle soll darauf hingewiesen werden, daß keine Annahmen über die Reaktionskinetik und den Stoffübergangsmechanismus getroffen wurden und die Methode für alle denkbaren Fälle anwendbar

sein sollte. Ausnahmen sind möglicherweise dann zu erwarten, wenn Gasphasenreaktionen oder große Wärmeeffekte auftreten. Es läßt sich auch zeigen, daß die obigen Annahmen ausreichend sind, wenn mehrere Gase gleichzeitig in Flüssigphase reagieren oder von einer Lösung absorbiert werden, in der mehrere Reaktanden vorhanden sind / 61 /.

Nun wurden mehrere Laborabsorber in Erwägung gezogen, um eine Füllkörperkolonne zu simulieren. Dabei zeigte sich, daß ein speziell gebauter Kugelstrangabsorber, wie er schematisch in Abb. 6 gezeigt ist, am besten geeignet ist, um alle oben angeführten Forderungen zu erfüllen / 29 /. k_L - und k_C - Werte, die in dieser Anordnung erhältlich sind, sind in Abb. 7 und 8 angegeben. Der gassetige Stoffübergangskoeffizient konnte den in technischen Füllkörperkolonnen vorkommenden Werten dadurch angepaßt werden, indem der äußere Rohrdurchmesser und damit die Gasgeschwindigkeit variiert wurde.

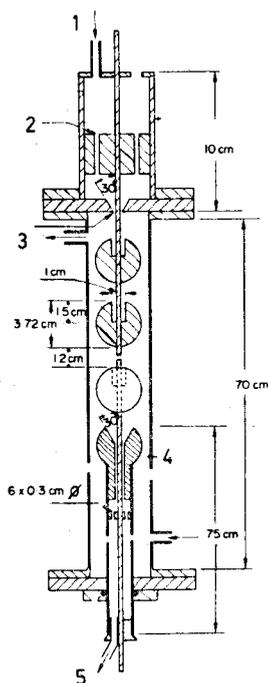


Abb. 6. Schematische Darstellung des verwendeten Kugelstrangabsorbers (1. Flüssigkeitseingang, 2. Flüssigkeitsverteiler, 3. Gasausgang, 4. und 5. Flüssigkeitsausgang).

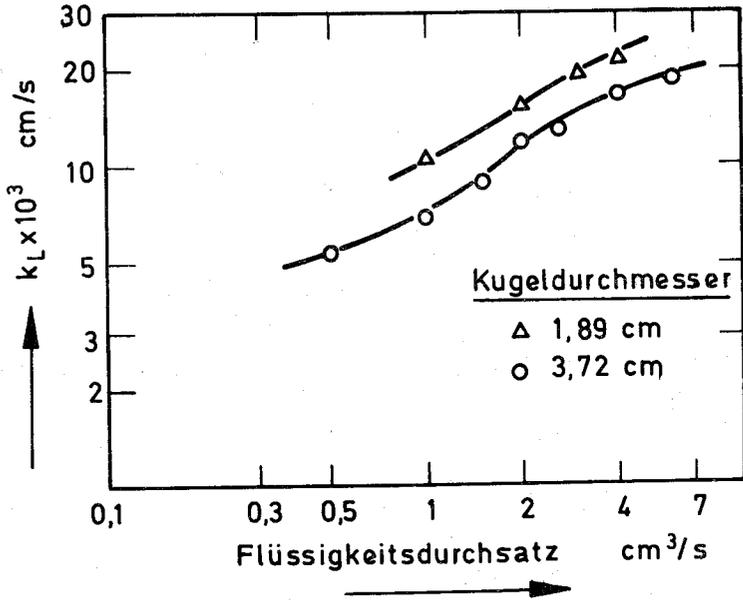


Abb. 7. Flüssigkeitsseitige Stoffübergangskoeffizienten ($\text{CO}_2 / \text{H}_2\text{O}$) in dem Kugelstrangabsorber.

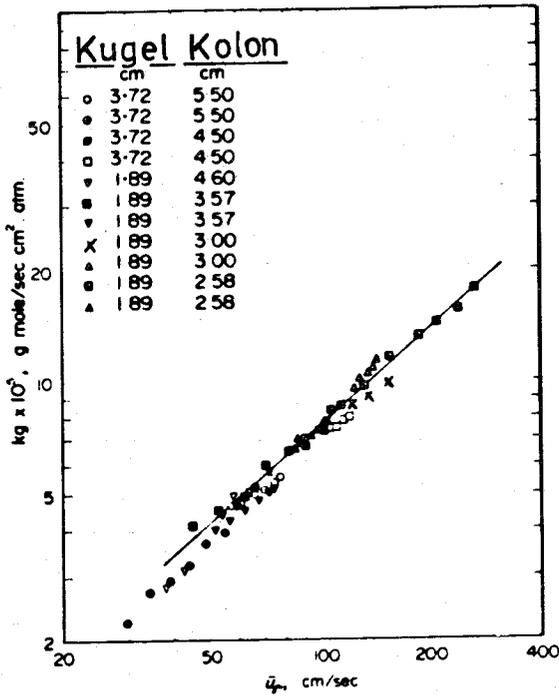


Abb. 8. Gasseitige Stoffübergangskoeffizienten (NH_3 -Absorption aus Luft) in den Kugelstrangabsorber.

Eine Methode zur Berechnung der mittleren relativen Gasgeschwindigkeit u_r als Funktion des Kugel- und Kolonnendurchmessers sowie der Gas- und Flüssigkeitsdurchsätze wurde in /61/ mitgeteilt. Die Größe v/a (Flüssigkeitsvolumen pro Einheit der Phasengrenzfläche) wurde dadurch angepaßt, indem die Abmessungen des Flüssigkeitsraums am Kopf einer jeden Kugel entsprechend dimensioniert wurden.

Diese Simulationsmethode von Alper und Danckwerts—also sowohl des mikroskopischen als auch des makroskopischen Verhaltens—mit Hilfe des in Abb. 6 gezeigten Kugelstrangabsorbers wurde auch ausführlich von Laurent und Charpentier /63,64/ diskutiert.

Überprüfung Des Vollständigen Modells

Die Simulationsmethode wurde überprüft durch Absorptionsmessungen mit einem Kugelstrangabsorber und einer Klonne von 10,2 cm Innendurchmesser, die mit 1,27 cm Keramik-Raschig-Ringen gefüllt war. Die in Tabelle 5 zusammengestellten Absorptionssysteme wurden für die Untersuchungen herangezogen. Jedes der angeführten Systeme ist von technischem Interesse, bei der theoretischen Vorausberechnung treten jedoch Schwierigkeiten auf. Als Beispiel dafür sei auf das erste System verwiesen, nämlich die CO_2 -Absorption in ar-

TABELLE 5. Verwendete Absorptionssysteme zur Überprüfung des vollständigen Modells

Absorptionssysteme	Charakteristische Eigenschaft
CO_2 -Absorption in arsenithaltigen von Monoäthanolamin (MEA)	Schnelle Reaktion an der Phasengrenzfläche begleitet von einer Folgereaktion im Kern
Gleichzeitige Absorption von NH_3 und CO_2 in H_2O	Beide Gase reagieren in der Lösung, somit erhöht die Absorption des einen Gases die Absorptionsgeschwindigkeit des anderen.
Gleichzeitige Absorption von SO_2 und CO_2 in Aminlösungen	Beide Gase reagieren mit dem gleichen Reaktanden, dadurch erniedrigt die Absorption des einen Gases die Absorptionsrate des anderen
Absorption von CO_2 (aus Luft) in Lösungen von 2,6-Dimethylmorpholine	38 % des Gesamtwiderstands liegen gasseitig
CO_2 -Absorption in Lösungen die zwei Amine enthalten 1- MEA + Di-isoporopanelamin 2- MEA + 2-Methylaminoäthanol	Die Reaktionsgeschwindigkeiten sind der Art, daß verschiedene Absorptionsbereiche auftreten

senithaltigen Aminlösungen bei hohem Carbonisierungsgrad. Dieses System entspricht folgender Situation: an der Phasengrenzfläche läuft eine schnelle Reaktion ab, auf die eine weitere Reaktion im Kern der flüssigen Phase folgt. Im speziellen Fall lauten die Reaktionsgleichungen:



Dankwerts und McNeil / 64 / haben Näherungsmethoden angegeben, um die Absorptionsgeschwindigkeit für Carbonisierungsgrade entweder kleiner als 0,5 oder größer als 0,5 zu berechnen. Im Bereich von 0,5–0,6 versagen beide Methoden, um die Absorptionsrate mit ausreichender Genauigkeit zu berechnen. In diesem Fall können Messungen im Laborabsorber an die Stelle von Berechnungen treten. Tabelle 6 gibt die Ergebnisse dieser Messungen wieder. Wie aus der letzten Spalte zu ersehen ist, ist die Differenz zwischen den mit Hilfe der Messungen in der Kugelkolonne vorausgesagten Absorptionsraten und den in der Füllkörperkolonne tatsächlich gemessenen Werten stets geringer als $\pm 7 \%$. Die Ergebnisse mit den anderen Stoffsystemen führten ebenfalls zu einer guten Übereinstimmung / 61 /.

Schlußfolgerungen

Es wurde gezeigt, daß unter bestimmten Bedingungen eine Rührzelle, wie sie in Abb. 3 dargestellt ist, einen geeigneten Modellabsorber darstellt, um die an einem Punkt innerhalb einer technischen Füllkörperkolonne vorliegenden Bedingungen zu simulieren. Die experimentellen Ergebnisse in der Füllkörperkolonne und die Voraussagen aufgrund der Messungen in der Rührzelle zeigen, daß eine solche Rührzelle dann für Auslegungszwecke benutzt werden kann, wenn Absorption–begleitet von einer schnellen chemischen Reaktion–vorliegt, wobei sowohl gas– als auch flüssigkeitsseitige Widerstände vorliegen können.

Wenn das chemische System komplizierter ist, muß das Punktmodell nicht unbedingt anwendbar sein. Unter solchen Bedingungen ist die rein theoretische Vorabrechnung jedoch auch äußerst schwierig, wenn sie überhaupt möglich ist, und ergibt i.a. große Fehler. Hier bietet es sich an, einen Laborabsorber als Modell der Füllkörperkolonne zu verwenden, der die angegebenen Kriterien erfüllt. Ein dafür

TABELLE 6. Experimentelle Ergebnisse für das Stoffsystem: CO₂ - wässriges MEA/AS₂O₃, 25°C, 1 bar, Kugelstrangabsorber: Flüssigkeitsdurchsatz = 1.15 cm³/s, Höhe = 49 cm, Füllkörperkolonne: Flüssigkeitgeschwindigkeit = 0.6 cm/s, Höhe: 133 cm,

Versuch Nr.	(Arsenit) mol/l	[RNH ₂] + [RNH ₃ ⁺ + [RNHCOO ⁻] mol/l	Carbonisierungsverhältnis			Gesamtabsorptionsges- chwindigkeit			N(exp)-N(berechn) N(exp) %
			Eingang	Ausgang		N (Kugel)	N Füllkörper cc/s	N Füllkörper cc/s	
			Kugel	Kugel	Füllkörper				
1	0.110	1.09	0.00	0.52	0.52	15.10	640	—	0.50
2	0.100	1.16	0.00	0.52	0.53	16.20	715	+	0.40
3	0.100	1.16	0.40	0.59	0.59	5.85	261	+	4.40
4	0.100	1.16	0.57	0.65	0.66	3.13	134	+	0.50
5	0.150	1.16	0.69	0.76	0.77	0.39	99	+	1.50
6	0.090	1.58	0.30	0.51	0.51	8.50	370	+	0.25
7	0.090	1.58	0.48	0.55	0.56	3.27	145	+	3.45
8	0.070	1.10	0.37	0.53	0.53	4.90	208	+	1.00
9	—	1.28	0.42	0.54	0.54	4.20	190	+	6.30
10	—	1.25	0.29	0.46	46.	6.90	290	—	0.30
11	0.070	1.25	0.30	0.51	0.51	7.50	320	+	0.90
12	0.070	1.25	0.56	0.61	0.61	2.40	104	+	1.90
13	0.155	1.25	0.61	0.68	2.60	110	110	+	3.80
14	0.145	1.27	0.62	0.67	0.67	2.10	95	+	6.30
15	0.075	1.10	0.46	0.55	0.55	3.40	150	+	4.00
16	0.075	1.10	0.54	0.61	0.62	2.50	10;	+	1.90

geeignetes Modell ist der Kugelstrangabsorber. Durch Messungen mit diesem Modellabsorber ist es möglich, das Verhalten einer Füllkörperkolonne, d.h. die Absorptionsrate bzw. die Ausgangszusammensetzung, mit ausreichender Genauigkeit festzulegen.

Für Reaktionen, die bei hohen Temperaturen und Drucken ablaufen, können die vorgestellten Auslegungsmethoden wahrscheinlich ebenfalls angewandt werden, obwohl dies noch nicht nachgewiesen wurde. Es muß jedoch darauf hingewiesen werden, daß die hier beschriebenen Auslegungsmethoden sich auf isotherme Bedingungen beschränken. Wärmeeffekte, die für zahlreiche industrielle Prozesse, wie Chlorierungen und Kohlenwasserstoffoxidationen, typisch sind, fanden bisher keine Berücksichtigung. Angesichts der schlechten Wärmetransportigenschaften von Füllkörperschüttungen sind gepackte Kolonnen für solche Betriebsbedingungen auch gar nicht geeignet.

Im Prinzip können jedoch ähnliche Auslegungsmethoden auch für andere Gas / Flüssig-Reaktoren entwickelt und angewandt werden. Im Gegensatz zu Füllkörperkolonnen treten hier jedoch zusätzliche Schwierigkeiten auf, insofern, als die in Schritt 1 (Abb. 1) benötigten Informationen über die makroskopischen Parameter i.a. stark abhängig sind vom tatsächlich vorliegenden chemischen System. Für Gas / Flüssig-Dispersionen, wie sie in Blasensäulen oder Strahldüsenreaktoren auftreten, sind z.B. die Stoffübergangskoeffizienten und die Phasengrenzfläche abhängig von den Flüssigkeitseigenschaften, geometrischen Abmessungen sowie von der Art der Gasverteilung. Für solche Reaktoren erscheint es unwahrscheinlich, daß die angeführten Auslegungsmethoden selbst in modifizierter Form vorteilhaft anwendbar sind.

DANKSAGUNG

Der Autor hat als Stipendiat des türkischen Erziehungsministeriums die experimentellen Untersuchungen an der Universität von Cambridge durchgeführt. Diesem, sowie der Alexander-von-Humboldt-Stiftung sei an dieser Stelle gedankt. Dank gebührt auch Prof. Dr. P.V. Danckwerts von der Universität Cambridge und Prof. Dr. W.-D. Deckwer von der Universität Hannover für anregende Diskussionen und wertvolle Vorschläge.

FORMELZEICHEN

- a effektive Phasengrenzfläche bezogen auf das Packungsvolumen, cm^{-2}
- B° Kernkonzentration von Reaktand B, mol / l
- C° Kernkonzentration des gelösten Gases, mol / l
- C_i Konzentration des Reaktanden i, mol / l
- D_i Diffusionskoeffizient des Reaktanden i, cm^2 / s
- E Beschleunigungsfaktor (Verhältnis der chemischen zur physikalischen Absorptionsrate).
- G mittlere lineare Gasgeschwindigkeit, cm / s
- H Packungshöhe in Kolonne, cm
- H_1 Höhe des Labormodells, cm
- k_G gasseitiger Stoffübergangskoeffizient, $\text{mol atm} / \text{s cm}^2$
- k_L flüssigkeitsseitiger Stoffübergangskoeffizient, cm / s
- L lineare Flüssigkeitgeschwindigkeit, cm / s
- N_K Gesamtabsorptionsrate im Kugelstrangabsorber, mol / s
- N Gesamtabsorptionsrate in Füllkörperkolonne, mol / s
- N_p vorausgesagte Gesamtabsorptionsrate in Füllkörperkolonne (aus der im Kugelstrangabsorber gemessenen Absorptionsrate)
- P° Partialdruck des löslichen Gases im Kern der Gasphase (atm)
- r Reaktionsgeschwindigkeit des gelösten Gases, mol / s l
- R mittlere Absorptionsrate pro Einheitsphasengrenzfläche, mol / s
- u_r mittlere relative Geschwindigkeit von Gas und Flüssigkeit an der Phasengrenze
- v Flüssigkeitsgehalt
- z stöchiometrische Vorzahl

LITERATUR

- 1- W.D. Deckwer, Chem. Ing. -Tech. 49 (1977) 213.
- 2- Y.T. Shah, G.J. Stiegel, M.M. Sharma, A.I. Ch. E.J. 24 (1978) 369
- 3- P.V. Danckwerts, Gas-Liquid Reactions, Mc Graw Hill Co., New York, 1970.
- 4- W.S. Norman, Chem. Eng. Sci. 28 (1974) 1944.
- 5- B.N. Sahay, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 30 (1975) 1199.

- 6- R. Mann, G.T. Clegg, Chem. Eng. Sci. 30 (1975) 97.
- 7- R. Mann, M. Moyes, AI. Ch. E.J. 23 (1977) 17.
- 8- G.T. Clegg, R. Mann, Chem. Eng. Sci. 24 (1969) 321.
- 9- Y.T. Shah, A.Z. Szeri, Chem. Eng. Sci. 29 (1974) 2219.
- 10- W.G. Whitman, Chem. and Met. Eng. 29 (1923) 147.
- 11- R. Higbie, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 35 (1935) 365.
- 12- P.V. Danckwerts, Ind. Eng. Chem. 43 (1951) 1460.
- 13- K. Porter, Trans. Instn. Chem Engrs. 44 (1966) T25.
- 14- J.C. Merchuk, K. Nakanishi, F.J. Yoshida, J. Chem. Eng. Japan, 3 (1970) 62.
- 15- E. Alper, bisher unveröffentlicht.
- 16- W.S. Norman, Distillation, Absorption and Cooling Towers, Logman's Green, London 1961.
- 17- T.K. Sherwood and F.A.L. Holloway, Trans. Am. Int. Chem. Engrs. 36 (1940) 21.
- 18- K. Onda, M. Takeuchi, Y. Koyoma, Kogaku Kogaku 31 (1967) 126.
- 19- P.V. Danckwerts, SF. Rizvi, Trans. Instn. Chem. Engrs. 49 (1971) 124.
- 20- B.N. Sahay, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 28 (1973) 42.
- 21- A.S. Jhaveri, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 23 (1968) 669.
- 22- A.D. Vidwans, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 22 (1967) 673.
- 23- K. Sridharan, M.M. Sharma Chem. Eng. Sci. 231 (1976) 767.
- 24- E. Alper, Habilitationsschrift, Universität Hacettepe, Türkei 1976.
- 25- E. Alper, Proceedings of 6th Turkish Scientific and Technological Research Council Engineering Conference, Izmir, 1977.
- 26- A.D. Vidwans, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 22 (1967) 673.
- 27- B.W. Shende, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 29 (1974) 1763.
- 28- E.J. Stephens, G.A. Morris, Chem. Eng. Prog. 47 (1951) 232.
- 29- E. Alper, Dissertation, Universität Cambridge, 1971.
- 30- V.D. Mehta, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 21 (1966) 361.
- 31- A. Tamir, J.C. Merchuk, Chem. Eng. Sci. 33. (1978) 1371.
- 32- J. Tichy, Chem. Eng. Sci. 28 (1973) 655.
- 33- M.M. Sharma and P.V. Danckwerts, British Chem. Eng. 15 (1970) 206.
- 34- P.V. Danckwerts, M.M. Sharma, Chem. Eng. London. October (1966) CE 244.
- 35- S.S. Puranik, A. Vogelpohl, Chem. Eng. Sci. 29 (1974) 501.
- 36- A. Laurent, J.C. Charpentier, The Chem. Eng. J. 8 (1974) 85.
- 37- N. Kolev, Chem. Ing.-Tech. 48 (1976) 1105.

- 38- W. Reichelt, F. Blass, Chem. Ing.-Tech. 46 (1974) 171.
- 39- E. Alper, Proceedings of NATO Summer School on "Two-phase flow and heat transfer" Istanbul. 1976.
- 40+ K. Onda, Memoirs of Faculty of Engng., Nagoya Univ. 24 (2) (1972) 165.
- 41- E. Alper, Chem. Eng. Sci. 34 (1979) 1901.
- 42- E. Alper, Trans. Instn. Chem. Engrs. 57 (1979) 64.
- 43- V. Linek, V. Stoy, V. Machon, Z. Krivzky, Chem. Sci. 29 (1974) 1955.
- 44- V. Linek, Z. Krivsky, P. Hudec, Chem. Eng. Sci. 32 (1977) 323.
- 45- J.E. Buchanan, Ind. Eng. Chem. (Fund.) 6 (1967) 400.
- 46- H. Hofmann, Chem. -Ing. -Tech. 47 (1975) 823.
- 47- H.L. Shulman, C.F. Ullrich, N. Wells, A.I.Ch. E.J. 1 (1955) 247.
- 48- H.L. Shulman, C.F. Ullrich, N. Wells, A.Z. Proulx, A.I. Ch. E.J. 1 (1955) 259.
- 49- D.M. Mohunta, G.S. Laddha, Chem. Eng. Sci. 20 (1965) 1069.
- 50- A.B. Ponter, N. Taymour, S.O. Dankyi, Chem.-Ing.-Tech. 48 (1976) 636.
- 51- V. Kolar, Z. Broz, J. Tichy, Coll. Czech. Chem. Comm. 35 (1970) 3344.
- 52- V.A. Juvekar, M.M. Sharma, Trans. Instn. Chem. Engrs. 55 (1977) 77.
- 53- P.V. Danckwerts, A.J. Gillham, Trans. Instn. Chem. Engrs. 44 (1966) T 42.
- 54- A.S. Jhaveri, M.M. Sharma, Chem. Eng. Sci. 24 (1969) 189.
- 55- D.L. Shaffer, J.M. Jones and T.E. Daubert, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 13 (1974) 14.
- 56- T. Yano, T. Suetaka, T. Uehara, T. Yamashita, Int. Chem. Eng. 13 (1973) 371.
- 57- J.C. Charpentier, A. Laurent, A.I.Ch. E.J. 20 (1974) 1029.
- 58- P.V. Danckwerts, E. Alper, Trans. Inst. Chem. Eng. 53 (1975) T34.
- 59- O. Levenspiel, J.M. Godfrey, Chem.-Eng.-Sci. 31 (1976) 599.
- 60- A. Laurent, Dissertation, Universität Nancy, 1975.
- 61- E. Alper, P.V. Danckwerts, Chem Eng. Sci. 31 (1976) 599.
- 62- A. Laurent, J.C. Charpentier, 3rd. Conference on Applied Chemistry, Unit operations and Process, Veszprem, Hungary 1977.
- 63- J.C. Charpentier, Chemical Reaction Eng. Review-Houston 1978, s. 223.
- 64- P.V. Danckwerts, K.M. McNeill, Trans. Inst. Chem. Engrs. 45 (1967) T32.
- 65- G.M. Richards, G.A. Ratcliff, P.V. Danckwerts, Chem. Eng. Sci. 19 (1964) 325.
- 66- M. Mannford Doble, Dissertation, Cambridge University, 1966.

ÖZET

Bu çalışmada kimyasal gaz soğurucusu olarak kullanılacak dolgulu kolonların tasarım yöntemleri ve bunun çeşitli evreleri incelenmiştir. Tüm tasarım yöntemlerinde kütle aktarım katsayıları, k_L ve k_G ile etkin arayüzey alan, a 'nın (bazı durumlarda sıvı tutunmasının) bilinmesi gerekmektedir.

Laboratuvar modellerinin kullanımıyla, eldesi genellikle sorun yaratan "prosese özgü veri" lere gerek olmadığı gösterilmiş; ayrıca endüstriyel bir dolgulu kolonun "diferansiyel" ve "integral" modellenmesinin kıstasları saptanmıştır. "Diferansiyel" model olarak bir karıştırmalı kap, "integral" model olarakta özel bir biçimindeki küre-kolonunun kullanabileceği gösterilmiş, değişik kimyasal sistemlerle yapılan deneylerde bu tür tasarım yönteminin geçerliliği saptanmıştır.