

$t$	Zeit
$\nu$	Bodennumerierung
$n$	Trennstufenzahl

#### Indices

$o$	Blase
$\nu$	$\nu$ -ter Boden und darunter liegender Flüssigkeits/Dampf-Raum
$n$	oberster Boden
$n + 1$	Kondensator
A	zur Zeit $t = 0$
H	Hilfspunkt

#### Literatur

- [1] E. R. Robinson, Chem. Process Engng. 50, H. 12, S. 83/85 [1969].
- [2] W. L. Bolles, J. R. Fair, Ind. Engng. Chem. 62, H. 11, S. 83/90 [1970].
- [3] K. Hoppe, H. Kühne, H. Bendix, Chem. Techn. 24, 452/59 [1972].
- [4] R. C. Bitter, Verfahrenstechnik 5, 304/08 [1971].
- [5] R. C. Bitter, diese Zeitschr. 40, 651/56 [1968].
- [6] H. Hausen, Z. Ver. dtsh. Ing. Beih. Verf.-Technik 17/20 (1942).
- [7] H. Hausen, Forschung 7, 177/86 [1936].

## Stoffaustausch in der Sulzer-Gewebepackung

Martin Zogg\*

Mit Hilfe einer Modellvorstellung für den flüssigkeitsseitigen Stoffübergang wird durch Auswertung zahlreicher Rektifizierungsversuche, die an Kolonnen mit 0,5 und 1 m Durchmesser bei Kopfdrücken von 5 bis 300 Torr durchgeführt wurden, eine Beziehung für die mittlere gasseitige Sherwood-Zahl der Sulzer-Gewebepackung hergeleitet. Diese gilt für gasseitige Reynolds-Zahlen von 350 bis 2000. Eine Abhängigkeit der mittleren gasseitigen Sherwood-Zahl vom Kolonnendurchmesser und von der Packungshöhe wurde nicht festgestellt. Der Grund dafür liegt im intensiven seitlichen Transport der Gasphase gegenüber der Flüssigkeitsströmung. Der Anteil des gasseitigen Stoffübergangswiderstands am Stoffdurchgangswiderstand betrug bei den ausgewerteten Versuchen 74 bis 97%.

Entsprechend den vielfältigen Forderungen, denen eine Vakuumrektifikationsanlage zu genügen hat, werden eine große Zahl verschiedenartiger Kolonneneinbauten angeboten. Einen umfassenden Überblick über die zur Zeit gebräuchlichen Vakuumrektifikationseinrichtungen findet man bei Nygren und Connolly [1].

Der Auswahl der für eine bestimmte Trennaufgabe optimalen Kolonneneinbauten wurden in letzter Zeit einige vergleichende Arbeiten gewidmet: Fair [2] hat Pallring-Schüttungen mit Ventilböden verglichen, Billet [3–5] sowie Billet, Conrad und Grubb [6] haben Trennstufenzahl und Druckabfall pro Trennstufe mit verschiedenen Bodentypen und Füllkörperpackungen in einer Kolonne von 800 mm Dmr. bei gleichen Bedingungen gemessen und einander gegenübergestellt. Die Ergebnisse werden in Abb. 1 auszugsweise wiedergegeben. Es sind jeweils Trennstufenzahl pro Meter und Druckverlust pro Trennstufe über dem  $F$ -Faktor aufgetragen. Von allen untersuchten Einbauten weist die Sulzer-Gewebepackung<sup>1)</sup> mit Abstand die größte Trennstufenzahl pro Meter und den kleinsten Druckverlust pro Trennstufe auf. Die Sulzerpackung nimmt also innerhalb der derzeit gebräuchlichen Kolonneneinbauten für großtechnische Anwendungen eine besondere Stellung ein.

aber keine Voraussagen über die Verhältnisse bei der Rektifikation von Gemischen mit Stoffwerten, die von denjenigen der Versuchsgemische merklich abweichen, zu liefern. Um die für eine bestimmte Trennaufgabe er-

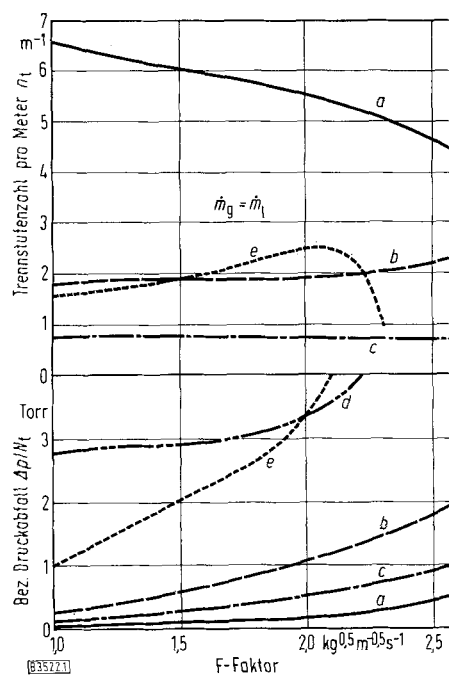


Abb. 1. Trennwirkung und Druckabfall von Kolonneneinbauten für die Vakuumrektifikation von Äthylbenzol/Styrol bei 100 Torr, nach [5, 6]. Kolonnendurchmesser 800 mm (5:500 mm).

a BX-Sulzerpackung, b Pall-Ringe 50 × 50, c Grob-Gridpackung, d Siebventilböden, e Raschig-Ringe 50 × 50.

\* Dr. sc. techn. M. Zogg, Gebr. Sulzer AG, Winterthur/Schweiz.

1) Im folgenden als Sulzerpackung bezeichnet.

forderliche Kolonnenhöhe aus den Stoffwerten der Gemische berechnen zu können, muß die Abhängigkeit der flüssigkeits- und gaseitigen Stoffübergangskoeffizienten von den diese bestimmenden Größen bekannt sein. Für Rieselfilmanordnungen [7–13], eine Packung mit regelmäßiger Geometrie [14] und für einige regellose Füllkörperschüttungen [15–19] liegen bereits Gleichungen zur Ermittlung der Stoffübergangskoeffizienten vor. In seiner Dissertation [20] hat der Autor entsprechende Beziehungen für die Sulzerpackung hergeleitet<sup>2)</sup>. Die flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten wurden hierzu mit einer Modellvorstellung für die Flüssigkeitsströmung berechnet. Mit den aus zahlreichen Rektifizierungsversuchen ermittelten Stoffdurchgangskoeffizienten und den berechneten flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten wurden die gaseitigen Stoffübergangskoeffizienten bestimmt.

### Sulzer-Gewebepackung

Der Aufbau der Sulzerpackung wurde bereits ausführlich beschrieben [21, 22]. Sie besteht aus mehreren etwa 15 bis 20 cm hohen Packungspaketen, die gegeneinander um 90° verdreht in die Kolonne eingebaut werden. Die Abb. 2

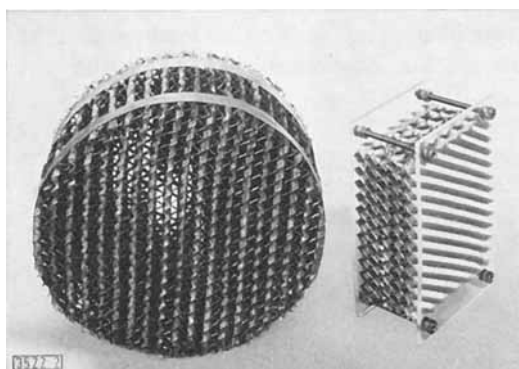


Abb. 2. Einzelnes Packungspaket mit Ausschnitt.

zeigt ein solches Packungspaket. Es ist aus mehreren Lagen gezahnter Gewebebänder zusammengesetzt. Der rechts abgebildete Ausschnitt aus dem Packungspaket läßt die durch die Zahnung entstandenen Zahnkanäle deutlich erkennen. Die Abb. 3 gibt einen einzelnen Zahnkanal wieder. Der Winkel  $\varphi$  zwischen der Kolonnenachse und der Zahnkanalrichtung wird als Neigungswinkel und der Winkel  $\gamma$  zwischen den Zahnkanalflanken als Zahnwinkel bezeichnet. Der Neigungswinkel  $\varphi$  ist von Gewebelage zu Gewebelage abwechselungsweise positiv oder negativ. Dadurch erfährt die Gasströmung einen intensiven seitlichen Transport. Die Gesamtdicke  $\delta_T$  einer berieselten Zahnkanalflanke setzt sich zusammen aus der Gewebedicke  $\delta_G$  und den beiden Filmdicken  $\delta_l$ . Gegenwärtig werden vorwiegend zwei Packungstypen hergestellt, nämlich die BX- und die CY-Packung. Ihre Abmessungen können der Tab. 1 entnommen werden.

2) Auszugsweise vorgetragen auf der internen Arbeitssitzung des Ausschusses „Thermische Zerlegung von Gas- und Flüssigkeitsgemischen“ der Verfahrenstechnischen Gesellschaft (VTG) im VDI am 3. Juni 1971 in Tutzing.

Tabelle 1. Abmessungen der Packungstypen BX und CY.

Packungstyp	Basislänge $b_0$ [mm]	Neigungswinkel $\varphi$ [grad]	Zahnwinkel $\gamma$ [grad]
BX	10,2	30	78
CY	7,3	45	81

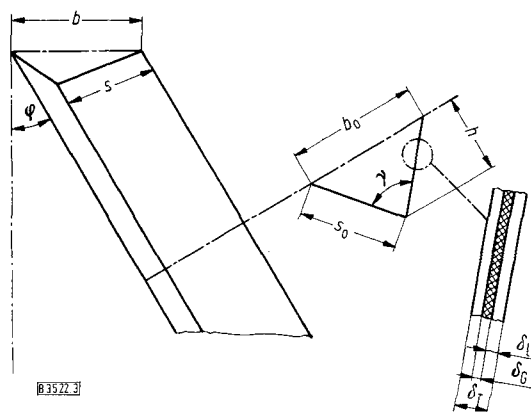


Abb. 3. Geometrie eines einzelnen Zahnkanals.

### Auswertung von Rektifizierungsversuchen

Zur Bestimmung der Stoffdurchgangskoeffizienten wurde in Kolonnen von 500 und 1000 mm Dmr. trans/cis-Dekalin bei Kopfdriicken von 5 bis 100 Torr mit BX-Packungen und Chlorbenzol/Äthylbenzol bei Kopfdriicken von 20 bis 300 Torr mit CY-Packungen rektifiziert. Die Packungshöhe variierte zwischen 1,9 und 3,25 m. Die bei diesen Versuchen erreichten Trennstufenzahlen und Druckverluste pro Meter Packungshöhe sowie Einzelheiten zu diesen Versuchen wurden bereits veröffentlicht [23]. Die für die Auswertung benötigten Stoffwerte der beiden Testgemische mußten zum Teil berechnet werden [20]. Das Gemisch Chlorbenzol/Äthylbenzol ist oberflächenspannungsnegativ. Da die Oberflächenspannungsgradienten wie auch die Filmdicken sehr klein sind – die Marangoni-Zahl erreicht in keinem Fall die von Brian [24] angegebenen kritischen Werte – sind auch beim Gemisch trans/cis-Dekalin keine Oberflächeninstabilitäten zu erwarten. Die für die Trennstufenzahlmessungen verwendeten Testgemische weisen eine sehr geringe relative Flüchtigkeit auf. Sie beträgt im Versuchsbereich bei trans/cis-Dekalin 1,31 bis 1,47 und bei Chlorbenzol/Äthylbenzol 1,14 bis 1,20 [25]. Da alle Messungen bei totalem Rücklauf durchgeführt wurden und die Steigung der Gleichgewichtskurve im Mittel etwa 1 betrug, darf die Gleichgewichtskurve als parallel zur Bilanzgeraden verlaufend betrachtet werden. Unter dieser Voraussetzung ist der HTU-Wert mit dem HETP-Wert identisch. Bei den zur Auswertung herangezogenen Rektifizierungsversuchen gilt also mit genügender Genauigkeit ([26], S. 318)<sup>3)</sup>:

$$\frac{\dot{N}_g}{K_g \alpha A} \approx \text{HETP} = \frac{1}{n_t} \quad (1)$$

Mit der bei einer bestimmten auf den leeren Kolonnenquerschnitt  $A$  bezogenen Massenstromdichte  $\dot{m}_g$  gemesse-

3) Verzeichnis der Formelzeichen am Schluß der Arbeit.

nen Trennstufenzahl pro Meter Packungshöhe  $n_t$  erhält man daraus den mittleren auf die Gasseite bezogenen Stoffdurchgangskoeffizienten:

$$\bar{K}_g = \frac{n_t \dot{m}_g}{M_g a} \quad (2)$$

### Flüssigkeitsseitige Strömung

Für die folgenden Betrachtungen wird angenommen, daß die flüssige Phase in der Sulzerpackung als laminarer Rieselfilm an einer geneigten, ebenen Wand abfließt. Die Anlaufvorgänge an jeder Gewebeknickstelle<sup>4)</sup> und die durch die Gewebestruktur bedingte Unebenheit der wirklichen Rieselfläche werden also vernachlässigt.

Wenn weiter angenommen wird, daß die Reibung zwischen der Gas- und der Filmströmung keinen merklichen Einfluß auf die Ablaufrichtung der Flüssigkeit hat, fließen die Filmteilchen auf Fallgeraden der Gewebeoberfläche

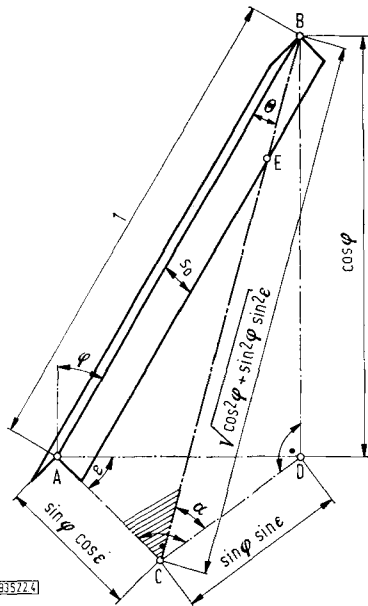


Abb. 4. Neigung der Rieselebene.

entlang. Diese Fallgeraden spannen die Abfließebene des Rieselfilms auf. Sie schließt mit der Horizontalebene den Neigungswinkel  $\alpha$  ein. Er ist bei beiden Zahnkanalflanken gleich groß. Die Berechnung von  $\alpha$  erfolgt mit Hilfe von Abb. 4. Sie zeigt einen einzelnen Zahnkanal der Länge  $l$ . Die Fallgerade BC ist die Schnittgerade der Normalebene BCD zur Spur AC der Zahnkanalflankenebene ABC in der Horizontalebene ACD. Aus der Abb. 4 läßt sich die folgende Beziehung für den Neigungswinkel der Rieselebene herleiten:

$$\tan \alpha = \frac{\cot \varphi}{\sin \left[ \arctan \left( \frac{\cos \varphi}{\tan \gamma / 2} \right) \right]} \quad (3)$$

Die Fallgerade BC steht senkrecht auf der Spur AC. Der Winkel  $\Theta$  zwischen der Zahnkanalrichtung AB und der Fallgeraden folgt aus der Abb. 4 zu:

$$\Theta = \arcsin (\sin \varphi \cdot \cos \varepsilon) \quad (4)$$

4) Bei den hier auftretenden sehr kleinen Reynolds-Zahlen im Film ( $Re_1 \leq 10$ ) ist die hydrodynamische Anlaufstrecke von der Größenordnung der Filmdicke [27].

Die Packungsoberfläche muß mit der Fläche der ideellen geneigten Rieselebene übereinstimmen. Bei gegebener bezogener Oberfläche  $a$  und gegebenem Kolonnenquerschnitt  $A$  beträgt die Breite der Rieselebene  $b_R$  somit:

$$b_R = a A \sin \alpha \quad (5)$$

Durch die Reibung zwischen der Gas- und der Flüssigkeitsströmung wird in negativer Filmabströmrichtung die Oberflächenschubspannung  $\tau_{\delta z}$  hervorgerufen. Eine Näherungsrechnung, bei welcher die Schubspannung an der Filmoberfläche der mittleren Schubspannung in einer entsprechenden Dreieckkanalströmung gleichgesetzt wird, liefert dafür im Bereich  $Re_g > Re_{gk}$  und  $75^\circ \leq \gamma \leq 85^\circ$  [20]:

$$\tau_{\delta z} = 4,73 \frac{\cos \Theta (\sin \gamma / 2 + 1) (a \eta_g)^{0,25} \rho_g^{0,75} \gamma_g^{1,75}}{\cos \varphi (1 - a \delta_T / 2)^2 Re_{gk}^{0,75} A^{1,75}} \quad (6)$$

Die gasseitige Reynolds-Zahl an der Laminaritätsgrenze  $Re_{gk}$  beträgt bei der BX-Packung etwa 300 und bei der CY-Packung etwa 200.

Die bekannte Gleichung für die Dicke  $\delta_1$  hydrodynamisch ausgebildeter laminarer Rieselfilme lautet [28, 29]:

$$\delta_1^3 - \frac{3 \tau_{\delta z}}{2 \rho_1 g \sin \alpha} \delta_1^2 - \frac{3 \dot{V}_1 \eta_1}{b_R \rho_1 g \sin \alpha} = 0 \quad (7)$$

Sie kann mit Hilfe der Cardanischen Formel nach  $\delta_1$  aufgelöst werden. Zur Überprüfung der beschriebenen Modellvorstellung der Flüssigkeitsströmung wurde der dynamische Holdup mit der aus den angegebenen Gleichungen bestimmten Filmdicke berechnet. Es ergab sich eine gute Übereinstimmung mit den Ergebnissen experimenteller Holdup-Untersuchungen bei der Rektifikation in BX- und CY-Packungen. Die flüssigkeitsseitige Reynolds-Zahl

$$Re_1 = \frac{\bar{w}_1 \rho_1 \delta_1}{\eta_1} = \frac{\dot{m}_1}{a \sin \alpha \eta_1} \quad (8)$$

variierte bei den zur Auswertung herangezogenen Rektifizierversuchen im Bereich  $0,5 \leq Re_1 \leq 10$ .

### Flüssigkeitsseitiger Stoffübergangskoeffizient

Die Ergebnisse einer numerischen Lösung der Stofftransportgleichung für laminare Rieselfilme wurden vom Autor in einem früheren Aufsatz bereits mitgeteilt [30]. Die unter Mitberücksichtigung der Längsdiffusion bestimmten mittleren Sherwood-Zahlen können für den Fall vernachlässigbarer Oberflächenkonzentrationsänderung und vernachlässigbaren Oberflächenreibungseinflusses im Bereich  $62,5 \leq Re_1 Sc_1 \leq 2000$  und  $\xi \geq 1$  mit guter Genauigkeit durch die folgende analytische Näherung wiedergegeben werden<sup>5)</sup>:

$$\bar{Sh}_1 = 3,415 + 1,2496 \sqrt{\frac{Re_1 Sc_1}{\xi}} \exp \left( \frac{-0,72054 \xi^{0,6}}{Re_1 Sc_1^{0,458}} \right) \quad (9)$$

5) Bei Vernachlässigung der Längsdiffusion ist die mittlere Sherwood-Zahl lediglich eine Funktion von  $Re_1 Sc_1 / \xi$ . Pigford [31] hat für diesen Fall eine Reihe zur Bestimmung der mittleren Sherwood-Zahl angegeben. Diese wurde von Thiele durch die Berechnung zusätzlicher Glieder verfeinert. Die dafür angegebene analytische Näherung [32] ergibt im erwähnten Bereich ähnliche mittlere Sherwood-Zahlen wie Gl. (9).

Mit der Annahme, daß der Stoffübergangsvorgang auf der Flüssigkeitsseite der Sulzerpackung jenem im laminaren Rieselfilm an einer geneigten, ebenen Wand entspreche, kann die mittlere Sherwood-Zahl aus der Gl. (9) berechnet werden, falls es gelingt, eine zutreffende Annahme für die vermischungsfreie Filmlänge zu finden. Voraussetzung ist allerdings, daß keine durch Oberflächenspannungsgradienten hervorgerufene Instabilitäten auftreten.

Der Flüssigkeitsfilm erfährt in der Sulzerpackung an sämtlichen Gewebeknickstellen eine Umlenkung. Zudem ist die Gewebestruktur an den Knickstellen gestört. Es lag deshalb nahe, an jeder Gewebeknickstelle eine Vermischung des Rieselfilms anzunehmen<sup>6)</sup>. Die vermischungsfreie Filmlänge entspricht danach der Strecke BE in Abb. 4 und beträgt:

$$z = \frac{b_0}{2 \sin \frac{\gamma}{2} \sin \Theta} \quad (10)$$

Die dimensionslose vermischungsfreie Filmlänge

$$\xi = z/\delta_1 \quad (11)$$

erhält man mit der Filmlänge  $z$  aus Gl. (10) und der Filmdicke  $\delta_1$  aus Gl. (7). Die mittlere flüssigkeitsseitige Sherwood-Zahl

$$\text{Sh}_1 = \beta_1 \cdot \delta_1/D_1 \quad (12)$$

kann nun bei gegebener flüssigkeitsseitiger Schmidt-Zahl

$$\text{Sc}_1 = \eta_1/(\rho_1 D_1) \quad (13)$$

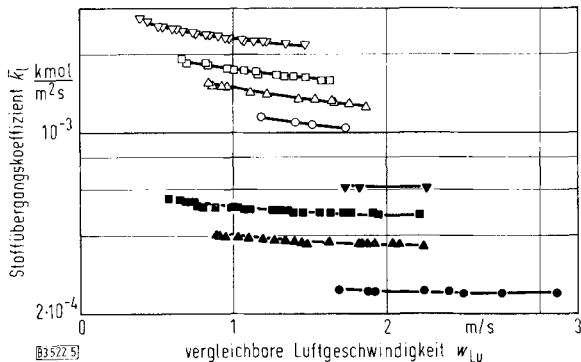


Abb. 5. Mittlerer flüssigkeitsseitiger Stoffübergangskoeffizient bei der Rektifikation mit totalem Rücklauf.

Chlorbenzol/Äthylbenzol, CY-Packung, ○ Kopfdruck 20 Torr, △ Kopfdruck 50 Torr, □ Kopfdruck 100 Torr, ▽ Kopfdruck 300 Torr; trans/cis-Dekalin, BX-Packung; ● Kopfdruck 5 Torr, ▲ Kopfdruck 20 Torr, ■ Kopfdruck 50 Torr, ▼ Kopfdruck 100 Torr.

mit der dimensionslosen Filmlänge aus Gl. (11) und der flüssigkeitsseitigen Reynolds-Zahl aus Gl. (8) nach Gl. (9) berechnet werden. Bekanntlich werden die Stoffbilanzen bei Rektifizierkolonnen zweckmäßiger mit Molströmen statt mit Massenströmen aufgestellt. Für den entsprechenden, auf die Molstromdichte bezogenen, mittleren flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten findet man

$$\bar{k}_1 = \beta_1 \frac{\rho_1}{M_1} = \text{Sh}_1 \frac{\rho_1 D_1}{M_1 \delta_1} \quad (14)$$

6) Die Rektifizierversuche wurden auch mit der Annahme, daß der Film völlig vermischungsfrei durch ein ganzes Packungspaket fließe und erst beim Übergang zum darunterliegenden Packungspaket vermischt werde, ausgewertet. Die Ergebnisse zeigten aber, daß dieses Vermischungsmodell kaum zutreffen kann [20].

Die für die ausgewerteten Rektifizierversuche auf die skizzierte Weise berechneten mittleren flüssigkeitsseitigen Sherwood-Zahlen sind in der Abb. 5 über der vergleichbaren Luftgeschwindigkeit aufgetragen. Dieser Abbildung kann entnommen werden, daß nur Versuche mit relativ kleinen Belastungen zur Auswertung gelangten. Der Grund dafür wird bei den Bemerkungen zur Abb. 8 erläutert.

### Gasseitige Strömung

Die Abb. 6 zeigt die Ausbreitung eines punktförmig aufgegebenen Farbindikators in einem Strömungsmodell der Sulzerpackung [20]. Man erkennt, daß sich in den Zahnkanälen eine Kanalströmung in der durch den Neigungswinkel gegebenen Richtung ausbildet. Wie Abb. 7 zeigt,

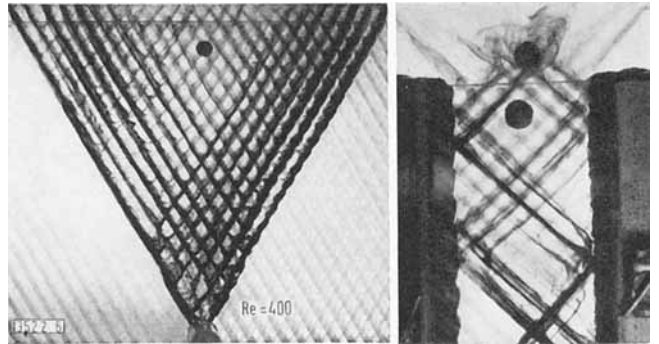


Abb. 6 (links). Ausbreitung eines punktförmig aufgegebenen Farbindikators in einem Strömungsmodell der Sulzerpackung ( $\varphi = 45^\circ$ ,  $\text{Re}_g = 400$ ).

Abb. 7 (rechts). Ausbreitung eines punktförmig aufgegebenen Farbindikators in einem Strömungsmodell der Sulzerpackung mit kleiner Kanalbreite ( $\varphi = 45^\circ$ ,  $\text{Re}_g = 200$ ).

bleiben diese Zahnkanalströmungen auch nach den seitlichen Umlenkungen an der Kolonnenwand erhalten. Diese Erscheinung ist bei der quantitativen Erfassung des gasseitigen Stoffübergangs zu beachten.

Die Kontinuitätsgleichung liefert für die mittlere Gasgeschwindigkeit in Richtung der Kolonnenachse:

$$\bar{w}_g = \frac{\dot{V}_g}{A(1 - a\delta_T/2)} \quad (15)$$

Bei Füllkörperkolonnen wird die gasseitige Reynolds-Zahl üblicherweise mit der mittleren Gasgeschwindigkeit in Richtung der Kolonnenachse<sup>7)</sup> und dem hydraulischen Durchmesser gebildet. Der letztere ist der Quotient aus dem vierfachen Volumen der Gasphase in der Packung, dividiert durch die Oberfläche der Phasengrenze. Bei der Sulzerpackung erhält man dafür den einfachen Ausdruck:

$$d_h = \frac{4}{a} - 2\delta_T \quad (16)$$

Die gasseitige Reynolds-Zahl beträgt somit:

$$\text{Re}_g = \frac{\bar{w}_g \rho_g d_h}{\eta_g} = \frac{4 \dot{m}_g}{\eta_g a} \quad (17)$$

7) Oft wird die mittlere Oberflächengeschwindigkeit der flüssigen Phase mitberücksichtigt. Bei der Vakuumrektifikation mit der Sulzerpackung ist diese aber gegenüber der mittleren Gasgeschwindigkeit vernachlässigbar klein.

Die Abb. 6 und 7 zeigten, daß sich bei der Sulzerpackung eine deutliche Strömung in positiver und negativer Zahnkanalrichtung auszubilden vermag. Die entsprechende mittlere Geschwindigkeit der Zahnkanalströmung ergibt sich zu:

$$\bar{w}_x = \frac{\bar{w}_g}{\cos\varphi} = \frac{\dot{V}_g}{A(1 - a\delta_T/2)\cos\varphi} \quad (18)$$

Weil die Strömung in den Zahnkanälen ähnlich jener in geschlossenen Dreieckkanälen ist, kann man anstelle des Ausdrucks (16) den hydraulischen Durchmesser des einem geschlossen gedachten Zahnkanal entsprechenden Dreieckkanals verwenden. Mit der Abb. 3 findet man dafür:

$$d_{h\Delta} = \frac{b_0 \cos(\gamma/2)}{\sin(\gamma/2) + 1} \quad (19)$$

Mit der charakteristischen Geschwindigkeit aus der Gl. (18) und dem hydraulischen Durchmesser aus der Gl. (19) erhält man eine für die Beschreibung des gaseitigen Stoffübergangs zweckmäßigere Reynolds-Zahl:

$$Re_{\Delta} = \frac{\bar{w}_x \rho_g d_{h\Delta}}{\eta_g} = \frac{\dot{m}_g b_0 \cos(\gamma/2)}{\eta_g (1 - a\delta_T/2) (\sin(\gamma/2) + 1) \cos\varphi} \quad (20)$$

### Gaseitiger Stoffübergangskoeffizient

Der mittlere auf die Gasseite bezogene Stoffdurchgangskoeffizient ist mit den gas- und flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten durch die nachstehende Gleichung verknüpft [33]:

$$\frac{1}{K_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{m}{k_l} \quad (21)$$

Da die Steigung der Gleichgewichtskurve  $m$  bei den ausgewerteten Versuchen etwa 1 betrug, ergibt sich daraus der mittlere gaseitige Stoffübergangskoeffizient mit  $m = 1$ :

$$\bar{k}_g = \frac{\bar{K}_g k_l}{k_l - \bar{K}_g} \quad (22)$$

Mit dem nach der Gl. (2) aus den Rektifizierversuchen bestimmten mittleren Stoffdurchgangskoeffizienten und den mit dem skizzierten Rieselfilmmodell berechneten mittleren flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten folgt der mittlere gaseitige Stoffübergangskoeffizient aus der Gl. (22). Die Ergebnisse für die ausgewerteten Rektifizierversuche können der Abb. 8 entnommen werden. Der mittlere gaseitige Stoffübergangskoeffizient nimmt zunächst mit wachsender Belastung zu. Ab einer gewissen Belastung fällt er dann wieder ab. Dies ist vermutlich auf das Mitreißen einzelner Flüssigkeitsteilchen von besonders stark umströmten Stellen zurückzuführen. Die Auswertung der Rektifizierversuche wurde auf den Belastungsbereich beschränkt, in welchem diese Erscheinung noch nicht auftritt.

Zur dimensionslosen Darstellung des gaseitigen Stoffübergangs wird die mittlere gaseitige Sherwood-Zahl eingeführt:

$$\bar{Sh}_g = \frac{\bar{\beta}_g d_h}{D_g} \quad (23)$$

Diese lautet mit dem auf die Molstromdichte bezogenen mittleren Stoffübergangskoeffizienten:

$$\bar{Sh}_g = \frac{\bar{k}_g M_g d_h}{\rho_g D_g} \quad (24)$$

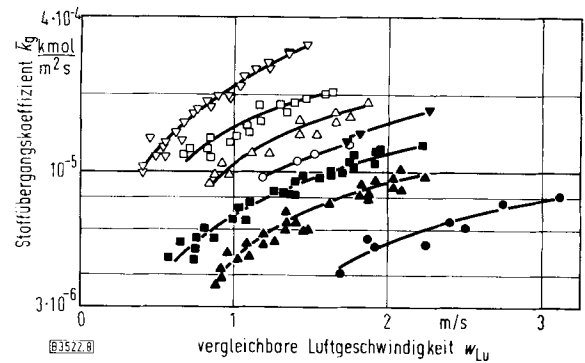


Abb. 8. Mittlerer gaseitiger Stoffübergangskoeffizient bei der Rektifikation mit totalem Rücklauf. Kurvenzeichen wie in Abb. 5.

In der Literatur findet man zahlreiche Gleichungen zur Berechnung der mittleren gaseitigen Sherwood-Zahlen in Füllkörperschüttungen und Rieselfilmapparaturen von der Form:

$$\bar{Sh}_g = c_1 Re^{c_2} \cdot Sc^{c_3} \quad (25)$$

In einigen Arbeiten wurden noch zusätzliche Terme, welche den Einfluß der Flüssigkeitsströmung und der Oberflächenspannungsänderung berücksichtigen, hinzugefügt. Wie schon dargelegt, ist bei den ausgewerteten Rektifizierversuchen kein Oberflächenspannungseinfluß zu erwarten.

Die Flüssigkeitsströmung wirkt sich auf den gaseitigen Stoffübergang im allgemeinen durch die Verminderung des freien Strömungsquerschnitts und über die Beschaffenheit der Phasengrenzfläche aus. Bei zweckmäßiger Definition der gaseitigen Reynolds-Zahl wird der Verdrängungswirkung der Filmflüssigkeit ohnehin Rechnung getragen. Hingegen darf die Veränderung der Grenzflächenbeschaffenheit im normalen Einsatzbereich der Sulzerpackung infolge der sehr niedrigen Reynolds-Zahlen des Films vernachlässigt werden<sup>8)</sup>.

Da sich in den Zahnkanälen der Sulzerpackung eine Kanalströmung in Zahnkanalrichtung ausbildet (Abb. 6 und 7), ist es zur Versuchsauswertung sinnvoll, die Potenzgleichung (25) zunächst mit der Sherwood-Zahl und der Reynolds-Zahl der entsprechenden Dreieckkanalströmung zu bilden. Die mittlere Sherwood-Zahl der Dreieckkanalströmung wird definiert als:

$$\bar{Sh}_{\Delta} = \frac{\bar{k}_g M_g d_{h\Delta}}{\rho_g D_g} \quad (26)$$

Die gaseitige Schmidt-Zahl

$$Sc_g = \eta_g / (\rho_g D_g) \quad (27)$$

variierte bei den ausgewerteten Rektifizierversuchen nur sehr wenig. Der Exponent der Schmidt-Zahl  $c$  muß deshalb aus bekannten Untersuchungen übernommen werden. Bei verschiedenen turbulent durchströmten Füllkörperschüttungen wurde experimentell der Wert  $c_3 = 1/3$  gefunden [15, 17–19]. Bei Rieselfilmapparaturen werden nebst diesem Wert auch noch 0,42 [10] und 0,44 [11, 13,

8) Hoffmann [12] fand an einem außen berieselten Rundstab erst ab Reynolds-Zahlen des Films über 100 einen Einfluß der Filmströmung auf den gaseitigen Stoffübergang. Bei den hier ausgewerteten Rektifizierversuchen ist die  $Re_1 < 10$ .

34] angegeben. Für die einzige Packung mit regelmäßiger Geometrie, für welche eine der Gl. (25) entsprechende Beziehung vorliegt, wird  $c_3$  ebenfalls mit  $1/3$  angegeben [14]. Strömungsbereichmäßig lassen sich aus den Angaben in der Literatur keine bestimmten Tendenzen feststellen. Deshalb wird auch für die Sulzerpackung im untersuchten Strömungsbereich  $c_3$  zu  $1/3$  angenommen.

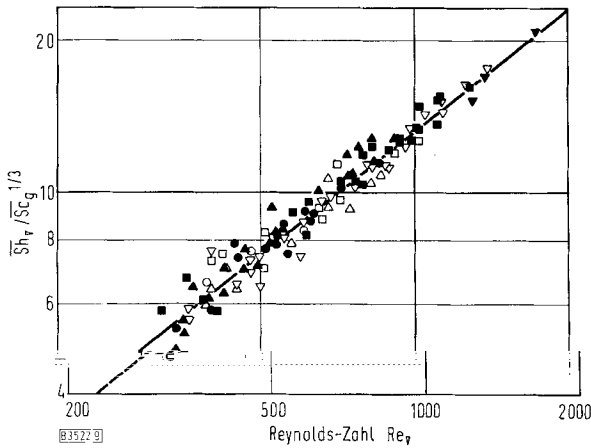


Abb. 9. Dimensionslose Darstellung des gaseitigen Stoffübergangs. Kurvenzeichen wie in Abb. 5.

In der Abb. 9 ist der Ausdruck  $\overline{Sh}_A Sc_g^{1/3}$  für die Rektifikation von trans/cis-Dekalin in BX-Packungen und von Chlorbenzol-Äthylenbenzol in CY-Packungen über der Reynolds-Zahl  $Re_A$  aufgetragen. Die eingezeichnete Gerade wurde durch eine Ausgleichsrechnung bestimmt. Ihr entspricht die nachstehende Gleichung zur Berechnung der mittleren gaseitigen Sherwood-Zahl:

$$\overline{Sh}_A = 0,05144 Re_A^{0,8304} Sc_g^{1/3} \quad (28)$$

Die mittlere Abweichung aller 140 aus den Trennstufenzahlmessungen bestimmten gaseitigen Sherwood-Zahlen vom Wert nach der Gl. (28) beträgt 6,90%. Die maximalen Abweichungen liegen bei  $\pm 15\%$ . Wenn man bedenkt, daß die Versuche an technischen Kolonnen von 0,5 m und 1 m Dmr. bei unterschiedlichen Packungshöhen durchgeführt wurden, ist dieses Ergebnis bemerkenswert. Ein systematischer Einfluß der Kolonnenhöhe und des Kolonnendurchmessers auf die mittlere gaseitige Sherwood-Zahl konnte nicht festgestellt werden. Der Grund für diese außergewöhnliche Erscheinung liegt im äußerst guten seitlichen Transport der Gasphase gegenüber der flüssigen Phase, wie aus den Abb. 6 und 7 hervorgeht.

Um den Vergleich mit den Ergebnissen anderer Untersuchungen zu ermöglichen, muß die Gl. (28) in eine der Gl. (25) entsprechende Beziehung umgeformt werden. Mit der bezogenen Oberfläche

$$a = \frac{4}{b_0 \cos(\gamma/2) + 2\delta_g} \quad (29)$$

findet man aus den Gln. (17) und (20):

$$Re_A = Re_g \frac{(1 - a\delta_G/2)}{(1 - a\delta_T/2)(\sin(\gamma/2) + 1)\cos\varphi} \quad (30)$$

und mit den Gln. (16), (19), (24) und (26):

$$\overline{Sh}_A = \overline{Sh}_g \frac{(1 - a\delta_G/2)}{(\sin(\gamma/2) + 1)(1 - a\delta_T/2)} \quad (31)$$

Durch Einsetzen der Gln. (30) und (31) in die Gl. (28) erhält man schließlich:

$$\overline{Sh}_g = 0,05144 \left( \frac{1 - a\delta_T/2}{1 - a\delta_G/2} \right)^{0,1966} \frac{(\sin(\gamma/2) + 1)^{0,1966}}{\cos\varphi^{0,8034}} \cdot Re_g^{0,8034} Sc_g^{1/3} \quad (32)$$

Bei den ausgewerteten Versuchen betrug der Minimalwert des Quotienten  $(1 - a\delta_T/2)/(1 - a\delta_G/2) = 0,85$ . Es gilt also mit guter Genauigkeit:

$$\left( \frac{1 - a\delta_T/2}{1 - a\delta_G/2} \right)^{0,1966} \approx 1 \quad (33)$$

Die Gl. (32) vereinfacht sich damit zu:

$$\overline{Sh}_g = 0,05144 \frac{(\sin(\gamma/2) + 1)^{0,1966}}{\cos\varphi^{0,8034}} Re_g^{0,8034} Sc_g^{1/3} \quad (34)$$

Die Gl. (34) liefert für die BX- und CY-Packungen mit den in der Tab. 1 angegebenen Neigungs- und Zahnwinkeln:

$$\overline{Sh}_{gBX} = 0,0633 Re_g^{0,8034} Sc_g^{1/3} \quad (35)$$

$$\overline{Sh}_{gCY} = 0,0750 Re_g^{0,8034} Sc_g^{1/3}$$

Die Abhängigkeit der Reynolds-Zahl von der mittleren gaseitigen Sherwood-Zahl nach der Gl. (34) entspricht der bei Gegenstrom an berieselten Rohren und Stäben in vergleichbaren Strömungsbereichen gemessenen [8, 9, 11]. Bei gleichen Reynolds-Zahlen sind die mittleren Sherwood-Zahlen der Sulzerpackung etwa doppelt so hoch wie diejenigen berieselter Rohre und Stäbe. Dies ist durch die gegenseitige Beeinflussung der gegenüberliegenden Zahnkanalströmungen erklärlich. Sie bewirkt eine leichte Rotation der Zahnkanalströmungen und einen bei gleichen Reynolds-Zahlen höheren Turbulenzgrad der Gasströmung als bei den erwähnten Rieselfilmanordnungen.

#### Anteil der beiden Phasen am Stoffdurchgangswiderstand

Die Aufteilung des Stoffdurchgangswiderstands auf die beiden Phasen ist von den Stoffwerten des Gemisches und der Belastung der beiden Phasen sowie von der Packungsgeometrie abhängig. Für die ausgewerteten Trennstufenzahlmessungen ist das Verhältnis der mittleren Stoffübergangskoeffizienten  $\bar{k}_1/\bar{k}_g$  in Abb. 10 über der vergleichbaren Luftgeschwindigkeit aufgetragen. Man erkennt daraus, daß der mittlere flüssigkeitsseitige Stoffübergangskoeffizient in allen Fällen größer ist als der gaseitige. Der Stoffübergangswiderstand ist also auf der Gasseite größer als auf der Flüssigkeitsseite.

Das Verhältnis der Stoffübergangswiderstände der beiden Phasen ist stark belastungsabhängig. Der Hauptstoffübergangswiderstand tritt mit abnehmender Belastung immer eindeutiger auf der Gasseite auf. Im ausgewerteten Bereich liegt der gaseitige Anteil am Stoffaustauschwiderstand bei der Rektifikation von trans/cis-Dekalin in der BX-Packung zwischen 74 und 92%, bei der Rektifikation von Chlorbenzol/Äthylbenzol in der CY-Packung zwischen 87 und 97%.

Dieses Ergebnis fügt sich gut in jenes anderer Untersuchungen ein. Bei Rieselfilmsäulen wird der Hauptstoffübergangswiderstand allgemein der Gasseite zugeschrieben. An Rieselfilmsäulen wurden bisher Anteile des gas-

seitigen Stoffübergangswiderstands am Durchgangswiderstand von 85 bis vorwiegend 100% gefunden [12]. Bei der Rektifikation von Dreistoffgemischen in Kugelschüttungen (10 mm Dmr.) wurde ein gaseitiger Anteil am Stoffdurchgangswiderstand von 50 bis 80% festgestellt [35,

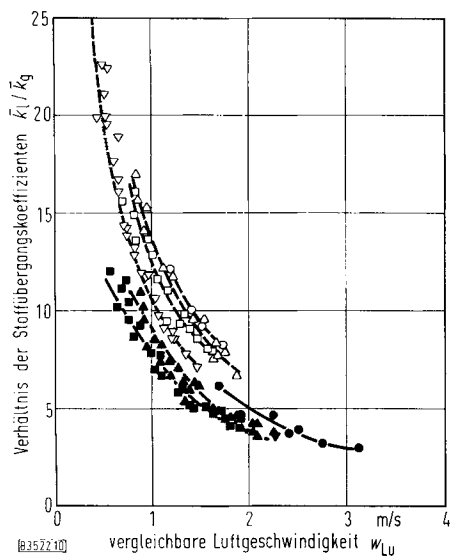


Abb. 10. Verhältnis der mittleren Stoffübergangskoeffizienten beider Phasen bei totalem Rücklauf. Kurvenzeichen wie in Abb. 5.

36]. Für die Absorption von Ammoniak/Luft in Wasser mit einer Schüttung von 1-Zoll-Raschig-Ringen wurde ein gaseitiger Anteil am Stoffdurchgangswiderstand von 60 bis 94% angegeben [37].

Der Rektifiziervorgang in der Sulzerpackung ist wohl am ehesten jenem in Rieselfilmsäulen zu vergleichen. Der gaseitige Stoffübergang ist aber infolge der gegenseitigen Beeinflussung der Zahnkanalströmungen besser als bei den Rieselsäulen. Dies erklärt den gegenüber den Rieselsäulen höheren Anteil des flüssigkeitsseitigen Stoffübergangswiderstands der Sulzerpackung.

Eingegangen am 14. August 1972 [B 3522]

### Formelzeichen

$a$	[m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	bezogene Oberfläche
$A$	[m <sup>2</sup> ]	Kolonnenquerschnitt (leere Kolonne)
$b_0$	[m]	Basislänge des Zahnkanals, Abb. 3
$b_R$	[m]	Rieselfilmbreite
$c$		Konstante
$d_h$	[m]	hydraulischer Durchmesser
$d_{h\Delta}$	[m]	hydraulischer Durchmesser des entsprechenden Dreieckkanals
$D$	[m <sup>2</sup> /s]	Diffusionskoeffizient
$g$	[m/s <sup>2</sup> ]	Erdbeschleunigung
HETP	[m]	Höhe einer Trennstufe
HTU	[m]	Höhe einer Übergangseinheit
$\bar{k}$	[kmol/m <sup>2</sup> s]	mittlerer Stoffübergangskoeffizient
$\bar{K}_g$	[kmol/m <sup>2</sup> s]	mittlerer auf die Gasphase bezogener Stoffdurchgangskoeffizient
$m$		Steigung der Gleichgewichtskurve im $x, y$ -Diagramm
$\dot{m}$	[kg/m <sup>2</sup> s]	Massenstromdichte
$M$	[kg/kmol]	Molmasse
$n_t$	[1/m]	Trennstufenzahl pro Meter
$\dot{N}$	[kmol/s]	Molstrom
$N_t$		Trennstufenzahl
$Re_g$		gaseitige Reynolds-Zahl

$Re_{gk}$		gaseitige Reynolds-Zahl an der Laminaritätsgrenze
$Re_l$		Filmreynolds-Zahl
$Re_{\Delta}$		gaseitige Reynolds-Zahl der entsprechenden Dreieckkanalströmung
$Sc$		Schmidt-Zahl
$\bar{Sh}_g$		mittlere gaseitige Sherwood-Zahl
$\bar{Sh}_l$		mittlere flüssigkeitsseitige Sherwood-Zahl
$\bar{Sh}_{\Delta}$		mittlere gaseitige Sherwood-Zahl der entsprechenden Dreieckkanalströmung
$\dot{V}$	[m <sup>3</sup> /s]	Volumenstrom
$w$	[m/s]	Geschwindigkeit
$\bar{w}$	[m/s]	mittlere Geschwindigkeit
$\bar{w}'_g$	[m/s]	mittlere Gasgeschwindigkeit in der leeren Kolonne
$w_{Lu}$	[m/s]	vergleichbare Luftgeschwindigkeit $\sqrt{\rho_g/1,2} \bar{w}'_g$
$\bar{w}_x$	[m/s]	mittlere Gasgeschwindigkeit in Zahnkanalrichtung
$z$	[m]	vermischungsfreie Filmhöhe
$\alpha$		Neigungswinkel der Rieselebene
$\beta$	[m/s]	mittlerer auf den Massenstrom bezogener Stoffübergangskoeffizient
$\gamma$		Zahnwinkel, Abb. 3
$\delta_L$	[m]	Filmdicke
$\delta_G$	[m]	Gewebedicke
$\delta_T$	[m]	Gesamtdicke von Gewebe und Film
$\Delta p$	[Torr]	Druckabfall
$\eta$	[kg/ms]	dynamische Viskosität
$\Theta$		Winkel zwischen Zahnkanal- und Filmabfließrichtung
$\xi$		dimensionslose vermischungsfreie Filmhöhe, Gl. (11)
$\rho$	[kg/m <sup>3</sup> ]	Dichte
$\tau_{xz}$	[N/m <sup>2</sup> ]	Schubspannungskomponente in negativer Filmabfließrichtung an der freien Filmoberfläche
$\varphi$		Neigungswinkel, Abb. 3

### Indices

$g$	auf die Gasphase bezogen
$l$	auf die flüssige Phase bezogen

### Literatur

- [1] P. G. Nygren u. G. K. S. Connolly, Chem. Engng. Progr. 67, H. 3, S. 49/58 [1971].
- [2] J. R. Fair, Chem. Engng. Progr. 66, H. 3, S. 45/49 [1970].
- [3] R. Billet, Optimierung in der Rektifiziertchnik, BI-Hochschultaschenbuch Nr. 261, Bibliographisches Institut, Mannheim 1967.
- [4] R. Billet, Preprints International Symposium on Distillation, 4, 38/59 [1969].
- [5] R. Billet, Trennkolonnen für die Vakuumrektifikation, BI-Hochschultaschenbuch Nr. 548, Bibliographisches Institut, Mannheim 1971.
- [6] R. Billet, S. Conrad u. C. M. Grubb, Verfahrenstechnik 4, 308/15 [1970].
- [7] E. R. Gilliland u. T. K. Sherwood, Ind. Engng. Chem. 26, 516/23 [1934].
- [8] T. H. Chilton u. A. P. Colburn, Ind. Engng. Chem. 26, 1183/87 [1934].
- [9] H. P. Löw, Dissertation, ETH Zürich 1958.
- [10] G. Hochgesand, VDI-Forschungsh. 498, Düsseldorf 1963.
- [11] E. R. Gilliland u. T. K. Sherwood, Ind. Engng. Chem. 26, 516/23 [1934].
- [12] R. Hoffmann, VDI-Forschungsh. 536, Düsseldorf 1969.
- [13] D. Braun u. J. W. Hüby, diese Zeitschr. 42, 345/49 [1970].
- [14] A. E. Poberenzkin, P. V. Gerasimov u. V. P. Alekseev, Int. Chem. Engng. 11, 396/98 [1971].
- [15] K. Onda, H. Takeuchi u. Y. Okumoto, J. chem. Engng. Japan 1, 56/62 [1968].
- [16] J. W. Hüby, Wärme Stoffübertragung 1, 105/16 [1968].
- [17] R. Semmelbauer, Chem. Engng. Sci. 22, 1237/55 [1967].
- [18] V. Gnielinski, Verfahrenstechnik 4, 284/91 [1970].

- [19] N. Kolev, Verfahrenstechnik 5, 302/04 [1971].  
 [20] M. Zogg, Dissertation 4886, ETH Zürich 1972.  
 [21] M. Huber, Sulzer techn. Rdsch. 49, 30/36 [1967].  
 [22] M. Wartemweiler, Sulzer techn. Rdsch. 52, 84/86 [1970].  
 [23] W. Meier, Sulzer techn. Rdsch. 52, 147/56 [1970].  
 [24] P. L. T. Brian, A.I.Ch.E. Journal 17, 765/72 [1971].  
 [25] F. J. Zuiderweg, Recommended test mixtures for distillation columns, The Institution of Chemical Engineers, London 1969.  
 [26] A. Paris, Les procédés de rectification dans l'industrie chimique, Dunod, Paris 1959.  
 [27] R. L. Cerro u. S. Whitaker, Chem. Engng. Sci. 26, 785/89 [1971].  
 [28] W. Nußelt, Z. Ver. dtsh. Ing. 60, 541/46 [1916].  
 [29] K. Feind, VDI-Forschungsh. 481, Düsseldorf 1960.  
 [30] M. Zogg, diese Zeitschr. 44, 930/35 [1972].  
 [31] R. L. Pigford, Counter-diffusion in a wetted wall column, Ph. D. thesis, Univ. Illinois 1941.  
 [32] H. Brauer u. D. Mewes, Stoffaustausch einschließlich chemischer Reaktoren. Aarau-Frankfurt/M. 1971, S. 554.  
 [33] E. Kirschbaum, Destillier- und Rektifiziertchnik, 4. Aufl., Springer, Berlin-Heidelberg-New York 1969.  
 [34] W. Kast, Chem. Techn. 18, 152/59 [1966].  
 [35] K. Bevers, diese Zeitschr. 39, 27/34 [1967].  
 [36] H. Westphely, diese Zeitschr. 42, 1367/72 [1970].  
 [37] A. J. Teller, A.I.Ch.E. Journal 7, 129/33 [1961].

## Nach einer Strömungsmethode arbeitende neue Siedegleichgewichtsapparatur

Jürgen Fleischer \*

Es wird eine neue Siedegleichgewichtsapparatur beschrieben, bei der nicht wie bisher fast ausschließlich üblich die Zusammensetzung der miteinander im Gleichgewicht stehenden Flüssigkeits- und Dampfphase analytisch bestimmt wird, sondern im Durchlaufbetrieb unter stationären Bedingungen Siede- und Taupunkt eines vorgegebenen Gemisches gemessen werden. Der Vorteil der Methode liegt in der großen Zeit- und Arbeitersparnis bei guter Genauigkeit, die mit der üblicher Siedegleichgewichtsmessungen vergleichbar ist. Die Apparatur wurde bei 760 Torr an den Systemen Methanol/Wasser, Methanol/Benzol, Aceton/Benzol, Wasser/Äthylenglykol und Benzol/Anilin erprobt, für das System Benzol/Anilin außerdem bei 500 Torr. — Es erscheint möglich, die Apparatur für eine vollautomatische Messung von Siedegleichgewichtskurven weiter zu entwickeln. Die Voraussetzungen dafür werden rechnerisch geprüft.

Vor einiger Zeit wurde ein neues Meßprinzip zur Bestimmung von Siedegleichgewichten angegeben [1]. Trotz großer Vorzüge des Verfahrens — es wird keine Analyse des Dampfes und der siedenden Flüssigkeit benötigt — war die Genauigkeit der zunächst verwendeten Apparatur noch nicht so hoch, daß es mit den bestehenden Verfahren konkurrieren konnte. Inzwischen wurden jedoch entscheidende Verbesserungen erzielt, so daß die Apparatur nunmehr zur allgemeinen Verwendung empfohlen werden kann. Das Meßprinzip ist gegenüber dem früher erwähnten unverändert geblieben. Von einer Flüssigkeit bekannter Zusammensetzung wird in zwei getrennten Teilen der Apparatur Siede- und Taupunkt gemessen, und zwar im Durchlauf im stationären Betriebszustand. In den Siedepunktsmeßteil tritt ein Gemisch bekannter Zusammensetzung ein. Nur Flüssigkeit kann aus diesem Teil austreten, während der Dampf kondensiert und zurückgeführt wird. Im stationären Betrieb muß nun die Zusammensetzung des Ablaufs, die wiederum gleich der der siedenden Flüssigkeit ist, gleich der des Zulaufs werden. Temperaturmessung ergibt jetzt die Temperatur, bei der eine Flüssigkeit bekannter Zusammensetzung mit einem Dampf im Gleichgewicht steht. Man erhält so also die Siedetemperatur des zuströmenden Gemisches. Der Taupunkt wird analog gemessen. Nur läßt man hier ausschließlich Dampf aus dem Meßteil austreten, dem ein Gemisch bekannter Zusammensetzung zuströmt. Im stationären Betrieb hat der Dampf die Zulaufzusammen-

setzung, und die Temperaturmessung ergibt die Taupunkttemperatur. — Bei der zuvor beschriebenen Apparatur erhitze der aus dem Taupunktsmeßteil austretende Dampf die Flüssigkeit im Siedepunktsmeßteil, der über keine eigene Heizung verfügte. Da dabei der Dampf die Flüssigkeit durchperlte und deren hydrostatischen Druck überwinden mußte, herrschte in beiden Teilen der Apparatur nicht exakt derselbe Druck, was besonders bei Vakuumbetrieb Meßfehler ergab. Als besonders großer Nachteil erwies sich aber die früher für erforderlich gehaltene Cottrell-Pumpe zur Umwälzung der siedenden Flüssigkeit. Sie verursachte dauernde Druckschwankungen an der Zulaufstelle. Der Zulauf war deshalb zeitlich nicht konstant, und es kam zu entsprechenden Schwankungen der Siede- und Taupunkttemperatur. Nachdem bekannt war, daß sich auch ohne Cottrell-Pumpe genaue Siedegleichgewichtsmessungen durchführen lassen [2], waren mit einer neuen Apparatur wesentlich genauere Messungen möglich.

Prinzipiell gibt es für die Anordnung von Siede- und Taupunktsmeßteil die folgenden drei Möglichkeiten:

- 1) Der Zulaufstrom wird geteilt und je ein Teilstrom den beiden Meßteilen der Apparatur zugeführt. Der Vorteil dieser Anordnung besteht darin, daß beide Meßteile voneinander unabhängig sind. Von Nachteil ist hier der größere Verbrauch an

\* Dr. J. Fleischer, Ingenieurabteilung Angewandte Physik der Bayer AG, Leverkusen.