

OPTIMIERUNG DER ENTWURFSPARAMETER UND HAUPTABMESSUNGEN VON ABSORPTIONSFÜLLKÖRPERSÄULEN. I.

Von

S. SZENTGYÖRGYI und L. VIMMER

Lehrstuhl für chemisches Maschinenwesen und landwirtschaftliche Industrien,
Technische Universität, Budapest

(Eingegangen am 19. Februar, 1970)

Einleitung

Zur operativen Bemessung von Absorptionsfüllkörpersäulen stehen bekannte Beziehungen und Versuchsdaten zur Verfügung [1]. Zur operativen Bemessung müssen Kolonnentyp, Art und Größe der Füllkörper schon im voraus gewählt werden. Die Zusammensetzung und Menge der eintretenden Gas- und Flüssigkeitsphase bestimmt die Zusammensetzungen beim Ausgang aus der Kolonne. Aus diesen sowie aus den Phasengeschwindigkeiten können Querschnitt und auch Höhe der Kolonne ermittelt werden. Die obenerwähnten Parameter hängen aber auch mit Wirtschaftlichkeitsfragen zusammen, so lassen sich die wirtschaftlich günstigsten Abmessungen und Betriebsbedingungen mit Hilfe von Kostenfunktionen bestimmen.

Ermittlung der günstigsten Betriebsparameter

Einer der wichtigsten Entwurfsfaktoren der innerhalb von gewissen Grenzen frei gewählt werden kann, ist der Quotient, gebildet aus der Richtungstangente der Gleichgewichtskurve und dem Verhältnis der Flüssigkeit-Gasmenge, d. h. der Richtungstangente der Arbeitslinie, deren Wert

$$u = \frac{m \cdot G_M}{L_M} = m \frac{G \cdot M_L}{L \cdot M_G} \quad (1)$$

ist. Die Größe von u beeinflusst einerseits die Höhe der einzelnen Übergangseinheiten und deren Anzahl, somit die Gesamthöhe der Anlage, andererseits auch den Säulendurchmesser. Deshalb ist es zweckmäßig, den Wert

$$\frac{m \cdot G_M}{L_M}$$

an Hand ökonomischer Überlegungen zu bestimmen.

Je größer der Wert von u ist, desto höher wird die Konzentration der gelösten Substanz in der Ausgangsflüssigkeit und daher desto billiger deren Rückgewinnung sein. Werden die Investitionskosten mit in Betracht gezogen, so zeigt sich, daß zu einem höheren Wert von u entweder eine höhere Säule gehört, wodurch die Absorptionskolonne kostspieliger ist, oder aber es geht mehr wertvoller Stoff mit der Gasphase in Verlust.

Die optimale Massengeschwindigkeit G der Gasphase kann unter Berücksichtigung der Investitionskosten der Kolonne und der der Betriebskosten des Ventillators ermittelt werden. Da der Säulenquerschnitt der linearen Geschwindigkeit der Gasphase umgekehrt proportional ist, die Arbeitskosten des Ventillators dagegen der dritten Potenz der Geschwindigkeit annähernd proportional sind, ergibt sich eine sehr ausdrückliche, optimale Gasgeschwindigkeit. Diese optimierten Geschwindigkeitswerte sind aber dadurch begrenzt, daß sie einen gewissen Prozent der Berieselungsgeschwindigkeiten nicht übersteigen dürfen.

Beim Entwurf von Kolonnen spielt auch y_2 , der Wert der Zusammensetzung des austretenden Gases eine bedeutende Rolle. Ist die Konzentration des austretenden Gases hoch, so geht eine beträchtliche Menge der wertvollen Stoffe mit dem Trägergas in Verlust, ist sie dagegen niedrig, so nehmen Säulenhöhe und Konzentration der austretenden Flüssigkeit zu.

Als optimale Betriebsparameter und Apparateabmessungen können jene betrachtet werden, bei denen sich die niedrigsten Jahreskosten für Errichtung und Betrieb der Anlage ergeben.

Zu deren Ermittlung müssen die genannten Kosten als Funktionen der Apparatedimensionen und Entwurfs- oder Betriebsveränderlichen aufgeschrieben werden, und mit Hilfe der Randwertbestimmung können dann aus den Kostengleichungen die optimalen Werte ausgedrückt werden.

Die maßgebenden Kosten sind:

\bar{K}_C	Ft/Jahr	Jahreskosten, errechnet aus den Abschreibungen (Amortisationszeit) der Füllkörperkolonne und Zubehöranlagen (incl. Instandhaltungskosten)
\bar{K}_{UG}	Ft/Jahr	Jahresbetriebskosten der Gasphase
\bar{K}_{UL}	Ft/Jahr	Jahresbetriebskosten der Flüssigkeitsphase
\bar{K}_{KG}	Ft/Jahr	Jahreswert der mit dem Austrittsgas zusammen austretenden wertvollen Erzeugenden (Substanzen)
\bar{K}_{KL}	Ft/Jahr	Jahreskosten der Gewinnung des absorbierten gelösten Stoffes.

Die Kostengleichungen werden nachstehend in ausführlicher Form aufgeschrieben, während die Bezeichnungen in dem in Abb. 1 dargestellten Modell angegeben sind.

Die auf ein Jahr bezogenen Investitionskosten der Füllschüttung und der Anlage können als deren Volumen proportional angenommen werden, so gilt

$$\bar{K}_C = c_1 \cdot S \cdot Z. \quad (2)$$

Die Jahresbetriebskosten der Gasphase sind im wesentlichen mit den auf ein Jahr bezogenen Jahreskosten des Ventilators gleich, d. h.

$$\bar{K}_{UG} = c_2 \cdot \Theta \cdot N_G. \quad (3)$$

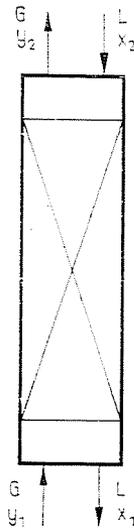


Abb. 1

Die Leistung des Ventilators kann mit der Beziehung

$$N_G = \Delta p \cdot V_G \cdot \frac{1}{\eta_G} = \Delta p \cdot \frac{G \cdot S}{\varrho_G} \cdot \frac{1}{\eta_G} \quad (4)$$

ausgedrückt werden.

Der Druckverlust der Gasphase in Füllkörpersäulen kann laut LEVA [2] folgendermaßen aufgeschrieben werden:

$$\Delta p = \frac{G^2}{\varrho_G} \cdot Z \cdot \bar{m} \cdot 10^{-8} \cdot 10^{\frac{n \cdot L}{e_L}}, \quad (5)$$

bzw. nach der Eliminierung der Flüssigkeitsphasengeschwindigkeit wird

$$\Delta p = \frac{G^2}{\varrho_G} \cdot Z \cdot \bar{m} \cdot 10^{-8} \cdot 10 \frac{\bar{n}}{\varrho_L} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \quad (6)$$

wobei

$$b = m \frac{M_L}{M_G} \quad (7)$$

und damit

$$\bar{K}_{UG} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{G^2}{\varrho_G^2} \cdot \frac{1}{\eta_G} \cdot Z \cdot \bar{m} \cdot 10^{-8} \cdot 10 \frac{\bar{n}}{\varrho_L} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot G \cdot S. \quad (8)$$

Die Jahresbetriebskosten der Flüssigkeitsphase werden sich in dem Fall, wo die Lösflüssigkeit nach dem Austreiben des gelösten Stoffes in die Kolonne zurückgeführt wird, und eigentlich als Rücklaufkosten betrachtet werden können, im wesentlichen aus den Jahreskosten der Saug(pumpen)arbeit ergeben.

Es gilt also

$$\bar{K}_{UL_I} = c_2 \cdot \Theta \cdot N_L \quad (9)$$

wobei

$$N_L = V_L \cdot Z \cdot \varrho_L \cdot \frac{1}{\eta_L} = L \cdot S \cdot Z \cdot \frac{1}{\eta_L} \quad (10)$$

und daher

$$\bar{K}_{UL_I} = c_2 \cdot \Theta \cdot L \cdot S \cdot Z \cdot \frac{1}{\eta_L} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot S \cdot Z \cdot \frac{1}{\eta_L}. \quad (11)$$

Wird Wasser als Flüssigkeit angewendet, so ist es zweckmäßig, nach der Rückgewinnung der gelösten Substanz statt des zurückgewonnenen Wassers frisches Wasser aus dem Wassernetz in die Kolonne einzuleiten. In diesem Falle können die Kosten aus dem Wassereinheitspreis errechnet werden, und zwar ist

$$\bar{K}_{UL_{II}} = c_3 \cdot \Theta \cdot L \cdot S = c_3 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot S. \quad (12)$$

Der Jahreswert der mit dem Austrittsgas austretenden und so in Verlust gehenden Erzeugenden beträgt

$$\bar{K}_{KG} = c_4 \cdot \Theta \cdot G_M \cdot S \cdot y_2 = c_4 \cdot \frac{M_0}{M_G} \cdot \Theta \cdot G \cdot S \cdot y_2. \quad (13)$$

Es ist schwierig die Jahreskosten der Rückgewinnung des in der Flüssigkeitsphase befindlichen Stoffes analytisch auszudrücken. Diese Teilkosten enthalten eigentlich die bei streng genommen optimierten Parametern durchgeführten Rektifizierskosten. Da diese nur einen Teil der Gesamtkosten betragen, dürfen gewisse Vereinfachungen vorgenommen werden. Es kann angenommen werden, daß die Austriebskosten dem Dampfverbrauch proportional

sind. Wird vorausgesetzt, daß die aus dem Absorber austretende Flüssigkeit bei ihrem Siedepunkt in die Stripperkolonne eingeführt wird, und daß außerdem die molaren latenten Wärmen der einzelnen Komponenten gleich sind, und ferner daß das geringste Rücklaufsverhältnis das r -fache des optimalen beträgt, so ergibt sich für die zugeführte Dampfmenge

$$G_S = \left[r \cdot \left(\frac{L_{MS}}{D} \right)_{\min} + 1 \right] \cdot D = \left[r \cdot \left(\frac{L_{MS}}{S} \right)_{\min} + 1 \right] \cdot G_M \cdot S \cdot (y_1 - y_2). \quad (14)$$

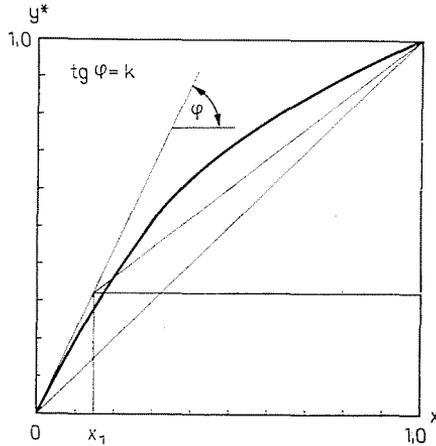


Abb. 2

Für die Jahresaustriebskosten gilt dann

$$\begin{aligned} \bar{K}_{KL} &= c'_5 \cdot \Theta \cdot \left[r \cdot \left(\frac{L_{MS}}{D} \right)_{\min} + 1 \right] \cdot G_M \cdot S \cdot (y_1 - y_2) = \\ &= c_5 \cdot \frac{M_{fg}}{M_G} \cdot \Theta \cdot G \cdot S \cdot \left[r \cdot \left(\frac{L_{MS}}{D} \right)_{\min} + 1 \right] \cdot (y_1 - y_2). \end{aligned} \quad (15)$$

Ist die Gleichgewichtskurve bekannt, so kann das geringste Rücklaufsverhältnis in nachstehender Form ausgedrückt werden, unter der Voraussetzung, daß die Konzentration des der in die Stripperkolonne eintretenden Flüssigkeit enthaltenen gelösten Stoffes niedrig ist und daß als Kopfprodukt rein nur der gelöste Stoff erhalten wird

$$\left(\frac{L_{MS}}{D} \right)_{\min} \approx \frac{1 - k \cdot x_1}{(k - 1) \cdot x_1}, \quad (16)$$

wobei die Richtungstangente der Gleichgewichtskurve auf Grund Abb. 2 ermittelt werden kann.

Wird ferner auch angenommen, daß dem Absorber eine gelösten Stoff nahezu gar nicht enthaltende Flüssigkeit zugeführt wird, also

$$x_2 \approx 0, \quad (17)$$

so wird an Hand der Materialbilanz des Absorbers, nach Einsetzen des Ausdruckes

$$x_1 = \frac{G_M}{L_M} \cdot (y_1 - y_2) \quad (18)$$

ferner unter der Voraussetzung

$$y_1 \gg y_2$$

und nach Einführung der Veränderlichen u , für die Jahresrückgewinnungskosten des gelösten Stoffes folgende Formel gelten:

$$\begin{aligned} \bar{K}_{KL} &= c_5 \cdot \frac{M_{fg}}{M_G} \cdot \Theta \cdot G \cdot S \cdot y_1 \cdot \left[r \cdot \frac{1 - k \cdot u \cdot \frac{y_1}{m}}{(k-1) \cdot u \cdot \frac{y_1}{m}} + 1 \right] = \\ &= c_5 \cdot \frac{M_{fg}}{M_G} \cdot \Theta \cdot G \cdot S \cdot y_1 \cdot \left[r \cdot \frac{1 \cdot \frac{m}{u} - k}{k-1} + 1 \right]. \end{aligned} \quad (19)$$

Für die Jahresbetriebskosten der Absorptionskolonne erhält man

$$\bar{K} = \bar{K}_C + \bar{K}_{UG} + \bar{K}_{UL} + \bar{K}_{KG} + \bar{K}_{KL} \quad (20)$$

und in geordneter Form gilt dann

$$\bar{K}_C = c_1 \cdot S \cdot Z$$

$$\bar{K}_{UG} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{G^2}{\varrho_G^2} \cdot \frac{1}{\eta_G} \cdot Z \cdot \bar{m} \cdot 10^{-8} \cdot 10^{\frac{\bar{n}}{2L}} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot G \cdot S. \quad (8)$$

$$\bar{K}_{UL_I} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot S \cdot Z \cdot \frac{1}{\eta_L} \quad (11)$$

$$\bar{K}_{UL_{II}} = c_3 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot S \quad (12)$$

$$\bar{K}_{KG} = c_4 \cdot \frac{M_0}{M_G} \cdot \Theta \cdot G \cdot S \cdot y_2 \quad (13)$$

$$\bar{K}_{KL} = c_3 \cdot \frac{M_{fg}}{M_G} \cdot G \cdot S \cdot y_1 \cdot \Theta \cdot \left[r \cdot \frac{\frac{1}{u} \cdot \frac{m}{y_1} - k}{k-1} + 1 \right]. \quad (19)$$

Die Kostenfunktionen enthalten in ihrer gegenwärtigen Form die Veränderlichen G , u , y_2 , Z und S , von denen die ersten drei wirklich unabhängige Veränderlichen sind. Z ist keine unabhängige Veränderliche, da sie als Funktion von G , u und y_2 ausgedrückt werden kann.

Die Höhe der gefüllten Kolonne kann als das Produkt aus der Anzahl der Übergangseinheiten und der Höhe einer Übergangseinheit dargestellt werden [1], und zwar ist

$$Z = N_{GE} \cdot H_{GE}.$$

Bei dünnen Lösungen gilt für die Anzahl der Übergangseinheiten auf Grund des *Henry-Gesetzes* folgende Beziehung:

$$N_{GE} = \frac{\ln \left[(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} + u \right]}{1-u}. \quad (21)$$

Die Höhe der Übergangseinheit kann in zwei Glieder zerlegt werden, die an Hand der Definition als Teilnahme der einzelnen Phasenwiderstände an der Höhe der Übergangseinheit aufgefaßt werden, d. h.

$$H_{GE} = H_G + \frac{m \cdot G_M}{L_M} \cdot H_L = H_G + u \cdot H_L. \quad (22)$$

Auf Grund praktischer Meßergebnisse [3, 4, 5] gelten folgende Beziehungen:

$$H_G = \frac{k_1 \cdot G^{k_2}}{L^{k_3}} \cdot Sc_G^{0,5} \quad (23)$$

und

$$H_L = k_3 \cdot \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^{k_4} \cdot Sc_L^{0,5}, \quad (24)$$

die nach Eliminierung von L laut (1) bzw. (7) auf die Form

$$H_G = \frac{k_1}{b^{k_3}} \cdot u^{k_3} \cdot G^{k_2 - k_3} \cdot Sc_G^{0,5} \quad (25)$$

und

$$H_L = \frac{k_3 \cdot b^{k_4}}{u^{k_4} \cdot \mu_L^{k_4}} \cdot G^{k_4} \cdot Sc_L^{0,5} \quad (26)$$

gebracht werden können.

So kann die Höhe der Füllkörperschüttung durch die Beziehung

$$Z = \frac{\ln \left[(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} + u \right]}{1-u} \cdot \left[\frac{k_1 \cdot S c_G^{0.5}}{b^{k_3}} \cdot u^{k_3} \cdot G^{k_2 - k_3} + \frac{k_5 \cdot b^{k_4}}{\mu_L^{k_4}} \cdot u^{1-k_4} \cdot G^{k_4} \right] \quad (27)$$

ausgedrückt werden.

Werden sämtliche Kostengleichungen durch den Wert $G \cdot S$ dividiert, so bleiben die zu den Minimalkosten gehörigen weiteren Variablenwerte dadurch unbeeinflusst, da $G \cdot S$ in jeder Gleichung als Multiplikator auftritt. Die in dieser Weise erhaltenen spezifischen Kosten beziehen sich auf die in der Zeiteinheit eintretende Masseneinheit der Gasphase. Im Falle dünner Lösungen ist es unnötig die Masse der Lösung von derjenigen des Lösungsmittels zu unterscheiden.

Die spezifischen Teilkosten lauten also:

$$K_C = c_1 \cdot \frac{1}{G} \cdot Z \quad (28)$$

$$K_{UG} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{G^2}{\varrho_G^2} \cdot \frac{1}{\eta_G} \cdot Z \cdot \bar{m} \cdot 10^{-8} \cdot 10 \frac{\bar{n}}{\varrho_L} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \quad (29)$$

$$K_{UL_I} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot \frac{1}{\eta_L} \cdot Z \quad (30)$$

$$K_{UL_{II}} = c_3 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \quad (31)$$

$$K_{KG} = c_4 \cdot \frac{M_0}{M_G} \cdot \Theta \cdot y_2 \quad (32)$$

$$K_{KL} = c_5 \cdot \frac{M_{Jg}}{M_G} \cdot \Theta \cdot y_1 \cdot \left[r \cdot \frac{\frac{1}{u} \cdot \frac{m}{y_1} - k}{k-1} + 1 \right] \quad (33)$$

Die spezifischen Gesamtjahreskosten ergeben sich aus der Summe der Teilkosten, d. h.

$$K = K_C + K_{UG} + K_{UL} + K_{KG} + K_{KL}, \quad (34)$$

die bei optimalen Abmessungen und Parametern einen Minimalwert darstellen.

Die niedrigsten Jahresherstellungs- und Jahresbetriebskosten von Absorptionskolonnen werden sich bei denjenigen G , u und y_2 -Werten ergeben, für die

$$\frac{\partial K}{\partial G} = \frac{\partial K}{\partial u} = \frac{\partial K}{\partial y} = 0 \quad (35)$$

gilt.

Es wird also erläutert, daß die Kostengleichungen für jede einzelne Variable ein Minimum haben.

1. Wird die Massengeschwindigkeit der Gasphase als Variable betrachtet, während die anderen beiden Variablen konstant gehalten werden, d. h.

$$u = \text{konst.}, \quad y_2 = \text{konst.},$$

so treten in den Teilkosten bei der Zunahme der Massengeschwindigkeit der Gasphase folgende Änderungen auf:

Nimmt G zu, wobei $u = \text{konst.}$ und $y_2 = \text{konst.}$ bleibt, so nimmt K_C ab, hingegen wachsen die Werte von K_{UG} und K_{ULI} , jedoch die Werte von K_{ULII} , K_{KG} und K_{KL} bleiben konstant.

Wird die Massengeschwindigkeit der Gasphase erhöht, so vermindern sich die Investitionskosten K_C der Absorptionskolonne, da die Säulenhöhe bei der ersten Potenz der Massengeschwindigkeit der Gasphase langsamer wächst, d. h. laut (27) gilt $k_2 - k_3$, bzw. k_4 ist kleiner als Eins, und x_2 ist entweder gleich Null oder nahezu Null, aber in jedem Fall konstant, da dies den Molenbruch des gelösten Stoffes in der eintretenden Waschflüssigkeit darstellt. Die Betriebskosten K_{UG} der Gasphase steigen infolge der zunehmenden Widerstände. Die Betriebskosten K_{ULI} der Flüssigkeitsphase wachsen ebenfalls infolge der steigenden Säulenhöhe. Die weiteren Teilkosten enthalten weder G noch Z und bleiben daher konstant.

Aus den obigen Überlegungen geht hervor, daß bei gegebenen u - und y_2 -Werten, falls diese Variablen konstant sind, eine geringste Gesamtkosten bietende Beziehung

$$[G_{\text{opt}}]_{\substack{u = \text{konst.} \\ y_2 = \text{konst.}}} \quad (36)$$

besteht.

Der Verlauf der Funktionen ist aus Abb. 3 ersichtlich.

2. Wird der aus den Richtungstangenten der Gleichgewichtskurve und der Arbeitslinie gebildete Quotient u als Veränderliche betrachtet, während die Massengeschwindigkeit der Gasphase und die Zusammensetzung des Austrittsgases konstant bleibt, so ergibt sich bei der Verminderung von u ein Wert von $Z \rightarrow 0$, während $G = \text{konst.}$ und $y_2 = \text{konst.}$ und somit $K_C \rightarrow 0$ und $K_{UG} \rightarrow \infty$. Ferner wird $K_{UL} \rightarrow \infty$, K_{ULII} zunehmen, $\rightarrow \infty$. K_{KG} ist konstant und $K_{KL} \rightarrow \infty$.

Eine grenzenüberschreitende Verminderung von u , mit der Bedingung $G = \text{konst.}$ und $m = \text{konst.}$ bedeutet jede grenzenüberschreitende Zunahme der Massengeschwindigkeit der Flüssigkeitsphase. Infolgedessen nähern sich die Höhen der Übergangseinheiten (23), (24) gegen Null, somit nähert sich auch die Höhe der gefüllten Kolonne gegen Null, also auch die Investitionskosten K_C . Die Betriebskosten der Gasphase nehmen infolge der wachsenden Flüssigkeitsbelastung zu, und wenn die Grenzen des hydrodynamischen Betriebsbereichs außer acht gelassen werden, so nähern sie sich gegen Unend-

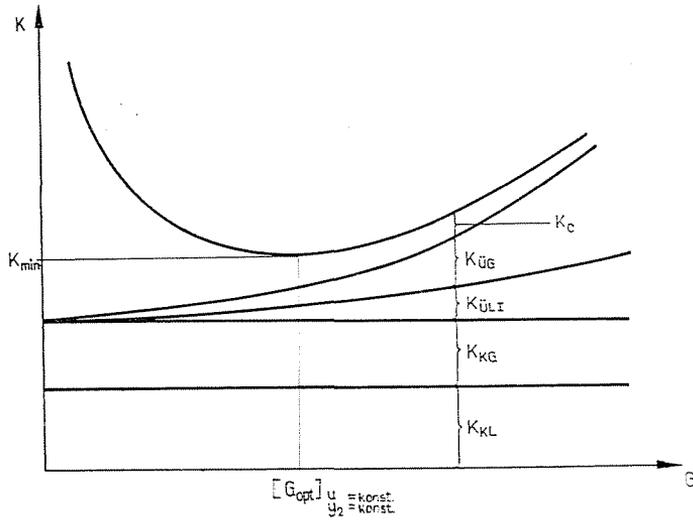


Abb. 3

lich. Eine ähnliche Zunahme macht sich bei den Betriebskosten der Flüssigkeitsphase unabhängig von der gewählten Betriebsart bemerkbar. Die in Verlust gehende wertvolle Erzeugende ist von u unabhängig, so sind deren Kosten konstant. Die Rückgewinnungskosten nehmen über jede Grenzen hinaus zu, die Abnahme von u verursacht nämlich eine physikalische Konzentrationsabnahme der austretenden gelösten Substanz x_1 , und dies verursacht auf Grund (16) die Zunahme des Rücklaufverhältnisses und dementsprechend auch das Anwachsen der Kosten.

Da sich der Ausdruck u innerhalb der Grenzen

$$0 < u < 1$$

ändert, wird bei der Annäherung des anderen, möglichen Grenzwertes

$$u \rightarrow 1$$

die gefüllte Kolonnenhöhe Z einen größeren endlichen Wert als Null erreichen und so ergibt sich auch für die Investitionskosten K_C ein höherer endlicher Wert als Null, hingegen werden die Kosten

$$K_{UG}, K_{UL}, K_{KL}$$

einen endlichen, kleineren Wert als Unendlich ergeben.

Die Summe der teils zunehmenden, teils abnehmenden Funktionen wird bei irgendwelchem Wert von u ein Minimum haben.

3. Die Zusammensetzung y_2 der austretenden Gasphase erreicht deswegen einen Extremwert, da infolge der Zunahme von y_2 die gefüllte Kolonnenhöhe Z abnimmt. Daher wird die Zunahme von y_2 gegen y_1 und im Falle $G = \text{konst.}$ und $u = \text{konst.}$ folgende Wirkung ausüben: K_C, K_{UG} , und K_{UL} nehmen ab, $K_{ULII} = \text{konst.}$, K_{KG} nimmt zu, $K_{KL} = \text{konst.}$

Zur analytischen Bestimmung der geringsten Gesamtjahreskosten müssen die von den oben angeführten Variablen abhängigen partiellen Differentialgleichungen der Teilkosten aufgestellt werden, d. h.

$$\frac{\partial K_C}{\partial G} = -c_1 \cdot \frac{1}{G^2} \cdot Z + c_1 \cdot \frac{1}{G} \cdot \frac{\partial Z}{\partial G} \quad (37)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial K_{UG}}{\partial G} = c_2 \cdot \theta \cdot \frac{G}{\varrho_G^2} \cdot \frac{1}{\eta_G} \cdot m \cdot 10^{-8} \cdot 10^{\frac{\bar{n}}{\varrho_L}} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot \\ \cdot \left[2Z + G \frac{\partial Z}{\partial G} + G \cdot Z \cdot (\ln 10) \cdot \frac{\bar{n}}{\varrho_L} \cdot \frac{b}{u} \right] \end{aligned} \quad (38)$$

$$\frac{\partial K_{ULI}}{\partial G} = c_2 \cdot \theta \cdot \frac{b}{u} \cdot \frac{1}{\eta_L} \cdot \frac{\partial Z}{\partial G} \quad (39)$$

$$\frac{\partial K_{ULII}}{\partial G} = \frac{\partial K_{KG}}{\partial G} = \frac{\partial K_{KL}}{\partial G} = 0; \quad (40)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial Z}{\partial G} = \frac{\ln \left[(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} + u \right]}{1-u} \cdot \\ \cdot \left[(k_2 - k_3) \cdot \frac{k_1 \cdot S c_G^{0.5}}{b^{k_3}} \cdot u^{k_3} \cdot G^{k_2 - k_3 - 1} + \right. \\ \left. + k_4 \cdot \frac{k_5 \cdot b^{k_4} \cdot S c_L^{0.5}}{\mu_L^{k_4}} \cdot u^{1-k_4} \cdot G^{k_4 - 1} \right] \end{aligned} \quad (41)$$

Die nach der Zusammensetzung der austretenden Gasphase abgeleiteten partiellen Differentialgleichungen lauten:

$$\frac{\partial K_C}{\partial y_2} = c_1 \cdot \frac{1}{G} \cdot \frac{\partial Z}{\partial y_2} \quad (42)$$

$$\frac{\partial K_{UG}}{\partial y_2} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{G^2}{\varrho_G^2} \cdot \frac{1}{\eta_G} \cdot \frac{\partial Z}{\partial y_2} \cdot \bar{m} \cdot 10^{-8} \cdot 10^{\frac{\bar{n}}{\varrho_L}} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \quad (43)$$

$$\frac{\partial K_{ULI}}{\partial y_2} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot \frac{1}{\eta_L} \cdot \frac{\partial Z}{\partial y_2} \quad (44)$$

$$\frac{\partial K_{ULII}}{\partial y_2} = 0 \quad (45)$$

$$\frac{\partial K_{KG}}{\partial y_2} = c_4 \cdot \Theta \cdot \frac{M_0}{M_G} \quad (46)$$

$$\frac{\partial K_{KL}}{\partial y_2} = 0 \quad (47)$$

und ferner gilt

$$\frac{\partial Z}{\partial y_2} = \frac{-(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{(y_2 - m \cdot x_2)^2}}{(1-u) \cdot \left[(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} + u \right]} \cdot H_{GE} \quad (48)$$

Vorausgesetzt, daß die Konzentration des aus dem Absorber austretenden, Gas enthaltenden gelösten Stoffes viel kleiner ist als die des Eintretenden, d. h.

$$y_2 \ll y_1, \quad (49)$$

nimmt Formel (48) eine einfachere Form an.

$$\frac{\partial Z}{\partial y_2} = \frac{1}{(1-u) \cdot (y_2 - m \cdot x_2)} \cdot \left[\frac{k_1 \cdot S c_G^{0.5}}{b^{k_3}} \cdot u^{k_3} \cdot G^{k_3 - k_4} + \frac{k_3 \cdot b^{k_4} \cdot S c_L^{0.5}}{\mu_L^{k_4}} \cdot u^{1-k_4} \cdot G^{k_4} \right] \quad (50)$$

Die nach u berechneten partiellen Differentialgleichungen lauten:

$$\frac{\partial K_C}{\partial u} = c_1 \cdot \frac{1}{G} \cdot \frac{\partial Z}{\partial u} \quad (51)$$

$$\frac{\partial K_{UG}}{\partial u} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{G^2}{\varrho_G^2} \cdot \frac{1}{\eta_G} \cdot \bar{m} \cdot 10^{\frac{\bar{n}}{\varrho_L}} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \cdot \left[\frac{\partial Z}{\partial u} - Z \cdot (\ln 10) \cdot \frac{\bar{n}}{\varrho_L} \cdot \frac{b}{u} \cdot G \right] \quad (52)$$

$$\frac{\partial K_{\text{ÜL}_I}}{\partial u} = c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot \frac{1}{\eta_L} \cdot \left(\frac{\partial Z}{\partial u} - \frac{Z}{u} \right) \quad (53)$$

$$\frac{\partial K_{\text{ÜL}_{II}}}{\partial u} = -c_3 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u^2} \quad (54)$$

$$\frac{\partial K_{KG}}{\partial u} = 0 \quad (55)$$

$$\frac{\partial K_{KL}}{\partial u} = c_5 \cdot \frac{\frac{M_{fg}}{M_G} \cdot \Theta \cdot r \cdot m}{(k-1) \cdot u^2} \quad (56)$$

ferner ist

$$\frac{\partial Z}{\partial u} = \frac{\partial N_{GE}}{\partial u} \cdot H_{GE} + N_{GE} \cdot \frac{\partial H_{GE}}{\partial u}, \quad (57)$$

wobei

$$\begin{aligned} \frac{\partial N_{GE}}{\partial u} = & \frac{-\frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} + 1}{(1-u) \cdot \left[(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} + u \right]} + \\ & + \frac{\ln \left[(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} + u \right]}{(1-u)^2}. \end{aligned} \quad (58)$$

Wenn neben den Bedingungen laut (49) auch vorausgesetzt wird, daß in den Absorber nahezu reine Lösflüssigkeit eintritt, d. h. daß

$$x_2 \approx 0, \quad (59)$$

so kann die Gleichung auf eine einfachere Form gebracht werden, und zwar

$$\frac{\partial N_{GE}}{\partial u} = \frac{\ln \left[(1-u) \cdot \frac{y_1 - m \cdot x_2}{y_2 - m \cdot x_2} \right] - 1}{(1-u)^2} \quad (60)$$

und

$$\frac{\partial H_{GE}}{\partial u} = k_3 \cdot \frac{k_1 \cdot Sc_G^{0,5}}{b^{k_2}} \cdot u^{k_3-1} \cdot G^{k_2-k_3} + (1-k_4) \frac{k_5 \cdot b^{k_4} \cdot Sc_L^{0,5}}{\mu_L^{k_4}} \cdot u^{-k_4} \cdot G^{k_4}. \quad (61)$$

Die Lösung des simultanen Gleichungssystems kann zweckmäßig auf folgende Art erfolgen. Da der Wert von u sich zwischen den Grenzen $0 < u < 1$ ändern kann, nimmt man für u irgendwelchen Wert innerhalb dieses Bereichs

an und setzt diesen Wert in die mit Null gleichgesetzten Differentialgleichungen der Kostenfunktionen von (42) bis (47) ein, dann wird

$$\frac{\partial K}{\partial y_2} = 0 \quad (62)$$

gelten und nach y_2 aufgelöst. Die Lösung der Gleichung ergibt die bei der Bedingung $u = \text{konst.}$ erhaltbare minimale Konzentration als Funktion der Massengeschwindigkeit G , also

$$[y_{2 \text{ opt}}]_{u=\text{konst.}} = m \cdot x_2 + \frac{H_{GE}}{c_3 \cdot \frac{M_0}{M_G} \cdot \Theta \cdot (1-u)} \cdot \left[\frac{c_1}{G} + c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{G^2}{\varrho_G^2} \cdot \frac{1}{\eta_G} \cdot \bar{m} \cdot 10^{-8} \cdot 10 \frac{\bar{n}}{v_L} \cdot \frac{b}{u} \cdot G + c_2 \cdot \Theta \cdot \frac{b}{u} \cdot \frac{1}{\mu_L} \right]. \quad (63)$$

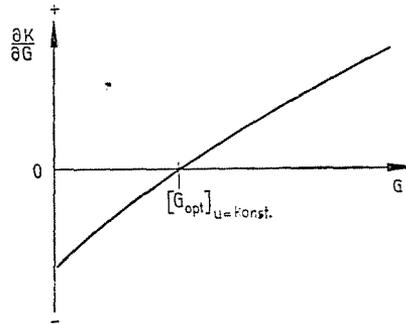


Abb. 4

Diese Abhängigkeit wird in die Gleichungen von (37) bis (40) eingesetzt, d. h.

$$\frac{\partial K}{\partial G} = 0. \quad (64)$$

Die Gleichung wird (durch Probieren) nach G in der in Abb. 4 dargestellten Weise gelöst.

Als Ergebnis erhält man den Wert

$$[G_{\text{opt}}]_{u=\text{konst.}}, \quad (65)$$

der in den Ausdruck von y_2 (63) wieder eingesetzt wird und nach Lösung der Gleichung, den Wert

$$[y_{2 \text{ opt}}]_{u=\text{konst.}} \quad (66)$$

ergibt.

Setzt man den angenommenen Wert von u und die laut Gl. (65) und (66) berechneten Optimalwerte von G und y_2 in die Kostenfunktionen wieder ein, erhält man den Wert

$$[K_{\min}]_{u=\text{konst.}} \quad (67)$$

Nimmt man verschiedene u -Werte an und werden diese Berechnungen wiederholt durchgeführt, so können die zu den einzelnen u -Werten gehörigen minimalen Kostenwerte laut Abb. 5 dargestellt werden.

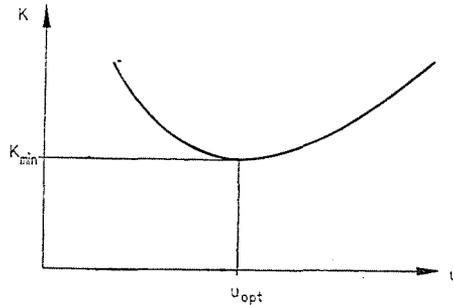


Abb. 5

Aus Abb. 5 geht hervor, daß die geringsten Gesamtkosten

$$[K_{\min}] \quad (68)$$

betragen und dazu gehörig kann auch der Wert

$$[u_{\text{opt}}] \quad (69)$$

abgelesen werden. Nach der in obiger Weise beschriebenen Methode lassen sich auch die Werte von

$$[G_{\text{opt}}] \quad \text{und} \quad [y_{2\text{opt}}]$$

ermitteln. Diese Beziehungen können auch für die Datenverarbeitung an Rechenmaschinen angewendet werden.

Nomenklatur

$b = m \cdot M_L/M_G$	
c_1	Ft/m ² , Jahr
c_2	Ft/mkp
c_3	Ft/kg
c_4	Ft/kg
c_5	Ft/kg
D	kmol/h

Jährliche Investitions- und Instandhaltungskosten der Kolonne, bezogen auf die Volumeneinheit
 Einheitspreis der Arbeit
 Einheitspreis der Flüssigkeit
 Einheitspreis der gelösten Substanz
 Einheitspreis des Heißdampfes
 Menge der zurückgewonnenen gelösten Substanz

G	$\text{kg/m}^2, \text{h}$	Massengeschwindigkeit der Gasphase, bezogen auf den leeren Kolonnenquerschnitt
G_M	$\text{kmol/m}^2, \text{h}$	molare Geschwindigkeit der Gasphase
G_S	kmol/h	Menge des in die Rektifizierkolonne eingeführten Heizdampfes
H_{GE}	m	Höhe der Übergangseinheit
H_G	m	Anteil der Gasphase an der Höhe der Übergangseinheit
H_L	m	Anteil der Flüssigkeitsphase an der Höhe der Übergangseinheit
$k = dy^*/dx$		Richtungstangente der Gleichgewichtskurve von Dampf/Flüssigkeit bei $x = 0$
$k_1 \dots k_3$		Formenfaktoren, abhängig von der Füllkörperart
$\overline{K_C}$	Ft/Jahr	Jahreskosten der Anlage
$\overline{K_{UG}}$	Ft/Jahr	Jahresbetriebskosten der Gasphase
$\overline{K_{UL}}$	Ft/Jahr	Jahresbetriebskosten der Flüssigkeitsphase
$\overline{K_{KG}}$	Ft/Jahr	Jahreskosten der in der Flüssigkeit enthaltenen gelösten Substanz
$\overline{K_{KL}}$	Ft/Jahr	Jährliche Rückgewinnungskosten der in der Flüssigkeit enthaltenen gelösten Substanz
L	$\text{kg/m}^2, \text{h}$	Massengeschwindigkeit der Flüssigkeitsphase, bezogen auf den leeren Kolonnenquerschnitt
L_M	$\text{kmol/m}^2, \text{h}$	molare Geschwindigkeit der Flüssigkeitsphase
L_{MS}	$\text{kmol/m}^2, \text{h}$	molare Geschwindigkeit der Rücklaufslüssigkeit in der Rektifizierkolonne
m	—	die als Funktion der Molenbrüche dargestellte Richtungstangente der Gleichgewichtskurve
\overline{m}	$\frac{\text{h}^2}{\text{m}^2} \cdot \frac{\text{kp}}{\text{kg}}$	die von der Art des Füllkörpers und dessen Größe abhängige Konstante
M_G	kg/kmol	Molekulargewicht der Gasphase
M_L	kg/kmol	Molekulargewicht der Flüssigkeitsphase
M_{fz}	kg/kmol	Molekulargewicht des Heizdampfes
M_0	kg/kmol	Molekulargewicht der gelösten Substanz
\overline{n}	h/m	die von der Art und Größe der Füllschüttung abhängige Konstante
N_G	mkp/h	Leistung des Ventillators
N_{GE}	—	die durch die Antriebskraft der Gasphase ausgedrückte Anzahl der Übergangseinheiten
N_L	mkp/h	Leistung der Förderpumpe für die Flüssigkeitsphase
Δp	kp/m^2	Druckverlust der Gasphase in der Kolonne
r	—	Verhältnis des angenommenen optimalen und minimalen Dampfverbrauchs
S	m^2	Querschnitt der leeren Kolonne
Sc_G	—	Schmidt-Zahl der Gasphase
Sc_L	—	Schmidt-Zahl der Flüssigkeitsphase
$u = m \cdot G_M/L_M$		Quotient, gebildet aus den Richtungstangenten der Gleichgewichtskurve und der Arbeitslinie
V_G	m^3/h	Volumen des in der Zeiteinheit durchströmenden Stoffes in der Gasphase
V_L	m^3/h	Volumen des in der Zeiteinheit durchströmenden Stoffes in der Flüssigkeitsphase
Z	m	Höhe der gefüllten Säule
$x_{1,2}$	$\frac{\text{gelöste Substanz [kmol]}}{\text{Lösung [kmol]}}$	Molenbruch der Flüssigkeitsphase
$y_{1,2}$	$\frac{\text{gelöste Substanz [kmol]}}{\text{Zusammensetzung [kmol]}}$	Molenbruch der Gasphase
η_G	—	Wirkungsgrad des Ventillators
η_L	—	Wirkungsgrad der Pumpe
ϱ_G	kg/m^3	Dichte des Stoffes in der Gasphase
ϱ_L	kg/m^3	Dichte des Stoffes in der Flüssigkeitsphase
μ_G	kg/m, h, cP	dynamische Viskosität der Gasphase
μ_L	kg/m, h, cP	dynamische Viskosität der Flüssigkeitsphase
Θ	h/Jahr	Anzahl der jährlichen Betriebsstunden

Zusammenfassung

In diesem Aufsatz wird ein System zur Ermittlung des Geringstwertes der Herstellungs- und Betriebskosten von Absorptionsfüllkörperkolonnen ergebenden Gleichungen bzw. dem Kostenminimum zugehörigen Optimalwerten der Entwurfsparameter

$$u = \frac{m \cdot G_M}{L_M}, G \quad \text{und} \quad y_2$$

erläutert. Die angeführten Beziehungen können infolge der Vereinfachungsbedingungen für dünne Lösungen exakter angewendet werden. Auch wird die Gültigkeit des *Henry*-Gesetzes vorausgesetzt. Die Zweckmäßigkeit der Vereinfachungsbedingungen ist dadurch begründet, daß diese in vielen, während der Planung in der Praxis auftauchenden wichtigen Fällen zugelassen werden können und die bedeutendsten Kennwerte der Kostenfunktionen auf diese Weise gut bemerkbar in den Vordergrund treten lassen, wohingegen die Wirkung der weniger wichtigen in den Hintergrund rücken. Beachtenswert ist noch, daß die durch die Anwendung dieser Beziehungen erhaltenen Ergebnisse vom Standpunkt des Ausmaßes der Berieselungsgeschwindigkeit der Gasphase und der Flüssigkeitsbenetzung kontrolliert werden müssen.

Im Falle numerischer Rechenverfahren ist die Rechenarbeit mit Hilfe einer Handrechenmaschine ziemlich beträchtlich (einige hundert Stunden), aber die weitere Analyse der Gleichungen führt zu Vereinfachungen, die die Genauigkeit der Ergebnisse kaum beeinflussen, die Rechenarbeit aber auf ihren geringen Teil herabsetzen (ca. 20–30 Stunden). Über das numerische Rechenverfahren, die Vereinfachungen und schließlich die Ermittlung der optimalen Hauptabmessungen der Kolonne soll im nächsten Teil dieses Aufsatzes berichtet werden

Literatur

1. TREYBAL, R. E.: Mass-transfer operation. Second Edition. Mc. Graw-Hill, London 1968.
2. LEVA, M.: Chem. Engrg. Progress, Symposium Series 50, 51 (1954).
3. TREYBAL, R. E.: Mass-transfer operation. Mc. Graw-Hill, London 1955.
4. SHERWOOD, T. K.—HOLLOWAY, F. A. L.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 36, 39 (1940).
5. SHERWOOD, T. K.—PIGFORD, R. L.: Absorption and extraction. Mc. Graw-Hill, London 1952

Prof. Dr. Sándor SZENTGYÖRGYI }
 Dr. László VIMMER } Budapest XI., Műegyetem rkp. 9, Ungarn