

# BEMESSUNG VON BAJONETT-KONDENSATOREN

Von

K. MOLNÁR, M. PARTI und L. VIMMER

Lehrstuhl für Chemisches Maschinenwesen und Landwirtschaftliche Industrien,  
Technische Universität Budapest

(Eingegangen am 19. Januar 1971)

Vorgelegt von Prof. Dr. S. SZENTGYÖRGYI

## Einleitung

Der Bajonett-Wärmeaustauscher ist eine in der chemischen Industrie sehr häufig eingesetzte Bauart, besonders in emaillierter Ausführung, in Ungarn von den Emailwerken Lampart gefertigt. Er enthält zwei konzentrische Rohre, wobei die äußere Fläche des Außenrohres die eigentliche wärmeübertragende Fläche ist. Wärmeaustauscher dieser Bauart lassen sich nicht in herkömmlicher Weise dimensionieren. Im Rahmen dieser Arbeit sollen die thermodynamischen Fragen des Bajonett-Kondensators behandelt werden.

## 1. Temperaturverlauf im Bajonett

Abb. 1 zeigt zweierlei Strömungsanordnungen des Bajonett-Kondensators, im weiteren als Anordnung *A* bzw. *B* bezeichnet.

Der Dampf der Temperatur  $T$  wird außerhalb des Bajonetts kondensiert. Die Eintrittstemperatur der Flüssigkeit sei mit  $t_1$ , ihre Austrittstemperatur mit  $t_2$ , die Flüssigkeitstemperaturen im Innenrohr mit  $t$ , im Kreisringraum mit  $t_n$ , die Längskoordinate mit  $x$  bezeichnet. Der globale Temperaturverlauf ist für beide Strömungsanordnungen in Abb. 2 dargestellt.

Es seien weiters  $p$  der Umfang des Innenrohrs,  $P$  der des Außenrohrs. Es sollen die Beziehungen für die Temperaturverläufe bestimmt werden.

### 1.1. Verlauf der Temperatur $t_n$

Für die in Abb. 1 bezeichnete Elementarfläche (für einen Bajonetteil von Elementarlänge) gilt die Differential-Wärmebilanz:

$$KP(T - t_n) dx - kp(t_n - t) dx = \mp WC dt_n, \quad (1)$$

worin:  $K$  die Wärmedurchgangszahl für die äußere Fläche des Außenrohrs,  $k$  die für die äußere Fläche des Innenrohrs bedeuten.

In Beziehung (1) und des weiteren gilt das obere Vorzeichen für die Anordnung A, das untere für die Anordnung B.

Durch Umstellung der Beziehung (1) erhält man

$$\frac{KP}{WC} (T - t_n) - \frac{kp}{WC} (t_n - t_i) = \mp \frac{dt_n}{dx} \quad (2)$$

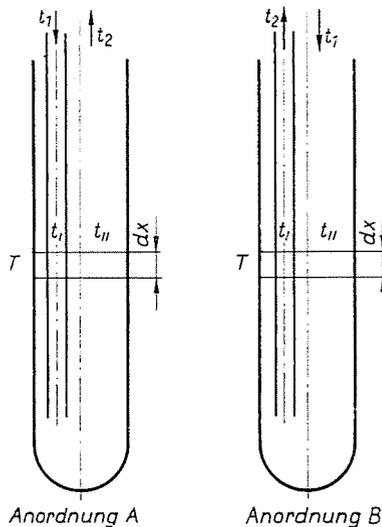


Abb. 1

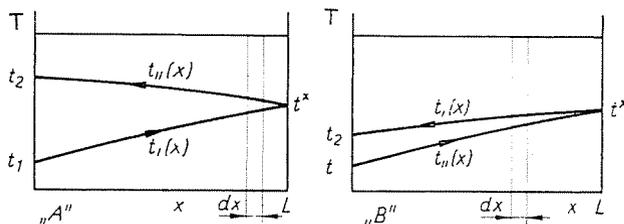


Abb. 2

Die integrale Wärmebilanz für die Strecke  $x - L$  des Baionetts:

$$\pm WC(t_n - t_i) = \int_x^L KP(T - t_i) dx$$

nach dem unteren Grenzwert differenziert ergibt sich

$$\frac{d}{dx} (t_n - t_i) = \mp \frac{KP}{WC} (T - t_n) \quad (2a)$$

Differenziert man Beziehung (2) und setzt (2a) ein:

$$\mp \frac{d^2 t_n}{dx^2} + \frac{KP}{WC} \frac{dt_n}{dx} \mp \frac{kp}{WC} \frac{KP}{WC} (T - t_n) = 0.$$

Durch Einführung der neuen Variablen

$$\eta = T - t_n$$

ergibt sich

$$\frac{d^2 \eta}{dx^2} \mp \frac{KP}{WC} \frac{d\eta}{dx} - \frac{kp}{WC} \frac{KP}{WC} \eta = 0$$

und mit

$$U = \frac{KP}{WC}$$

$$\beta = \frac{kp}{WC} \frac{KP}{WC}$$

erhält man die Beziehung:

$$\frac{d^2 \eta}{dx^2} \mp U \frac{d\eta}{dx} - \beta \eta = 0. \quad (3)$$

Beziehung (3) ist eine lineare Differentialgleichung zweiter Ordnung mit konstantem Koeffizienten mit der Auflösung

$$\eta = C_1 e^{\lambda_1 x} + C_2 e^{\lambda_2 x}, \quad (4)$$

wobei  $\lambda$  die Wurzel folgender charakteristischer Gleichung ist:

$$\lambda^2 \mp U\lambda - \beta = 0.$$

Demnach ist

$$\lambda_1 = \frac{\pm U + U\sqrt{1+4F}}{2}$$

$$\lambda_2 = \frac{\pm U - U\sqrt{1+4F}}{2},$$

worin

$$F = \frac{\beta}{U^2} = \frac{kp}{KP}. \quad (5)$$

Mit den Randbedingungen

$$x = 0 \quad \eta = \eta_0$$

$$x = L \quad \eta = \eta_L$$

erhält man

$$C_1 = \frac{\eta_0 e^{\lambda_2 L} - \eta L}{e^{\lambda_2 L} - e^{\lambda_1 L}} \quad (6)$$

$$C_2 = \frac{\eta L - \eta_0 e^{\lambda_1 L}}{e^{\lambda_2 L} - e^{\lambda_1 L}},$$

hierbei ist

$$\begin{aligned} \eta_L &= T - t^* \\ \eta_0 &= T - t_2 \quad \text{bei Anordnung A} \\ \eta_0 &= T - t_1 \quad \text{bei Anordnung B.} \end{aligned}$$

Der Verlauf der Temperatur  $t_n$  wird demnach durch die Beziehung (4) mit den in der Gleichungsgruppe (6) bestimmten Integrationskonstanten dargestellt.

### 1.2. Verlauf der Temperatur $t_n$

Für die in Abb. 2 bezeichnete Elementarfläche gilt die Differential-Wärmebilanz für die Flüssigkeitsströmung im inneren Rohr

$$\pm kp(t_n - t) dx = WC dt,$$

Nach Umstellung und Differenzierung erhält man

$$\frac{dt_n}{dx} = \frac{dt}{dx} \pm \frac{WC}{kp} \frac{d^2 t}{dx^2}.$$

Diese Beziehung in (2) eingesetzt, ergibt sich:

$$\frac{d^2 t}{dx^2} \mp \frac{KP}{WC} \frac{dt}{dx} + \frac{KP}{WC} \frac{kp}{WC} (T - t) = 0.$$

Den Temperaturunterschied

$$\xi = T - t,$$

als neue Variable eingesetzt und mit den früher eingeführten neuen Variablen erhält man

$$\frac{d^2 \xi}{dx^2} \mp U \frac{d\xi}{dx} - \beta \xi = 0. \quad (7)$$

Da Gleichung (7) mit Gleichung (3) identisch ist, hat auch ihre Auflösung die gleiche Form:

$$\xi = C_1' e^{\lambda_1 x} + C_2' e^{\lambda_2 x}. \quad (8)$$

Mit den Randbedingungen

$$\begin{aligned} x = 0 & \quad \xi_r = \xi_0 \\ x = L & \quad \xi_r = \xi_L \end{aligned}$$

erhält man die Integrationskonstanten:

$$\begin{aligned} C_1' &= \frac{\xi_0 e^{\lambda_2 L} - \xi_L}{e^{\lambda_2 L} - e^{\lambda_1 L}} \\ C_2' &= \frac{\xi_L - \xi_0 e^{\lambda_1 L}}{e^{\lambda_2 L} - e^{\lambda_1 L}}, \end{aligned} \quad (9)$$

worin

$$\begin{aligned} \xi_L &= T - t^* = \eta_L \\ \xi_0 &= T - t_1 \quad \text{bei Anordnung A} \\ \xi_0 &= T - t_2 \quad \text{bei Anordnung B.} \end{aligned}$$

Demnach wird der Verlauf der Temperatur  $t$ , durch Gleichung (8) mit den in der Gleichungsgruppe (9) bestimmten Konstanten dargestellt.

### 1.3. Beziehung zwischen den Integrationskonstanten

Umstellung der Wärmebilanz nach Abschnitt 1.2 ergibt

$$t_n = t, \pm \frac{WC}{kp} \frac{dt}{dx}. \quad (10)$$

Laut Gleichung (8) ist aber

$$\xi = T - t, = C_1' e^{\lambda_1 x} + C_2' e^{\lambda_2 x},$$

woraus

$$\frac{dt}{dx} = -(C_1' \lambda_1 e^{\lambda_1 x} + C_2' \lambda_2 e^{\lambda_2 x}). \quad (11)$$

Aus (10) ergibt sich

$$T - t_n = (T - t,) \mp \frac{WC}{kp} \frac{dt}{dx}$$

und (8) und (11) eingesetzt:

$$T - t_n = C_1' \left( 1 \pm \frac{WC}{kp} \lambda_1 \right) e^{\lambda_1 x} + C_2' \left( \frac{WC}{kp} \lambda_2 \right) e^{\lambda_2 x}. \quad (12)$$

Vergleich der Formeln (12) und (4) liefert

$$C_1 = C'_1 \left( 1 \pm \frac{WC}{kp} \lambda_1 \right)$$

$$C_2 = C'_2 \left( 1 \pm \frac{WC}{kp} \lambda_2 \right).$$

Hier die Integrationskonstanten der Gleichungsgruppen (6) und (9) eingesetzt, erhält man nach entsprechender Umstellung

$$\left[ (t_2 - t_1) + \xi_0 \lambda_1 \frac{WC}{kp} \right] e^{\lambda_2 L} = (T - t^*) \frac{WC}{kp} \lambda_1$$

$$\left[ (t_2 - t_1) + \xi_0 \lambda_2 \frac{WC}{kp} \right] e^{\lambda_1 L} = (T - t^*) \frac{WC}{kp} \lambda_2. \quad (13)$$

Die Gleichungsgruppe (13) soll weiter unten angewendet werden.

## 2. Bestimmung des mittleren Temperaturunterschiedes

Die gesamte übertragene Wärmemenge beträgt

$$Q = WC(t_2 - t_1)$$

kann aber auch in der Form

$$Q = KPL \Delta t_m$$

dargestellt werden, worin  $\Delta t_m$  den mittleren Temperaturunterschied bezeichnet. Durch Gleichsetzung der beiden Beziehungen erhält man:

$$\Delta t_m = \frac{t_2 - t_1}{\frac{KP}{WC} L} = \frac{t_2 - t_1}{N_{IU}}, \quad (14)$$

worin  $N_{IU}$  die Anzahl der Übertragungseinheiten bedeutet.

Werden die beiden Gleichungen der Gruppe (13) dividiert, umgestellt und logarithmiert, so ist

$$L = \frac{\ln \frac{\lambda_2 (t_2 - t_1) + \lambda_1 \lambda_2 \xi_0 \frac{WC}{kp}}{\lambda_1 (t_2 - t_1) + \lambda_1 \lambda_2 \xi_0 \frac{WC}{kp}}}{\lambda_1 - \lambda_2}.$$

Da nun

$$\lambda_1 - \lambda_2 = U \sqrt{1 + 4 F}$$

$$\lambda_1 \cdot \lambda_2 = -U^2 F$$

$$U^2 F = \frac{KP}{WC} \frac{kp}{WC}$$

ist, ergibt die Einsetzung letzterer

$$L = \frac{\ln \frac{\xi_0 + \frac{1}{2}(t_2 - t_1) + \frac{1}{2}(t_2 - t_1) \sqrt{1 + 4 F}}{\xi_0 + \frac{1}{2}(t_2 - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) \sqrt{1 + 4 F}}}{U \sqrt{1 + 4 F}}$$

Im Zähler gilt — wie bisher — das obere Vorzeichen für Anordnung A, das untere für die Anordnung B.

Das Einsetzen der entsprechenden Größe ( $\xi_0$ ) überzeugt davon, daß beide Variationen den gleichen Wert ergeben, der weiterhin mit der dem oberen Vorzeichen entsprechenden Größe berücksichtigt wird:

$$L = \frac{\ln \frac{(T - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) + \frac{1}{2}(t_2 - t_1) \sqrt{1 + 4 F}}{(T - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) \sqrt{1 + 4 F}}}{U \sqrt{1 + 4 F}}$$

Somit beträgt die Anzahl der Übertragungseinheiten

$$N_{tU} = \frac{\ln \frac{(T - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) + \frac{1}{2}(t_2 - t_1) \sqrt{1 + 4 F}}{(T - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) \sqrt{1 + 4 F}}}{\sqrt{1 + 4 F}} \quad (15)$$

Nach Einführung der dimensionslosen Temperatur

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T - t_1} \leq 1 \quad (16)$$

wird (15) zu

$$N_{tU} = \frac{\ln \frac{2 - S(1 - \sqrt{1 + 4 F})}{2 - S(1 + \sqrt{1 + 4 F})}}{\sqrt{1 + 4 F}} = f(S, F), \quad (17)$$

somit

$$\Delta t_m = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{2 - S(1 - \sqrt{1 + 4F})}{2 - S(1 + \sqrt{1 + 4F})}} \sqrt{1 + 4F}. \quad (18)$$

Beziehung (18) stimmt, auf die Außenkondensation angewendet, mit dem von HURD [1, 2] erhaltenen Endergebnis überein.

### 2.1. Korrektionsfaktor für den mittleren Temperaturunterschied

Beziehung (18) liefert den mittleren Temperaturunterschied für beide Strömungsanordnungen. Wegen der komplizierten Form sei ein Korrektionsfaktor eingeführt, um den mittleren Temperaturunterschied des Bajonett-Wärmeaustauschers mit dem des reinen Gegenstromes zu vergleichen:

$$\varepsilon = \frac{\Delta t_m}{\Delta t_{\log}}, \quad (19)$$

worin

$$\Delta t_{\log} = \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}}.$$

Dementsprechend

$$\varepsilon = \frac{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}}{\ln \frac{(T - t_2) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) + \frac{1}{2}(t_2 - t_1)\sqrt{1 + 4F}}{(T - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1) - \frac{1}{2}(t_2 - t_1)\sqrt{1 + 4F}}} \sqrt{1 + 4F}.$$

Diese Beziehung kann mit der eingeführten dimensionslosen Temperatur in folgende Form gebracht werden:

$$\varepsilon = \frac{\ln \frac{1}{1 - S}}{\ln \frac{2 - S(1 - \sqrt{1 + 4F})}{2 - S(1 + \sqrt{1 + 4F})}} \sqrt{1 + 4F}. \quad (20)$$

Demnach ist der Korrektionsfaktor eine Funktion zweier dimensionsloser Größen, von denen eine die gewohnte dimensionslose Temperatur ist, nämlich das Verhältnis des effektiven Temperaturanstieges des Mediums zum Temperaturanstieg in reinem Gegenstrom bei unendlich großer Wärmeübertragungsfläche.

Tabelle 1

S \ F	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3	0,35	0,4	0,45	0,5	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9
0,1	0,999912	0,999629	0,999117	0,998333	0,997223	0,995717	0,993724	0,991124	0,987749	0,983370	0,977647	0,976073	0,959833	0,945540	0,924581	0,891302	0,830072	0,680992
0,2	0,999824	0,999259	0,998234	0,996663	0,994434	0,991405	0,987384	0,982116	0,975245	0,966263	0,954410	0,938502	0,916551	0,884808	0,835828	0,747864	0,464957	
0,3	0,999736	0,998888	0,997349	0,994988	0,991633	0,987062	0,980678	0,972927	0,962472	0,948636	0,930177	0,904980	0,869319	0,815482	0,723173	0,460689		
0,4	0,999641	0,998517	0,996463	0,993308	0,988819	0,982688	0,974502	0,963685	0,949411	0,930441	0,904811	0,869139	0,816859	0,732088	0,544887			
0,5	0,999561	0,998146	0,995576	0,991624	0,985991	0,978282	0,967955	0,954247	0,936042	0,871817	0,878141	0,830401	0,757031	0,621260				
0,6	0,999473	0,997774	0,994687	0,989935	0,983151	0,973844	0,961335	0,944652	0,922344	0,892106	0,849952	0,787974	0,685725	0,394067				
0,7	0,999385	0,997402	0,993798	0,988241	0,980297	0,969372	0,954639	0,934892	0,908291	0,871817	0,819958	0,740612	0,592842					
0,8	0,999297	0,997031	0,992907	0,986543	0,977430	0,964867	0,947864	0,924957	0,893855	0,850657	0,787778	0,685180	0,429460					
0,9	0,999210	0,996658	0,992014	0,984840	0,974549	0,960326	0,941008	0,914839	0,879003	0,828507	0,752874	0,620439						
1,0	0,999122	0,996286	0,991121	0,983132	0,971654	0,955751	0,934067	0,904527	0,863700	0,805210	0,714451	0,532220						
1,2	0,998946	0,995541	0,989329	0,979703	0,965821	0,946489	0,919921	0,883275	0,831558	0,754417	0,621033							
1,4	0,998770	0,994795	0,987533	0,976253	0,959930	0,937074	0,905397	0,861096	0,796993	0,695874	0,471799							
1,6	0,998595	0,994047	0,985731	0,972784	0,953979	0,927499	0,890465	0,837862	0,759381	0,624765								
1,8	0,998419	0,993299	0,983924	0,969294	0,947967	0,917756	0,875090	0,813411	0,717787	0,527798								
2,0	0,998243	0,992550	0,982112	0,965784	0,941891	0,907835	0,859230	0,787537	0,670684									
2,5	0,997803	0,990674	0,977557	0,956916	0,926408	0,882180	0,817127	0,714600	0,499658									
3,0	0,997363	0,988792	0,972967	0,947911	0,910480	0,855187	0,770661	0,622412										

S \ F	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,2	0,22	0,24	0,26	0,28	0,3	0,32	0,34	0,36	0,38
4	0,999455	0,997773	0,994873	0,990656	0,985010	0,977799	0,968859	0,957994	0,944962	0,929463	0,911115	0,889422	0,863717	0,833071	0,796108	0,750633	0,702695	0,613535	0,481630
6	0,999182	0,996657	0,992293	0,985931	0,977376	0,966386	0,952661	0,935815	0,915352	0,890605	0,860649	0,824130	0,778917	0,721268	0,643216	0,519260			
8	0,998910	0,995539	0,989703	0,981169	0,969644	0,954750	0,935997	0,912728	0,884036	0,842607	0,804396	0,747887	0,671908	0,555679					
10	0,998637	0,994419	0,987102	0,976370	0,961810	0,942876	0,918825	0,888612	0,850691	0,802587	0,739856	0,6526718	0,505647						
15	0,997955	0,991610	0,980550	0,964200	0,941754	0,912051	0,873339	0,822767	0,755075	0,658098	0,480689								

S \ F	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,1	0,11	0,12	0,13	0,14	0,15	0,16	0,17	0,18	0,19
20	0,999326	0,997272	0,993783	0,988788	0,982204	0,973927	0,963835	0,951775	0,937562	0,920966	0,901692	0,879363	0,853476	0,823339	0,787950	0,745760	0,694133	0,627808	0,532565

Tabelle 2

F \ s	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3	0,35	0,4	0,45	0,5	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9
0,1	0,051209	0,105399	0,162662	0,223515	0,288483	0,358208	0,433503	0,515400	0,605251	0,704860	0,816764	0,944558	1,093753	1,273317	1,499374	1,805715	2,285486	3,483527
0,2	0,051302	0,105438	0,162806	0,223890	0,289292	0,359767	0,436286	0,520127	0,613011	0,717348	0,836649	0,976333	1,145404	1,360561	1,658587	2,152044	4,080201	
0,3	0,051306	0,105477	0,162950	0,224267	0,290109	0,361346	0,439136	0,525015	0,621147	0,730677	0,858446	1,012487	1,207637	1,476392	1,916960	3,493537		
0,4	0,051311	0,105516	0,163095	0,224646	0,290934	0,362958	0,442054	0,530075	0,629692	0,744965	0,822513	1,054250	1,285193	1,644573	2,544182			
0,5	0,051315	0,105556	0,163241	0,225028	0,291769	0,364592	0,445044	0,535317	0,638685	0,760346	0,909315	1,103431	1,386761	1,937953				
0,6	0,051320	0,105595	0,163386	0,225412	0,292612	0,366254	0,448108	0,540755	0,648171	0,776978	0,939473	1,162843	1,530964	3,055242				
0,7	0,051324	0,105634	0,163533	0,225798	0,293464	0,367944	0,451252	0,546400	0,658199	0,795060	0,973839	1,237207	1,770827					
0,8	0,051329	0,105674	0,163679	0,226187	0,294324	0,369662	0,454477	0,552269	0,668829	0,814837	1,013619	1,335349	2,444511					
0,9	0,051333	0,105713	0,163827	0,226578	0,295195	0,371409	0,457788	0,558377	0,680130	0,836621	1,060612	1,476841						
1,0	0,051338	0,105753	0,163974	0,226971	0,296074	0,373188	0,461190	0,564743	0,692180	0,860817	1,117651	1,721635						
1,2	0,051347	0,105838	0,164271	0,227766	0,297862	0,376839	0,468282	0,578331	0,718935	0,918784	1,28577							
1,4	0,051356	0,105911	0,164570	0,228571	0,299690	0,380625	0,475794	0,593226	0,750115	0,996081	1,698478							
1,6	0,051365	0,105991	0,164871	0,229386	0,301559	0,384555	0,483772	0,609677	0,787268	1,109452								
1,8	0,051374	0,106071	0,165174	0,230212	0,303472	0,388637	0,492272	0,628004	0,832888	1,313279								
2,0	0,0513835	0,106151	0,165478	0,231049	0,305430	0,392885	0,501359	0,648636	0,891382									
2,5	0,051406	0,106352	0,166250	0,235190	0,310534	0,404306	0,527191	0,714841	1,196492									
3,0	0,051428	0,106554	0,167034	0,235405	0,315967	0,417072	0,558977	0,820719										

F \ s	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,2	0,22	0,24	0,26	0,28	0,3	0,32	0,34	0,36	0,38
4	0,020213	0,0409130	0,0621942	0,0841679	0,1069638	0,1307357	0,1556705	0,1819983	0,2100092	0,2400777	0,2727001	0,3085562	0,3486151	0,3943288	0,4480229	0,5137823	0,5998533	0,7274021	0,9925378
6	0,020219	0,0409588	0,0623559	0,0845713	0,1077997	0,1322796	0,1583174	0,1863116	0,2168027	0,2505525	0,2886905	0,3330015	0,3865676	0,4554534	0,5545177	0,7427144			
8	0,020224	0,0410048	0,0625191	0,0849818	0,1086589	0,1338919	0,1611360	0,1910244	0,2244826	0,2629526	0,3088792	0,3669492	0,4481342	0,5911754					
10	0,020230	0,0410510	0,0626838	0,0853995	0,1095439	0,1355780	0,1641475	0,1962085	0,2332820	0,2780301	0,3358235	0,4204821	0,5954839						
15	0,020244	0,0411673	0,0631026	0,0864774	0,1118768	0,1401603	0,1726967	0,2119109	0,2628225	0,3390730	0,5168856								

F \ s	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,1	0,11	0,12	0,13	0,14	0,15	0,16	0,17	0,18	0,19
20	0,010057	0,020257	0,030649	0,041284	0,052222	0,0635318	0,075293	0,087606	0,100591	0,114402	0,129238	0,145370	0,163170	0,183184	0,206255	0,233792	0,268434	0,316101	0,395671

Für den Korrektionsfaktor ist nachweisbar: wenn  $S \rightarrow 0$ , so  $\epsilon \rightarrow 1$ .  
 Beziehung (20) gilt auch in der Form

$$\epsilon = \frac{\ln \frac{1}{1-S}}{N_{tU}} \quad (21)$$

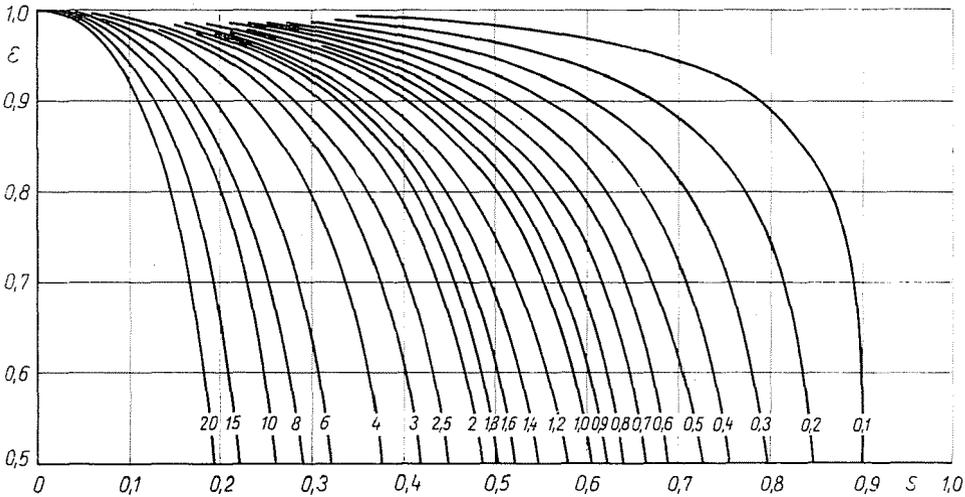


Abb. 3

Zur Erleichterung der Rechenarbeit sind der Korrektionsfaktor und die Anzahl der Übertragungseinheiten graphisch und in Tabellen in den Abb. 3 und 4 sowie in den Tabellen 1 und 2 in Abhängigkeit von der dimensionslosen Temperatur dargestellt, worin die dimensionslose Größe  $F$  der Parameter ist.

Wie erwähnt, hat HURD die Grundbeziehungen für die Bemessung von Bajonett-Wärmeaustauschern für den allgemeinen Fall bestimmt (wechselnde außenseitige Temperatur, wobei viererlei Anordnungen möglich sind), als dessen Grenzfall man die Beziehung (18) erhält. Dagegen ist die Untersuchung des Problems aktuell, da für Bajonett-Kondensatoren ein Korrektionsfaktor abgeleitet werden kann, der die Dimensionierungsarbeit wesentlich vereinfacht. Im allgemeinen Fall stünde ein derartiger Korrektionsfaktor in Abhängigkeit von vier Parametern, daher würde seine Anwendung die Rechenarbeit komplizieren. (Es wären diese die gegenwärtig angewendeten Parameter  $S$  und  $F$  sowie

$$Z = \left( 1 \pm \frac{WC}{wc} \right)$$

und

$$V = \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2},$$

worin

$w$  den Wasserwert des äußeren Mediums,  
 $T_1$  und  $T_2$  dessen Ein- und Austrittstemperatur bezeichnen.)

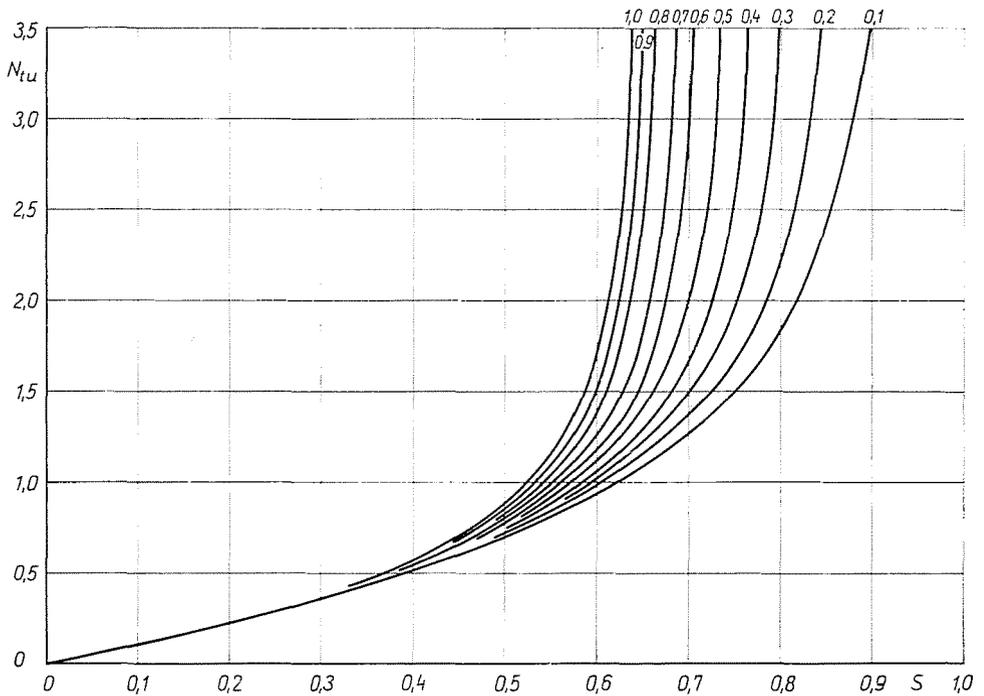


Abb. 4

### Bezeichnungen

$C$	kcal/kg °C	die spezifische Wärme
$C_1$	—	Integrationskonstante
$F$	—	mit der Gleichung (5) definierte Konstante
$k$	kcal/m <sup>2</sup> h °C	innere Wärmedurchgangszahl
$K$	kcal/m <sup>2</sup> h °C	äußere Wärmedurchgangszahl
$L$	m	Länge
$N_{tu}$	—	Anzahl der Übertragungseinheiten
$p$	m	Umfang des Innenrohrs
$P$	m	Umfang des Außenrohrs
$Q$	kcal/h	übertragene Wärmemenge
$S$	—	dimensionslose Temperatur
$t$	°C	Temperatur
$T$	°C	Temperatur

$\Delta t_{\log}$ °C	logarithmischer mittlerer Temperaturunterschied
$\Delta t_m$ °C	effektiver Temperaturunterschied
$U = KP/WC$	
$V$ —	dimensionslose Temperatur
$w$ kg/h	strömende Menge
$\bar{W}$ kg/h	strömende Menge
$x$ m	Längskoordinate
$Z$ —	dimensionslose Menge
$\beta = kp/WC \cdot KP/WC$	
$\varepsilon$ —	Korrektionsfaktor
$\eta$ °C	Temperaturunterschied
$\lambda$ —	die Wurzel der charakteristischen Gleichung
$\xi$ °C	Temperaturunterschied
$i$ —	der $i$ -te Wert
$L$ —	Wert in der Umkehrkammer
$0$ —	Wert beim Eintrittsquerschnitt
$'$ —	Wert im Innenrohr
$''$ —	Wert zwischen den zwei Rohren
$*$ —	Wert in der Umkehrkammer

### Zusammenfassung

Der Bajonett-Wärmeaustauscher ist eine in der chemischen Industrie sehr häufig angewendete Bauart. Da seine Dimensionierung in üblicher Weise nicht möglich ist, werden seine thermodynamischen Kennwerte betrachtet. Es wird der Temperaturverlauf der Flüssigkeitsströmung im Innenrohr und im Ringraum ermittelt und der mittlere Temperaturunterschied abgeleitet. Wegen der Kompliziertheit der erhaltenen Beziehung findet der nach herkömmlicher Weise definierte Korrektionsfaktor Anwendung, der eine Funktion zweier dimensionsloser Größen ist. Eine von diesen drückt die Wirksamkeit des Wärmeaustauschers im Vergleich zu einem Gegenstrom-Wärmeaustauscher mit unendlicher Arbeitsfläche aus. Außerdem werden der Korrektionsfaktor und die Anzahl der Übertragungseinheiten graphisch angegeben. Die Arbeit ist eine organische Fortsetzung jener von HURD, indem sie die thermodynamische Dimensionierung des Bajonett-Kondensators vereinfacht.

### Literatur

1. HURD, N. L.: Ind. Eng. Chem. **38**, 1266 (1946).
2. KERN, Q. D.: Process of heat transfer. McGraw-Hill Book Company (1950).

Károly MOLNÁR	} Budapest XI., Műegyetem rkp. 9. Ungarn.
Dr. Mihály PARTI	
Dr. László VIMMER	