	İLETİMLE ISI TRANSFERİ	**Ek bağıntı/Açıklamalar**
Temel Yasa	Fourier ısı iletim yasası $q_x = -kA\frac{dT}{dx}$	k: ısı iletim katsayısı A: ısı transfer yüzey alanı $\frac{dT}{dx}$: x yönünde sıcaklık gradyanı
Kartezyen koordinatlar (düz duvar)	Genel ısı iletimi denklemi: $\frac{\partial^2 T}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 T}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 T}{\partial z^2}+\frac{\dot{q}}{k}=\frac{1}{\alpha}\frac{\partial T}{\partial t}$, $\alpha=\frac{k}{\rho C_P}$ k=sabit Isı akısı: $q''=k\frac{\Delta T}{L}$, $\Delta T = T_{s1}-T_{s2}$ Sıcaklık dağılımı: $T(x)=T_{s1}-\Delta T\frac{x}{L}$ ısıl direnç $R_{iletim}=\frac{L}{kA}$, $R_{taşınım}=\frac{1}{hA}$	$\dot{q}$: ısı üretimi (W/m^3)
Silindirik koordinatlar (silindirik duvar)	Genel ısı iletimi denklemi: $\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(kr\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial \phi}\left(kr\frac{\partial T}{\partial \phi}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial z}\left(kr\frac{\partial T}{\partial z}\right)+\dot{q}=\rho C_p\frac{\partial T}{\partial t}$ Birim boy için ısı transferi : $q' = 2\pi k\frac{(T_{s1}-T_{s2})}{\ln(\frac{r_2}{r_1})}$ Sıcaklık dağılımı: $T(r)=T_{s2}+(T_{s1}-T_{s2})\frac{\ln(r/r_2)}{\ln(r_1/r_2)}$ Isıl direnç: $R_{iletim}=\frac{\ln r_2/r_1}{2\pi kL}$, $R_{taşınım}=\frac{1}{2\pi rLh}$	
Küresel koordinatlar	Genel ısı iletimi denklemi: $\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(kr^2\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\frac{1}{r^2\sin^2\theta}\frac{\partial}{\partial \phi}\left(k\frac{\partial T}{\partial \phi}\right)+\frac{1}{r^2\sin\theta}\frac{\partial}{\partial \theta}\left(k\sin\theta\frac{\partial T}{\partial \theta}\right)+\dot{q}=\rho C_p\frac{\partial T}{\partial t}$ Isı geçişi : $q=\frac{4\pi k\,(T_{s1}-T_{s2})}{(\frac{1}{r_1}-\frac{1}{r_2})}$ Sıcaklık dağılımı : $T(r)=T_{s1}-(T_{s1}-T_{s2})\left[\frac{1-r_1/r}{1-r_1/r_2}\right]$ Isıl direnç : $R_{iletim}=\frac{1}{4\pi k}\left(\frac{1}{r_1}-\frac{1}{r_2}\right)$, $R_{taşınım}=\frac{1}{4\pi r_2{}^2 h}$	

	İÇİNDE ISI ÜRETİMİ OLAN SİSTEMLER	**Ek bağıntı/Açıklamalar**
	$\dot{q}[\frac{W}{m^3}]$	
Düzlemsel duvar: Sıcaklık dağılımı	a) Simetrik sınır şartı: $$T(x) = \frac{\dot{q}L^2}{2k}\left[1 - \frac{x^2}{L^2}\right] + T_s$$ $$q_x = \dot{q} \cdot x \cdot A$$ $$q_L = \dot{q} \cdot A \cdot L$$ En yüksek sıcaklık orta düzlemde gerçekleşir $$T(x = 0) = T_0 = \frac{\dot{q}L^2}{2k} + T_s$$ b)Orta düzlemde adyabatik yüzey ile simetrik sınır şartı aynıdır.	
Radyal sistemler	Silindir $$T(r) = \frac{\dot{q}{r_0}^2}{4k}\left[1 - \frac{r^2}{r_0^2}\right] + T_s$$ $$\frac{T(r) - T_s}{T_0 - T_s} = 1 - \left(\frac{r}{r_0}\right)^2$$ $$q = \dot{q}\pi r_0^2 L = h(2\pi r_0 L)(T_s - T_\infty)$$ Boru $$T(r) = T_{s_2} + \frac{\dot{q}}{4k}(r_2^2 - r^2) - \frac{\dot{q}}{2k}r_2^2 \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)$$ $$q_r = \pi\dot{q}(r_2^2 - r_1^2)L$$	

	SABİT KESİTLİ KANATLAR	
	$\frac{d^2\theta}{dx^2} - m^2\theta = 0 \quad m^2 = \frac{h\,P}{k\,A_c} \quad M = \sqrt{h\,P\,k\,A_c}\,\theta_b$ $\theta(x) = c_1 e^{mx} + c_2 e^{-mx}$ $q_d = -kA_c \frac{dT}{dx}_{x=0}$ $\theta_b = \theta(0) = T_b - T_\infty$ $\theta(x) = T(x) - T_\infty$	h: ısı taşınım katsayısı P: çevre A_c: kesit alanı q_d: kanat dibinden olan ısı geçişi
Kanat ucunda taşınımla ısı geçişi	Sıcaklık dağılımı $\frac{\theta(x)}{\theta_b} = \frac{\cosh m(L-x) + (h/mk)sinhm(L-x)}{coshmL + (h/mk)\sinh(mL)}$ Isı geçişi $q = M\frac{\sinh mL + (h/mk)coshmL}{coshmL + (h/mk)\sinh mL}$	
Adyabatik kanat ucu	Sıcaklık dağılımı $\frac{\theta(x)}{\theta_b} = \frac{\cosh m(L-x)}{coshmL}$ Isı geçişi $q_d = Mtanhm L$	
Kanat ucu sıcaklığı biliniyorsa	Sıcaklık dağılımı $\frac{\theta(x)}{\theta_b} = \frac{(\theta_L/\theta_b)\sinh mx + sinhm(L-x)}{\sinh mL}$ Isı geçişi $q_d = M\frac{\mathrm{M}(\cosh mL - \theta_L/\theta_b)}{\mathrm{sinhmL}}$	
Sonsuz uzunlukta kanat	$\frac{\theta(x)}{\theta_b} = e^{-mx}$ Isı geçişi $q_d = M$	

	TAŞINIMLA ISI TRANSFERİ	
	Newton'un Soğutma Yasası $q = hA(T_s - T_\infty)$	h : ısı taşınım katsayısı (W/m^2.K) A : ısı transfer alanı (m^2)
	Dış akış	
Düz levha üzerinde akış	$Nu_L = \frac{hL}{k}$, $\overline{Nu_L} = CRe^m \Pr^n$ 1) Laminer akış için: Yerel Nusselt sayısı : $Nu_x = 0.332\,\mathrm{Re}_x^{1/2}\,\Pr^{1/3}$, *Pr≥0.6* Ortalama Nusselt sayısı: $Nu_L = 0.664\,\mathrm{Re}_L^{1/2}\,\Pr^{1/3}$, *Pr ≥ 0.6* $Re_L < 5\,x10^5$ 2) Türbülanslı akış için: Yerel Nusselt sayısı : $Nu_x = 0.0296\,\mathrm{Re}_x^{4/5}\,\Pr^{1/3}$, *0.6<Pr<60* Ortalama Nusselt sayısı : $Nu_L = 0.037\,\mathrm{Re}_L^{4/5}\,\Pr^{1/3}$ *0.6<Pr<60* *$5.10^5 < Re_L \leq 10^7$* *$Re_{xc} = 5.10^5$* 3) Karışık sınır tabaka koşulları (laminer + türbülans) için Ortalama Nusselt sayısı : $Nu_L = (0.037\,\mathrm{Re}_L^{4/5} - 871)\,\Pr^{1/3}$ *0.6<Pr<60* *$5.10^5 < Re_L \leq 10^8$* *$Re_{xc} = 5.10^5$*	
Silindir üzerinde çapraz akış	$Nu_D = \frac{hD}{k_f} = C\,\mathrm{Re}^m\,\Pr^{1/3}$ Re_D / C / m *0.4 – 4* / *0.989* / *0.330* *4 – 40* / *0.911* / *0.385* *$40 – 4.10^3$* / *0.683* / *0.466* *$4.10^3 – 4.10^4$* / *0.193* / *0.618* *$4.10^4 – 4.10^5$* / *0.027* / *0.805*	Hilpert Tüm özellikler film sıcaklığında hesaplanmalıdır.
	$Nu_D = C\,\mathrm{Re}_D^m\,\Pr^n\,(\Pr/\Pr_s)^{1/4}$ *0.7<Pr<500, $1<Re_D<10^6$* *Pr≤10 → n=0.37* *Pr>10 → n=0.36* Re_D / C / m *1–40* / *0.75* / *0.4* *$40–10^3$* / *0.51* / *0.5* *$10^3–2.10^5$* / *0.26* / *0.6* *2.10^5-10^6* / *0.076* / *0.7*	Zhukauskas $Pr_s \rightarrow T_s$ sıcaklığında, diğer bütün özellikler T_∞ sıcaklığında hesaplanmalıdır.

	$Nu_D = 0.3 + \frac{0.62\,\mathrm{Re}_D^{1/2}\,\mathrm{Pr}^{1/3}}{\left[1+(0.4/\mathrm{Pr})^{2/3}\right]^{1/4}}\left[1+\left(\frac{\mathrm{Re}_D}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$ *Pr>0.2*	*Churchill ve Bernstein* Tüm özellikler film sıcaklığında hesaplanmalıdır.
Küre üzerinde akım	$Nu_D = 2 + (0.4\,\mathrm{Re}_D{}^{1/2} + 0.06\,\mathrm{Re}_D{}^{2/3})\,\mathrm{Pr}^{0.4}\left(\mu_\infty/\mu_s\right)^{1/4}$ *0.71<Pr<380* *3.5<Re$_D$<7.6.10^4* *$1.0 < (\mu/\mu_s) < 3.2$*	Ts sıcaklığında alınan μ_s dışında akışkan özellikleri, T_∞ serbest akım sıcaklığında hesaplanmalıdır
	İç akış	
Boru içinde akım	1) Laminer akım (TAM GELİŞMİŞ KOŞULLAR) Yüzeyde sabit ısı akısı , $q_s'' = \text{sabit}$ $Nu = \frac{hD}{k_f} = 4.36$ Sabit yüzey sıcaklığı, T_s=sabit $Nu = \frac{hD}{k_f} = 3.66$	
	2) Laminer akım (Gelişen Laminer akış/giriş bölgesi) $Nu_D = 1.86\left(\frac{\mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr}\;D}{L}\right)^{1/3}(\mu/\mu_s)^{0.14}$ *T_s=sabit, 0.48<Pr<16700,* *$0.0044 < (\mu/\mu_s) < 9.75$*	Sieder ve Tate yüzey sıcaklığında alınan *μ_s dışında bütün özellikler ortalama akışkan sıcaklığı, $T_m=(T_{mg}+T_{mç})/2$' de hesaplanmalıdır*
	3) Türbülanslı akış → sadece küçük ve orta sıcaklık farkı (T_s-T_m) için kullanılır. Isıtma için n=0.4 soğutma için n=0.3 $Nu_D = 0.023\mathrm{Re}_D^{4/5}\,\mathrm{Pr}^n$ 0.7≤Pr≤160 Re_D≥10000 L/D≥10	Dittus-Boelter sadece küçük ve orta sıcaklık farkları için (T_s-T_m) kullanılmalıdır. Tüm özellikler ortalama akışkan sıcaklığında hesaplanmalıdır. *$T_m=(T_{mg}+T_{mç})/2$*
	4) Türbülanslı akış → Yüksek sıcaklık farkı için kullanılır.	

Boru içinde akım	$Nu_D = 0.027\,\mathrm{Re}_D^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{1/3}(\mu/\mu_s)^{0.14}$ *0.7≤Pr≤17600* *Re_D≥10000*	Sieder ve Tate T_s sıcaklığında *μ_s hariç, diğer bütün özellikler, $T_m=(T_{mg}+T_{mç})/2'$ de hesaplanır.*
	5) Geçiş Bölgesi → Hem yüzeyde sabit ısı akısı, hemde sabit yüzey sıcaklığı için kullanılır. $\mathrm{Nu_D} = \frac{(\mathrm{f}/8)(\mathrm{Re_D}-1000)\mathrm{Pr}}{1+12{,}7\,(\mathrm{f}/8)^{1/2}(\mathrm{Pr}^{2/3}-1)}$ 0.5<Pr<2000 , 3000 < $\mathrm{Re_D}$ < 5.10^6 Pürüzsüz yüzey koşullarında f=0.316 $\mathrm{Re_D}^{-1/4}$ $\mathrm{Re_D} \le 2.\,10^4$ f=0.184 $\mathrm{Re_D}^{-1/5}$ $\mathrm{Re_D} \ge 2.\,10^4$	Gnielinski Özelikler T_m 'de hesaplanır.
Boru demetleri üzerinde çapraz akım		
	$Re_{D,max} = \frac{\rho V_{max} D}{\mu}$ 1) Düzgün sıralı diziliş için $V_{max} = \frac{S_T}{S_T - D} V$ 2) Kaydırılmış sıralı diziliş için $S_D = \left[S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}} < \frac{S_T + D}{2}\}$ ise, $V_{max} = \frac{S_T}{2(S_D - D)} V$ değilse, $V_{max} = \frac{S_T}{S_T - D} V$	S_T: boru eksenleri arasında akışa dik yönde uzaklık S_L: boru eksenleri arasında akışa paralel yönde uzaklık V:akış hızı $V_{,max}$: boru demeti içerisindeki en yüksek akışkan hızı
	Zhukauskas $Nu_D = C_1 Re_{D,max}^m \mathrm{Pr}^{0.36}(Pr/Pr_s)^{1/4}$ N_L≥ 20 0.7<Pr<500 1000 < $\mathrm{Re_{D,max}}$ <2.10^6 C, m değerleri EK1 Tablo 1'de verilmektedir. N_L< 20 olduğunda, $\overline{Nu_D} l_{N_{L<20}} = C_2 \overline{Nu_D}\, l_{N_{L\ge 20}}$ C_2, EK1 Tablo 2'de verilmektedir. $\Delta T_m = \frac{(T_s - T_i) - (T_s - T_o)}{\ln(\frac{T_s - T_i}{T_s - T_o})}$ logaritmik ortalama sıcaklık farkı $\frac{T_s - T_o}{T_s - T_i} = \exp(-\frac{\pi D N \bar{h}}{\rho V N_T S_T c_p})$	Pr_s dışındak tüm özellikler akışkanın giriş ve çıkış sıcaklıklarının aritmetik ortalamasından hesaplanır. T_i: akışkan giriş sıcaklığı T_o:akışkan çıkış sıcaklığı T_s:boru yüzey sıcaklığı N_T: boru demetindeki boruların toplam sayısı q': boruların birim uzunluğu için ısı geçişi

	$q' = N(\bar{h}\pi D\Delta T_m)$	
	Doğal Taşınım	
Dikey Levha	$Nu_L = 0.68 + \frac{0.67Ra_L^{1/4}}{\left[1+(0.492/\Pr)^{9/16}\right]^{4/9}}$, $Ra_L \leq 10^9$	Churchill ve Chu Yüzey sıcaklığı, T_s=sabit
Yatay Levha	$Nu_L = 0.54Ra_L^{1/4}$,$10^4 \leq Ra_L \leq 10^7$; $Nu_L = 0.15Ra_L^{1/3}$,$10^7 \leq Ra_L \leq 10^{11}$	McAdams Ortalama Nu sayısı: Isıtılan bir levhanın üst yüzeyi veya soğutulan bir levhanın alt yüzeyi için
	$Nu_L = 0.27Ra_L^{1/4}$, $10^5 \leq Ra_L \leq 10^{10}$	Ortalama Nu sayısı: Isıtılan bir levhanına alt yüzeyi veya soğutulan bir levhanın üst yüzeyi için
Uzun Yatay Silindir	$Nu_D = \left\{0.60 + \frac{0.387Ra_D^{1/6}}{\left[1+(0.559/\Pr)^{9/16}\right]^{8/27}}\right\}^2$, $Ra_D \leq 10^{12}$	Churchill ve Chu Sabit sıcaklıktaki bir silindirin tüm çevresi boyunca ortalama Nu sayısını hesaplamak için kullanılır.
	IŞINIMLA ISI TRANSFERİ	
Siyah iki cisim arasında (i' den j' ye) ışınımla ısı geçişi	$q_{ij} = A_i F_{ij}\sigma(T_i^4 - T_j^4)$, *σ=5.67.10^{-8} W/m^{2}K^4: Stefan-Boltzman sabiti*	F_{ij}: Şekil Faktörü A_i: i' nin yüzey alanı $A_i.F_{ij}=A_j.F_{ji}$
İki yüzeyli kapalı bir çerçevede ışınımla ısı geçişi	$q_{12} = q_1 = -q_2 = \frac{\sigma(T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1-\varepsilon_1}{\varepsilon_1 A_1} + \frac{1}{A_1 F_{12}} + \frac{1-\varepsilon_2}{\varepsilon_2 A_2}}$	ε:Yayma Oranı
1 e 2 nolu paralel levhalar arasına 3 nolu bir ışınım kalkanının yerleştirilmesi durumunda yüzeyler arasında ışınımla ısı geçişi	$q_{12} = q_{13} = q_{32} = \frac{A_1\sigma(T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} + \frac{1-\varepsilon_{3,1}}{\varepsilon_{3,1}} + \frac{1-\varepsilon_{3,2}}{\varepsilon_{3,2}}}$	$\varepsilon_{3,1}$ ve $\varepsilon_{3,2}$:3 nolu ışınım kalkanının 1 ve 2 nolu levha tarafındaki yayma oranları
	KAYNAMA	**Ek bağıntı/Açıklamalar**
	$q_s'' = h(T_s - T_{sat}) = h\Delta T_e$	$\Delta T_e = T_s - T_{sat}$ (Kızma Farkı)

Havuz Kaynaması		
Kabarcıklı havuz kaynaması: Rohsenow	$q''_s = \mu_l.h_{fg}.\left[\frac{g.(\rho_l-\rho_v)}{\sigma}\right]^{1/2}.\left[\frac{C_{p,l}.\Delta Te}{C_{sf}.h_{fg}.\mathrm{Pr}_l^n}\right]^3$	l = Doymuş sıvı, v = Doymuş buhar, σ = Yüzey gerilimi (N/m)
Kabarcıklı havuz kaynaması için kritik ısı akısı	$q''_{\max} = 0{,}149.h_{fg}.\rho_v\left[\frac{\sigma.g.(\rho_l-\rho_v)}{\rho_v^{\ 2}}\right]^{1/4}$	
En küçük ısı akısı	$q''_{\min} = C.h_{fg}.\rho_v\left[\frac{\sigma.g.(\rho_l-\rho_v)}{(\rho_v+\rho_l)^2}\right]^{1/4}$ (Zuber)	C = 0,09 (Berensan)
Film Havuz Kaynaması	$\overline{Nu}_D = \frac{\overline{h}_{conv}.D}{k_v} = C.\left[\frac{g.(\rho_l-\rho_v).h'_{fg}.D^3}{(v_v.k_v(T_s-T_{sat})}\right]^{1/4}$ $h'_{fg} = h_{fg} + 0{,}68.C_{pv}.(T_s - T_{sat})$, $\overline{h}_{rad} = \frac{\varepsilon.\sigma.(T_s^{\ 4} - T^4{}_{sat})}{T_s - T_{sat}}$ $\overline{h}^{4/3} = \overline{h}_{conv}^{4/3} + \overline{h}_{rad}.\overline{h}^{1/3}$ $\overline{h} = \overline{h}_{conv} + \frac{3}{4}\overline{h}_{rad}$	$T_f = \frac{(T_s+T_{sat})}{2}$ ε = Işınım Yayma
	YOĞUŞMA	**Ek bağıntı/Açıklamalar**
Düşey bir levha üzerinde laminer	$h_x = \frac{kl}{\delta}$	

film yoğuşması	$$h_x = \left[\frac{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)k_l^3 h_{fg}'}{4\mu_l(T_{sat} - T_s)x}\right]^{\frac{1}{4}}$$ $$\overline{h_L} = \frac{4}{3}h_L$$ $$\overline{h_L} = 0{,}943\left[\frac{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)k_l^3 h_{fg}'}{\mu_l(T_{sat} - T_s)L}\right]^{\frac{1}{4}}$$	
Türbülanslı film yoğuşması	$Re_\delta = \frac{4\dot{m}}{\mu_l b}$ Dalgasız laminer bölge ($Re_\delta \leq 30$) $Re_\delta = \frac{4g\rho_l(\rho_l - \rho_v)\delta^3}{3\mu_l^2}$ $\rho_l \gg \rho_v$ $$\overline{h_L}\frac{(\upsilon_l^2/g)^{\frac{1}{3}}}{k_l} = 1{,}47Re_\delta^{-1/3} \qquad Re_\delta \leq 30$$ Dalgalı laminer bölge, Kutateladze $$\overline{h_L}\frac{(\upsilon_l^2/g)^{\frac{1}{3}}}{k_l} = \frac{Re_\delta}{1{,}08 \cdot Re_\delta^{1{,}22} - 5{,}2} \qquad 30 \leq Re_\delta \leq 1800$$ Türbülanslı bölge, Labuntsav $$\overline{h_L}\frac{(\upsilon_l^2/g)^{\frac{1}{3}}}{k_l} = \frac{Re_\delta}{8750 + 58 \cdot Pr^{-0{,}5}(Re_\delta^{0{,}75} - 253)} \qquad Re_\delta \geq 1800$$	b:plakanın genişliği
Radyal sistemlerde film yoğuşması	1-) Bir yatay borunun dış yüzeyindeki laminar film yoğuşması $\overline{h_D} = C\left[\frac{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)k_l^3 h_{fg}'}{\mu_l(T_{sat} - T_s)D}\right]^{1/4}$ C=0,826 (Küre) C=0,729 (Boru) 2-) N adet yatay borudan oluşan düşey boru demeti için, ortalama taşınım katsayısı	

	$\overline{h_{D,N}} = 0{,}729\left[\frac{g\rho_l(\rho_l-\rho_v)k_l^3 h_{fg}'}{N\mu_l(T_{sat}-T_s)D}\right]^{1/4}$ $\overline{h_{D,N}} = \overline{h_D}N^{-1/4}$	
Yatay boru içinde Film yoğuşması	$Re_{v_i} = \left(\frac{\rho_v u_{m,v} D}{\mu_v}\right)_i < 35000$ Chato $\overline{h_D} = 0{,}555\left[\frac{g\rho_l(\rho_l-\rho_v)k_l^3 h_{fg}'}{\mu_l(T_{sat}-T_s)D}\right]^{1/4}$ $h_{fg}' = h_{fg} + \frac{3}{8}C_{p,l}(T_{sat}-T_s)$	i:boru girişi
	TOPLAM KÜTLE YAKLAŞIMI	**Ek bağıntı/Açıklamalar**
Toplam kütle yaklaşımı: Katı içindeki sıcaklık gradyanının küçük olması durumunda kullanılır. Katı içindeki sıcaklığın zamana bağlı süreçte belli bir anda her noktada sabit olduğu kabulüdür.		
	$\theta_i = T_i - T_\infty$ $\frac{\theta}{\theta_i} = \frac{T-T_\infty}{T_i-T_\infty} = \exp\left[-\left(\frac{hA_s}{\rho V c}\right)t\right]$ $Q = (\rho V c)\theta_i\left[1-exp\left(\frac{t}{\tau_t}\right)\right]$ $\tau_t = \left(\frac{1}{h\cdot A_s}\right)(\rho V c) = R_t C_t$	Q : t süresine kadar geçen toplam enerji R_t : Isı taşınım direnci C_t : Katının toplam kütle ısıl kapasitesi τ_t : Isıl zaman sabiti
	Toplam Kütle Yaklaşımının Geçerliliği $B_i = \frac{hL}{k}$ | $B_i = \frac{R_{iletim}}{R_{taşınım}} = \frac{L/kA}{\frac{1}{hA}} = \frac{Ts_1 - Ts_2}{Ts_2 - T_\infty}$	Bi : Biyot sayısı $\boldsymbol{B_i}$ **sayısı** yüzey ile akışkan arasındaki sıcaklık farkına göre katı içindeki sıcaklık düşüşünün bir ölçüsünü verir.

	$\boldsymbol{B_i < 0.1}$ ise toplam kütle yaklaşımı kullanılabilir $\frac{hA_s t}{\rho V c} = B_i F_o$ $F_O = \frac{\alpha t}{L_c^2}$ F_o: Fourier sayısı $\frac{\theta}{\theta_i} = \frac{T - T_\infty}{T_i - T_\infty} = exp(-BiF_o)$ $B_i = \frac{hL_c}{k}$ $L_c = \frac{V}{A_s}$ V: Katı hacmi A_s = Toplam Yüzey alanı	

EK 1

Tablo 1. Boru demeti üzerinde çapraz akışta Zhukauskas'a göre sabitler

Diziliş şekli	$Re_{D,max}$	C	m
Düzgün sıralı	$10–10^2$	0.80	0.40
Kaydırılmış sıralı	$10–10^2$	0.90	0.40
Düzgün sıralı	$10^2 - 10^3$	Tek bir silindir için verilen değerleri alın.	
Kaydırılmış sıralı	$10^2 - 10^3$		
Düzgün sıralı ($S_T/S_L > 0.7$)[a]	10^3-2×10^5	0.27	0.63
Kaydırılmış sıralı ($S_T/S_L < 2$)	10^3-2×10^5	$0.35(S_T/S_L)^{1/5}$	0.60
Kaydırılmış sıralı ($S_T/S_L > 2$)	10^3-2×10^5	0.40	0.60
Düzgün sıralı	2×10^5–2×10^6	0.021	0.84
Kaydırılmış sıralı	2×10^5–2×10^6	0.022	0.84

[a] $S_T/S_L < 0.7$ için, ısı geçişi verimsizdir ve düzgün sıralı borular kullanılmamalıdır.

Tablo 2. $N_L < 20$ ($Re_D > 10^3$) için C_2 düzeltme çarpanı

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13	16
Düzgün sıralı	0.70	0.80	0.86	0.90	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99
Kaydırılmış sıralı	0.64	0.76	0.84	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99