ISI TEKNİĞİ

PROF.DR.AHMET ÇOLAK
PROF. DR. MUSA AYIK

8. ISI TEKNİĞİ

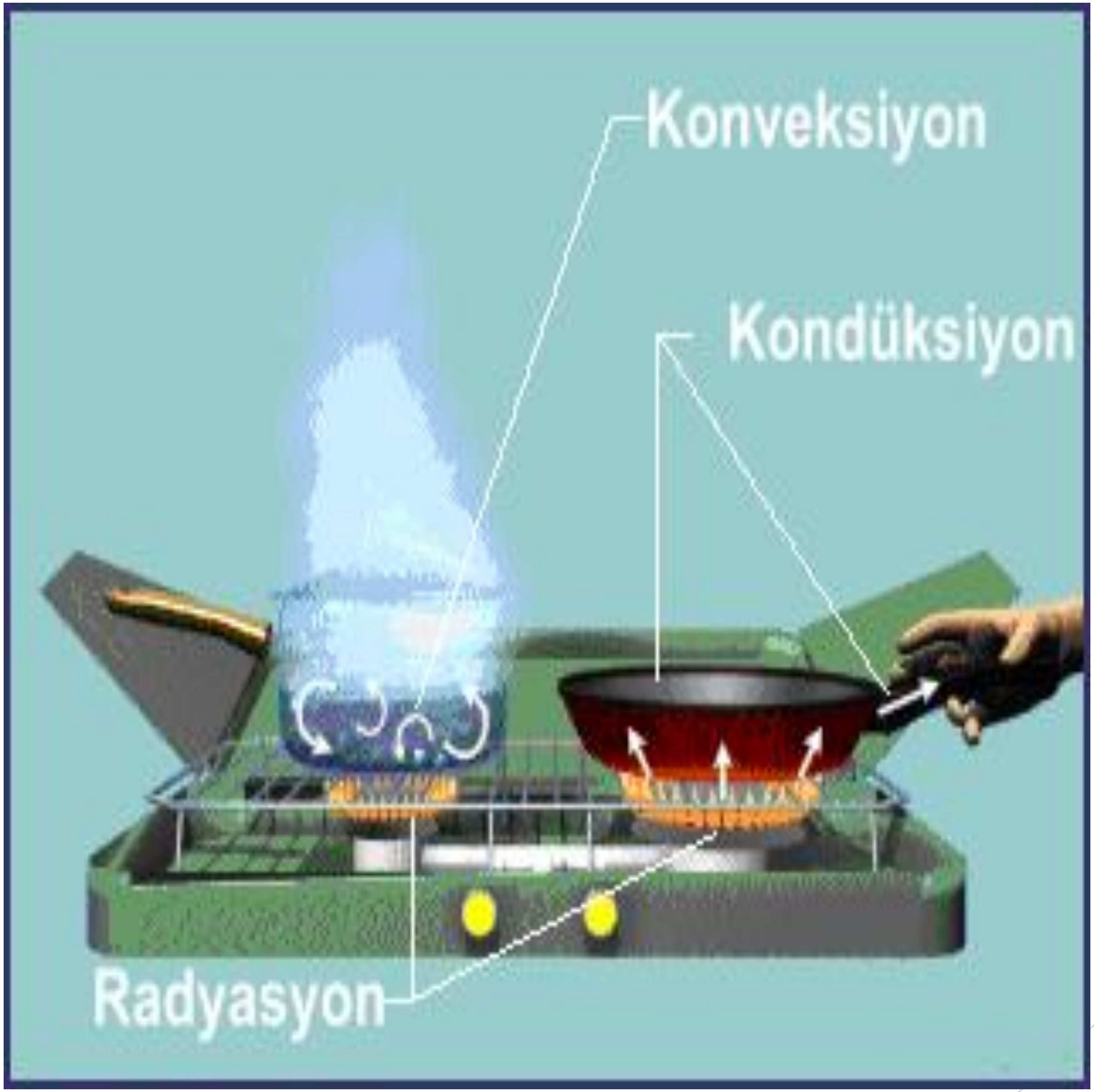
8.1 Isı Geçişi

Gıda teknolojisinin kapsamındaki bir çok işlemde, sistemler arasındaki, sistemle çevresi yada akışkanlar arasındaki ısı alış verişi önemli rol oynamaktadır. Pastörizasyon, sterilizasyon, buharlaştırma, dondurma, kurutma vb. işlemlerde ısı geçişinin bilinmesi kaçınılmazdır.

Isı geçişi yada başka deyişle ısı transferi üç farklı şekilde olmaktadır:

- Işıl ışıma (radyasyon),
- Isı iletimi (konduksiyon) ve
- Isı taşımım (konveksiyon).

Uygulamada bu üç farklı ısı geçiş şekli, ayrı ayrı değil çoğunlukla bileşik oluşmaktadır.



https://www.mgm.gov.tr/genel/meteorolojiyegir.aspx?s=3

8.1.1 Isıl Işıma (Radyasyon)

Isıl ışıma, sıcak ve soğuk cisimler arasmda doğrudan yada dolaylı temas olmaksızın oluşan bir ısı geçiş şeklidir. Bir cismi oluşturan eleman- ter taneciklerin ısıl hareketi, ışıma şeklinde enerji yaymalarına neden olur Sıcaklığın artması, taneciklerin hareketini ve böylece ışıma enerjisini artırır, işte, elektromanyetik dalgalarla iletilen ısı akımına, ısıl ışıma (radyasyon) adı verilmektedir. Isıl ışımada elektromanyetik dalgaların dalga boyu 0,8.10-6 ın’den büyüktür.

STEFAN-BOLTZMANN’a göre sıcak bir cismin yaydığı ısı akımı şu eşitlikten bulunur;

$$Q = A \,.\, c \,.\, \left(\frac{T}{100}\right)^4$$

Burada;

- Q : Isıl ışımayla yayılan ısı akımı, W (kcal /h),
- A : Cismin yüzey alanı, m^2,
- T : Cismin sıcaklığı K ve
- c : Isıl ışıma katsayısıdır, $W/m^2.K^4$ ($kcal/m^2.h.K^4$).

Tamamen siyah bir cismin ışıl ısıma katsayısı STEFAN-BOLTZ- MANN sabiti olarak bilinir ve değeri en çok c_s = 5,77 W /m2. K4 (4,96 kcal/m2 . h. K4) olmaktadır. Tüm öteki cisimlerin belirli sıcaklıktaki ısıl ışıma katsayıları siyah cisminkinden küçüktür. Örneğin, bazı cisimlerin W /m2. K4 olarak, c ısıl ışıma katsayıları şöyledir (cetvel 8.1);

Cetvel 8.1. Bazı cisimlerin ısıl ışıma katsayıları (c).

Cisimler	c ($W/m^2.K^4$)
Parlatılmış metal yüzeyler	0,1 ... 0,2
Parlatılmamış metal yüzeyler	0,2 ... 0,4
Okside olmuş metaller	0,5 ... 3,0
Tüm sıvılar, yapay maddeler, boyalar, buz, kar, besin maddeleri, metal olmayan cisimler,	4,0 ... 5,5

Isıl ışıma yeteneği, soğurma yeteneğine denk olduğunda, biribirine paralel iki cisim arasında sıcak cisimden yayılan ısıl ışıma Q, aşağıdaki eşitlikle bulunur:

$$Q = A_1 \cdot c_{1/2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

Burada;

A_1 : Sıcak cismin yüzey alanı, m^2,

$c_{1/2}$: Sıcak cisimden soğuk cisme doğru ısıl ışıma katsayısı, $W/m^2 \cdot K^4$,

$$c_{1/2} = \frac{1}{\frac{1}{c_1} + \frac{1}{c_2} - \frac{1}{c_s}}$$

T_1 : Sıcak cismin sıcaklığı, K,

T_2 : Soğuk cismin sıcaklığı, K olup $T_1 > T_2$ dir.

Birbirini saran iki cisim arasındaki ısıl ışıma da benzer eşitlikle bulunabilir. içte kalan (sarılan) ve dıştakine göre daha sıcak olan cismin yüzey alanı A_1, sıcaklığı T_1 ve ısıl ışıma katsayısı c_1; saran cismin yüzey alanı A_2, sıcaklığı T_2, ısıl ışıma katsayısı da c_2 ise, $C_1/_2$ sıcak cisimden soğuk cisme doğru ısıl ışıma katsayısı aşağıdaki eşitlikten bulunur:

$$c_{1/2} = \frac{1}{\frac{1}{c_1} + \frac{A_1}{A_2} \cdot \left(\frac{1}{c_2} - \frac{1}{c_s}\right)}$$

Genel olarak, A_1 / A_2 oranı, ya çok küçük yada c_2'nin değeri c_s ye çok yakın olduğundan $C_1/_2 \cong C_1$ alınabilir.

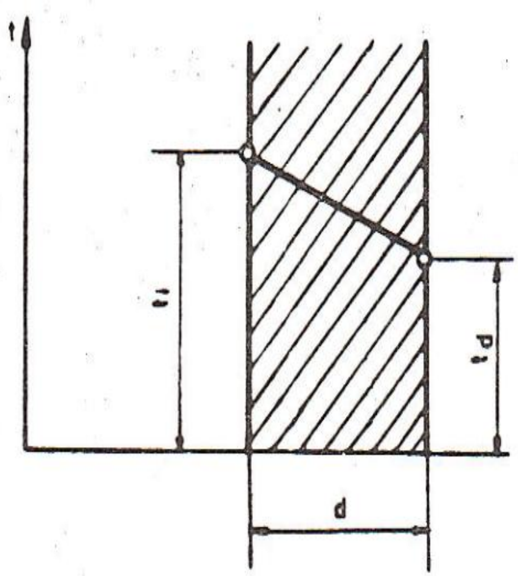
Uygulamalarda ısıl ışımanın küçümsenmemesi gerekir, özellikle, yüksek sıcaklıktaki tesislerin radyasyonla ısılarını kaybetmesi yada soğutma tanklarının giderek ısınması istenmeyen sonuçlar oluşturabilir.

8.1.2 Isı İletimi (Kondüksiyon)

Katı, sıvı yada gaz halindeyken, her madde sıcaklık farkında ısıyı iletir. Isı, madde içinde serbest elektron yada moleküllerin kendilerine özgü hareketleriyle iletilir. Buna göre, ısı iletimi (konduksiyon), molekülden moleküle geçen kinetik enerji akımıdır ve büyüklüğü maddenin ısı iletim yeteneği ile mevcut sıcaklık farkına bağlıdır,

FOURÎER yasasına göre, ısı iletiminin temel eşitliği, bir katlı durgun düzgün yüzeyler için şöyle yazılabilir (şekil 8.1):

$$Q = A \frac{\lambda}{d} \cdot (t_i - t_d)$$



Şekil 8.1. Isı iletimi

Eşitlikte;

Q İletilen ısı akımı, W (kcal/ h),

A : Yüzey alanı, m^2,

λ : Yüzeyin ısı iletim katsayısı, W/m. K (kcal/m.h.°C); (1 kcal/ m. h.°C = 1,163 W/m.K dir),

d : Yüzey kalınlığı,m,

t_i : İç yüzey sıcaklığı, K (°C),

t_d : Dış yüzey sıcaklığı, K (°C) olup $t_i > t_d$'dır.

X ısı iletim katsayısı; birim kalınlıkta bir maddenin birim yüzey alanından, birim sıcaklık farkında ve birim zamanda iletilen ısı miktarı olarak tanımlanır. Isı iletim katsayısının tersine, yani 1 /X ya ise ısı iletim direnci denir.

Çeşitli metaller için ısı iletim katsayıları cetvel 8.2’de, yapı ve yaktım malzemelerinin ısı iletim katsayıları da cetvel 8.3’de verilmiştir. Cetvel 8.4’de ise, çeşitli maddelerin ısı iletim katsayılarının değişim sınırlan belirtilmiştir.

Cetvel 8.2. Metaller için ısı iletim katsayıları.

Madde	Ölçüm sıcaklığı °C	Isı İletim Katsayısı W/mK	Isı İletim Katsayısı kcal/mh °C
Aluminyum	20	209	180
Aluminyum	100	217,5	187
Duralimun (% 94–96 Al, % 3–5 Cu)	20	164	141
Kurşun	20	33,7	29
Bronz (% 88 Cu, % 10 Sn, % 2 Zn)	20	47,7	41
Dökme demir	20	58,2	50
Bakır	20	407	350
Nikel	20	58,2	50
Gümüş	20	418,7	360
Çelik (% 0,1 C)	20	54,7	47
Çelik (% 0,1 C)	100	52,3	45
Çelik (% 0,1 C)	300	46,5	40
Çelik (% 0.1 C)	600	37,2	32
Krom çeliği (% 0,8 Cr, % 2 C)	20	39,5	34
Krom-Nikel çeliği (% 18 Cr, % 8 Ni)	20	14,5	12,5
Krom-Nikel çeliği (% 18 Cr, % 8 Ni)	200	17,2	14,8
Cr-Ni-Mo çeliği	100	16,3	14
Cr-Mo çeliği	100	32,5	28
Çinko	20	112,8	97
Çinko	100	104,7	90
Çinko	300	100	86
Kalay	20	66,3	50
Kalay	200	58,2	29
Mangenez çeliği (% 2)	20	38,4	33
Pirinç (% 70 Cu, % 30 Zn)	20	111	95
Konstanten (% 60 Cu, % 40 Ni)	20	27,7	19,5

Cetvel 8.3. Yapı ve yalıtım malzemelerinin ısı iletim katsayıları.

Malzeme	kcal / mh °C	W/mK	Malzeme	kcal / mh °C	W/mK
Ahşap	0,12	0,140	Pleksiglas	0,16	0,186
Alçı (dış)	0,30	0,349	Briket	0,70	0,814
Amyant (asbeşt)	0,18	0,209	Buz	2,00	2,326
Asfalt	0,64	0,744	Cam	1,00	1,1163
Bakalit	0,20	0,233	Cam pamuğu	0,035	0,0407
Betonarme	1,30	1,512	Deri	0,15	0,175
Bitüm	0,15	0,175	Eternit	0,025	0,0291
Kiremit	0,45	0,523	Grafit	0,45	0,523
Kizelgur	0,15	0,175	Polistren	0,030	0,0349
Kontrplak	0,15	0,175	Porselen	1,00	1,1163
Kum	0,50	0,582	Sıva (dış)	0,75	0,872
Lastik	0,16	0,186	Sıva (iç)	0,60	0,698
Mantar	0,06	0,0698	Taş	2,00	2,326
Marley	0,16	0,186	Tuğla (delikli)	0,40	0,465
Mermer	2,50	2,908	Tuğla, dış (dolu)	0,75	0,872
Mika	0,83	0,965	Tuğla, iç (dolu)	0,60	0,698
Mukavva	0,12	0,140	Yton (dış)	0,15	0,175
Pamuk	0,05	0,0582	Yton (iç)	0,13	0,151
Alçı (iç)	0,25	0,291	Yün	0,04	0,0465

Cetvel 8.4. Isı iletim katsayılarının değişim sınırları

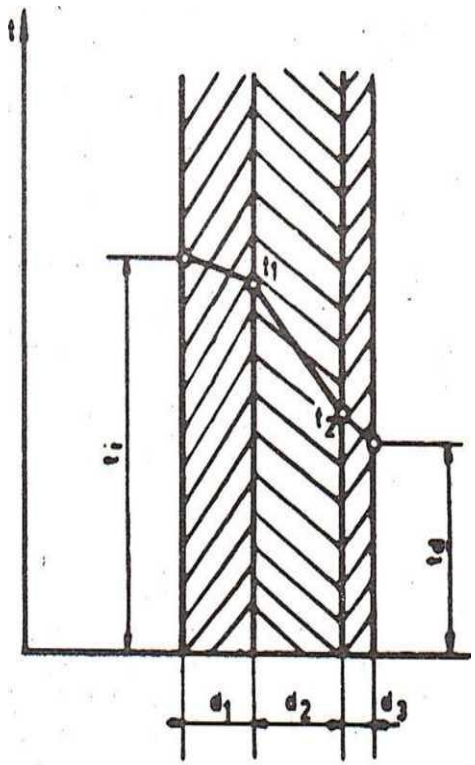
Malzeme cinsi	Isı iletim katsayıları (W/m. K)
Gazlar	0,002 … 0,2
Yağlar	0,1 … 1,0
Su	0,5 … 0,7
Sıvı metaller	10,0 … 100
Metal olmayan katılar	0,3 … 3,0
Alaşımlar	20 … 200
Saf metaller	40 … 400

Isı iletim katsayısı, maddenin yapısı yanında nemlilik (rutubet) derecesiyle yakından ilgilidir. Özellikle, ısı yalıtımının öngörüldüğü yüzeylerde nemlenmenin önlenmesi şarttır. Çünkü, nemli haldeki maddenin ısı iletimi kuru haldekinden büyüktür, örneğin, kuru kiremitin λ ısı iletim katsayısı 0,47 W /m.K iken, nemli halde bu değer 1,05 W /m.K olmaktadır.

Öte yandan, alaşım halindeki maddelerin ısı iletim katsayıları, genelde, alaşımı oluşturan maddelerinkinden daha küçüktür, örneğin, bakırın ısı iletim katsayısı λ = 348,9 W /m.K, nikelin λ = 69,8 W /m.K olmasına karşın, % 60 bakır ve % 40 nikelden oluşan alaşımın ısı iletim katsayısı λ = 22,7 W /m.K'dir. Yine benzer olarak çelik içindeki karbon oranı arttıkça ısı iletim katsayısı küçülmektedir;

Çelikteki karbon (%)	Isı iletim katsayısı (W/m.K)
0,5	52,3
1,0	43,0
1,5	36,0

Isı iletilen düz yüzeyin bir kat yerine birden fazla farkk katmandan oluşması durumunda, oluşacak ısı iletimi ise (örneğin üç katman için) aşağıdaki gibi bulunur (şekil 8.2). Burada, ber katmandan iletilen ısı aynı ve biribirine denktir.



Şekil 8.2. Üç katmanlı yüzeyden ısı iletimi.

$$Q = A \cdot \frac{\lambda_1}{d_1}(t_i - t_1)$$

$$Q = A \cdot \frac{\lambda_2}{d_2}(t_1 - t_2)$$

$$Q = A \cdot \frac{\lambda_3}{d_3}(t_2 - t_d)$$

Bu eşitlikler aşağıdaki gibi yazılarak;

$$t_i - t_1 = \frac{Q}{A} \cdot \frac{d_1}{\lambda_1}$$

$$t_1 - t_2 = \frac{Q}{A} \cdot \frac{d_2}{\lambda_2}$$

$$t_2 - t_d = \frac{Q}{A} \cdot \frac{d_3}{\lambda_3}$$ taraflar toplanırsa,

$$t_i - t_d = \frac{Q}{A}\left(\frac{d_1}{\lambda_1} + \frac{d_2}{\lambda_2} + \frac{d_3}{\lambda_3}\right)$$ yada

$$Q = \frac{A \cdot (t_i - t_d)}{\frac{d_1}{\lambda_1} + \frac{d_2}{\lambda_2} + \frac{d_3}{\lambda_3}}$$ olur

Genel olarak da;

$$Q = \frac{A\,(t_i - t_d)}{\Sigma \frac{d}{\lambda}}$$

Boru yüzeylerinden ısı iletimi, düz yüzeylere benzer şekilde bulunabilir. Ancak, borudaki ısı iletimi logaritmiktir. Birim uzunluğundaki bir katmanlı borudan iletilen ısı miktarı Q, şu eşitlikten hesaplanabilir (şekil 8.3).

$$Q = \frac{2\,\pi\,.\,L\,.\,\lambda\,.\,(t_i - t_d)}{\ln \frac{r_d}{r_i}}$$

Burada;

L : Boru boyu, m,

λ : Borunun ısı iletim katsayısı, W/m.K (kcal / m.h. °C),

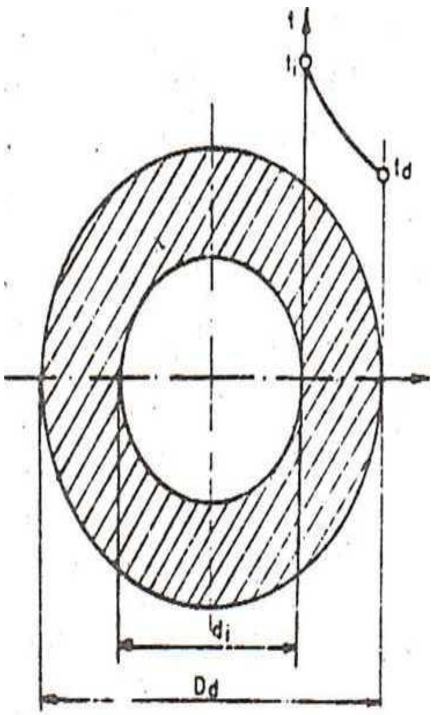
t_i : Boru iç yüzey sıcaklığı, K (°C),

t_d : Boru dış yüzey sıcaklığı, K (°C),

r_d : Boru dış yarıçapı, m ve

r_i : Boru iç yarıçapıdır, m.

Çok katmanlı (ısı yalıtımlı) borulardaki ısı iletimi için ise, benzer olarak şu eşitlik yazılabilir:



Şekil 8.3. Boru yüzeyinden ısı iletimi.

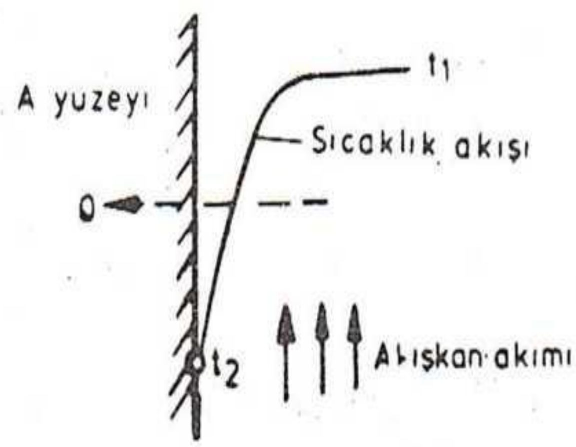
$$Q = 2\pi \,.\, L \,.\, \frac{(t_i - t_d)}{\frac{1}{\lambda_1} \,.\, \ln \frac{r_1}{r_i} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_2}{r_1} + \ldots + \frac{1}{\lambda_n} \ln \frac{r_d}{r_{n-1}}}$$

$$Q = \pi : L \,.\, \frac{(t_i - t_d)}{\sum \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{r_d}{r_i}}$$

8.1.3. Isı Taşınımı (Konveksiyon)

Durgun bir yüzey ile üzerinden geçen akışkan arasındaki ısı alış verişine, ısı taşınımı denir. Burada, durgun yüzey ile hareketli akışkan arasındaki sınır tabakasında sıcaklık farkından dolayı bir nevi ısı iletimi oluşmaktadır. Başka bir deyişle, ısı taşınımı ısı iletiminin değişik bir türüdür.

Isı taşınanının hesaplanmasında şu eşitlikten yararlanılır (şekil 8.4):



Şekil 8.4. Durgun yüzey üzerinden geçen akışkandan ısı taşınım.

$$Q = \alpha \cdot A \cdot (t_1 - t_2)$$

Burada;

Q : Isı taşınım miktarı, W (kcal/h),

α : Isı taşınım katsayısı, W/m² . K (kcal/m² . h . °C),

A : Yüzey alanı, m²,

t_1 : Sıcak akışkanın sıcaklığı, K (°C) ve

t_2 : Yüzey sıcaklığıdır, K (°C).

Isı taşınım katsayısı (κ); birim yüzey alanından, birim sıcaklık farkında ve birim sürede taşman ısı miktarıdır. Bu katsayı, çeşitli unsurlara bağlı olarak değişir. Bu unsurlardan bazıları; akışkanın temas ettiği yüzeyin, malzemesi ve pürüzlülüğü, akış şekli ve dolayısı ile Ke sayısı, akış hızı, hidrolik çap, akışkanın viskozitesi ile yoğunluğudur. Ayrıca, ısı taşınım katsayısı, ısı taşınım türüne göre de farklı değerde olmaktadır. İki tür ısı taşınımı söz konusudur. Birincisi; akışkanın, sisteme uygulanan basınçtan dolayı hareket ettiği durumdaki zorlanmalı ısı taşınımıdır. İkincisi ise; akışkanın, sistemde yoğunluk farkı nedeniyle hareket ettiği durumdaki doğal ısı taşınanıdır. Bazı akışkanlarda ısı taşınım türüne bağlı olarak saptanan a ısı taşımın katsayıları, cetvel 8.5'de verilmiştir.

Cetvel 8.5. Bazı akışkanlar için ısı taşınım katsayıları.

Akışkan	α Isı taşınım katsayısı (W/m².K)	
	Doğal ısı taşınımı	Zorlanmalı ısı taşınımı
Gazlar	5 ... 30	30 ... 300
Yağlar	5 ... 100	30 ... 3000
Su	30 ... 300	300 ... 10 000
Sıvı metaller	50 ... 5 000	500 ... 20 000
Kaynayan su	2 000 ... 20 000	3 000 ... 100 000
Yoğuşan su buharı	3 000 ... 30 000	3 000 ... 200 000

8.1.4 Isı Taşınım Katsayısının Hesaplanması

α ısı taşınım katsayısına etken olan unsurların çokluğu, ısı taşınımının kuramsal ve deneysel olarak incelenmesini güçleştirmektedir. Bu nedenle, kesin hesaplama olanaksızdır. Ancak, hesapla bulunan değerlerin, ölçüm değerleriyle karşılaştırılması kaçınılmazdır.
Isı taşınım katsayısının hesabında aşağıdaki birimsiz karakteristik tanıtım değerlerinden yararlanılmaktadır:

Reynold sayısı; $Re = \dfrac{v \cdot l}{\nu}$

Péclet sayısı; $Pe = \dfrac{v \cdot l \cdot \rho \cdot c_p}{\lambda}$; $Pe = Re \cdot Pr$; $Pe = \dfrac{v \cdot l}{a}$

Prandtl sayısı; $Pr = \dfrac{Pe}{Re} = \dfrac{\rho \cdot c_p \cdot \nu}{\lambda} = \dfrac{\nu}{a}$

Grashof sayısı; $Gr = \dfrac{l^3 \cdot g \cdot \gamma \cdot \Delta t}{\nu^2}$

Nusselt sayısı; $Nu = \dfrac{\alpha \cdot l}{\lambda}$; $Nu = f\,(Re, Pr, Gr)$

Reynold sayısı; $Re = \frac{v \cdot l}{\nu}$

Péclet sayısı; $Pe = \frac{v.l.\rho.c_p}{\lambda}$; $Pe = Re.Pr$; $Pe = \frac{v.l}{a}$

Prandtl sayısı; $Pr = \frac{Pe}{Re} = \frac{\rho \cdot c_p \cdot \nu}{\lambda} = \frac{\nu}{a}$

Grashof sayısı; $Gr = \frac{l^3 \cdot g \cdot \gamma \cdot \Delta t}{\nu^2}$

Nusselt sayısı; $Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$; $Nu = f(Re, Pr, Gr)$

Bunlarda;

v : Akışkanın hızı,

l : Akış ve ısı geçişiyle ilgili karakteristik uzunluk olup; duva[r]larda duvar yüksekliği ve borularda da boru çapı'dır.

ν : Kinematik viskozite, $\nu = \eta / \rho$,

ρ : Yoğunluk,

c_p : Sabit basınçta özgül ısı,

λ : Isı iletim katsayısı,

g : Yerçekim ivmesi,

γ : Hacimsel genleşme katsayısı,

t : Sıcaklık farkıdır ve

a : Sıcaklık yayınım katsayısıdır, ($a = \lambda / \rho \cdot c_p$).

Buna göre; ilkin, akış şekli belirlenerek verilen koşullarda Nu sayısı hesaplanır. Bulunan değerden yararlanılarak ısı taşınım katsayısı ise;

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l}$$ eşitliğinden saptanır.

Isı taşınım katsayısının hesabında yararlanılan eşitliklerde l karakteristik uzunluğunun değeri tek boruda, boru çapıdır. Bunun dışındaki durumlarda eşdeğer çap yada hidrolik çap değeri geçerlidir.

Eşdeğer çap, akışkanın geçtiği kesit alanı ve ıslattığı çevreye bağlı olarak hesaplanır.

$$d_{eş} = \frac{4 \cdot A}{U}$$

Eşitlikte;

$d_{eş}$: Eşdeğer çap, m,

A : Kesit alanı, m^2 ve

U : Çevredir, m.

Dikdörtgen şeklindeki kesitlerde eşdeğer çap:

$$d_{eş} = \frac{2\,a \cdot b}{(a + b)}$$

İç içe iki boru arasında (tek manto boru) akış söz konusu olduğunda eşdeğer çap:

$$d_{e_1} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d$$

Burada;

D : Dış borunun iç çapı ve

d : İç borunun dış çapıdır.

Manto borularda (bir dış boru içinde bir çok iç borunun bulunduğu sistem) eşdeğer çap ise;

$$d_{e_1} = \frac{4\pi(D^2 - n \,.\, d^2)}{4\pi(D + n \,.\, d)} = \frac{D^2 - n \,.\, d^2}{D + n \,.\, d}$$

Burada;

D : Manto boru (dış boru) çapı,

d : İç boruların çapı ve

n : Manto boru içindeki boru sayısıdır.

Nu sayısının hesaplanmasında, ısı taşınım koşullarına bağlı olarak çok değişik eşitlikler kullanılmaktadır. Burada, en çok geçerli genel eşitlikler verilecektir. Kural olarak Nu sayısı zorlanmak (cebri) ve doğal (serbest) ısı taşınımında farklıdır ve şu genel denkliklerden bulunur:

Zorlanmalı ısı taşınımında; $Nu = C_1 \,.\, Re^m \,.\, Pr^n$

Doğal ısı taşınımında; $Nu = C_2 \,.\, Gr^p \,.\, Pr^s$

Öte yandan, bu eşitliklerdeki katsayılar ve üsler; akış şekline, akışkanın cinsine, özelliklerine ve ısı taşınım yüzeylerinin şekline bağlı olarak değişmektedir. Belirli koşullarda geçerli eşitlikler, çoğunlukla, ilgili katsayı ve üsleri saptayan şahısların isimleriyle tanınırlar. Aşağıda, verilen koşullar için geçerli ilgili eşitlikler sıralanmıştır.

Zorlanmalı Isı Taşınımında

Akış şekli : Turbülent

Isı taşınım yüzeyi: Düz boru içi

Bu durumda, tüm sıvı ve gaz akışkanlar için genel olarak şu iki eşitlik söz konusudur:

$$Nu = 0{,}023 \cdot Re^{0{,}8} \cdot Pr^{0{,}4} \text{ (DITTUS-BOELTER)}$$

$$Nu = 0{,}027 \cdot Re^{0{,}8} \cdot Pr^{0{,}33} \text{ (Mc ADAMS)}$$

Eşitliklerde ortalama sıcaklıklar söz konusudur. McADAMS eşitliği, daha çok, yüksek viskoziteli akışkanlarda Re > 10 000 olduğunda kullanılmaktadır.

Viskozitenin sıcaklıkla çok değiştiği durumlarda, her iki eşitlik şu değerle çarpılarak Nu sayısı hesaplanır:

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w}\right)^{0{,}14}$$

Burada;

η : Ortam sıcaklığında dinamik viskozite,

η_w : Cidar sıcaklığında dinamik viskozitedir.

Yağlarda, Re = 10 000 ... 100 000 arasında ve öteki akışkanlarda Pr = 0,7 ... 370 arasında olduğu koşullarda üçüncü bir eşitlikten yararlanılabilir:

$$Nu = 0{,}032 \,.\, Re^{0,8} \,.\, Pr^{n} \,.\, \left(\frac{d}{L}\right)^{0,054} \text{(KRAUSSOLD)}$$

Eşitlikte;

d : Boru çapı, m.

L : Boru boyu, m ve

n : Katsayıdır (Boru içindeki akışkan ısınıyorsa n = 0,37 ve soğuyorsa n = 0,3 alınır).

Gaz ve buharlar için geçerli eşitlik ise şöyledir:

$$Nu = 0{,}024 \,.\, Re^{0,786} \,.\, Pr^{0,45} \,.\, \left[1 + \left(\frac{d}{L}\right)^{2/3}\right]$$

Öte yandan, düz boru içinde sadece su akması durumunda, çapı 10 ... 100 mm borulardaki turbülent akışta, α ısı taşınım katsayısı yaklaşık değer olarak, doğrudan aşağıdaki eşitlikten hesaplanabilir:

$$\alpha = 2900 \,.\, V^{0,85} \,.\, (1 + 0{,}014 \,.\, t) \; (kcal/m^2 \,.\, h \,.\, °C)$$

Burada;

V : Akışkan hızı, m/s ve

t : Sıcaklıktır, °C.

Akış şekli: Turbülent

Isı taşınım yüzeyi: Spiral boru içi

Spiral şekilde kıvrılmış borulardaki ısı taşınım katsayısının değeri, düz boru için hesaplanmış ısı taşınım katsayısının

$$\left(1 + 1{,}77 \,.\, \frac{d}{R}\right) \text{ katı kadardır.}$$

Burada;

d : Boru çapı, m ve

R : Spiral büküm yarıçapıdır, m.

Akış şekli: Laminar,

Isı taşınım yüzeyi: Düz boru içi

Sıvı akışkanlarda bu koşullarda geçerli eşitlikler;

$$Nu = c \cdot Pe^{0,23} \cdot \left(\frac{d}{L}\right)^{0,5}$$

Burada, c katsayısının değeri sıvının ısınmasında 15, soğumasında da 11,5 olarak alınır.

$$Nu = \left[3,65 + \frac{0,668 \cdot \left(Pe \cdot \frac{d}{L}\right)}{1 + 0,045 \left(Pe \frac{d}{L}\right)^{2/3}}\right] \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_w}\right)^{0,14}$$

Bu eşitlik gaz akışkanlar için de kullanılabilir. Ancak, bu durumda $(\eta / \eta_w)^{0,14}$ değeri = 1 alınır.

Boru dışından akan akışkanlarda ısı taşınım katsayısının saptanması için de aşağıdaki eşitliklerden yararlanılır:

Boru dışından akan akışkanlarda ısı taşınım katsayısının saptanması için de aşağıdaki eşitliklerden yararlanılır:

Gaz ve sıvı akışkanlarda tek boru dışı için;

$$Nu = C \cdot Re^{m} \cdot Pr^{0{,}31}$$

Hava akımında tek boru dışı için de;

$$Nu = C^{1} \cdot Re^{m}$$

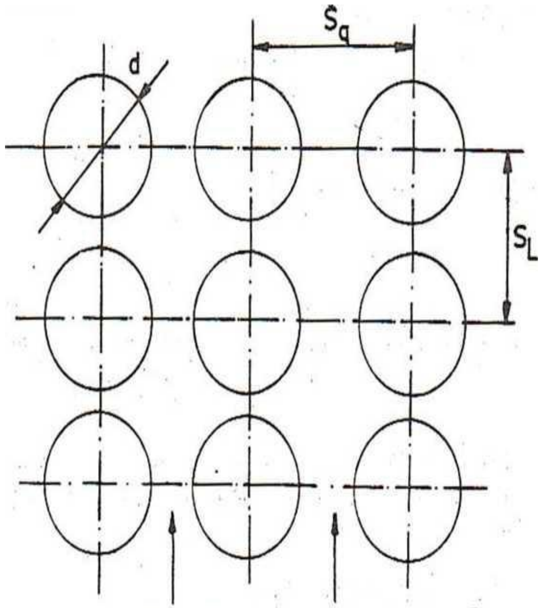
Akış şekline göre, bu eşitliklerde kullanılacak katsayıların değeri cetvel 8.6'da verilmiştir.

Cetvel 8.6. Akış şekline (Re) göre, kullanılacak katsayılar.

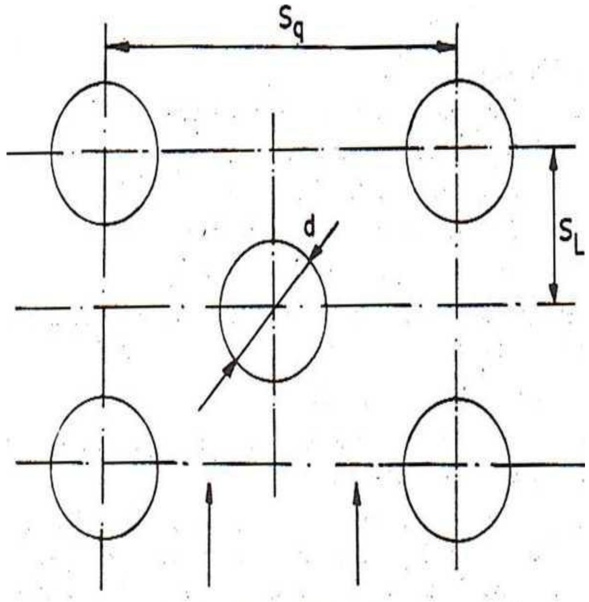
Re	1 … 4	4 … 40	40 … 4000	4000 … 40 000	40 000 … 400 000
m	0,330	0,385	0,466	0,618	0,805
C	0,987	0,910	0,681	0,193	0,027
C^{1}	0,891	0,821	0,615	0,174	0,024

Boru sayısı 1'den fazla olduğunda iki türlü boru dizilişi söz konusudur. Düzgün sıralı diziliş (şekil 8.5) ve karışık sıralı diziliş (şekil 8.6).

Boru dizilişine de bağlı olarak çok borulu durumlarda, ısı taşınım katsayısının hesabında en çok şu eşitlik kullanılır:



Şekil 8.5. Düzgün sıralı boru demeti.



Şekil 8.6. Karışık sıralı boru demeti.

$$Nu = 0,286 \,.\, F_a \,.\, Re^{0,61}$$

Burada, F_a boru diziliş faktörü olup şöyle bulunur;

Düzgün sıralı için (şekil 8.5); $F_{ad} = 1{,}07 - \left[\dfrac{0{,}65 \cdot \left(\dfrac{s_q}{d}\right)^{1{,}5}}{\left(\dfrac{S_L}{d}\right)^4} \right]$

Karışık sıralı için (şekil 8.6); $F_{ak} = \dfrac{1{,}16}{\left(\dfrac{S_L}{d}\right)^2} + 0{,}0084 \dfrac{s_q}{d}$

Karıştırma düzenli ısıtma kazanlarında ısıtma mantosu ile kazan arasındaki ısı taşınım katsayısının saptanmasında şu eşitlikten ya

$$Nu = 0{,}36 \cdot Re^{0{,}66} \cdot Pr^{0{,}33} \left(\frac{\eta}{\eta_w}\right)$$

Bu durumda Re sayısı şöyle bulunur:

$$Re = \frac{n \cdot D^2}{\nu}$$

Eşitliklerde;

n : Karıştırıcının devir sayısı, dev/saniye,

D : Karıştırıcının dış çapı, m,

η : Orta yerdeki sıvının dinamik viskozitesi,

η_w : Cidardaki sıvının dinamik viskozitesi ve

ν : Kinematik viskozitedir.

Isı taşınım yüzeyinin düz levha şeklinde olduğu zorlanmalı ısı taşınımında ise, $Re < 1{,}5 \cdot 10^5$ koşulunda şu eşitlik geçerlidir:

$$Nu = 0{,}664 \cdot Re^{0{,}5} \cdot Pr^{1/3}$$

Burada, Re sayısının hesaplanabilmesi için, zorlanmalı akışla kat edilen yol değeri eşdeğer çap olarak alınır.

Düz yüzeyden hava ile ısı taşınımı söz konusu ise, bu durumda ısı taşınım katsayısının değeri hava hızına ve yüzeyin yapısına göre değişmektedir. Cetvel 8.7'de hava için ısı taşınım katsayısının değerleri verilmiştir.

	Hava hızı (v)	
	< 5 m/s	> 5 m/s
Düz ve parlatılmış	$\alpha = 4{,}8 + 3{,}4 \,.\, v$	$\alpha = 6{,}12 \,.\, v^{0{,}78}$
Onduleli (dalgalı)	$\alpha = 5{,}0 + 3{,}4 \,.\, v$	$\alpha = 6{,}14 \,.\, v^{0{,}78}$
Pürüzlü	$\alpha = 5{,}3 + 3{,}6 \,.\, v$	$\alpha = 6{,}47 \,.\, v^{0{,}78}$

Serbest (doğal) ısı taşınımı

Doğal ısı taşınmanda ısı taşınım katsayısının hesaplanmasında da önce Nu sayısının saptanması gerekir. Bu ise, doğal ısı taşınımının karakteristik değeri olan GRASHOF (Gr) sayısının fonksiyonudur.

$$Nu = \frac{\alpha \cdot H}{\lambda} = f(Gr, Pr)$$

Zorlanmalı ısı taşınımında olduğu gibi, koşullara göre geçerli farklı eşitlikler yardımı ile ısı taşınım katsayısı hesaplanabilir.

Akış şekli: Laminar ($Gr \cdot Pr \leq 10^8 \ldots 10^9$)

Isı taşınım yüzeyi: Düşey duvar (Plaka)

$$Nu = \frac{\alpha \cdot H}{\lambda} = C \cdot Gr^{1/4}$$

Burada;

H : Plaka yüksekliği, m ve

C : Bir katsayı olup, hava için değeri C = 0,48 dir.

Öteki akışkanlar için C katsayısı Pr sayısına göre şöyle bulunur:

$$Pr < 0{,}5 \text{ için } C = 1{,}8 \frac{Pr^{1/2}}{2{,}3 + Pr^{1/2}} \text{ ve}$$

$$Pr > 0{,}5 \text{ için } C = 0{,}652 \left(\frac{Pr^2}{1{,}1 + Pr}\right)^{1/4}$$

Isı taşınım yüzeyi yatayla belirli bir açı yapacak konumda bulunuyorsa, 45° ye dek ısı taşınım katsayısı değişmez. Ancak, bu değerden sonra giderek azalır. Düşey konumdaki ısı taşınım katsayısı α ise, (ε) açılı konumdaki ısı taşınım katsayısı $\alpha_\varepsilon = \alpha \cdot (\cos \varepsilon)^{1/4}$ olur.

Akış şekli: Turbülent (Gr. Pr > 108 ... 109)

Isı taşınım yüzeyi: Düşey duvar (plaka)

Doğal ısı taşınımının turbülent akış şekli için geçerli (şimdiye dek) teori mevcut değildir. Ancak, deneysel olarak elde edilen verilere göre şu eşitlik geçerlidir:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot H}{\lambda} = 0{,}129 \cdot \sqrt[3]{Gr \cdot Pr}$$

Akış şekli : Laminar (Gr. Pr $\leq 10^8 \ldots 10^9$)

Isı taşınım yüzeyi : Yatay boru içi

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d_a}{\lambda} = 0{,}40 \cdot \sqrt[4]{Gr \cdot Pr}$$

Burada; d_a : Boru dış çapıdır.

Düşey konumdaki borularda ısı taşınımı, yatay konumdakinden daha düşüktür. Örneğin 45° açılı konumdaki α, yatay konumdakinin 0,92 katıdır.

Akış şekli : Turbülent (Gr. Pr $> 10^8 \ldots 10^9$)

Isı taşınım yüzeyi : Yatay boru içi

Hava ve gazlar içinde bulunan boru yüzeylerine ilişkin doğal ısı taşınım için ise şu eşitlikler kullanılabilir:

Yatay borularda;

$$\alpha = 1{,}05 \left(\frac{t - t_1}{d}\right)^{1/4}$$

Düşey borularda ($d \geq 0{,}05$ m)

$$H \leq 1 \text{ m için; } \alpha = 1{,}2 \left(\frac{t - t_1}{H}\right)^{1/4} \text{ ve}$$

$$H > 1 \text{ m için; } \alpha = 1{,}25\,(t - t_1)^{1/4}$$

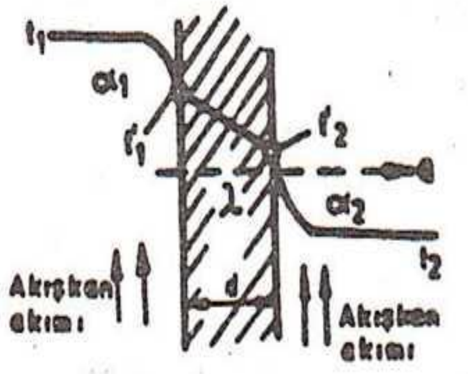
Eşitliklerde;

t : Boru cidarındaki sıcaklık ve

t_1 : Borunun bulunduğu ortamın sıcaklığıdır.

8.1.5 Bileşik Isı Geçişi

Uygulamalarda ısı geçişi, çoğunlukla ısı geçiş türlerinin çeşitli kombinasyonlarıyla, bileşik şekilde oluşur. Düz yüzeyler için toplam ısı geçişinin hesaplanmasında aşağıdaki eşitlik kullanılır



Şekil 8.7. Bir katmanlı düz yüzeyden ısı geçişi.

$$Q = k \cdot A \cdot (t_1 - t_2)$$

Eşitlikte;

Q : Toplam ısı geçiş miktarı, W (kcal/h),

k : Toplam ısı geçiş katsayısı, $W/m^2 . K$ ($kcal/m^2 . h . °C$),

A : Yüzey alanı, m^2,

t_1 : İlk sıcaklık, K (°C) ve

t_2 : Son sıcaklıktır, K (°C).

Toplam ısı geçişi; iç ortamdan duvara dek ısı taşınımı, duvarda ısı iletimi ve duvardan dış ortama yine ısı taşınımıyla gerçekleşir. Buna göre;

Isı taşınımı $Q = \alpha_1 \,.\, A \,.\, (t_1 - t_1')$ ve

$Q = \alpha_2 \,.\, A \,.\, (t'_2 - t_2)$ ile

Isı iletimi de $Q = \frac{\lambda}{d} \,.\, A \,.\, (t_1' - t_2')$ yazılabilir.

Bu eşitlikleri sıcaklık farkına göre düzenleyerek,

$$t_1 - t'_1 = \frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{Q}{A}$$

$$t'_2 - t_2 = \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{Q}{A}$$

$$t'_1 - t'_2 = \frac{d}{\lambda} \cdot \frac{Q}{A}$$ şeklinde yazıp taraf tarafa toplarsak,

$$t_1 - t_2 = \frac{Q}{A}\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{d}{\lambda}\right)$$ yada

$$Q = \left(\frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{d}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}\right) . A . (t_1 - t_2)$$ olur.

Burada, $$\frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{d}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$ terimi toplam ısı

geçiş katsayısı (k) olarak adlandırılır. Çok katlı düz yüzeylerde ise; k toplam ısı geçiş katsayısı genelleştirilerek,

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \Sigma \frac{d}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_d}}$$ şeklinde yazılır.

Yüzey sıcaklıklarının hesaplanması, a ve k değerleri yardımı ile kolayca gerçekleştirilebilir. Şekil 8.8'de gösterilen yüzeyin iç ve dış sıcaklıkları şöyle bulunur:

$$t_1' = t_1 - \frac{k}{\alpha_1} \cdot (t_1 - t_2) \text{ ve}$$

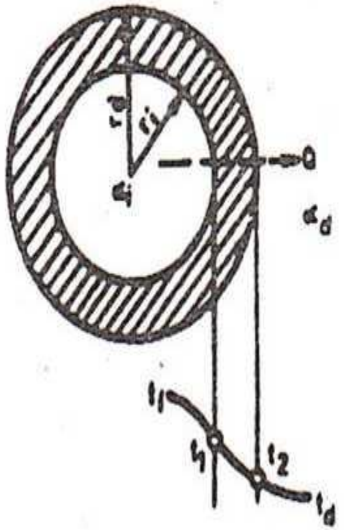
$$t_2' = t_2 + \frac{k}{\alpha_2} \cdot (t_1 - t_2)$$

Boru yüzeylerindeki toplam ısı geçişi (Q) ve ilgili ısı geçiş katsayısının (k) hesaplanmasında ise, şu eşitlikten yararlanılır (şekil 8.8):

$$Q = 2\pi \cdot L \cdot k \cdot (t_i - t_d)$$

Yalın borular için;

$$k = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_i \cdot r_i} + \dfrac{1}{\lambda} \cdot \ln \dfrac{r_d}{r_i} + \dfrac{1}{\alpha_d \cdot r_d}}$$



Şekil 8.8. Boru yüzeyinde toplam ısı geçişi.

Çok katlı (ısı yalıtımlı) borular için de;

$$k = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_i \cdot r_i} + \Sigma \dfrac{1}{\lambda} \cdot \ln \dfrac{r_d}{r_i} + \dfrac{1}{\alpha_d \cdot r_d}} \text{ yazılabilir.}$$

Eşitliklerde;

α_i : Boru içindeki akışkanın ısı taşınım katsayısı, $W/m^2 . K$ $(kcal/m^2 . h. °C)$,

α_d : Boru dışındaki akışkanın ısı taşınım katsayısı, $W/m^2 . K$ $(kcal/m^2 . h. °C)$.

λ : Boru katmanlarının ısı iletim katsayısı, $W/m . K$ $(kcal/m.h.°C)$,

r_i : Boru iç yarıçapı, m,

r_d : Boru dış yarıçapı, m,

t_i : Boru içindeki akışkanın sıcaklığı, K (°C) ve

t_d : Boru dışındaki akışkanın sıcaklığıdır, K (°C) .

Isı taşınımı ile ısıl ışımanın birlikte olduğu durumdaki Q toplam ısı geçişinin hesabında,

$Q = (\alpha + \alpha_{rd}) \cdot A \cdot (t_1 - t_2)$ eşitliği kullanılır.

Bu eşitlikte;

α : Isı taşınım katsayısı, $W/m^2 . K$ ($kcal/m^2. h. °C$),

A : Yüzey alanı, m^2,

t_1 ve t_2 : Sıcaklık, K (°C) ve

α_{rd} : Isıl ışıma eşdeğeridir, $W/m^2. K$ ($kcal/m^2. h. °C$).

α_{rd}'nin değeri;

$$\alpha_{rd} = \frac{c \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]}{t_1 - t_2}$$ eşitliğinden bulunur.

Burada;

T_1, T_2 : Mutlak sıcaklıklar, K ve

c : Isıl ışıma katsayısıdır, $W/m^2. K^4$.