

2. AKIŞKANLARDAN ISI AKIŞI İLKELERİ

(Ref. e makaleleri)

Kimya mühendisliğinde çok sık karşılaşılan bir işlem, katı bir malzeme içinden geçen sıcak bir akışkan yoluyla, daha soğuk bir akışkana ısı transferidir. Transfer edilen ısı, yoğunlaşma veya buharlaşma gibi faz değişikliklerinden gelen iç ısı olabileceği gibi, bir akışkanın sıcaklığının artmasından veya azalmasından gelen ısı da olabilir. Soğuk bir akışkanın sıcaklığının, daha sıcak olandan bir miktar ısı transfer edildiğinde artması; buharın soğutma suyu ile yoğunlaşması; bir çözültedeki suyun yüksek basınçlı buhar ile buhar halinde uzaklaştırılması tipik örneklerdir. Bunların hepsinde ısı, kondüksiyon ve konveksiyonla transfer edilir.

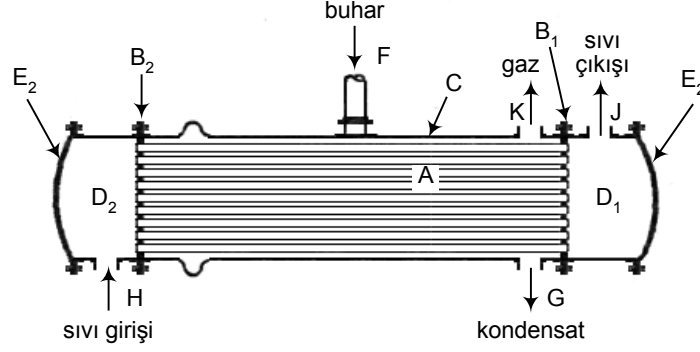
Tipik Isı Değiştiriciler

Akan bir akışkana (veya akışkandan) ısı transferini, Şekil-8'deki tüplü kondenserde inceleyelim. Kondenserde çok sayıda birbirine paralel tüpler (A) vardır; bunların uç kısımları B_1 ve B_2 tüp aynalarına açılır. Tüp demeti, D_1 ve D_2 kanalları bulunan silindirik bir kovan (C) içine konulmuştur; E_1 ve E_2 , kanalları kapatan kapaklardır. Buhar (veya başka bir gaz olabilir), tüpleri saran kovan boşluğuna F nozulundan girer ve G den kondensat olarak alınır; buharla beraber giren ve yoğunlaşmayan gazlar K dan çıkar. G bağlantısından sonra bir tutucu (tuzak) konulur; tutucu sıvılaştıran akımı geçirir. Soğuk su (akışkan) H bağlantısından D_2 kanalına pompalanır, tüplerin içinden akar, D_1 kanalına gelir ve J den sistemi terk eder. Sistemde iki akışkan vardır; soğuk su ve buhar + kondensat. Bunlar fiziksel olarak birbirinden ayrırırlar, fakat ince metal tüp duvarlarla ısı temas halindedirler. Tüp içinden geçen soğutucu sıvıya, tüp duvarları yoluyla, yoğunlaşan sıvıdan ısı akar.

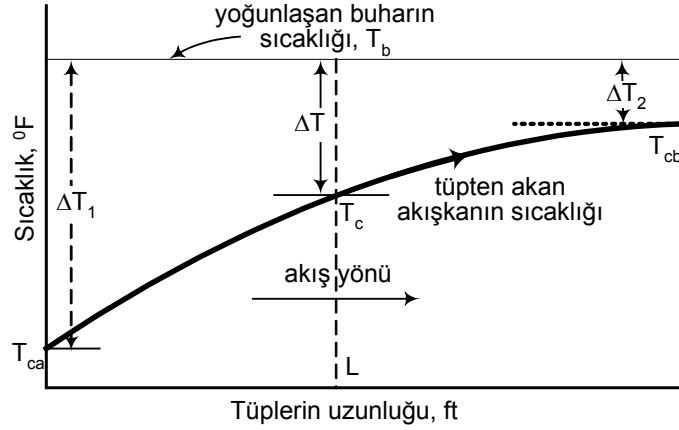
Kondensere giren buhar aşırı ısınmış değilse ve kondensat kaynama sıcaklığının çok altında soğutulmuyorsa, kovan tarafının sıcaklığı sabittir. Çünkü bu sıcaklık kovan tarafın basıncına bağlıdır ve kovan basıncı sabit olduğundan sıcaklık ta sabit olur. Tüp tarafındaki akışkanın sıcaklığı ise, tüplerden akarken sürekli artar.

Yoğunlaşan buharın ve tüpteki sıvının sıcaklıkları, tüp uzunluklarına göre grafiğe alındığında, Şekil-9'daki gibi eğriler elde edilir Yatay hat yoğunlaşan buharın, eğri şeklindeki hat tüpteki akışkanın sıcaklık yükselmesini gösterir Tüp tarafa giren ve çıkan akışkanların sıcaklığı T_{ca} ve T_{cb} üe, yoğunlaşan buharın sıcaklığı T_h (sabittir) ile gösterilmiştir Tüpün giriş ucundan itibaren bir L uzunluğunda, tüpteki akışkanın

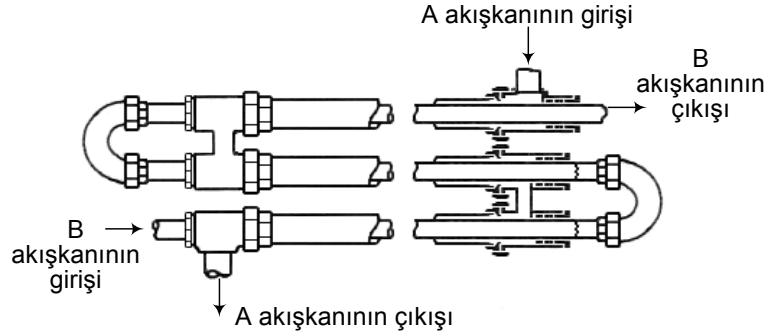
sıcaklığı T_c dir ve buharın sıcaklığından, $T_h - T_c$ kadar düşüktür. Bu sıcaklık farkına "nokta sıcaklık farkı" denir ve ΔT ile gösterilir. Tüplerin girişindeki nokta sıcaklık farkı $T_h - T_{ca} = \Delta T_1$ ve çıkışındaki $T_h - T_{cb} = \Delta T_2$ dir. Uç nokta sıcaklık farkları ΔT_1 ve ΔT_2 ye "yakınlık" denir. Tüp taraftaki akışkanın sıcaklık değişimi $T_{cb} - T_{ca}$, sıcaklık aralığı veya sadece "aralık"tır.



Şekil-8: Tek geçişli düz kondenser; A: tüpler, B_1 ve B_2 = tüp aynaları, C: kovan, D_1 ve D_2 : kanallar, E_1 ve E_2 : kanal kapakları, F: buhar girişi, G: kondensat çıkışı, H: soğuk akışkan girişi, J: sıcak akışkan çıkışı, K: yoğunlaşamayan gaz çıkışı



Şekil-9: Kondenserde sıcaklık-uzunluk eğrisi



Şekil-10: Çift borulu ısı değiştirici

Basit ısı transfer cihazlarına diğer bir örnek çift borulu ısı değiştiricilerdir (Şekil-10). Bunlar, adından da anlaşıldığı gibi içice geçmiş standart demir borulardan yapılır, geri dönüş dirsekleri ve geri dönüş başlıkları ile birbirine bağlanır. Akışkandan biri iç borudan, diğeri iç boru ile dış boru arasındaki boşluktan geçer. Bir ısı değiştiricinin fonksiyonu soğutucu akışkanın sıcaklığını yükseltmek ve daha sıcak olanın sıcaklığını düşürmektir. Tipik bir ısı değiştiricide iç boru 1.25 in (3.175 cm), dış boru 2.25 in (6.35 cm) tir. Böyle bir ısı değiştiricide dikey konumda yerleştirilmiş birkaç geçiş bulunur. Çift borulu ısı değiştiriciler, 9-14 m² den fazla yüzey gerekmediği hallerde uygundur. Daha büyük kapasiteler için kovan-ve-tüp ısı değiştiriciler kullanılır.

Karşı Akım ve Paralel Akımlar

İki akışkan Şekil-10'daki ısı değiştiricinin iki ucundan girer ve zıt yönlerde akarlar; bu tip akışa "karşı-akım" akışı denir. Bu durumda sıcaklık-uzunluk eğrileri Şekil-11(a) da görüldüğü gibidir; dört uç sıcaklık vardır: (1) sıcak akışkanın giriş sıcaklığı, T_{ha} ; (2) sıcak akışkanın çıkış sıcaklığı, T_{hb} ; (3) soğuk akışkanın giriş sıcaklığı, T_{ca} ; (4) soğuk akışkanın çıkış sıcaklığı, $T_{cb} - \Delta T_2$ ve ΔT_1 .

$$\Delta T_2 = T_{ha} - T_{cb} \quad \text{ve} \quad \Delta T_1 = T_{hb} - T_{ca} \quad (1)$$

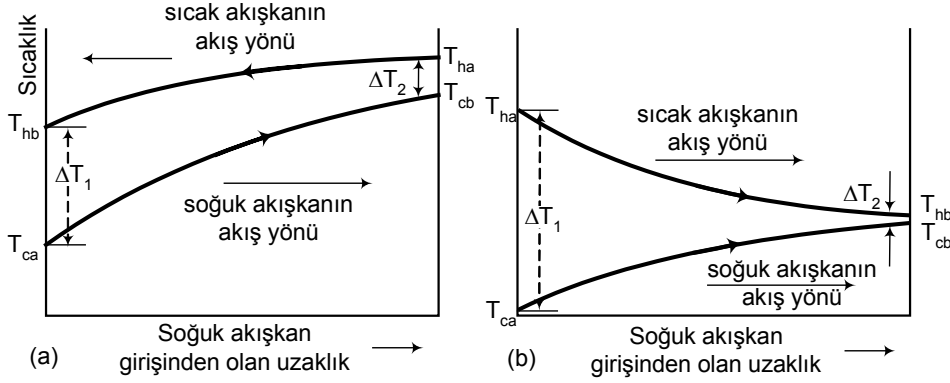
dır. Sıcak akışkan ve soğuk akışkan aralıkları,

$$T_{ha} - T_{hb} \quad \text{ve} \quad T_{cb} - T_{ca} \quad \text{dir.}$$

İki akışkan ısı değiştiricinin aynı ucundan girer ve aynı yönde diğer uca doğru akarsa, buna paralel akımlı-akış denir. Paralel akışın sıcaklık-uzunluk eğrileri Şekil-11(b) de görülmektedir. Burada a giren akışkanları, b de çıkanları belirtir.

$$\Delta T_1 = T_{ha} - T_{ca} \quad \Delta T_2 = T_{hb} - T_{cb} \quad \text{dir.}$$

Şekil-10'daki gibi tek-geçişli bir ısı değıştircide paralel akım nadiren uygulanır. Çünkü Şekil-11(a) ve (b) de görüldüğü gibi, bu yöntemde bir akışkanın çıkış sıcaklığını diğer akışkanın giriş sıcaklığına yaklaştırmak mümkün değildir. Bu nedenle karşı-akımlı akışta olduğundan daha az ısı transfer edilir.



Şekil-11: karşı akım ve paralel akımda sıcaklık profilleri;
(a) karşı akım akışı, (b) paralel akım akışı

a. Enerji Dengesi

Isı transfer problemleri, enerji dengelerine ve ısı transfer hızlarına dayanır. Isı transfer cihazları çoğunlukla kararlı-hal koşullarında çalışır.

Isı Değıştircilerde Entalpi Dengesi

Isı değıştircilerde şaft işi yoktur, mekanik-potansiyel ve mekanik-kinetik enerjilerse enerji-denge denklemindeki diğer terimler yanında çok küçük kalır. Bu durumda basit "ısı dengesi" denklemi uygulanabilir.

$$\Sigma m H = Q$$

Burada H = entalpi (cal/g), m = kütle (g), Q = ısı miktarı(cal)dir. Eşitliği saat bazına çevirmek uygulamada kolaylık sağlar; ısı değıştirciden geçen bir akım için,

$$m' (H_b - H_a) = q \quad (2)$$

m' = akımın akış hızı (g/sa), $q = Q / t$ = akıma ısı akışı (cal/sa), H_a ve H_b = akımın giriş ve çıkıştaki entalpileri (cal/g) dir.

Isı akış hızı q , aşağıdaki yorumla basitleştirilir. Isı değiştiricide tüplerin dışından geçen akışkan, çevresindeki havadan daha soğuk veya daha sıcak ise, ısı kazanır veya ısı kaybeder. Oysa pratikte çevreden veya çevreye ısı akışı istenmez, uygun yöntemlerle en düşük düzeyde kalmasına çalışılır; bu miktar, tüp duvarlarında sıcak akışkandan soğuk akışkana transfer edilen ısıya göre ihmal edilebilir. Bu durumda, sıcak ve soğuk akışkanlar için,

$$m^*_h (H_{hb} - H_{ha}) = q_h \quad (3)$$

$$m^*_c (H_{cb} - H_{ca}) = q_c \quad (4)$$

eşitlikleri yazılır. m^*_h = sıcak akışkanın kütle akış hızı(g/sa), m^*_c = soğuk akışkanın kütle akış hızı(g/sa), H_{hb} = çıkan sıcak akışkanın entalpisi(cal/g), H_{ha} = giren sıcak akışkanın entalpisi(cal/g), H_{cb} = çıkan soğuk akışkanın entalpisi(cal/g), H_{ca} = giren soğuk akışkanın entalpisi(cal/g), q_h = sıcak akışkana ilave edilen ısı ((cal/sa), q_c = soğuk akışkana ilave edilen ısıdır (cal/g). Sıcak akışkan ısı kazanmak yerine ısı kaybedeceğinden, q_h in işareti negatif, q_c nin işareti ise pozitifdir. Sıcak akışkanın kaybettiği ısı/soğuk olanın kazandığı ısıya eşitir.

$$-q_h = q_c \quad \text{ve,}$$

$$-m^*_h (H_{hb} - H_{ha}) = m^*_c (H_{cb} - H_{ca})$$

$$m^*_h (H_{ha} - H_{hb}) = m^*_c (H_{cb} - H_{ca}) = q \quad (5)$$

Bu eşitliğe "toplam entalpi dengesi" denir ve sabit öz ısılarla da yazılabilir.

$$m^*_h c_{ph} (T_{ha} - T_{hb}) = m^*_c c_{pc} (T_{cb} - T_{ca}) = q \quad (6)$$

c_{pc} = soğuk akışkanın öz ısısı (cal/g °F), c_{ph} = sıcak akışkanın öz ısısı (cal/g °F) dir

Kondenserlerin Tümüde Entalpi Dengesi

Basit ısı dengesi eşitliği,

$$\Sigma m H = Q$$

bir kondenser için aşağıdaki şekilde yazılır.

$$m^*_h \lambda = m^*_c c_{pc} (T_{cb} - T_{ca}) = q \quad (7)$$

Burada m^*_h = buharın yoğunlaşma hızı(g/sa), λ = buharın buharlaşma gizli (i) ısısı (cal/g) dir.

Denklem(7)de kondensere giren buharın doygun (aşırı değil) buhar olduğu ve kondensatin, daha fazla soğumadan yoğunlaşma sıcaklığında ortamdaki kabul edilmiştir. Kondensat yoğunlaşma sıcaklığında değil de bir T_{hb} ($T_{hb} < T_h$) sıcaklığında ayrılırsa, Denklem(7) Denklem(8) şekline dönüşür (c_{ph} = kondensatin öz ısısıdır).

$$m^*_h [\lambda + c_{ph} (T_h - T_{hb})] = m^*_c c_{pc} (T_{cb} - T_{ca}) \quad (8)$$

b. Isı Transfer Hızı

Isı Akısı

Isı transferi hesapları, ısıtma yüzeyinin alanına dayanır ve cal/sa.cm² olarak verilir. Birim alandan ısı transfer hızına "ısı akısı" denir. Isı transfer cihazlarının çoğunda transfer yüzeyleri tüpler veya borulardan yapılır. Bu nedenle ısı akıları tüplerin iç veya dış çaplarına bağlı olarak değişir.

Akışkan Akımının Ortalama Sıcaklığı

Bir akışkan ısıtıldığı veya soğutulduğu zaman, akım kesiti boyunca sıcaklık değişir. Akışkan ısıtılıyorsa, ısıtma yüzeyi duvarında sıcaklığı maksimumdur; soğutuluyorsa, duvardaki sıcaklık minimumdur ve merkeze doğru artar. Akım kesiti boyunca böyle sıcaklık dalgalanmaları olduğuna göre "akımın sıcaklığı" teriminin anlamı nedir? Bu sıcaklık, akışkanın tümünün kesitten geçtiği ve adyabatik olarak karıştığı haldeki "ortalama akım sıcaklığı"dır. Şekil-11'deki eğrilerde verilen sıcaklıkların hepsi ortalama akım sıcaklıklarıdır.

Toplam Isı Transfer Katsayısı

G transfer edilen bir maddeyi, ısıyı veya elektrik miktarını, ΔF yürütme kuvvetini, t zamanı, R direnci gösterdiğinde,

$$\frac{dG}{dt} = \frac{\Delta F}{R}$$

eşitliği yazılabilir. Yürütme kuvvetine "yürütme potansiyeli" de denir ve işlemin tipine bağlıdır; ısı transferinde sıcaklık farkı, bir akışkanın cihazdan akmasında basınç farkı, bir fazdan madde transferinde ise konsantrasyon farkıdır. Bir yürütme kuvvetine karşı daima bir direnç bulunur. İşlemin herhangi bir andaki hızı yürütme kuvveti ile doğru, dirençle ters orantılıdır.

Yukarıdaki denkleme göre ısı akısı, bir yürütme kuvveti ile doğru orantılıdır. Isı akışında yürütme kuvveti $T_h - T_c$ olarak alınabilir; T_h sıcak akışkanın, T_c soğuk akışkanın ortalama sıcaklığıdır. $T_h - T_c =$ "toplam lokal sıcaklık farkı"dır ve ΔT ile gösterilir. Şekil-11'de görüldüğü gibi, ΔT tüp boyunca noktadan noktaya değişir; ısı akısı ΔT ile orantılı olduğundan, tüp uzunluğu ile de değişir. Bu durumda lokal akı dq/dA ile gösterilir.

$$\frac{dq}{dA} = U \Delta T = U (T_h - T_c) \quad (9)$$

U , dq/dA ve ΔT arasında bir orantı faktörüdür ve "lokal toplam ısı transfer katsayısı" olarak bilinir.

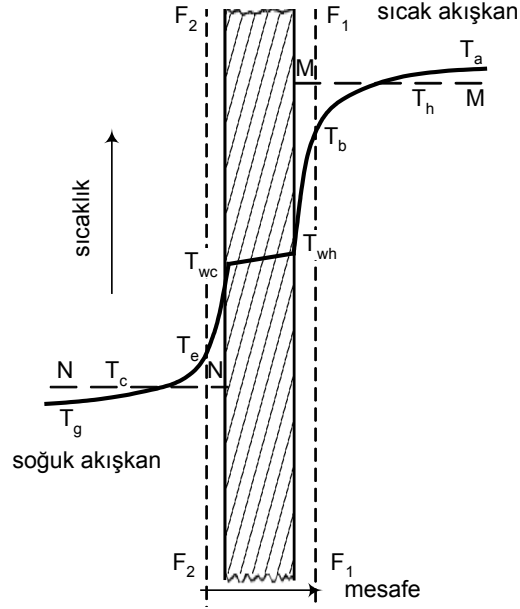
U yu tam olarak tanımlayabilmek için alanın belirlenmesi gerekir. Tüpün dış alanı A_0 , katsayı U_0 ile; iç alan A_i , katsayı U_i ile gösterilsin. ΔT ve dq , seçilen alana bağlı olmadığından, aşağıdaki eşitlik yazılır (D_i ve D_0 , tüpün iç ve dış çaplarıdır).

$$\frac{U_0}{U_i} = \frac{dA_i}{dA_0} = \frac{D_i}{D_0} = \quad (10)$$

Ferdi (Yüzey) Isı Transfer Katsayıları

Toplam ısı transfer katsayısı pek çok değişkene bağlıdır. Konuyu Şekil-10'daki gibi bir çift borulu ısı değiştiricide inceleyelim. Sıcak akışkan içteki borudan, soğuk akışkan iç ve dış boru arasındaki boşluktan geçsin ve İki akışkanın da Reynolds sayıları, türbülent akış için gerekli büyüklükte olsun. İç borunun iç ve dış yüzeyleri temiz ve pürüzsüz kabul ediliyor. Sıcaklıklar ordinata, duvara dik mesafeler de apsis eksenine alındığında, Şekil-12'deki gibi bir grafik elde edilir. Tüpün metal duvarı sıcak akışkanı sağ tarafta, soğuk akışkanı da sol tarafta tutar. Sıcaklığın mesafe ile değişmesi, kesikli T_a T_b T_{Wh} T_{wc} T_e T_g çizgisiyle gösterilmiştir. Sıcaklık profili böylece üç ayrı kısma bölünmüştür. Bunlardan ikisi akışkanlarda, biri metal duvardadır; toplam etki, bu üç kısımdaki duruma bağlıdır.

Borulardan türbülent akışta, üç bölge bulunur. Şekil-12'deki akışkanların ikisinde de, (1) metal duvarda ince bir mayi tabakası, (2) türbülent bir göbek, (3) bunlar arasında bir tampon bölge vardır. Hız dalgalanması duvar yakınında büyük, türbülent göbekte küçük, tampon bölgede hızlı bir değişim içindedir.



Şekil-12: Zorlamalı konveksiyonda sıcaklık dalgalanmaları

Isıtılan veya soğutulan akışkandaki sıcaklık dalgalanmasında da aynı durum vardır; dalgalanma, duvarda ve viskoz alt tabakada büyük, türbülent göbekte küçük, tampon bölgede değişkendir. Bunun sebebi, ısının viskoz alt tabakadan konduksiyonla akmasıdır. Oysa göbekteki süratli hareket, türbüent bölgede sıcaklığın eşitlenmesini sağlar. Şekil-12'deki $F_1 F_1$ - ve $F_2 F_2$ çizgileri, viskoz alt tabakaların sınırlarını gösterir.

Sıcak akımın ortalama sıcaklığı (T_h), maksimum sıcaklık T_a dan biraz düşüktür ve MM çizgisiyle gösterilmiştir. Bezer şekilde, NN çizgisi de soğuk akışkanın ortalama sıcaklık çizgisidir ve minimum sıcaklık T_g den biraz daha yüksektir. Isının sıcak akışkandan soğuk olana doğru akarken karşılaştığı toplam direnç, sistemdeki üç ayrı ferdi dirençten oluşur; bunlardan ikisi sıvıdan, biri duvardan dolayı olan dirençlerdir. Duvar direnci, çoğu zaman akışkanların direncinden oldukça küçüktür.

Ferdi ısı transfer katsayısı h aşağıdaki eşitlikle verilir.

$$h = \frac{dq}{dA} \left(\frac{1}{T - T_w} \right) \quad (11)$$

dq/da = lokal ısı akışıdır ($\text{cal/cm}^2.\text{sa}$) ve akışkanla temastaki alana bağlıdır. T = akışkanın lokal ortalama sıcaklığı ($^{\circ}\text{C}$), T_w = akışkanla temastaki duvarın sıcaklığı ($^{\circ}\text{C}$) dir.

Metal duvardaki ısı transfer mekanizması farklıdır. Duvara normal (dik) konumda hız dalgalanması bulunmadığından, ısı transferi türbülent konveksiyonla değil, kondüksiyonla olur. Bu durumda ısı akışı, önceki bölümde görülen Denklem(2) ile verilir; normalin mesafesini gösteren n yerine, akışkanın duvardan uzaklığı y (dik) konulur.

$$\frac{dq}{dA} = -k \left(\frac{dT}{dy} \right)_w \quad (12)$$

w , duvardaki sıcaklık dalgalanmasını gösterir. Denklem(11) ve (12) den dq/dA lar çekilip birbirine eşitlendiğinde h için yeni bir denklem elde edilir.

$$h = -k \left(\frac{dT}{dy} \right)_w \left(\frac{1}{T - T_w} \right) \quad (13)$$

Toplam ısı transfer katsayısı (U) için, ferdi katsayılar ve tüp duvarının direnci de dikkate alınarak aşağıdaki eşitlikler çıkarılır.

$$U_0 = \frac{1}{\frac{D_0}{D_i h_{di}} + \frac{D_0}{D_i h_i} + \frac{x_w}{k_m} + \frac{D_0}{D_L} + \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_{d0}}} \quad (14)$$

$$U_0 = \frac{1}{\frac{D_0}{D_0 h_{d0}} + \frac{D_0}{D_0 h_0} + \frac{x_w}{k_m} + \frac{D_0}{D_L} + \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{di}}} \quad (15)$$

Dış çapa bağlı ısı transfer katsayısı Denklem(14) ile, iç çapa bağlı olan Denklem(15) ile verilir. Eşitliklerdeki D_0 borunun dış çapı, D_i borunun iç çapı ve x_w duvarın kalınlığı (cm); h_i iç borudan akan akışkanın, h_0 iç-dış boru arasından akan akışkanların ısı iletim katsayıları ($\text{cal/cm}^2.\text{sa}^{\circ}\text{C}$); h_{di} iç boru, h_{d0} dış boru hata faktörleri ($\text{cal/cm}^2.\text{sa}^{\circ}\text{C}$) dir. D_L logaritmik ortalama çapı gösterir, k_m malzemenin ısı iletkenliği ($\text{cal/cm}^2.\text{sa}^{\circ}\text{C}$) dir.

ÖRNEK

Çift borulu bir ısı değiştiricinin içteki borusundan metil alkol akmakta ve ceketten geçen su ile soğutulmaktadır. İç boru 1 in lik 40 numara elik borudan yapılmıştır. Çeliğin ısı iletkenliği $386.9 \text{ cal/cm.sa.}^{\circ}\text{C}$ dir. Isı transfer katsayıları ve borunun iç ve dış yüzeylerinden gelen hata faktörleri, $\text{cal/cm}^2.\text{sa}^{\circ}\text{C}$ cinsinden:

$$h_{i(\text{alkol})} = 87.8, h_{o(\text{su})} = 146.4, h_{di(\text{i})} = 488, h_{do(\text{dış})} = 244 \text{ tür.}$$

İ borunun dış alanına bağlı ısı transfer katsayısı nedir? 1 in lik 40 numara elik borunun iç apı $D_i = 2.66 \text{ cm}$, dış apı $D_o = 3.34 \text{ cm}$. duvar kalınlığı $x_w = 0.338 \text{ cm}$ dir. (Bu değerler standart elik boruların boyut, kapasite ve ağırlıklarını veren tablolardan bulunur.)

özm:

nceki bölümde görülen Denklem(15)te, yarıçaplar yerine çaplar konularak ortalama ap D_L , sonra Denklem(14)ten toplam ısı transfer katsayısı hesaplanır.

$$D_L = \frac{D_o - D_i}{2.303 \log (D_o / D_i)} = \frac{3.34 - 2.66}{2.303 \log (3.34 / 2.66)} = 2.98$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{D_o}{D_i h_{Di}} + \frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{x_w D_o}{k_m D_L} + \frac{D_i}{h_o} + \frac{D_i}{h_{do}}}$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{3.34}{2.66 \times 488} + \frac{3.34}{2.66 \times 87.8} + \frac{0.338 \times 3.34}{386.9 \times 2.98} + \frac{1}{146.4} + \frac{1}{244}}$$

$$U_o = \frac{1}{0.026 + 0.0143 + 0.0010 + 0.0068 + 0.0041}$$

$$U_o = \frac{1}{0.0288} = 34.7 \text{ cal/cm}^2.\text{sa.}^{\circ}\text{C}$$

Isı Değiştiricilerdeki Transfer Birimleri

Bazı durumlarda ısı değiştiriciler, toplam ısı transfer katsayıları yerine transfer birimleri ile tanımlanır. Yöntem, bir akışkanın ısı değiştiriciden geçiş yolu uzunluğunun ikiye ayrılmasına dayanır;

(1) transfer birimlerinin sayısı: sıcaklıklar ve sıcaklık yürütme kuvvetine bağlı olan bir sayıdır (boyutsuzdur),

(2) bir transfer biriminin uzunluğu: akış koşullarına bağlı bir uzunluktur (cm). Bu değerler, akışkanlardan herhangi birine göre hesaplanabilir. Akışkanın geçiş yolu, ısı değiştiricinin şekline göre değişir.

Transfer birimlerinin sayısı ile bir birimin uzunluğu arasında, soğuk akışkan için Denklem(16) ile, sıcak akışkan için Denklem(17) ile verilen bir ilişki bulunur.

$$L_{Tc} = N_{tc} H_{tc} \quad (16)$$

$$L_{Th} = N_{th} H_{th} \quad (17)$$

Eşitliklerdeki c ve h alt kodlar, terimin soğuk (cold) ve sıcak (hot) akışkana ait olduğunu gösterir. L_T = akışkanın toplam yol uzunluğu, N_t = transfer birimlerinin sayısı, H_t = bir transfer biriminin uzunluğudur.

Transfer biriminin kullanılmasındaki avantaj, H_t nin akış hızına karşı fazla hassas olmamasıdır. Bu durumda ısı değiştiricinin "etkinliği" doğrudan doğruya transfer birimleri sayısı (N_t) ile verilir.

İki akışkanın geçiş uzunluğu aynı ise, aşağıdaki eşitlik gerçekleşir.

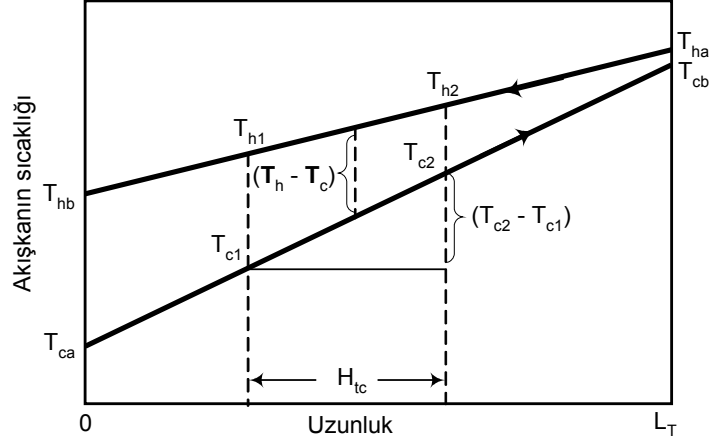
$$N_{tc} H_{tc} = N_{th} H_{th}$$

Bir transfer biriminin uzunluğu (H_t) ve toplam ısı transfer katsayısı (U) arasındaki ilişki, logaritmik ortalama sıcaklık farkı eşitliğinden bazı kabuller yapılarak çıkarılır. Akışkanın sıcaklığı, transfer birimi uzunluğu ile doğrusal olarak değişir. Karşı-akımlı bir ısı değiştirici için çizilen sıcaklık profili Şekil-13'de görülmektedir. Denklem(9)dan başlanarak aşağıdaki Denklemler çıkarılır.

$$H_{tc} = \frac{m^* c_{pc}}{\pi D_c U_c} \quad (18)$$

$$H_{th} = \frac{m^* c_{ph}}{\pi D_h U_h} \quad (19)$$

Buradaki m^* = kütle akış hızı, c_p = akışkanın öz ısısı, D = çap, U = ısı transfer katsayısıdır.



Şekil-13: Çift borulu ısı değiştiricide $T_h - T_c = T_{c2} - T_{c1}$ olduğunda transfer birimi H_{tc} nin uzunluğunu gösteren sıcaklık profili (soğuk akışkana göre çizilmiştir)

ÖRNEK

Önceki örnekte verilen ısı değiştiricideki metil alkol ve suyun akış hızları 454 ve 680 kg/sa, öz ısıları 0.6 ve 1.0 cal/g.⁰C dir. Isı değiştirici 9.15 m uzunluğundadır,

(a) Soğuk akışkana bağlı bir transfer biriminin uzunluğu ve transfer birimlerinin sayısı ne kadardır?

(b) Bu değerler sıcak akışkana göre hesaplanırsa ne olur? ($D_o = 3.34$ cm, $D_i = 2.66$ cm, $U_o = 34.7$ cal/cm².sa.⁰C)

Çözüm:

(a) Bu ısı değiştiricideki soğuk akışkan sudur. Denklem(18) için gerekli veriler:

$$m_c^* = 680 \text{ kg/sa}, \quad c_{pc} = 1.0 \text{ cal/g.}^0\text{C},$$

$$D_c = 3.34 \text{ cm}, \quad U_c = U_o = 34.7 \text{ cal/cm}^2.\text{sa.}^0\text{C}$$

Soğuk akışkan için bir transfer biriminin uzunluğu Denklem(18)den hesaplanır.

$$H_{tc} = \frac{m_c^* c_{pc}}{\pi D_c U_c} = \frac{680 \times 10^3 \times 1.0}{3.14 \times 3.34 \times 37.4} = 1733.6 \text{ cm}$$

Soğuk akışkanın transfer birimleri sayısı ile bir transfer biriminin uzunluğu arasındaki ilişki Denklem(16) ile bulunur.

$$L_{Tc} = N_{tc} H_{tc} \quad N_{tc} = \frac{L_{Tc}}{H_{tc}}$$

$$N_{tc} = \frac{9.15 \times 10^2}{1733.6} = 0.53$$

(b) Sıcak akışkan metil alkoldür; bu durumda Denklem(19) uygulanır.

$$m^{\circ}_h = 454 \text{ kg/sa}, \quad c_{ph} = 0.6 \text{ cal/g.}^{\circ}\text{C}, \quad D_h = 2.66 \text{ cm}$$

$$U_h = U_i = U_0 D_0 / D_i = 34.7 \times 3.34 / 2.66 = 43.6 \text{ cal/cm}^2.\text{sa.}^{\circ}\text{C}$$

Sıcak akışkan için bir transfer biriminin uzunluğu, Denklem(19)dan hesaplanır.

$$H_{th} = \frac{m^{\circ}_h c_{ph}}{\pi D_h U_h} = \frac{454 \times 103 \times 0.6}{3.14 \times 2.66 \times 43.6} = 748$$

Sıcak akışkanın transfer birimleri sayısı ile bir transfer biriminin uzunluğu arasındaki ilişki, Denklem(17) ile verilir.

$$L_{Th} = N_{th} H_{th} \quad N_{th} = \frac{L_{Th}}{H_{th}}$$

$$N_{th} = \frac{9.15 \times 10^2}{748} = 1.22$$

veya,

$$N_{tc} H_{tc} = N_{th} H_{th} \quad \text{olduğundan,}$$

$$N_{th} = \frac{N_{tc} H_{tc}}{H_{th}} = \frac{0.53 \times 1733.6}{748} = 1.22$$