

3. AKIŞKANLARDA FAZ DEĞİŞİKLİĞİ OLMADAN ISI TRANSFERİ

[\(Ref. e makaleleri\)](#)

Isı değiştiricilerin büyük bir kısmında ısı transferi, akışkanlarda faz değişikliği olmadan gerçekleşir. Örneğin, sıcak bir petrol fraksiyonu akımından soğuk bir akıma ısı verilmesi; sıcak bir gazdan soğutma suyuna ısı transferi, çevre atmosferinin sıcak bir sıvıyı soğutması gibi. Bu örneklerde iki akım, ısı transfer yüzeyi görevindeki metal bir duvar ile ayrılmışlardır. Yüzey, tüpler, düz levhalar veya küçük bir hacim içine maksimum alanın yerleştirilebildiği özel dizaynlar olabilir. Akışkandan-akışkana ısı transferinin pek çoğu kararlı-hal koşullarındaki cihazlarda yapılır.

Düşük hızla akan bir mayi laminar mekanizma gösterir; buna viskoz veya aerodinamik (streamline) akış da denir. Sıvı tabakaları birbiri üzerinde kayar ve önemli derecede bir karışma olmaz, herhangi bir noktadaki kararlı akış hızı sabittir. Yüksek hızlarda akış türbülent hale dönüşür; tabakalar arasında karışma (eddy hareketi) vardır ve bir noktadaki hız ortalama bir değer dolayında dalgalanır. Bu iki tip akış, Reynolds'un çalışmalarına dayanılarak "Reynolds sayısı" ile tarif edilir. Reynold sayısı, atalet kuvvetin viskoz kuvvete oranıdır ve R (veya N_{Re}) ile gösterilir. Deneysel olarak saptanan verilere göre $R < 2100$ ise akış genel olarak laminar, $R > 2100$ ise türbülenttir.

a. Laminar Akışta Zorlamalı Konveksiyonla Isı Transferi

Laminar akışta, sıvı katmanları arasında karışma olmadığından ısı transferi sadece kondüksiyonla olur.

Zorlamalı konveksiyon için matematiksel ifadelerin çıkarılmasında, akışkanın özelliklerinin sabit olduğu ve sıcaklıkla değişmediği kabul edilir. Bu durumda, (1) tüp kesiti boyunca olan viskozite değişikleri, laminar akışa özgü parabolik hız dağılım profilinden sapar. Akışkan bir sıvı ise ve ısıtılıyorsa, duvara yakın kısımlardaki viskozite merkez dolayındakinden daha düşüktür ve duvardaki hız dalgalanması yüksek olur; duvara doğru bir karşı akım oluşur. Akışkanın soğutulması halinde ise bunun tersi bir etkiyle karşılaşılır; (2) sıcaklık etkisiyle yoğunlukta dalgalanmalar ve dolayısıyla doğal konveksiyon oluşacağından akışkanın akış hatları bozulur. Doğal konveksiyonun etkisi çeşitli faktörlere görş büyük veya küçük olabilir. Basitleřtirme amacıyla yapılan kabuller nedeniyle laminar ısı transferi için çıkarılan

matematiksel ifadelerin çoğu yanlıştır. Bunlardan sadece deneysel ilişkilerin bulunmasında yararlanılır. Laminar akıştaki ısı transferi üç tiptir

1. Düz bir levha boyunca akan bir akışkana ısı transferi. Bu durumda ortalama ısı transfer katsayısı (h), levhanın sonundaki yerel ısı transfer katsayısının iki katına eşittir: $h = 2h_{x1}$

2. Tüplerde sıkıştırılmış akımdaki (plug flow) ısı transferi. Laminar akıştaki en basit ısı transferi bu koşul için verilir; tüp boyunca ve akım kesitinde akışkanın hızı sabittir, $U = U_0 = V$; duvar sıcaklığı sabittir; akışkanın özellikleri sıcaklığa bağlı değildir. Bu model sabit yüzey sıcaklığındaki bir çubuktan ısı akışına benzer. Sıkıştırılmış akım, Newtonian akışkanlar için gerçekçi bir model değildir, yüksek pseudo-plastik sıvılara veya akma gerilimi yüksek plastiklere uygulanabilir.

3. Tüp girişinde oluşan (doğan) akıma ısı transferi. Bir Newtonian akışkandan doğan akımda, ısıtılan kısmın girişindeki gerçek hız dağılımı ve tüp boyunca olan teorik dağılım paraboliktir. Tüplerde laminar akışta akışkana ısı transferinde (kararlı-hal) aşağıdaki eşitlik uygulanır.

$$\frac{T_w - T_b}{T_w - T_a} = x' (N_{GZ}) \quad (1)$$

$T_w > T_b$, T_a , sırasıyla duvar sıcaklığı, t_r zamanındaki ortalama sıcaklık ve başlangıç sıcaklıklarını gösterir; $x' (N_{GZ})$ sadece sınır koşullarına bağlı bir ifadedir.

Laminar akışta ortalama ısı-transfer katsayısı,

$$h_i = \frac{q}{A_T \Delta T_i} \quad (2)$$

eşitliği, ile verilir. q = ısı transfer hızı (cal/sa), A_T = ısıtma yüzeyinin alanı (m^2), ΔT_i = ortalama sıcaklık düşmesi ($^{\circ}C$) dir.

Entalpi dengesi,

$$q = m \cdot c_p (T_b - T_a) \quad (3)$$

$$A_T = \pi D L \quad \text{olduğundan,} \quad (4)$$

Denklem(2) de A_T ve q yerine değerleri konularak, Denklem(5) elde edilir.

$$h_i = \frac{m \cdot c_p (T_b - T_a)}{\pi D L \Delta T_i} \quad (5)$$

b. Türbülent Akışta Zorlamalı Konveksiyonla Isı Transferi

Isı transferindeki en önemli durum, kapalı bir kanalda (özellikle tüplerde) türbülent akış halinde olan bir akımdaki ısı akışıdır. Türbülens, $R > 2100$ olduğunda gerçekleşir ve ısı transfer hızı, laminar akıştakinden daha yüksektir; bu nedenle cihazların çoğu türbülent bölgede çalıştırılır.

Tüp girişi yakınında yerel ısı transfer katsayısı h_x , h_∞ dan daha büyüktür, çünkü sıcaklık dalgalanmaları bu kısımda oluşur. Tüp boyunca olan ortalama h_x değeri, h_j ile gösterilir ve h_x in tüp boyunca integrasyonu ile bulunur. $x \rightarrow \infty$ olurken, $h_x \rightarrow h_\infty$ olduğundan h_i / h_∞

$$\frac{h_i}{h_\infty} = 1 + \frac{C_i}{L/D} \quad (6)$$

L =Tüpün uzunluğu, D =tüpün çapı, C_i =tüp girişinin şekline bağlı bir sabittir; örneğin giriş çan şeklinde ise $C_i = 1.4$ tür.

Türbülent akışta ortalama ısı transfer katsayısı h_i , aşağıdaki eşitlikle verilir.

$$h_i = 0.0023 \frac{G^{0.8} k^{2/3} c_p^{1/2}}{D^{0.2} \mu^{0.47}} \quad (7)$$

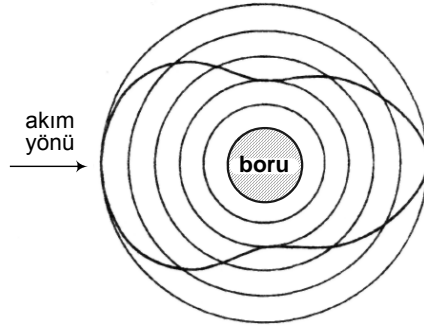
burada G = kütle hızı, k = ısı iletkenlik, c_p = akışkanın öz ısısı, D = tüpün dış çapı, μ = akışkanın viskozitesidir. Eşitlik, sıcaklık artmasının h_i yi de arttıracak olduğunu gösterir. Sıcaklık yükselmesiyle c_p ve k da yavaş bir yükselme, μ de hızlı bir düşme gözlenir; bu nedenle h_i deki artış, esas olarak viskozite değişikliğinden ileri gelir. Örneğin su için sıcaklığın 37°C den 99°C ye yükselmesi h_i yi %50 kadar artırır.

c Akışkanların Zorlamalı Konveksiyonla Tüp Dışında Isıtılması ve Soğutulması

Tüp dışında zorlamalı konveksiyonla ısı transferi, tüp içinekinden farklıdır, çünkü akış mekanizmaları değişiktir. Tüp içinde sürüklenme yoktur ve tüm sürtünmeler duvar sürtünmesi şeklindedir. Bu nedenle tüpün dairesel çevresi boyunca değişik noktalardaki yerel ısı transferleri birbirinin aynıdır ve sürtünme ve ısı transferi arasında yakın bir benzerlik bulunur. Akışkan hızının artmasıyla yükselen sürtünme, ısı transferinin de artmasına yol açar. Keza laminar ve türbülent akışlar arasında keskin bir ayırım bölgesi bulunur.

Silindirik bir kesitten akışta ise bir sınır-tabakası ayrılması olur ve sürtünmeden dolayı bir hareket doğar. Laminar ve türbülent akışlar arasında keskin bir bölge gözlenmez; düşük ve yüksek Reynolds sayıları için aynı bağıntılar kullanılır. Tüpün dairesel çevresi etrafındaki tüm noktalar için olan yerel ısı akı değerleri Şekil-14'de gösterilmiştir. Tüpün ön ve arkasında akı maksimum, kenarlarda minimumdur. Maksimum ve minimum akılar arasındaki oran 2.5 tur. Pratikte akıdaki ve yerel katsayı h_x deki değişiklikler önemli olmayıp tüm çevredeki ortalama değerler önem taşır.

Tüp dışına ısı transferinde radyasyon da etkilidir. İçteki tüplerde tüp yüzeyi, aynı tüpün iç duvarlarından başka yüzeyi görmediğinden radyasyonla ısı akışı yoktur. Radyasyonla ısı akışı, özellikle akışkan gaz olduğunda, kondüksiyon ve konveksiyonla ısı akışı ile kıyaslanabilecek düzeydedir. Bu durumda toplam ısı akışı, birbirinden bağımsız iki akımın toplamına eşittir : radyasyonla ısı akımı + kondüksiyon ve konveksiyonla ısı akımı.



Şekil-14: Silindir etrafındaki ısı akışı; hava eksene normal yönde akar

d. Doğal Konveksiyon

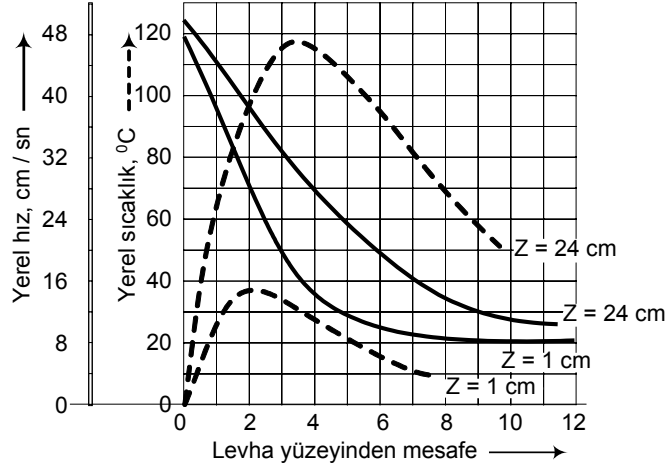
Doğal konveksiyona örnek olarak, bir odada bulunan dikey konumdaki bir levhayı inceleyelim. Levha ile temasta olan havanın sıcaklığı, levha yüzeyinin sıcaklığı ile aynı olur ve levhadan odaya doğru bir sıcaklık dalgalanması doğar. Levha tabanında sıcaklık dalgalanması çok fazladır; Şekil-15'deki $Z = 1$ cm için verilen kesiksiz eğri bu dalgalanmayı gösterir. Levha tabanından yukarı doğru çıkıldıkça dalgalanma azalır; örneğin, $Z = 24$ cm deki kesiksiz eğri elde edilir. Tabandan 61 cm kadar yüksekte sıcaklık-mesafe eğrileri asimptotik bir koşula ulaşır ve sonraki yüksekliklerde değişmez.

Isıtılan levhaya en yakın bölgedeki yoğunluğu, uzak kısımlardakinden daha düşüktür. Sıcak havanın yüzmesi (hafiflemesi), dikey hava tabakalarının yoğunlukları arasında dengesizlik yaratır. Dengesiz kuvvetler bir sirkülasyon yaratır ve levha yakınındaki

hava yükselirken, odadan levhaya doğru soğuk hava akar ve yükselen havanın yerini doldurur. Böylece levha yakınında bir hız dalgalanması yaratılır. Levha ile temasta olan havanın ve odadaki havanın hızları sıfır olduğundan, levha duvarından belirli bir mesafedeki havanın hızı bir maksimumdur. Bu mesafe levha yüzeyinden birkaç mm uzaklıktadır. Şekil-15'deki noktali eğriler, levha tabanından 1cm ve 24cm yüksekliklerdeki hız dalgalanmalarını gösterir. Uzun levhalarda asimptotik bir koşula ulaşılır. Levhadan belirli bir mesafedeki, (levha yüzeyi ve oda havası arasındaki) sıcaklık farkı, levhaya en yakın gaz akımına ısı transferine (kondüksiyonla) sebep olur ve akım, ısıyı konveksiyonla levhaya paralel bir yönde taşır.

Sıcak, yatay bir borudan olan doğal konveksiyon akımlar çok karmaşıktır, fakat benzer bir mekanizmayla gerçekleşir. Borunun tabanı ve kenarlarına en yakın olan hava tabakaları ısıtılır ve yükselir. İki uçtan yükselen sıcak hava tabakaları borunun üst merkezine yakın noktalarda birbirinden ayrılır; aralarında durgun ve ısınmamış hava tabakalarının bulunduğu bir bölge oluşur ve herbiri bağımsız akımlar şeklinde yükselir.

Sıvılardaki doğal konveksiyon da aynı yolu izler, çünkü sıvıların yoğunlukları da sıcak haldeyken soğuk haldekenden daha düşüktür. Sıcak bir yüzey yakınındaki ısınmış sıvı tabakalarının yüzmesi, gazlardaki gibi, konveksiyon akımları yaratır.



Şekil-15: Isıtılan dik levhadan doğal konveksiyondaki hız ve sıcaklık dalgalanmaları