SOĞUTMA SİSTEMLERİNİN MODELLENMESİ

Dr. M. Turhan ÇOBAN
Ege Üniversitesi, Mühendislik Fak. Makine Müh. Bölümü
Bornova, İZMİR

turhan_coban@yahoo.com
www.turhancoban.com

İÇİNDEKİLER

1. **Temel Tanımlar**
2. **Soğutucu akışkanlar (soğutkanlar) ve ikincil soğutucu akışkanlar**
   - **2.1 Soğutkanlar hakkında temel bilgiler**
   - **2.2 Soğutkanların termodinamik özelliklerini doyma bölgesi için hesaplanması**
   - **2.3 soğutkanlar için gerçek gaz denklemleri**
     - **2.3.1 Soğutkan ISO 17584:2005 Helmholtz hal denklemleri**
     - **2.3.2 Martin-Hou soğutkan hal denklemi**
     - **2.3.3 Benedict-Webb-Roubin(BWR) hal denklemi**
     - **2.3.4 Peng-Robinson-Stryjek-Vera(PRSV) hal denklemi**
     - **2.3.5 Japon soğutma derneği hal denklemleri**
     - **2.3.6 Su buharı ve Amonyak için Helmholtz hal denklemleri**
     - **2.3.7 IUPAC hal denklemi**
     - **2.3.8 R.D. Goodwin hal denklemi**
     - **2.3.9 İdeal gaz hal denklemi**
     - **2.3.10 Kübik Hal denklemleir (VanderWaals, Peng Robinson..)**
     - **2.3.11 Lee-Kesler hal denklemi**
     - **2.3.12 Nemli havanın termodinamik özellikleri**
     - **2.3.13 Amonyak-su karışımının termodinamik özellikleri**
     - **2.3.14 Lityum bromür-su karışımının termodinamik özellikleri**
   - **2.4 Denklemlerin T,v (veya ρ) dışındaki termodinamik çiftler için çözülmesi**
   - **2.5 İkincil soğutkanların termodinami özellikleri**
3. **Isı değiştiriciler ve ısı transferi denklemleri**
   - **3.1 Isı değiştiricilerin temel tasarım ve modelleme yöntemleri**
   - **3.2 Yoğuşturucular**
   - **3.3 Buharlaştırıcılar**
4. **Su soğutma kuleleri ve evaporatif soğutucular**
   - **4.1 Su soğutma kulesi nedir**
   - **4.2 Su soğutma kulesi çeşitleri**
   - **4.3 su soğutma kulesi temel ekipmanları**
   - **4.4 Su soğutma kulesi boyutlandırılması**
     - **4.4.1 karşı akışlı su soğutma kulesi**
     - **4.4.2 karşı akışlı su soğutma kulesi ısıl analizi**
     - **4.4.3 çapraz akışlı su soğutma kulesi ısıl analizi**
   - **4.5 su soğutma kulesi kütle transfer katsayısının ve dolgu basınç düşümünün tayini**
   - **4.6 su soğutma kulesi ısı değiştirici modellenmesi**
5. **Kompresörler**
6. **Genleşme cihazları**
7. **soğutma makinaları**
   - **7.1 Carnot soğutma makinası**
   - **7.2 Standart soğutma çevrimi (makinası)**
   - **7.3 Kaskad soğutma çevrimi**
   - **7.4 Gazların sıvılaştırılması**
   - **7.5 Termoelektrik(Peltier) soğutma sistemleri**
   - **7.6 Gaz türbüni soğutma makinası (Brayton çevrimi)**
   - **7.7 Termo-akustik soğutma çevrimi**
   - **7.8 Vorteks borulu soğutma sistemleri**
   - **7.9 Su jetli soğutma sistemleri**
   - **7.10 Absorbsiyonlu soğutma sistemleri**
   - **7.11 Adsorbsiyonlu soğutma sistemleri**

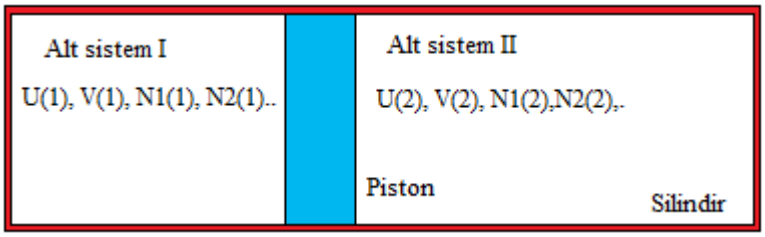
8. Soğutma ve ısı pompası çevrimleri termodinamik modellenmesi
- **8.1 Carnot çevrimi**
- **8.2 Standart soğutma çevrimi**
- **8.3 Brayton-Ericsson çevrimi**
- **8.4 Gazların sıvılaştırılması**
- **8.5 Absorbsiyon soğutma çevrimi**

1. TEMEL TANIMLAMALAR

Termodinamik sistem tanımlarına girerken yapmamız gereken ilk şey termodinamik kavramların tanımlanmasıdır. Burada Callen tanımına değineceğiz. Herbert B. Callen bu alanda klasik referans kitabı haline gelmiş Termodinamik kitabında şu temel varsayımlarla termodinamik sistemleri tanımlamıştır:

Varsayım I : basit sistemlerin öyle bir durumu vardır ki (Bu duruma denge durumu ismini vereceğiz) makroskopik olarak sadece sistemin hacmi, V, iç enerjisi, U ve sistem içindeki kimyasal bileşenlerinin mol sayıları N_1, $N_{2,...,}$ N_r sistem karekterlerini tanımlıyabilir.

Varsayım II: Kompozit (birden fazla alt sisteme sahip bir sistem) sistemlerde tüm denge durumları için tanımlanabilecek bir fonksiyon mevcuttur (bu fonksiyona entropi adını vereceğiz). Entropi kompozit sistemin dengede olan alt sistemleri arasında bir manifoldan bir alt sistemden diğer alt sisteme geçiş yapabiliyorsa bu geçiş sırasında sitemin diğer parametrelerine göre maksimum bir değişim gösterecektir.



Şekil 1.1 : 2 alt sistemden oluşan kompozit bir sistem.

Şekil 1 de 2 alt sistemden oluşan bir sistem görülmektedir. Bu alt sistemleri birbirinden piston adını verdiğimiz bir manifold ayırmaktadır (hacim sistem değişkenini değiştiren bir manifold). Alt sistemler silindir gövdesinden oluşmaktadır. Sistem parametrelerinin geçişini saplayan manifoldu diğer iki sistem parametresi için de tanımlayabiliriz(iç enerji geçişi veya kimyasal kompozisyonu sağlayan maddelerin bir veya birden fazlasını geçiren bir membran olarak). Burada geçiş esnasında alt sistemlerin ve toplam sistemin denge durumu korunmaktadır.

Varsayım III:Komposit bir sistemin entropisi alt sistemler göz önüne alındığında toplanabilir bir özelliktir. Entropi sürekli türevi ve integrali alınabilen bir fonksiyondur.

$$S = \sum_{\alpha} S^{(\alpha)} \quad (1.1)$$

Deklemdeki S entropidir. α kompozit sistemin alt sistemlerini göstermektedir. Denge durumundaki her alt sistemin entropisi o alt sistemin hacim, iç enerji ve mol sayıları cinsinden ifade edilebilir

$$S^{(\alpha)} = S^{(\alpha)}(U^{(\alpha)}, V^{(\alpha)}, N_1^{(\alpha)}, N_2^{(\alpha)}..) \quad (1.2)$$

Görüldüğü gibi basit bir sistemin entropisi sadece denge sisteminin temel özellikleri olan sistemin hacmi, V, iç enerjisi, U ve sistem içindeki kimyasal bileşenlerinin mol sayıları N_1, $N_{2,...,}$ N_r ın fonksiyonu olarak ifade edilebilir. II nolu postulate bize aynı zamanda entropi fonksiyonunun bu sistem fonksiyonlarından herhangi birine göre kısmi türevinin pozitif olacağını da vermektedir.

$$\left(\frac{\partial S}{\partial U}\right)_{V,N_1,N_2,..,N_r} > 0 \quad (1.3)$$

$S = S(U, V, N_1, N_2..)$ (1.4) fonksiyonunun sürekli ve türetilebilir olması bu fonksiyonun değiştirilerek

$U = U(S, V, N_1, N_2..)$ (1.5) formunda da yazılabileceğini belirtir. III nolu pustulat aynı zamanda sistem parametrelerini birim mol için yazabileceğimizi ve birim mol özelliklerini toplam mol sayısı ile çarparak toplam özellikleri elde edebileceğimizi de gösterir.

$$S = S(U, V, N_1, N_2..) = NS(U/N, N_1/N, ..., N_r/N) \quad (1.6)$$

$$\frac{1}{N} = \frac{1}{\sum_k N_k} \quad (1.7)$$

Bu yüzden sistem özelliklerini birim mol üzerinden de ifade edebiliriz. Birim mol sayısı cinsinden ifade edilmiş termodinamik özelliklere özgül özellkler denir(özgül iç enerji, özgül hacim, özgül entalpi..)

$$u = \frac{U}{N} \quad (1.8a)$$

$$v = \frac{V}{N} \quad (1.8b)$$

$$s = \frac{S}{N} \quad (1.8c)$$

Varsayım IV: Herhangi bir sistemin entropisi

$$\left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_{V,N_1,..,N_r} = 0 \quad (1.9)$$ durumunda yok olur.

$S = S(U, V, N_1, N_2..)$ veya $U = U(S, V, N_1, N_2..)$ denklemine sistemin hal deklemi adını veriyoruz. Hal denkleminin parametrelerine göre türetilebilir olduğunu bildiğimizden denklemimizi diferansiyel formda da yazabiliriz.

$$dU = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_{V,N_1,..,N_r} dS + \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_{S,N_1,..,N_r} dV + \sum_{j=1}^{r} \left(\frac{\partial U}{\partial N_j}\right)_{S,V,N_1,..,N_r} dN_j \quad (1.10)$$

Birinci ve ikinci postulatlarla tanımladığımız S,U,V, N_j özelliklerine dış veya birincil termodinamik özellikler dersek hal denkleminin türev bileşenleri bize ikincil veya iç termodinamik özellikleri tanımlar.

$$\left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_{V,N_1,..,N_r} = T \quad (1.11)$$ fonksiyonuna sıcaklık

$$-\left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_{S,N_1,..,N_r} = P \quad (1.12)$$ fonksiyonuna basınç

$$-\left(\frac{\partial N_j}{\partial V}\right)_{S,V,N_1,..,N_r} = \mu_j$$ (1.13) fonksiyonuna kimyasal potansiyel adını vereceğiz. Denklem 1.10 u bu eşdeğer tanımlamalar cinsinden yazarsak :

$$dU = TdS - PdV + \sum_{j=1}^{r} \mu_j dN_j \quad (1.14)$$ şeklini alır.

Denklem 1.11 i varsayım 4 ile birlikte değerlendirdiğimizde sıcaklığın sıfır olduğunda entropi fonksiyonunun yok olduğunu söyleyebiliriz. Denklem 1.12 de – işaretinin kullanılması mekanikte tanımlanan basınç kavramına uymak içindir. –PdV bize denge durumundaki proseste yapılan mekanik işi tanımlar.

$$dW_M = -PdV \quad (1.15)$$

$\sum_{j=1}^{r} \mu_j dN_j$ terimi bize kimyasal değişimler tarafından yapılan işi tanımlar

$$dW_c = \sum_{j=1}^{r} \mu_j dN_j \quad (1.16)$$

Ve TdS terimi ısı transferini tanımlar

$dQ = TdS$ (1.17) Bu kavramları yerine koyarsak

$dU = dQ + dW_M + dW_c$ (1.17) şeklini alır. Bu denkleme klasik termodinamikte **termodinamiğin I kanunu** ismini veriyoruz. Bu kavramla iç parametreler dediğimiz 3 yeni termodinamik parametre tanımlamış olduk. Dış parametrelerle yaptığımız gibi hal denklemleri iç parametreler cinsinden de yazabiliriz.

$$T = T(S, V, N_1, N_2..) \quad (1.18)$$

$$P = P(S, V, N_1, N_2..) \quad (1.19)$$

$$\mu_j = \mu_j(S, V, N_1, N_2..) \quad (1.20)$$

İç parametreler entropi hal denklemi üzerinden de tanımlanabilirdi.

$$dS = \left(\frac{\partial S}{\partial U}\right)_{V,N_1,..,N_r} dU + \left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_{U,N_1,..,N_r} dV + \sum_{j=1}^{r} \left(\frac{\partial S}{\partial N_j}\right)_{U,V,N_1,..,N_r} dN_j \quad (1.21)$$ Bu durumda ikincil termodinamik parametre tanımları :

$$\left(\frac{\partial S}{\partial U}\right)_{V,N_1,..,N_r} = \frac{1}{T} \quad (1.22)$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_{U,N_1,..,N_r} = \frac{P}{T} \quad (1.23)$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial N_j}\right)_{U,V,N_1,..,N_r} = -\frac{\mu_j}{T} \quad (1.24)$$

Burada birincil ve dış termodinamik fonksiyonlar ile ikincil veya iç termodinamik fonksiyonlar arasındaki önemli bir farkı yineliyelim birinciler tamamen bağımsız parametrelerken ikinciler birinci veya dış parametrelerin fonksiyonudur. Ancak pratik enerji ölçümleri ve termodinamikte genellikle sıcaklık basınç gibi iç termodinamik özelliklerin ölçülmesi daha kolaydır. Bu yüzden türev fonksiyonları olan iç termodinamik özellikleri dış termodinamik özelliklere kolayca dönüştürebilecek bir formülasyona ihtiyaç vardır. Bunu matematiksel olarak ifade edersek

$Y=Y(X_0,X_1,X_2,..,X_t)$ denklemi verilmişse ve

$P_{k=}\left(\frac{\partial Y}{\partial X_k}\right)$ ise P_k değişkenini ana denklemde bağımsız değişken olarak ifade edebilirmiyiz?

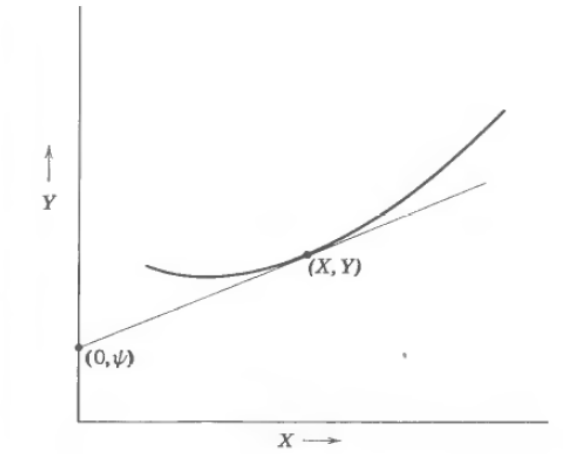
Bu işlemi yapmak için bize gereken matematiksel dönüşüm işlemine Legendre dönüşümleri ismini veriyoruz. Geometrik olarak bu dönüşüm prosesini daha iyi anlamak için tek boyutlu bir fonksiyon göz önüne alalım.

Y=Y(X) Bu denklem X-Y kartezien koordinat sisteminde bir eğri olarak gösterilebilir.



Şekil 1.2 Y(x) fonksiyonu.

Eğer bu fonksiyonun türev fonksiyonu göz önüne alınacalk olursa $P=\left(\frac{\partial Y}{\partial X}\right)$ eğrinin X noktasındaki eğimi olarak gösterilebilir. Şimdi bir P yi denklemde X yerine geçecek bir bağımsız değişken haline getirmek istiyoruz: Y=Y(P). Matematiksel olarak bunu yapmanın yolu diferansiyel denklemi integre etmektir. Ancak türev formülünden tekrar X e geri dönmek istediğimizde diferansiyel formun orijinal formu elde etmek için yeterli bilgiyi içermediğini görürüz. Yani Y=Y(x) yerine Y=Y(P) denklemi geçtiğinde orijinal bilginin bir kısmı yok olmaktadır. Bu problemin çözümü diferansiyelin tek bir değişken yerine iki değişkenle ifade edilebilmesiyle çözülebilir. Bu durumda Y=Y(x) in dönüşüm formülü Y=Y(P) değil Ψ=Ψ(P) dönüşümü olacaktır. Buradaki Ψ teğetin y eksenini kesim noktasıdır (X=0 değeri). Fonksiyon Ψ, Y nin Legendre transformu olarak adlandırılır.



Şekil 1.3 Ψ=Ψ(P) ve y=Y(X) fonksiyları.

Bu durumda $P=\left(\frac{Y-\Psi}{X-0}\right)$ (1.25)

$\Psi = Y - PX$ (1.26) yazılabilir. Y=Y(X) denkleminin verildiğini varsayalım. Denklemin türevini alarak P değerini elde edebiliriz. Buradan denklem 1.26 ya göre Ψ denklemini yazar ve X ve Y yi denklemden elimine edersek Ψ=Ψ(P) denklemini, veya Legendre transformunu elde etmiş oluruz. Ters olarak Y=Y(x) fonksiyonunu tekrar elde etmek istersek Ψ=Ψ(P) fonksiyonunun türevini alırız.

$d\Psi = dY - PdX - XdP$ (1.27)

$$-X = \left(\frac{d\Psi}{dP}\right) \qquad (1.28)$$

Eğer denklemlerden Ψ ve P elimine edilirse denklem tekrar Y=Y(X) formuna döner. Legendre dönüşümü tablo formunda gösterilirse :

Y=Y(X) $P = \left(\frac{\partial Y}{\partial X}\right)$ $\Psi = Y - PX$ X ve Y nin denklemden elimine edilmesiyle Ψ=Ψ(P)	Ψ=Ψ(P) $-X = \left(\frac{d\Psi}{dP}\right)$ Y=XP+Ψ P ve Ψ nin elimine edilmesiyle Y=Y(X)

Şimdi bu kavramı termodinamik özelliklere uygulayalım: temel hal denklemi olarak iç enerji denklemini alalım ve bu denklemin sıcaklık, T, Legendre transformunu oluşturalım

$U = U(S,V,N)$

$U = U(S,V,N)$ $T = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)$ $A = U - TS$ U ve S nin denklemden elimine edilmesiyle $A = A(T,V,N)$	$A = A(T,V,N)$ $-S = \left(\frac{dF}{dT}\right)$ U=A+TS A ve T nin elimine edilmesiyle $U = U(S,V,N)$

Yeni Legendre transform fonksiyonuna Helmholtz serbest enerjisi adını veriyoruz.

Şimdi yine $U = U(S,V,N_1,N_2..)$ hal denkleminin V hacime göre Legendre transformunu alalım.

$U = U(S,V,N)$ $-P = \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)$ $H = U + PV$ U ve V nin denklemden elimine edilmesiyle $H = H(S,P,N)$	$H = H(S,P,N)$ $V = \left(\frac{dH}{dP}\right)$ U=H-PV H ve P nin elimine edilmesiyle $U = U(S,V,N)$

Yeni Legendre transform fonksiyonuna Entalpi adını veriyoruz. Şimdi de $U = U(S, V, N_1, N_2..)$ hal denkleminin T sıcaklık ve V hacime göre Legendre transformunu alalım.

$U = U(S, V, N_1, N_2..)$	$G = G(T, P, N_1, N_2..)$
$T = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)$	$-S = \left(\frac{dG}{dT}\right)$
$-P = \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_{V,N_1,..,N_r}$	$V = \left(\frac{dG}{dP}\right)$
$G = U - TS + PV$	U=G+TS-PV
U , T ve V nin denklemden elimine edilmesiyle	G, T ve P nin elimine edilmesiyle
$G = G(T, P, N_1, N_2..)$	$U = U(S, V, N_1, N_2..)$

Yeni Legendre transform fonksiyonu Gibbs serbest enerjisi ismini alır.
Bu transferleri kimyasal potansiyeller için de gerçekleştirebiliriz. T ve μ için dönüşüm

$U = U(S, V, N_1, N_2..)$	$U[T, \mu] = U[T, \mu](T, V, \mu)$
$T = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)$	$-S = \left(\frac{dU[T, \mu]}{dT}\right)$
$\mu = \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)$	$-N = \left(\frac{dU[T, \mu]}{d\mu}\right)$
$U[T, \mu] = U - TS - \mu N$	U=U[T,μ]+TS+μN
U , S ve N nin denklemden elimine edilmesiyle	U[T,μ], T ve μ nün elimine edilmesiyle
$U[T, \mu] = U[T, \mu](T, V, \mu)$	$U = U(S, V, N)$

Bu Legendre transformunun termodinamikte özel bir ismi bulunmadığından U[T,μ] olarak ifade edilmiştir. Legendre transformunu entropi hal denklemini kullanarak çıkartırsak daha değişik denklem setleri elde edebiliriz. Entrpi hal denklemi (S) setinin Legendre transformları Mathieu fonksiyonları adını alır.

Legendre transformlarından gelen yeni termodinamik değişkenlerin yanı sıra termodinamikte kullanılan bazı ek kısmi türev tanımlarına da göz atalım. Isıl genleşme katsayısı :

$$\alpha = \frac{1}{V}\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (1.29)$$

İzotermal sıkıştırtılabilirlik katsayısı :

$$\kappa_T = -\frac{1}{V}\left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T \quad (1.30)$$

Sabit basınçta molar ısı kapasitesi :

$$C_p = \frac{T}{N}\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P$$ (1.31) 1.8c denklemindeki özgül entalpi cinsinden yazılırsa :

$$C_p = T\left(\frac{\partial s}{\partial T}\right)_P$$ (1.31b)

Sabit hacimde molar ısı kapasitesi :

$$C_v = \frac{T}{N}\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_V$$ (1.32) 1.8c denklemindeki özgül entalpi cinsinden yazılırsa :

$$C_v = T\left(\frac{\partial s}{\partial T}\right)_V$$ (1.32b)

İç enerji hal denkleminin diferansiyel formda tazılmasını anımsıyalım

$$dU = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_{V,N} dS + \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_{S,N} dV + \left(\frac{\partial U}{\partial N}\right) dN \qquad (1.10)$$

$$dU = TdS - PdV + \mu dN \qquad (1.12)$$

dU denkleminin ikinci türevlerini diğer kısmi değişkene göre alacak olursak

$$\left(\frac{\partial^2 U}{\partial S \partial V}\right)_N = \left(\frac{\partial^2 U}{\partial V \partial S}\right)_N \quad (1.33)$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial V}\right)_{S,N} = -\left(\frac{\partial P}{\partial S}\right)_{V,N} \quad (1.34)$$

Denklemlerden görüldüğü gibi ikinci kısmi türevler birbirine eşit olacaktır. Bu ilişkinin benzerlerini diğer tanımladığımız veya tanımını yapmadığımız mümkün tüm Legendre transformları için yazabiliriz.

Helmholtz serbest enerji denklemi : $A = A(T, V, N)$

$$dA = \left(\frac{\partial A}{\partial T}\right)_{V,N} dT + \left(\frac{\partial A}{\partial V}\right)_{T,N} dV + \left(\frac{\partial A}{\partial N}\right) dN \quad (1.35)$$

$$dA = -SdT - PdV + \mu dN \qquad (1.36)$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_{T,N} = \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_{V,N} \qquad (1.37)$$

Entalpi denklemi : H=H(S,P,N)

$$dH = \left(\frac{\partial H}{\partial S}\right)_{P,N} dS + \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_{S,N} dP + \left(\frac{\partial H}{\partial N}\right) dN \quad (1.38)$$

$$dH = TdS + VdP + \mu dN \qquad (1.39)$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_{s,N} = \left(\frac{\partial V}{\partial S}\right)_{P,N} \qquad (1.40)$$

Gibbs serbest enerjisi denklemi : G=G(T,P,N)

$$dG = \left(\frac{\partial G}{\partial T}\right)_{P,N} dT + \left(\frac{\partial G}{\partial P}\right)_{T,N} dP + \left(\frac{\partial G}{\partial N}\right) dN \quad (1.41)$$

$$dG = -SdT + VdP + \mu dN \quad (1.42)$$

$$-\left(\frac{\partial s}{\partial P}\right)_{T,N} = \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_{P,N} \quad (1.43)$$

İkinci kısmi türev eşitliklerini oluşturan denklemler Maxweel eşitlikleri adını alır. (Denklem 1.34 , 1.37, 1.40,1.43 ve tüm diğer legendre transformlarından elde edilebilecek ikinci türevler). Maxwell eşitlikleri bize bilinen termodinamik bağıntılardan bilinmiyenleri hesaplama olasılığı verir. Maxwell denklemlerinin yanında genel matematikten elde ettiğimiz

$$\left(\frac{\partial X}{\partial Y}\right)_Z = 1.0 / \left(\frac{\partial Y}{\partial X}\right)_Z \quad (1.44) \text{ ve}$$

$$\left(\frac{\partial X}{\partial Y}\right)_Z \left(\frac{\partial Y}{\partial Z}\right)_X \left(\frac{\partial Z}{\partial X}\right)_Y = -1 \quad (1.45) \text{ bağıntıları denklemleri dönüştürme açısından}$$

yararlı olacaktır. Maxwell denklemleri ve diferansiyel hal denklemlerini birlikte kullanarak hal denklemlerini istediğimiz forma getirebiliriz. Örneğin hal denklem P(T,v) formunda verilmişse

$$ds = \left(\frac{\partial s}{\partial T}\right)_v dT + \left(\frac{\partial s}{\partial V}\right)_T dv \quad (1.46)$$ yazılabilir. Denklem 1.32b ve Maxwel bağıntısı 1.37 kullanılırsa bu bağıntı

$$ds = \frac{C_v}{T} dT + \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v dv \quad (1.47) \text{ formunu alır.}$$

$$s = s_0 + \int_{T_0}^{T} \left(\frac{C_v^0}{T}\right)_V dT + \int_{v_0}^{v} \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_T dv \quad (1.47a)$$

u için denklem 1.14 ü tekrar yazarsak

$du = Tds - Pdv$ ve ds in üst denklemdeki değerini yerine koyarsak

$$du = T\left(\frac{C_v}{T} dT + \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v dv\right) - Pdv$$

$$du = C_v dT + \left(T\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v - P\right) dv \quad (1.48) \text{ denklem integre edilirse}$$

$$u = u_0 + \int_{T_0}^{T} C_v dT + \int_{v_0}^{v} \left(T\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v - P\right) dv \quad (1.48a) \text{ formunu alır.}$$

görüleceği gibi bu form P(T,v) formunda verilmiş bir denklemden iç enerjiyi hesaplamak için uygundur. Entropi hesabında 1.47 kullanılabilir. Entalpi hesaplamak için h=u+Pv denkleminden yararlanılabilir. Soğutkanlar için Burada kimyasal potansiyel teriminin ihmal edildiğini not edelim. Denklem herhangi bir kimyasal reaksiyon olmadığını varsaymaktadır.

Hal denklemi olarak göreceli çok kullanılan diğer bir denklem de helmholts serbest enerji denklemidir. Bu denklem bize hiçbir integrasyon gereksinimi olmadan sadece türevler kullanarak tüm termodinamik özellikleri hesaplama olasılığı verir. Soğutucu akışkanların termodinamik özelliklerinin belirlenmesi için verilen son standart olan ISO17584 de Hal denklemi olarak Helmholts serbest enerji denklemini kullanmaktadır.

$dA = -SdT - PdV$ (1.36a)

$$S = -\left(\frac{\partial A}{dT}\right)_v \quad (1.49)$$

$$P = -\left(\frac{\partial A}{dV}\right)_T \quad (1.50)$$

$dU = TdS - PdV$ seti tüm denklemleri hesaplamamızı sağlayacaktır.

Termodinamik özelliklerin hesaplanmasında faz değişim bölgesinin de ayrıca hesaplanması gerekir. Soğutucu akışkanlar, güç çevrimleri gibi faz değiştirmeli uygulamalarda faz değişim enerjisinin bilinmesi zorunludur. Entalpi denklemi

$dh = Tds + vdP$ (1.39 a) göz önüne alalım. Saf maddelerin faz değişme prosesi sırasında basınç sabit kalır bu yüzden denklemimiz bu bölge için

$dh = Tds$ (1.39b) formunu alır. Bu denklemi

$(h_g - h_f) = T(s_g - s_f)$ (1.39c) formunda yazabiliriz. Buradaki h_g doymuş gaz özgül entalpisi, h_f doymuş sıvı özgül entalpisi, s_g doymuş gaz özgül entropisi, h_f doymuş sıvı özgül entropisidir. Denklem 1.37 bu bölgeye uygulanırsa

$$\left(\frac{\partial s}{\partial v}\right)_T = \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v$$

$$\left(\frac{s_g - s_f}{v_g - v_f}\right)_T = \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v \quad (1.37a)$$ Bu denklem 1.39c ile birleştirilirse

$$\left(\frac{h_g - h_f}{T(v_g - v_f)}\right) = \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v \quad (1.37b)$$ formunu alır. Bu denkleme Classius –Clapeyron denklemi adı verilir. Görüldüğü gibi bu denklem kullanılarak faz değişme bölgesindeki P(T) ilişkisi biliniyorsa entalpi, entropi ve diğer özellikler hesaplanabilir, yalnız ek olarak doymuş buhar ve doymuş sıvı özgül hacimlerinin de bilinmesi gerekir.

Şu an kadar verdiğimiz tüm denklemler akışın termodinamik dengede olduğu varayımı ile oluşturulmuş termodinamik özelliklerdi. Termodinamik özellikler soğutucu akışkanların sistem modellemeleri için gereklidir, fakatyeterli değildir. Isı iletim katsayısı, vizkozite, yüzey gerilim katsayısı gibi denge termodinamiğinde verilmeyen ek fiziksel özelliklere de ihtiyacımız vardır. Bu özellikler genellikle deneysel olarak saptanır ve eğri uydurularak soğutma sistemi modellerinde kullanılır.

2.0 SOĞUTUCU AKIŞKANLAR (SOĞUTKANLAR) VE İKİNCİL SOĞUTUCU AKIŞKANLAR

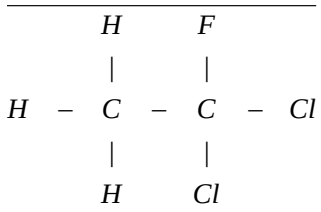
2.1. SOĞUTUCU AKIŞKANLAR (SOĞUTKANLAR) HAKKINDA TEMEL BİLGİLER

Soğutma Makinalarını ilk dizayn eden araştırıcılar, 1834 de John Perkins ve 19 yüzyıldaki diğerleri önce etil eteri (R-610) soğutucu akışkan (Bundan sonra soğutkan olarak adlandıracağız) olarak kullanmışlardır. Etil éter tehlikeli bir kimyasal olmasının ötesinde oldukça büyük kompresör hacimlerine ihtiyaç duyuyordu. Bu yüzden daha işin başında yeni soğutkan arayışları başlamıştır. Çok kısa bir sürede diğer soğutkanlar, Amonyak(-717), karbondioksit(R-744),etil KLORÜR(R-160), izobütan (R-600^a), metik KLORÜR(R-40), Metilen KLORÜR(R-30) sülfür dioksit (R764) ve hava(R-729) kullanıma girdi. Bunların arasında Amonyak, sülfür dioksit ve carbondioksit göreceli olarak daha başarılı oldu. Daha sonraki yıllarda çok çeşitli kimyasallar soğutkan olarak denendiler.

1930'larda kloro-florocarbonlar (suni olarak fabrikada oluşturulan bir kimyasal ailesi) soğutkan alanında bir devrim yarattı. Floro-kloro carbón gurubu hiçbir zehirli etki vermemesinin yanında kimyasal reaksyonlara girme konusunda da oldukça pasif davranıyordu. İçindeki hidrokarbonlardaki klor bağlarının yerine bağlanan klor ve flor atomlarının yerlerinden ayrılması için gerekli enerji yüksekti. Bu yüzden de hemen hemen hiç kimyasal reaksiyona girmiyorlardı. Bu özelliklerinden dolayı çok geçmeden izolasyon köpüklerini şişirme, aeresol şişelerinde basınç sağlayıcı gibi birçok ek işte de görev aldılar ve 1950'li yıllarda yoğun bir kullanıma ulaştılar. Kullanımlarıyla ilgili en önmli argüman reaksiyona girmedikleri için çevreye hiç bir zararlarının olmamasıydı. Daha sonra Bu kimyasalların atmosferin üst tabakalarında, Stratosferde, bulunan ozon gazıyla reaksiyona girip bu gazı Oksijene çevirdiği anlaşldı. Bu reaksiyon aynı zamanda zincrleme etkiye sebep olduğundan her molekül çok sayıda ozon molekülünün yok olmsına yol açıyordu. Stratosferdeki Ozon gazı güneşten gelen yüksek enerjili ultraviole (mor ötesi) ışınımı emerek alt katmnlardayaşayan canlıları bu ışınlardan koruyordu. Mor ötesi ışınlar canlıların DNA moleküllerini parçalama ve kanser oluşturma riskini taşırlar. Bilim adamlarından geln uyarılar, ozon tabkası kalınlığındaki ölçümlerle birleştiğinde bunun çok ciddi bir problema olduğu anlaşıldı. 1987 yılında Avrupa birliği ve 24 ulus Ozon tabakasını tahrip eden kimyasalların üretim denetimi ve yasaklanması için Monreal-Kanada'da bir anlaşma imzaladılar. Bu anlaşma bir anlamda tüm soğutma endüstrisi için bir dönüm noktası olmuştur. Günümüzde daha önce kullanımda olan en tehlikeli bazı CFC'ler tamamen yasaklanmış olup diğerleri de yasaklanma takviminde yer almaktadırlar.

Temel olarak soğutkanları Kloro-Floro Karbon gurubu Soğutkanlar, Hidrokarbon gurubu soğutkanlar, zeotropik karışımlar (kaynama başlama ve bitme sıcaklıkları değişik olan) , azeotropik karışımlar (kaynama ve bitme sıcaklıkları saf sıvılardaki gibi aynı olan) olarak ayırabiliriz. Aynı zamanda doğal(doğada bulunan) soğutkanlar, yapay soğutkanlar diye de bir guruplandırma yapmamız mümkündür. Soğutma endüstrisinde temel soğutma hesaplarını yapabilmek için bize bu soğutkanların termodinamik ve termofiziksel özellikleri(vizkozite, ısıl iletkenlik, yüzey gerilimi…) gerekebilir.

Soğutkanların kimyasal formülleri soğutkan adlarında verilmiştir. Bir soğutkanın kimyasal formülünü elde etmek için soğutkan numarasına 90 eklemek gerekir. Örneğin R_141b nin kimyasal formülünü bilmek istersek 141+90=231 rakamını elde ederiz. Bunun anlamı 2 C (Karbon) , 3 H(Hidrojen) ve 1 F(Flor) atomu olduğudur. Ancak Formülde Cl(Klor) atomu sayısı direk olarak verilmemiştir. Ancak formül C atomu bağlarının doymuş bağlar olduğunu Kabul eder. Örneğimizde 2 karbon atomu olduğundan toplam 6 tane bağ mevcutur. Bu bağlardan hidrojen 3, flor 1bağ kullandığı için Cl için kalan bağ sayısı 2 dir. Öyleyse molekülümüz $C_2H_3FCl_2$ molekülüdür.



Bu soğutkanlardan bir kısmının doyma bölgesi termofiziksel özellikleri tablolar halinde verilmiştir. Aynı soğutkanların termofiziksel özellikleri bilgisayar programı olarak da sizlere sunulmuştur. Bu soğutkanlar ve gurupları aşağıdaki listedeki gibidir.

Kloro-Floro Karbon gurubu Soğutkanlar

Metan serisi

R-12 (dichlorodifluoromethane)
R-22 (chlorodifluoromethane)
R-23 (trifluoromethane)

Etan Serisi Soğutkanlar

R-123 (2,2-dichloro-1,1,1-trifluoroethane)
R-124 (2-chloro-1,1,1,2-tetrafluoroethane)
R-125 (pentafluoroethane)
R-134a (1,1,1,2-tetrafluoroethane)
R-143a (1,1,1-trifluoroethane)
R-152a (1,1-difluoroethane)

Zeotropic karışımlar (% kütle oranı)

R-404A [R-125/143a/134a (44/52/4)]
R-407C [R-32/125/134a (23/25/52)]
R-410A [R-32/125 (50/50)]

Azeotropik karışımlar

R-507A [R-125/143a (50/50)]

İnorganik Soğutucu Akışkanlar

R-717 (amonyak)
R-718 (su/buhar)
R-744 (carbondioksit)

Hidrokarbon gurubu

R-50 (metan)

R-170 (etan)
R-290 (propan)
R-600 (n-butan)
R-600a (izobutan)
R-1150 (etilen)
R-1270 (propilen)

Kryojenic (çok düşük sıcaklık) Soğutucu Akışkanlar

R-702 (normal hydrogen)
R-704 (helium)
R-728 (nitrogen)
R-732 (oxygen)
R-740 (argon)

Soğutucu Akışkanlarda Aranan Özellikler:

1.Pozitif buharlaşma basıncı değerine sahip olmalıdır.Hava sızmasını,dolayısıyla havanın getirdiği su buharının soğuk kısımlarda katılaşarak işletme aksaklıklarına meydan vermesini önlemek için buharlaşma basıncının çevre basıncından bir miktar fazla olması gerekir.

2.Düşük yoğuşma basıncı olmalıdır.Yüksek basınca dayanıklı kompresör ,kondenser ,boru hattı gibi tesisata sahip olmalıdır.

3.Buharlaşma gizli ısısı yüksek olmalıdır.Buharlaşma gizli ısısı ne kadar yüksek olursa sistemde o oranda soğutucu akışkan kullanılacaktır.

4.Kimyasal olarak aktif olmamalıdır.Tesisat malzemesini etkilememesi,korozif olmaması ,yağlama yağının özelliğini değiştirmemesi gerekir.

5.yanıcı,patlayıcı ve zehirli olmamalıdır.

6.Kaçakların kolay tespitine imkan veren özellikte olmalıdır.

7.Ucuz olmalıdır.

8.Isı geçirgenlik katsayısı yüksek olmalıdır.

9.Dielektrik olmalıdır.

10.Düşük donma derecesi sıcaklığı olmalıdır.

11.Yüksek kritik sıcaklığı olmalıdır.

12.Özgül hacmi küçük olmalıdır.

13.Viskozitesi düşük olmalıdır.

Yukarıdaki özelliklerin hepsine sahip soğutucu akışkan bulunamamış ve duruma göre özelliklerin bazılarından vazgeçilmiştir. Verilmiş buharlaşma ve yoğuşma sıcaklıkları için gerçek çevrim soğutma

etkinliği soğutma devresinde kullanılan akışkanın cinsine bağlıdır.Akışkan seçiminde bu etken ayrıca göz önünde bulundurulmalıdır.Soğutucu akışkanın suda erime durumu da gözden uzak tutulmamalıdır.

R12 (CCl2F2): Zehirli,patlayıcı ve yanıcı olmaması sebebiyle emniyetli bir maddedir.Ayrıca,en ekstrem çalışma şartlarında dahi stabil ve bozulmayan ,özelliklerini kaybetmeyen bir maddedir.Ancak,açık bir aleve veya aşırı sıcaklığa haiz bir ısıtıcı ile temas ettirilirse çözünür ve zehirli bileşiklere ayrışır.Kondenserde ısı transferi ve yoğuşma sıcaklıkları bakımından oldukça iyi bir yapıya sahiptir.Yağlama yağı ile tüm çalışma şartlarında karışabilir ve yağın kompresöre dönüşü basit önlemlerle sağlanabilir.Yağ çözücü(solvent)özelliği,kondenser ve evaporatör ısı geçiş yüzeylerinde yağın toplanıp ısı geöçişini azaltmasını önler.Buharlaşma ısısının düşük olması sebebiyle sistemde dolaşması gereken akışkan debisi fazladır. Fakat bu önemli bir durum olmadığı gibi küçük sistemlerde,akış kontrolünün daha iyi yapılması bakımından tercih edilir.Büyük sistemlerde ise buhar yoğunluğunun fazlalığı ile,birim soğutma için gerekli silindir hacmi R22 ve R717(amonyak) çok farklı değildir. Birim soğutma için harcanan güç de tahmini olarak aynı seviyededir.
R22(CHClF2):Diğer fluo-karbon soğutucu akışkanlarda olduğu gibi R22 de emniyetle kullanılabilecek zehirsiz,yanmayan, patlamayan bir akışkandır. R22,diğer soğutma uygulamalarına cevap vermek üzere geliştirilmiş bir soğutucu akışkandır. Fakat paket tipi klima cihazlarında,ev tipi ve ticari tip soğutuculardа da,bilhassa daha kompakt kompresör gerektirmesi (R12'ye göre tahmini 0.60 katı) ve dolayısıyla yer kazancı sağlaması yönünden tercih edilir.Çalışma basınçları ve sıcaklıkları R12'den daha yüksek seviyededir.Fakat birim soğutma kapasitesi için gerekli tahrik gücü tahmini olarak aynıdır. Çıkış sıcaklıklarının oldukça yüksek olması sebebiyle ,bunun aşırı seviyelere ulaşmasına engel olmak için emişteki kızgınlık derecesi mümkün mertebe düşük tutulmalıdır. Derin soğutma uygulamalarında ,aşırı çıkış sıcaklıkları ile karşılaşılabileceğinden(yüksek sıkıştırma oranı sebebiyle) silindirlerin su gömlekli olması tavsiye edilir.Yağ dönüşünü sağlamak için R12'ye nazaran daha dikkatli ve iyi işlenmiş dönüş boruları döşenmeli ,derin soğutma uygulamalarında mutlaka yağ ayırıcı kullanılmalıdır.R12 yağ ile çabuk ve iyi karışmaktadır. R22 ise su ile daha çabuk ve yüksek oranda karışır.

R123(CHCl2CF3):Santrifüj soğutucu ünitelerde kullanılan ve R11'e en uygun olan alternatif soğutucu akışkandır.R11,evaporatör metalik olmayan malzemeleri etkileme gücü daha fazla olan bir soğutucu akışkandır.Dolayısıyla R123 evaporatör geçişte tüm kauçuk esaslı malzemeler değiştirilmelidir.R11'e göre daha düşük enerji verimine sahiptir.Zehirleyici özelliği nedeniyle kullanıldığı ortamda ek tedbirler gerektirmektedir.8 saat boyunca maruz kalınacak maksimum doz 10 ppm'dir.

R134a(CF2CH2F):Termodinamik ve fiziksel özellikleri ile R12'ye en yakın soğutucu akışkandır.Halen ozon tüketme katsayısı 0 olan ve diğer özellikleri açısından en uygun soğutucu akışkandır.Araç soğutucuları ve ev tipi soğutucular için en uygun alternatiftir.Ticari olarak da temini olanaklıdır.Yüksek ve orta buharlaşma sıcaklıklarında ve7veya düşük basınç farklarında kompresör verimi ve sistemin COP(coefficient of performance)değeri R12 ile yaklaşık olarak aynıdır.Düşük sıcaklıklar için çift kademeli sıkıştırma gerekmektedir.R134a,mineral yağlarla uyumlu olmadığında poliolester veya polioalkalinglikol bazlı yağlarla kullanılmalıdır.

R143a(CF3CH3):R502 ve R22 için uzun dönem alternatifi olarak Kabul edilmektedir.Amonyak kullanımının uygun olmadığı düşük sıcaklık uygulamalarında kullanılmaktadır.Yanıcı özelliğe sahip olduğundan dönüşüm ve yeni kullanımlarda güvenlik önlemleri göz önünde tutulmalıdır.Sera etkisi R134a'ya göre iki kat daha fazladır.R125,R134a ile birlikte değişik oranlarda kullanılarak R502 alternatifi karışımlar (R404A vb.)elde etmek için kullanılmaktadır.

R125(CF3CHF2):R502 ve R22 için uzun dönem alternatifi olarak Kabul edilmiştir.R143a gibi amonyak kullanımının uygun olmadığı düşük sıcaklıklar için düşünülmektedir.Yanma özelliği

yoktur.Ancak sera etkisi R134a'dan iki kat dah fazladır.R134a,R143a ile (örneğin R404A vb.)değişik oranlarda kullanılarak R502 alternatifi karışımlar elde edilmektedir.

R152a:Ozon tahribatına neden olmayan ve sera etkisi çok düşük olan (R12'nin %2'si kadar)R152a(C2H4F2),ısı pompalarında R12 için alternatif olarak Kabul edilmektedir.R12 ve R134a'dan daha iyi COP değerine sahip olan R152a mineral yağlarla da iyi uyum sağlamaktadır.Yanıcı ve kokusuz olan R152a zehirleyici özellik göstermez.Termodinamik ve fiziksel özellikleri R12 ve R134a'ya çok yakındır.Bu yüzden dönüşümlerde kompresörde herhangi bir modifikasyona gerek kalmamaktadır.Hacimsel soğutma değeri R12'den %5 daha düşüktür.

R401A:R22,R124 ve R152a'dan oluşan(ağırlıkça sırasıyla %52/3315 oranında)ve R12 için alternative Kabul edilen zeotropik bir karışımdır.HCFC içerdiğinden nihai bir alternatif olmayıp 2030 yılına kadar kullanılabilecektir.Bu soğutucu akışkan DUPONT tarafından SUVA MP39 adıyla piyasaya sunulmuştur.

R402A:R22,R125 ve R290'dan oluşan(ağırlıkça sırasıyla %38/60/2 oranında) ve R502 için alternatif olarak Kabul edilen zeotropik bir karışımdır.HCFC içerdiğinden nihai bir alternatif olmayıp 2030 yılına kadar kullanılabilecektir.Bu soğutucu akışkan DUPONT tarafından SUVA HP80 adıyla piyasaya sunulmuştur.

R404A:R125,R134a ve R143a'dan oluşan (ağırlıkça sırasıyla %44/4/52 oranında) ve R502 için alternatif kabul edilen zeotropik bir karışımdır.HCFC içerdiğinden nihai bir alternatif olmayıp 2030 yılına kadar kullanılabilecektir.Bu soğutucu akışkan DUPONT tarafından SUVA HP62 ve ELF-ATOCHEM tarafından FORANE FX70 adıyla piyasaya sunulmuştur.

R407C:R32,R125 ve R134a'dan oluşan (ağırlıkça sırasıyla %20/40/40,%10/70/20 ve%23/25/52 oranlarında) ve R502 için alternatif kabul edilen zeotropik bir karışımdır.Bu soğutucu akışkan ICI tarafından KLEA60,KLEA61,KLEA66 VE DUPONT tarafından SUVA AC9000(R407C) adlarıyla piyasaya sunulmuştur.

R410A:R32 ve R125'ten oluşan (ağırlıkça %50/50 oranında) ve R22 için alternatif kabul edilen yakın azeotropik bir karışımdır.Teorik termodinamik özellikleri R22 kadar iyi değildir.Ancak ısı transferi özelliği oldukça iyidir.R22-R410A dönüşümünde sistemin yeniden dizayn edilmesi gerekmektedir.Bu değişim yapıldığı takdirde sistem verimi R22'ye göre daha iyi seviyeyedir.Sera etkisinin yüksek olması en büyük dezavantajıdır.Bu soğutucu akışkan ALLIED SIGNAL tarafından GENETRON AZ20 adıyla piyasaya sunulmuştur.

R507:R125 ve R143a'dan oluşan (ağırlıkça %50/50 oranında) R502 için kabul edilen bir alternatiftir. Bu soğutucu akışkan ALLIED SIGNAL tarafından GENETRON AZ50 adıyla piyasaya sunulmuştur.

R717(Amonyak):Bugün ,Fluo-Karbon ailesinin dışında geniş ölçüde kullanımına devam edilen tek soğutucu akışkandır.Zehirleyici ve bir ölçüde yanıcı –patlayıcı olmasına rağmen mükemmel ısıl özelliklere sahip olması sebebiyle,iyi eğitilmiş işletme personeli ilave zehirleyici etkisinin fazla önem taşımadığı hallerde,büyük soğuk depoculukta,buz üretiminde,buz pateni sahalarında ve donmuş paketleme uygulamalarında başarıyla kullanılmaktadır.Buharlaşma ısısının yüksek olması ve buhar özgül hacminin de oldukça düşük olması sebebiyle sistemde dolaştırılması gereken akışkan miktarının düşük seviyede olmasını sağlar.R22'de olduğu gibi çıkış sıcaklıkları yüksek seviyeli olup kompresör kafa ve silindirlerinin su soğutma gömlekli olması tercih edilir.Amonyak yağ ile karışmaz.Fakat karterdeki çalkantı ve silindirdeki yüksek hızlar yağın sisteme sürüklenmesine sebep olur.Bu

nedenle,gerek kompresör çıkışına yağ ayırıcı suretiyle,gerekse evaporatörden kompresöre yağın dönüşünü kolaylaştıracak tarzda boru tertibiyle yağın kompresör karterine birikmesi sağlanmalıdır.

R23(Trtifluoromethane):Kimyasal formülü CHF3'tür.Moleküler ağırlığı 70.02 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -82.03^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 25.92^{0}C,kritik basıncı 4836 Kpa,kritik yoğunluğu 525.02 kg/m^3 ve kritik özgül hacmi 0.00190 m^3/kg'dır. Programımızda Martin-Hou hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R124(Chlorotetrafluoroethane):Kimyasal formülü CHClFCF3'tür.Moleküler ağırlığı 136.48 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -11.963^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 122.28^{0}C,kritik basıncı 3624.3 Kpa,kritik yoğunluğu 560.0 kg/m^3 'tür.Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R170(Ethane):Kimyasal formülü C2H6'dır.Moleküler ağırlığı 136.48 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -88.598^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 32.18^{0}C,kritik basıncı 4871.8 Kpa,kritik yoğunluğu 206.58 kg/m^3 'tür.

R290(Propan):Kimyasal formülü C3H8'dir.Moleküler ağırlığı 44.096 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -42.09^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 96.675^{0}C,kritik basıncı 4247.1 Kpa,kritik yoğunluğu 218.5 kg/m^3 'tür.

R600(n-Bütan): Kimyasal formülü C4H10'dur.Moleküler ağırlığı 58.122 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -0.55^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 151.98^{0}C,kritik basıncı 3796 Kpa,kritik yoğunluğu 227.84 kg/m^3 'tür.

R600a(n-Isobütan):Kimyasal formülü CH(CH3)3'tür.Moleküler ağırlığı 58.122 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -11.791^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 134.85^{0}C,kritik basıncı 3654.89 Kpa,kritik yoğunluğu 227.84 kg/m^3 'tür.

R732(Oksijen): Kimyasal formülü O2'dir.Moleküler ağırlığı 31.999 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -182.96^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -118.57^{0}C,kritik basıncı 5043 Kpa,kritik yoğunluğu 436.14 kg/m^3 'tür. Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R740(Argon):Kimyasal formülü Ar'dir.Moleküler ağırlığı 39.948 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı –185.85^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -122.46^{0}C,kritik basıncı 4863 Kpa,kritik yoğunluğu 535.6 kg/m^3 'tür.Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R142b:Kimyasal formülü CClF2CH3'tür.Moleküler ağırlığı 100.5 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -9.74^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 137.05^{0}C,kritik basıncı 4124 Kpa,kritik yoğunluğu 435.05 kg/m^3 'tür.Programımızda Martin-Hou hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R1150(Ethylene): Kimyasal formülü C2H4'tür.Moleküler ağırlığı 28.054 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -103.85^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 9.25^{0}C,kritik basıncı 5040 Kpa,kritik yoğunluğu 215.1380368 kg/m^3 'tür. Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R1270(Propylene): Kimyasal formülü C3H6'dır.Moleküler ağırlığı 42.081 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -47.69^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -92.42^{0}C,kritik basıncı 4664.6 Kpa,kritik yoğunluğu 223.39 kg/m^3 'tür. Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R702(Hidrojen): Kimyasal formülü H2'dir.Moleküler ağırlığı 2.016 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -252.85^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -240.15^{0}C,kritik basıncı 1290 Kpa,kritik yoğunluğu 31.35303266 kg/m^3 'tür.Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R704(Helyum): Kimyasal formülü He'dir.Moleküler ağırlığı 4.0026 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -252.85^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -268.129^{0}C,kritik basıncı 227.46 Kpa,kritik yoğunluğu 17.399 kg/m^3 'tür.Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R728(Azot): Kimyasal formülü N2'dir.Moleküler ağırlığı 28.013 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -195.8^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -146.96^{0}C,kritik basıncı 3395.8 Kpa,kritik yoğunluğu 313.3 kg/m^3 'tür.Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R744(Karbondioksit): Kimyasal formülü CO2'dir.Moleküler ağırlığı 44.01 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -78.4^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 30.978^{0}C,kritik basıncı 7377.3 Kpa,kritik yoğunluğu 467.6 kg/m^3 'tür.Programımızda IUPAC hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R50(Metan): Kimyasal formülü CH4'tür.Moleküler ağırlığı 16.043 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -161.48^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -82.586^{0}C,kritik basıncı 4599.2 Kpa,kritik yoğunluğu 162.66 kg/m^3 'tür.Programımızda Benedict-Webb Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R718(Su): Kimyasal formülü H2O'dur.Moleküler ağırlığı 18.015 g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı 99.974^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 373.95^{0}C,kritik basıncı 22064 Kpa,kritik yoğunluğu 322 kg/m3 'tür.Programımızda Helmholtz hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R402B: Kimyasal formülü CHF2CF3/CH3CH2CH3/CHClF2(38/2/60% by weight)'dir.Moleküler ağırlığı 94.71g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı 47.14 ^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 82.61^{0}C,kritik basıncı 4445.4 Kpa,kritik yoğunluğu 530.7 kg/m3 'tür.Programımızda Peng-Robinson-Stryjek-Vera hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R401B: Kimyasal formülü CHClF2/CHClFCF3(61/11/28% by weight)'dir.Moleküler ağırlığı 92.84g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -34.67 ^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 106.10^{0}C,kritik basıncı 4681.5 Kpa,kritik yoğunluğu 512.7 kg/m^3 'tür.Programımızda Peng-Robinson-Stryjek-Vera hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R508B:Kimyasal formülü CHF3/CF3(46/54)'dir.Moleküler ağırlığı 95.39g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -88.27 ^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı 14^{0}C,kritik basıncı 3926 Kpa,kritik yoğunluğu 586.20 kg/m3 'tür. Programımızda Martin-Hou hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

R720(Neon): Kimyasal formülü Ne'dir.Moleküler ağırlığı 20.183g'dır.1 Atm basınçtaki kaynama sıcaklığı -248.7 ^{0}C'dir.Kritik sıcaklığı -228.702^{0}C,kritik basıncı 2664 Kpa,kritik yoğunluğu 483 kg/m3 'tür. Programımızda Benedict-Webb-Rubin hal denklemi ile hesaplaması yapılmıştır.

2.2 SOĞUTUCU AKIŞKANLARIN TERMODİNAMİK ÖZELLİKLERİNİN DOYMA BÖLGESİ İÇİN HESAPLANMASI

Çeşitli soğutucu akışkan için doyma bölgesi termodinamik özelliklerini veren denklemler bulabiliriz. Modellerimizde orijinal doyma değeri verileri kullanılarak oluşturduğumuz eğri uydurma denklemlerini kullanacağız. Doyma basıncı,özgül hacim, yoğunluk, entalpi, iç enerji,entropi, ısıl iletim katsayısı, vizkozite gibi termofiziksel doyma eğrilerinin veriden sıcaklığın fonksiyonu olarak elde

edilmesi için lineer veya lineer olmıyan en küçük kareler metoduyla bir eğri uydurmaya çalıştığımızda bunun oldukça zor bir proses olduğunu gözlemleriz. Bu zorluğun en önemli sebebi kritik nokta civarında değerlerin çok hızlı değişmesidir. Eğri seçiminde genellikle bu özellik göz önünde bulundurulur, ancak bu durumda eğrimiz lineer olmayan bir durum alır ve yine de kritik nokta civarında elde ettiğimiz sonuçlar mükemmel sayılamayacak kadar hatalı olabilir. Eğri uydurmada en küçük kareler metodunun kullanılmasının bir sebebi de verilerimizde bulunabilecek hataları ortalamasıdır, aynı zamanda göreceli olarak basit bir denklem elde edebiliriz. Ancak en küçük kareler metodunda oluşan hataların miktarı çok büyük olabilir. Modellemelerde temel metod olarak kübik şerit eğri uydurma metodunu kullanılmıştır. Bu metoddaki soğutma endüstrisinde kullanılan soğutucu akışkanların başlıca termofiziksel özelliklerinin eğri uydurmasını Amerikan ısıtma, soğutma ve havalandırma derneği (ASHRAE) 2005 temeller el kitabında[1] verilen temel verileri kullanarak oluşturulmuştur.

Doyma değerleri hesaplamasında kullanılan kubik şerit interpolasyon denklemleri

Doyma bölgesinin modellenmesinde tablo verilerinin direk olarak kübik şerit interpolasyonu ile eğri uydurulması kullanılmıştır. Kübik şerit eğri uydurmanın temeli tüm noktalardan geçen polinomlarla noktaları bağlamaktır. Örneğin üçüncü dereceden bir polinom düşünebiliriz.

$$r_k(x)=a_k(x-x_k)^3+ b_k(x-x_k)^2+ c_k(x-x_k)+y_k \quad 1 \le k \le n \quad (6)$$

Kübik şerit veri uydurma prosesinde polinomların veri noktalarından geçmesi gerekir.

$$r_k(x_{k+1})=y_{k+1} \qquad 1 \le k \le n \quad (7)$$

aynı zamanda birinci türevlerin de sürekli olması gerekir.

$$r'_{k-1}(x_k)= r'_k(x_k) \qquad 1 \le k \le n \quad (8)$$

üçüncü dereceden polinom için ikinci türevleri de eşitleyebiliriz.

$$r''_{k-1}(x_k)= r''_k(x_k) \qquad 1 \le k \le n \quad (9)$$

tüm sistemi çözmek için iki şart daha gerekir. Bu şartlar

$$r''_1(x_1)=0 \quad (10)$$
$$r''_{n-1}(x_n)=0 \quad (11)$$

olarak alınırsa buna doğal kübik şerit interpolayonu adını veririz. Başka sınır şartları belirlememiz de mümkündür.

$$h_k=x_{k+1}-x_k \quad 1 \le k \le n \quad (12)$$

Tum bu şartlar bir denklem sistemi olarak bir araya toplanırsa :

$$a_k h_k^3+ b_k h_k^2+c_k h_k = y_{k+1}-y_k, \quad 1 \le k \le n \quad (13)$$
$$3a_{k-1} h_{k-1}^2+ 2b_{k-1} h_{k-1}+c_{k-1}-c_k = 0 \quad , \quad 1 \le k \le n \quad (14)$$
$$6a_{k-1} h_{k-1}+ 2b_{k-1}+2b_k = 0 \quad , \quad 1 \le k \le n \quad (15)$$
$$2b_0 = 0 \quad (16)$$
$$6a_{n-1} h_{n-1}+ 2b_{n-1} = 0 \quad (17)$$

seti oluşur bu set 3n-3 denklem içerir. Bu sayıda denklemi bir arada çözme işlemi matris çözümlemesine oldukça ağır bir yük getirebilir artı hata olasılıklarını arttırır. Toplam çözülmesi

gereken denklem sayısını azaltmanın bir yolu değiştirilmiş özel bir üçüncü dereceden polinom kullanmaktır. Eğer kübik polinomumuz

$s_k(x)=a_k(x-x_k)+ b_k(x_{k+1}-x)+ [(x-x_k)^3 c_{k+1} +(x_{k+1}-x)^3 c_k]/(6h_k)$ $1 \le k \le n$ (18)

şeklinde verilmiş ise

$s'_k(x)=a_k- b_k+ [(x-x_k)^2 c_{k+1} - (x_{k+1}-x)^2 c_k]/(2h_k)$ $1 \le k \le n$ (19)

$s''_k(x)=[(x-x_k) c_{k+1} + (x_{k+1}-x) c_k]/h_k$ $1 \le k \le n$ (20)

olur burada a_k ve b_k c_k nın fonksiyonu olarak yazılabilir.

$b_k=[6y_k-h_kc_k]/(6h_k),$ $1 \le k \le n$ (21)

$a_k=[6y_{k+1}-h_k^2c_{k+1}]/(6h_k),$ $1 \le k \le n$ (22)

Bu durumda çözülmesi gereken denklem sistemi sadece c_k terimlerine dönüşür.

$$h_{k-1}c_{k-1}+ 2(h_{k-1}- h_k)c_k+ h_k c_{k+1} = 6\left[\frac{y_{k+1}-y_k}{h_k} - \frac{y_k-y_{k-1}}{h_{k-1}} \right] \quad , \quad 1 \le k \le n \quad (23)$$

bu sistemde toplam n-2 denklem mevcuttur.

$$w_k = \frac{y_{k+1}-y_k}{h_k}, \quad 1 \le k \le n \quad (24)$$

tanımını yaparsak çözülecek denklem sistemini

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 \\ h_1 & 2(h_1+h_2) & h_2 & \dots & 0 & 0 & 0 \\ 0 & h_2 & 2(h_2+h_3) & \dots & 0 & 0 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 2(h_{n-3}+h_{n-2}) & h_{n-2} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \dots & h_{n-2} & 2(h_{n-2}+h_{n-1}) & h_{n-1} \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} c_0 \\ c_1 \\ c_2 \\ \dots \\ c_{n-2} \\ c_{n-1} \\ c_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A \\ 6(w_2-w_1) \\ 6(w_3-w_2) \\ \dots \\ 6(w_{n-2}-w_{n-3}) \\ 6(w_{n-1}-w_{n-2}) \\ B \end{bmatrix} \quad (25)$$

şeklini alır. Burada A ve B kullanıcı tarafından verilmesi gereken ikinci türev sınır şartlarıdır. Doğal kübik şerit interpolasyonu uygularsak değerleri 0 olur. Kübik şerit interpolasyon eğri uydurma metodu doyma bölgesi temodinamik ve temofiziksel verileriyle birleştirilerek bir bilgisayar modeli oluşturulmuştur. Ref_CS3.java programı kullanılarak soğutucu akışkanların doyma değerlerinin hesaplanması aşağıda verilmektedir:

.

public ref_CS3(String soğutucu_akışkan_ismi) kurucu metoduyla çağrılabilir. Buradaki değişken ismi değişkenin kullanılacak değişkenin ismi olması gerekir.

Geçerli soğutucu akışkan isimleri programda çağırılacağı şekliyle şunlardır:

"R732","R740","R142b","R113","R402A","R114","R1150","R1270","R702","R704","R728","R507A","R744","R50","R170","R290","R600","R600a","R124","R410A","R125","R143a","R152a","R404A","R718","R12","R22","R402B","R401A","R401B","R134a","R123","R23","R407C","R717","R508B","R720"

Açık olarak soğutucu akışkanların ismini yazarsak

Kloro-Floro Karbon Soğutucu akışkanlar

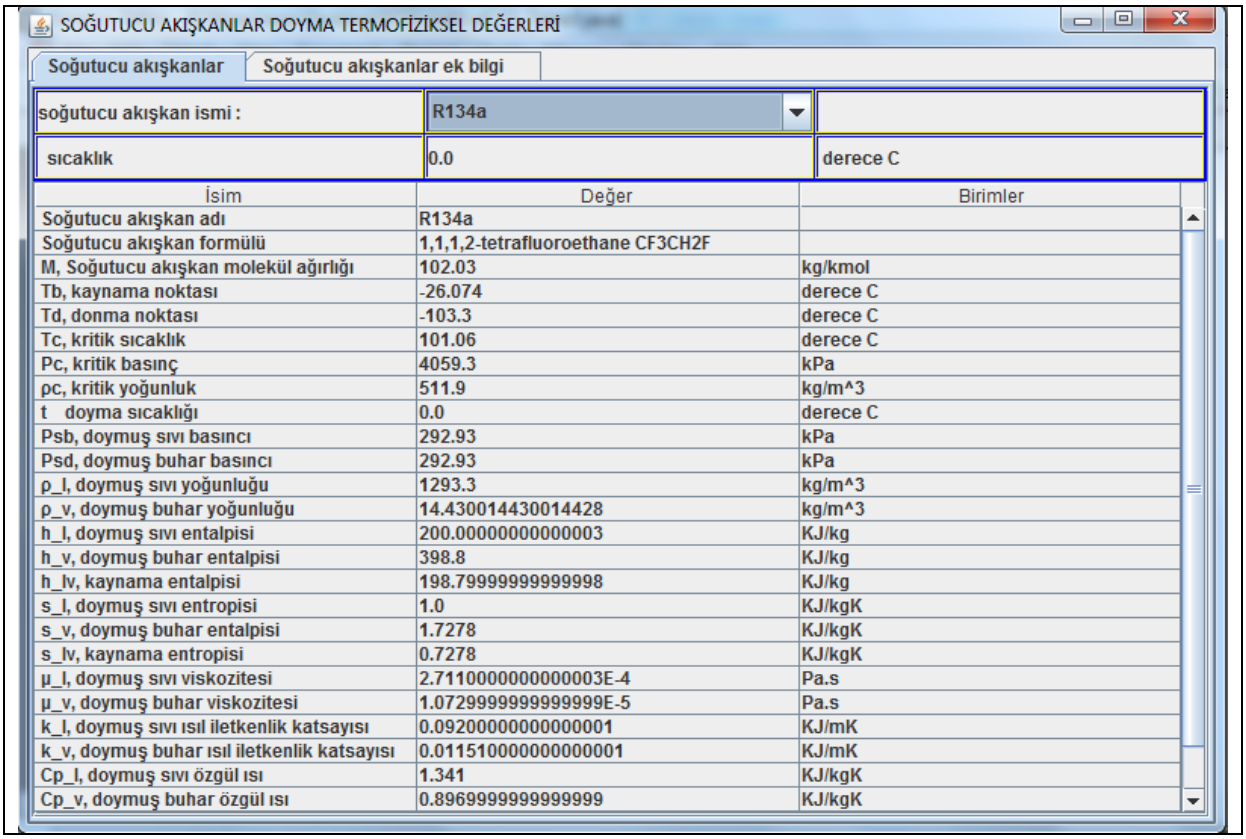
Metan serisi

R-12 (diklorodiflorometan)
R-22 (klorodiflorometan)
R-23 (triflorometan)
Etan Serisi
R-123 (2,2-dikloro-1,1,1-trifloroetan)
R-124 (2-kloro-1,1,1,2-tetrafloroetan)
R-125 (pentafloroetan)
R-134a (1,1,1,2-tetrafloroetan)
R-143a (1,1,1-trifloroetan)
R-152a (1,1-difloroetan)
Zeotropic karışımlar (% kütle oranı)
R-404A [R-125/143a/134a (44/52/4)]
R-407C [R-32/125/134a (23/25/52)]
R-410A [R-32/125 (50/50)]
R-508B
R-402A [R125/R290/R22]
R-402B [R125/R290/R22]
R-401A [R22,R152a,R124]
R-401B [R22,R152a,R124]
Azeotropik karışımlar
R-507A [R-125/143a (50/50)]
İnorganic Soğutucu Akışkanlar
R-717 (amonyak)
R-718 (su/buhar)
R-744 (karbondioksit)
Hidrokarbon gurubu
R-50 (metan)
R-170 (etan)
R-290 (propan)
R-600 (n-butan)
R-600a (izobutan)
R-1150 (etilen)
R-1270 (propilen)

Kryojenic (çok düşük sıcaklık) Soğutucu Akışkanlar
R-702 (normal hydrogen)
R-704 (helium)
R-728 (nitrogen)
R-732 (oxygen)
R-740 (argon)
R-720 (neon)
Akışkanlarla ilgili veriler Amerikan Isıtma havalandırma ve soğutma derneği(ASHRAE) verilerinden alınmıştır[1]
sınıf tanımlandıktan sonra çeşitli termofiziksel özellikler direk olarak çağrılarak kullanılabilir.

Kurucu metodun program içinde çağrılması
ref_CS3 a=new ref_CS3(“R134a”);
şeklinde olacaktır. Bundan sonra çeşitli termofiziksel özellikler sabitler ve alt metodlar üzerinden direk olarak
çağrılabilir.

SABİTLER ve anlamlar
a.M; Molekül ağrılığı kg/kmol
a.BP; 1.01325 barda kaynama sıcaklığı
a.FP; 1.01325 barda donma sıcaklığı
a.Tc; kritik sıcaklık derece C
a.Pc; kritik basınç kPa
a.roc; kritik yoğunluk kg/m3
METODLAR ve anlamları
a.Psb(t); t (derece C) sıcaklığında kaynamaya başlama basıncı, kPa
a.Psd(t); t (derece C) sıcaklığında kaynama bitiş basıncı, kPa
a. Tsb (ps); ps (kPa) basıncında sıvı kaynama başlama sıcaklığı, derece C
a. Tsd (ps); ps (kPa) basıncında sıvı kaynama bitiş sıcaklığı, derece C
a.rol(t); t (derece C) sıcaklığında sıvı yoğunluğu kg/m3
a.rov(t); t (derece C) sıcaklığında gaz yoğunluğu kg/m3
a.h_l(t); t (derece C) sıcaklığında sıvı entalpisi KJ/kg
a.h_v(t); t (derece C) sıcaklığında gaz entalpisi KJ/kg
a.h_lv(t); t (derece C) sıcaklığında gaz sıvı entalpi farkı, KJ/kg
a.s_l(t); : t (derece C) sıcaklığında sıvı entropisi KJ/kgK
a.s_v(t); : t (derece C) sıcaklığında gaz entropisi KJ/kgK
a.s_lv(t); t (derece C) sıcaklığında gaz-sıvı entropi farkı KJ/kgK
a.viscosity_l(t); t (derece C) sıcaklığında sıvı vizkozite Pas
a.viscosity_v(t); t (derece C) sıcaklığında gaz vizkozite Pas
a.k_l(t); t (derece C) sıcaklığında sıvı ısıl iletkenlik katsayısı KJ/mK
a.k_v(t); KJ/mK : t (derece C) sıcaklığında gaz ısıl iletkenlik katsayısı KJ/mK
a.Cpl(t); KJ/kgK : t (derece C) sıcaklığında sıvı sabit sıcaklıkta özgül ısı KJ/kg K
a.Cpv(t); KJ/kgK: t (derece C) sıcaklığında gaz sabit sıcaklıkta özgül ısı KJ/kg K
a.soundv_l(t); : t (derece C) sıcaklığında sıvı sabit sıcaklıkta ses hızı ı m/s
a.soundv_v(t); : t (derece C) sıcaklığında gaz sabit sıcaklıkta ses hızı ı m/s
Bu programın kullanılmasını sağlayan kullanıcı arayüzü programı ref_CS3_Table.java programı geliştirilmiştirilmiş ve özellikleri direk olarak kullanmak isteyen kullanıcılar için açık kod olarak sunulmuştur. Şekil 2'de ref_CS_Table3.java programının "R134a" soğutucu akışkanı için hesaplanan doyma tablosu verilmiştir:



İsim	Değer	Birimler
Soğutucu akışkan adı	R134a	
Soğutucu akışkan formülü	1,1,1,2-tetrafluoroethane CF3CH2F	
M, Soğutucu akışkan molekül ağırlığı	102.03	kg/kmol
Tb, kaynama noktası	-26.074	derece C
Td, donma noktası	-103.3	derece C
Tc, kritik sıcaklık	101.06	derece C
Pc, kritik basınç	4059.3	kPa
ρc, kritik yoğunluk	511.9	kg/m^3
t doyma sıcaklığı	0.0	derece C
Psb, doymuş sıvı basıncı	292.93	kPa
Psd, doymuş buhar basıncı	292.93	kPa
ρ_l, doymuş sıvı yoğunluğu	1293.3	kg/m^3
ρ_v, doymuş buhar yoğunluğu	14.430014430014428	kg/m^3
h_l, doymuş sıvı entalpisi	200.00000000000003	KJ/kg
h_v, doymuş buhar entalpisi	398.8	KJ/kg
h_lv, kaynama entalpisi	198.79999999999998	KJ/kg
s_l, doymuş sıvı entropisi	1.0	KJ/kgK
s_v, doymuş buhar entalpisi	1.7278	KJ/kgK
s_lv, kaynama entropisi	0.7278	KJ/kgK
μ_l, doymuş sıvı viskozitesi	2.7110000000000003E-4	Pa.s
μ_v, doymuş buhar viskozitesi	1.0729999999999999E-5	Pa.s
k_l, doymuş sıvı ısıl iletkenlik katsayısı	0.09200000000000001	KJ/mK
k_v, doymuş buhar ısıl iletkenlik katsayısı	0.011510000000000001	KJ/mK
Cp_l, doymuş sıvı özgül ısı	1.341	KJ/kgK
Cp_v, doymuş buhar özgül ısı	0.8969999999999999	KJ/kgK

Şekil2-1 R134a Soğutucu Akışkanı'nın ref_CS_Table3.java Programında Doyma Özelliklerinin Hesaplanması

2.3 SOĞUTKANLAR İÇİN GERÇEK GAZ DENKLEMLERİ:

Yukarıda bahsettiğimiz temel termodinamik denklemlerden yola çıkılarak geliştirilen gerçek gaz hal denklemleri ile soğutucu akışkanların termodinamik özelliklerinin hesaplanması mümkündür. Soğutucu akşkanlar ve ikincil soğutucu akışkanlar için kullanacağımız çeşitli hal denklemleri mevcuttur. Bunlardan bir kısmına burada yer vermeye çalışacağız.

2.3.1 SOĞUTKAN ISO 17584:2005(E) HELMHOLTZ HAL DENKLEMİ

Uluslar arası standartlar enstitüsü (ISO) soğutkanların termodinamik özelliklerini hesaplayan çok çeşitli formüller olması nedeniyle ve bu özelliklerdeki değişmelerin uluslar arası ticareti etkileyebileceğini göz önüne alarak standart hal denklemleri yayınlamış ve mümkün olduğuna bu denklemlerin kullanılmasını istemiştir. Standartta da belirtildiği gibi bu bitmemiş bir prosestir, tüm soğutkanları kapsamamaktadır, ancak durumun önemi nedeniyle bir başlanfıç olarak 14 soğutkanın termodinamiközelliklerini veren veri ile birlikte denklemler bir standart olarak yayınlanmıştır.
Standartta Aşağıdaki soğutkanların verileri yer almıştır:
R744(Karbondiaksit),
R717(Amonyak),R12(diklorodiflorometan),R22(klorodiflorometan),R32(Diflorometan), R123(2,2-dikloro,1,1,1trifloroetan),
R125(Pentafloroetan),R134a(1,1,1,2tetrafloroethan),R143a(1,1,1,trifloroetan),R152a(1,1 difloroetan),R404A-R125/142a/134a(23/25/52),R407C-R32/125/134a(23/25/52),R410A-R32/125(50/50),r507a-r125/143A(50/50)
Standart temel hal denklemi olarak Helmholts serbest enerji denklemi kullanmıştır. Bu denklem saf soğutkanlar için :

$$\phi = \frac{A}{RT} = \phi_{id} + \phi_r \qquad (2.3.1\text{-}1)$$

Denklemdeki "id" alt indisi ideal gaz "r" alt indisi gerçek gaz kısmını vermektedir.

$$\phi_r = \sum_k N_k / \tau^{t_k} \delta^{d_k} \exp\left[-\alpha_k (\delta - \varepsilon_k)^{l_k}\right] \exp\left[-\beta_k (\tau - \gamma_k)^{m_k}\right] \qquad (2.3.1\text{-}2)$$

Buradaki

τ	Boyutsuz sıcaklık parametresi T^*/T
T^*	Normalizasyon faktörü genellikle kritik sıcaklığa eşittir
δ	Boyutsuz yoğunluk ρ/ρ^* $(1/(v\,\rho^*)$
ρ^*	Normalizasyon faktörü genellikle kritik yoğunluğa eşittir
N_k	Sayısal eğri uydurma katsayıları
$\alpha_k,\beta_k,\varepsilon_k,\gamma_k$	Eğri uydurmalarla özel soğutkan için belirlenmiş çarpanlar
t_k,d_k,l_k,m_k	Eğri uydurmalarla özel soğutkan için belirlenmiş üst katsayıları

Denklemin ideal gaz terimi :

$$\phi_{id} = \frac{h_{ref}}{RT} - \frac{s_{ref}}{R} - 1 + \ln\left(\frac{RT\rho}{P_{ref}}\right) + \frac{1}{RT}\int_{T_{ref}} C_{p,id}\,dT - \frac{1}{R}\int_{T_{ref}}^{T} \frac{C_{p,id}}{T}\,dT \qquad (2.3.1\text{-}3)$$

Bu denklemdeki

h_{ref} : ideal gaz referans entalpisi ()

s_{ref} : ideal gaz referans entropisi (Genellikle 0 C de doymuş sıvı entalpisi olarak 1 kJ/kg K olarak seçilir)

h_{ref} genellikle 0 C de doymuş sıvı entalpisi olarak 200 kJ/kg K olarak seçilir, Genellikle 0 C de doymuş sıvı entalpisi olarak 1 kJ/kg K olarak seçilir. Ancak değişik referanslarda aynı aynı entalpi entropi değerlerini verme şartıyla seçilebilir. Denklem aynızamanda ideal gaz sabit hacimde ısı kapasitesinin bilinmesini gerektirmektedir. Bu ısı kapasitesi :

$$\frac{C_{p,id}}{R} = c_0 + \sum_k c_k T^{t_k} + \sum_k a_k \frac{u_k^2 \exp(u_k)}{\left[\exp(u_k) - 1\right]^2} \qquad (2.3.1\text{-}4)$$

Buradaki

$u_k = \frac{b_k}{T}$, c_k, a_k ve t_k soğutkana eğri uydurma ile elde edilen katsayılardır.

Bazı denklemler için ideal gaz ek Helmholtz serbest enerji komponenti:

$$\phi_{id} = d_1 + d_2\tau + \ln\delta + d_3 \ln\tau + \sum_k d_k \tau^{t_k} + \sum_k a_k \ln\left[1 - \exp(-\tau\lambda_k)\right] \quad (2.3\text{-}1\text{-}5)$$

Burada d_1, d_2 ,d_3, d_k ,λ_k, t_k katsayılardır. Denklem (2.3-1-5) aslında denklem (2.3.1-3) ün aynısıdır. Eşdeğer C_p fonksiyonunu

$$\frac{C_{p,id}}{R} = d_0 + 1 - \sum_k d_k t_k (t_k - 1)\left(\frac{T^*}{T}\right)^{t_k} + \sum_k a_k \frac{u_k^2 \exp(u_k)}{\left[\exp(u_k) - 1\right]^2} \qquad (2.3.1\text{-}6)$$

Bazı soğutkanlar için Helmholtz serbest enerji denklemine üçüncü bir terim daha ekliyebiliriz.

$$\phi = \frac{A}{RT} = \phi_{id} + \phi_r + \phi_{crit} \qquad (2.3.1\text{-}1a)$$

$$\phi_{crit} = \sum_k N_k \delta \Delta^{b_k} \Psi \qquad (2.3.1\text{-}7)$$

Burada

$$\Delta = \theta^2 + B_k\left[(\delta - 1)^2\right]^{a_k} \qquad (2.3.1\text{-}8)$$

$$\theta = (1-\tau) + A_k\left[(\delta-1)^2\right]^{1/(2\beta_k)} \quad (2.3.1\text{-}9)$$

$$\Psi = \exp\left[-C_k(\delta-1)^2 - D_k(\tau-1)^2\right] \quad (2.3.1\text{-}10)$$

Denklemdeki N_k, A_k, B_k, C_k, D_k, α_k, β_k terimleri soğutkan için eğri uydurma terimleridir.
Alternatif olarak Benedict-Webb-Rubin denklemi Hal denklemi olarak verilmişse, bu hal denklemi de Gibbs serbest enerji hal denklemine dönüştürülebilir.

$$P = \sum_{k=1}^{9} a_k \rho^k + \exp(-\rho^2/\rho_{crit}^2)\sum_{k=10}^{15} a_k \rho^{2k-17} \quad (2.3.1\text{-}11)$$

Denklemde a_k katsayılardır. Daha önce verilen Helmholts serbest enerji denklemini göz önüne alacak olursak:

$$P = -\left(\frac{\partial A}{dV}\right)_T \quad (1.50)$$

$$\phi_r = \frac{A_r(T,\rho)}{RT} = -\int_V^{\infty}\left(\frac{P}{RT} - \rho\right)dV \quad (2.3.1.12)$$ olarak ifade edilebilir. Bu denklem ideal gaz Helmholts serbest enerji denklemiyle birlikte kullanılarak Gerçek hal denklemi elde edilir.

Soğutkan Helmholts serbest enerji denklemi elde edildikten sonra türevleri kullanılarak değişik termodinamik özellikler türetilir.

$$P = RT\rho\left(1+\delta\frac{\partial\phi_r}{\partial\delta}\right) \quad (2.3.1.13)$$

$$u = RT\left(\tau\frac{\partial\phi_{id}}{\partial\tau} + \tau\frac{\partial\phi_r}{\partial\tau}\right) \quad (2.3.1.13)$$

$$h = RT\left(1+\tau\frac{\partial\phi_{id}}{\partial\tau} + \tau\frac{\partial\phi_r}{\partial\tau} + \delta\frac{\partial\phi_r}{\partial\delta}\right) \quad (2.3.1.14)$$

$$s = R\left(-(\phi_{id}+\phi_r) + \tau\frac{\partial\phi_{id}}{\partial\tau} + \tau\frac{\partial\phi_r}{\partial\tau}\right) \quad (2.3.1.15)$$

$$g = RT\left(1+\phi_{id}+\phi_r + \delta\frac{\partial\phi_r}{\partial\delta}\right) \quad (2.3.1.16)$$

$$C_v = R\left(-\tau^2\frac{\partial^2\phi_{id}}{\partial\tau^2} - \tau^2\frac{\partial^2\phi_r}{\partial\tau^2}\right) \quad (2.3.1.17)$$

$$C_p = C_v + R\frac{\left(1+\delta\frac{\partial\phi_r}{\partial\delta} - \delta\tau^2\frac{\partial^2\phi_r}{\partial\tau\partial\delta}\right)}{1+2\delta\frac{\partial\phi_r}{\partial\delta} + \delta^2\frac{\partial^2\phi_r}{\partial\delta^2}} \quad (2.3.1.18)$$

Doyma bölgesi denklemleri hal denkleminden

$$P(\tau,\delta_{sıvı}) = P(\tau,\delta_{gaz}) \qquad (2.3.1.19)$$

$$g(\tau,\delta_{sıvı}) = g(\tau,\delta_{gaz}) \qquad (2.3.1.20)$$

Denklemleri kullanarak da elde edilebilir. Üst bölümde bu denklemleri kübik şerit eğri uydurmasıyla elde ederek kullandığımızı burada hatırlatalım.

Eğer soğutkanımız saf bir akışkan değil, bir akışkanlar karışımı ise karışım kurallarını kullanarak karışımın termodinamik özelliklerini karışımın içindeki saf maddelerin termodinamik özelliklerinden elde etmemiz gerekir.

$$\phi_{mix} = \frac{A}{RT} = \phi_{mix,id} + \phi_{mix,r} \quad (2.3.1.21)$$

$$\phi_{mix,id} = \sum_{i=1}^{n}\left[x_i\phi_{i,id} + x_i \ln x_i\right] + f_3 + f_4/T \quad (2.3.1.22)$$

x_i i inci komponentin mol oranı $x_i = \dfrac{N_i}{\sum_{i=1}^{N} N_i}$

$x_i \ln x_i$ Entropi teriminden gelen karışım terimi

f_3 ve f_4 terimleri karışım entalpisi ve entropisinin saf sıvılarda olduğu gibi referans değerinde (0 C da sıvı formunda) entalpi değerini 200 kJ/kg , Gerçek gaz komponenti de

$$\phi_{mix,r} = \sum_{i=1}^{n} x_i\phi_{i,r} + \sum_{i=1}^{n-1}\sum_{j=i+1}^{n} x_i x_j \phi_{ij} \qquad (2.3.1.23)$$

$$T^* = \sum_{i=1}^{n} x_i T_i^* + \sum_{i=1}^{n-1}\sum_{j=i+1}^{n} x_i x_j \zeta_{ij} \qquad (2.3.1.24)$$

$$\delta = \frac{\rho_{mix}}{\rho^*} \qquad (2.3.1.25)$$

$$\frac{1}{\rho^*} = \sum_{i=1}^{n} \frac{x_i}{\rho_i^*} + \sum_{i=1}^{n-1}\sum_{j=i+1}^{n} x_i x_j \xi_{ij} \qquad (2.3.1.26)$$

Denklemlerdeki ξ_{ij} ve ζ_{ij} iki gazın birlikte olmasından dolayı moleküler çekim kuvvetlerinden doğan ikili katsayılardır. T_i^* ve ρ_i^* saf sıvıların katsayıları olup genellikle kritik değerler olarak alınırlar. ϕ_{ij} fonksiyonu aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$\phi_{ij} = F_{ij}\sum_k N_k \delta^{d_k}\tau^{t_k} \exp(-\delta^{l_k}) \qquad (2.3.1.27)$$

Saf gaz katsayılarına örnek değerler olarak R744 karbondioksitin katsayıları Tablo 2.3.1-1 ve Tablo 2.3.1-2 de verilmiştir.

Tablo 2.3.1-1 R744(karbondioksit) katsayıları

k	a_k	b_k	c_k
0	—	—	3,5
1	1.99427042	958.49956	—
2	0.621052475	1858.80115	—
3	0.411952928	2061.10114	—
4	1.04028922	3443.89908	—

5	0.083276775	8238.20035	—

Tablo 2.3.1-2 R744(karbondioksit) katsayıları

k	N_k	t_k	d_k	l_k	α_k	m_k	β_k	γ_k	ε_k
1	3.885682320320E-01	0	1	0	0	.	.		
2	2.938547594270E+00	0.75	1	0	0	.	.		
3	5.586718853490E+00	1	1	0	0	.	.		
4	7.675319959250E-01	2	1	0	0	.	.		
5	3.172900558040E-01	0.75	2	0	0	.	.		
6	5.480331589780E-01	2	2	0	0	.	.		
7	1.227941122030E-01	0.75	3	0	0	.	.		
8	2.165896154320E+00	1.5	1	1	1	.	.		
9	1.584173510970E+00	1.5	2	1	1	.	.		
10	2.313270540550E-01	2.5	4	1	1	.	.		
11	5.811691643140E-02	0	5	1	1	.	.		
12	5.536913720540E-01	1.5	5	1	1	.	.		
13	4.894661590940E-01	2	5	1	1	.	.		
14	2.427573984350E-02	0	6	1	1	.	.		
15	6.249479050170E-02	1	6	1	1	.	.		
16	1.217586022520E-01	2	6	1	1	.	.		
17	3.705568527010E-01	3	1	2	1	.	.		
18	1.677587970040E-02	6	1	2	1	.	.		
19	1.196073663800E-01	3	4	2	1	.	.		
20	4.561936250880E-02	6	4	2	1	.	.		
21	3.561278927030E-02	8	4	2	1	.	.		
22	7.442772713210E-03	6	7	2	1	.	.		
23	1.739570490240E-03	0	8	2	1	.	.		
24	2.181012128950E-02	7	2	3	1	.	.		
25	2.433216655920E-02	12	3	3	1	.	.		
26	3.744013342350E-02	16	3	3	1	.	.		
27	1.433871575690E-01	22	5	4	1	.	.		
28	1.349196908330E-01	24	5	4	1	.	.		
29	2.315122505350E-02	16	6	4	1	.	.		
30	1.236312549290E-02	24	7	4	1	.	.		
31	2.105832197290E-03	8	8	4	1	.	.		
32	3.395851902640E-04	2	10	4	1	.	.		
33	5.599365177160E-03	28	4	5	1	.	.		
34	3.033511805560E-04	14	8	6	1	.	.		
35	2.136548868830E+02	1	2	2	25	2	325	1.16	1
36	2.664156914930E+04	0	2	2	25	2	300	1.19	1
37	2.402721220460E+04	1	2	2	25	2	300	1.19	1
38	2.834160342400E+02	3	3	2	15	2	275	1.25	1
39	2.124728440020E+02	3	3	2	20	2	275	1.22	1

Tablo 2.3.1-3 R744(karbondioksit) Kritik bölge katsayıları

k	N_k	a_k	b_k	β_k	A_k	B_k	C_k	D_k	
40	6.664227654080E-01	3.5	0.875	0.3	0.7	0.3	10	275	
41	7.260863234990E-01	3.5	0.925	0.3	0.7	0.3	10	275	
42	5.506866861280E-02	3	0.875	0.3	0.7	1	12.5	275	

R744 Normalizasyon faktörleri

T^* = 304.128 2 K, ρ^* = 10.6249063 mol/l, M = 44.009 8 g/mol, R = 8.31451 J/(mol·K)

R744 Referans parametreleri

T_{ref} = 273.15 K, p_{ref} = 1.0 kPa, h_{ref} = 21389.328 J/mol, s_{ref} = 155.741 4 J/(mol·K), f_1 = 5.805 551 35, f_2 = 1555.79710

2.3.2 MARTIN-HOU SOĞUTKAN HAL DENKLEMİ

Soğutucu akışkanların termodinamik özelliklerini hesaplanmasının Martin - Hou denklemi kullanılarak nasıl yapıldığı detaylı olarak verilmiştir. Martin Hou denklemi bir çok soğutma akışkanın tanımında kullanılan ve temel olarak buhar bölgesinin özelliklerini tanımlayan bir gerçek hal denklemidir. Bu denklemin önemi göreceli olarak eski bir denklem olduğundan bilhassa soğutucu akışkanlar için oldukça geniş bir veri tabanına sahip olmasından kaynaklanmaktadır. Bu denklem sıvı bölgesini tanımlamadığı için sıvı yoğunluğu ile ilgili ek denkleme de ihtiyaç duyulmaktadır. Ayrıca sıvının doyma basıncı, ideal gaz özgül ısısı gibi özellikler de ayrıca tanımlanmalıdır. Entalpi, entropi gibi diğer termodinamik özellikler hal denkleminden Maxwell bağıntıları yardımıyla türetilirler. Martin – Hou denklemi[1] ilk defa 1955de yayınlandığı haliyle

$$P = RT/(V-b) + \sum_{i=2}^{5}(A_i + B_iT + C_ie^{-\gamma})/(V-b)^i \qquad (2.3.2\text{-}1)$$

şeklindedir. Bu denklemdeki $\gamma = KT/T_c$ olarak tanımlanmıştır. K denklemde kullanılan bir sabit sayıdır. Daha sonra bazı soğutucu akışkanlar için denkleme ek terimler eklenmiş ve Martin-Hou denklemi

$$P = RT/(V-b) + \sum_{i=2}^{5}(A_i + B_iT + C_ie^{-\gamma})/(V-b)^i + (A_6 + B_6T + C_6e^{-\gamma})/[e^{uV}(1+C'e^{uV})] \qquad (2.3.2\text{-}2)$$

halini almıştır. Bu denklemdeki u ve C' ek denklem sabitleridir. Denklem kat sayıları 16 değişik soğutucu akışkan için ASHRAE, soğutucu akışkanların termodinamik özellikleri kitabında verilmiştir[2]. Örnek olarak halen en fazla kullanılan soğutucu akışkanlardan biri olan R22'nin kat sayılarını verelim:

Tablo 2.3.2-1 R22 Martin Hou denklemi A,B,C kat sayıları

i	A	B	C
1	0.0	0.0	0.0
2	–1.257406 E–01	1.679677 E–04	–4.293246 E+00
3	–2.092649 E–05	2.335060 E–07	9.966228 E–03
4	2.165681 E–07	–6.944729 E–10	0.0
5	–2.529079 E–10	7.596729 E–13	–4.833999 E–09
6	0.0	0.0	0.0

R23 için hal denklemindeki diğer kat sayılar K=5.5, b= 7.803500 E–05 değerlerini alır. Doyma basıncı denklemi kısmi sürekli olarak $T_{Li} >= T > T_{Hi}$ aralığı için

$$\log_{10}(P_s) = A_1 + A_2/T + A_3/T^2 + A_4\log_{10}(T) + A_6 T^2 + A_7 T^3 + [A_8 (A_9 - T)/T]\log_{10}[(A_9 - T)*1.8] \quad (2.3.2\text{-}3)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Bu denklem altı sıcaklık aralığına bölünmüş olarak kullanılabilecek tarzda programlara aktarılmıştır.

Tablo 2.3.2-2 R22 Martin Hou denklemi doymuş akışkan sıcaklık basınç fonksiyonu kat sayıları

A	2.928566 E+02
B	–4.418205 E+03
C	–1.445142 E+02
D	4.358070 E–01
E	–6.894935 E–04
F	5.502466 E–07

İdeal gaz özgül ısı denklemi termodinamik modelin oluşması için gerekli diğer bir denklemdir.

$$C_v^0 = G_1 + G_2T + G_3T^2 + G_4T^3 + G_5/T^2 + G_6T^4 \quad (2.3.2\text{-}4)$$

Tablo 2.3.2-3 R22 Martin Hou denklemi ideal gaz özgül ısı fonksiyonu kat sayıları

a	3.191536 E–01
b	–5.694947 E–05
c	5.295808 E–06
d	–5.990234 E–09
f	0.0

Doymuş sıvı yoğunluğu sadece gaz bölgesi için verilmiş olan Martin Hou denklemi için tanımlı değildir, bu yüzden ek denklem olarak verilmiştir. Doymuş sıvı yoğunluğunu çeşitli soğutucu akışkanlar için çeşitli denklemlerle tanımlayabiliriz. Bu akışkanların hepsinin kat sayıları şu anda modelimize henüz eklenmiş durumda değildir, ancak zaman içinde ekleneceği için, bilgisayar modelinde hepsinin denklemleri tanımlanmıştır. Soğutucu akışkanlar R-23, R-113, R114,R142b,R410A,R508B için :

$$1/V' = \rho' = E_1 + \sum_{i=2}^{5} E_i \tau^{(i-1)/3} \quad (2.3.2\text{-}5)$$

Bu denklemde $\tau = 1 - T / T_c$ (2.3.2-6)

olarak tanımlanmıştır. T_c kritik sıcaklıktır (derece K).

$$1/V' = \rho' = E_1 + E_2(T_c - T) + E_3(T_c - T)^{1/2} + E_4(T_c - T)^{1/3} + E_5(T_c - T)^2 \quad (2.3.2\text{-}7)$$

tanımı yapılmıştır. Yine örnek olarak R-23 için doymuş sıvı yoğunluğu denkleminin katsayılarını verdiğimizde:

Tablo 2.3.2-4 R22 Martin Hou denklemi doymuş sıvı yoğunluğu fonksiyonu katsayıları

A_f	5.250179 E+02
B_f	1.015216 E+03
C_f	–4.053520 E+02

D_f	2.309251 E+03
E_f	–1.700080 E+03

Doymuş buhar yoğunluğu denklemi termodinamik özellik denklemlerinden değildir, çünkü bu değer hal denkleminin kendisinin (denklem 2) doyma basınç denkleminin verdiği değer için (denklem 3) çözülmesiyle elde edilebilir. Ancak bu çözüm Newton - Raphson metodu gibi sayısal lineer olmayan denklem çözüm teknikleri gerektirdiğinden, doymuş buhar yoğunluğu denklemi çözümlerimizde kullanabileceğimiz bir denklemdir. Bu denklem :

$$\ln(1/V) = \ln(\rho) = \sum_{i=-10}^{13} F_{i+11}\tau^{i/3} + F_{25}\ln(1-\tau) \qquad (2.3.2\text{-}8)$$

şeklinde tanımlanmıştır. τ değişkeni tanımı denklem 6 da verildiği gibidir. Yine örnek olarak R-22 için doymuş buhar yoğunluğu denkleminin katsayılarını verelim.

Tablo 2.3.2-4 -R22 Martin-Hou denklemi doymuş buhar yoğunluğu fonksiyonu kat sayıları

İ	Fi
7	-0.1680024749e-4
11	0.1344723347
12	-2.845461973
14	0.1292966614e3
20	0.3106835616e4
21	-0.1189422522e5
22	0.1914759823e5
23	-0.1472081631e5
24	0.4527640563e4
25	0.1306817379e3

Tabloda listelenmeyen kat sayılar 0'a eşittir. Bu hal denkleminden diğer termodinamik özellikleri hesaplarken 1.47a,1.48a,1.37a,1.37b denklemlerinden yararlanarak hesaplabileceğimiz gibi 2.3.1-1,2.3.1-3,2.3.1.12 denklemleri yardımıyla Helmholts serbest enerji denklemine dönüştürerek te kullanabiliriz.

2.3.3 BENEDİCT-WEBB-RUBİN (BWR) HAL DENKLEMİ:

Gerçek gaz denklemleri içerisinde en çok bilinenlerinden birisi 1940 Yılında[1] yayınlanan Benedict-Webb-Rubin (BWR) hal denklemidir. Bu denklemden Bölüm 2.3.1 de bahsedilmişti. Orijinal denklem Hafif hidrokarbonların termodinamik özelliklerini belirliyebilmek için geliştirilmiştir. Oldukça iyi sonuçlar veren denklem çeşitli uygulamalarda daha iyi sonuçlar alabilmek için değişimlere uğratılmıştır. Bu değişik formlarının en yaygın kullanılanı tüm kimyasalların genel modellemesinin yapıldığı Lee - Kesler denklemidir. Ayrıca değiştirilmiş Benedict-Webb-Rubin Hal denklemi (DBWR) soğutucu akışkanların termodinamik özelliklerinin belirlenmesi için de sıkça kullanılmaktadır. Bu denklem değiştirilmiş formunda soğutucu akışkanların gaz ve sıvı fazları için geçerli bir denklemdir.Geliştirdiğimiz refrigerant.java programında R134a, R123, R124, R125,R50, R702, R720,R732, R740 ,R1150 soğutucu akışkanları DBWR denklemi ile hesaplanmaktadır. Burada DBWR denkleminin tanımı ve termodinamik özelliklerinin hesaplanması işlevinin detaylarını vereceğiz. Detayları verirken örnek olarak 1,1,1,2-tetrafluoroethanın (R134a) katsayılarını listeleyeceğiz, ancak bu denklem gerektiğinde her türlü soğutucu akışkanın katsayılarını elde edebileceğimiz oldukça yaygın olarak kullanılan bir denklemdir.

Soğutucu akışkanlar için DBWRdenklemi

$$P/100 = \sum_{n=1}^{9} a_n/V^n + \exp(-V_c^2/V^2) \sum_{n=10}^{15} a_n/V^{(2n-17)} \qquad (2.3.3\text{-}1)$$

Denklemdeki sıcaklığa bağımlı a katsayıları ise

Tablo 2.3.3-1 Denklem (2.3.3-1) DBWR

i	a_i
1	RT
2	b1T + b2*T0.5 + b3 + b4/T + b5/T2
3	b6T + b7 + b8/T + b9/T2
4	b10T + b11 + b12/T
5	b13
6	b14/T + b15/T2
7	b16/T
8	b17/T + b18/T2
9	b19/T2
10	b20/T2 + b21/T3
11	b22/T2 + b23/T4
12	b24/T2 + b25/T3
13	b26/T2 + b27/T4
14	b28/T2 + b29/T3
15	b30/T2 + b31/T3 + b32/T4

Bağıntılarıyla verilmiştir.

burada T derece K = °C + 273.15 cinsinden sıcaklık, V litre/mole (= m3/kg *Molekül ağırlığı) cinsinden özgül hacim, Vc litre/mole kritik hacim, P kPa cinsinden basınç,

R = 0.08314471 bar (absolute) litre/moleK gaz sabitidir.

Örnek olarak halen en fazla kullanılan soğutucu akışkanlardan biri olan R134a'nın denklem sabitlerini verelim:

Tablo 2.3.3-2 R134a b_i denklem kat sayıları

i	b_i	i	b_i
1	–6.545 523 5227 E–02	17	–1.015 436 8796 E–02
2	5.889 375 1817 E+00	18	1.173 423 3787 E+00
3	–1.376 178 8409 E+02	19	–2.730 176 6113 E–02
4	2.269 316 8845 E+04	20	–6.633 850 2898 E+05
5	–2.926 261 3296 E+06	21	–6.475 479 9101 E+07
6	–1.192 377 6190 E–04	22	–3.729 521 9382 E+04
7	–2.721 419 4543 E+00	23	1.261 473 5899 E+09
8	1.629 525 3680 E+03	24	–6.474 220 0070 E+02
9	7.294 220 3182 E+05	25	1.236 245 0399 E+05
10	–1.172 451 9115 E–04	26	–1.569 919 6293 E+00
11	8.686 451 0013 E–01	27	–5.184 893 2204 E+05
12	–3.066 016 8246 E+02	28	–8.139 632 1392 E–02
13	–2.566 404 7742 E–02	29	3.032 516 8842 E+01
14	–2.438 183 5971 E+00	30	1.339 904 2297 E–04
15	–3.160 316 3961 E+02	31	–1.585 619 2849 E–01
16	3.432 165 1521 E–01	32	9.067 958 3743 E+00

Tablo 2.3.3-3 R134a nın diğer diğer fiziksel özellikleri

Kimyasal Formül	Sembol	CH_2FCF_3
Molekül ağırlığı	M	102.03
Kaynama sıcaklığı (1 Atm)		-26.06
Kritik Sıcaklık	T_c	101.08 C = 374.23K
Kritik Basınç	P_c	4060.3 kPa
Kritik yoğunluk	ρ_c	515.3 kg/m^3
Kritik hacim	v_c	0.00194 m^3/kg

Tablo 2.3.3-4 -Denklemlerde kullanılan sabit değerler

Sabitin adı		
Gaz sabiti	R	8.314 J/(mole)K
Referans entalpi	h_f	200 kJ/kg O C de
Referans entropi	s_f	1 kJ/kg 0 C de
Atmosfer basıncı	P_{atm}	101.325 kPa

Doyma basıncı denklemi kısmi sürekli olarak $T_{Li} >= T > T_{Hi}$ aralığı için

$\log_{10}(P_s) = A_1 + A_2/T + A_3 / T^2 + A_4\log_{10}(T) + A_6 T^2 + A_7 T^3 +$
$[A_8 (A_9 – T)/T]\log_{10}[(A_9 – T)*A_{10}]$ (2.3.3-2)

şeklinde tanımlanmıştır. Bu denklem altı sıcaklık aralığına bölünmüş olarak kullanılabilecek tarzda programlara aktarılmıştır. Örneğin soğutucu akışkan R134a için -100 C >= T > 101 C sıcaklık aralığında Ai kat sayıları Tablo 2.2.9 da verilmiştir.

Tablo 2.3.3-4 - R134a (3) denklemi doymuş akışkan sıcaklık basınç fonksiyonu kat sayıları

i	Ai
1	4.069889 E+01
2	–2.362540 E+03
3	0.0
4	–1.306883 E+01
5	7.616005 E–03
6	0.0
7	0.0
8	2.342564 E–01
9	3.761111 E+02
10	1.0

İdeal gaz özgül ısı denklemi termodinamik modelin oluşması için gerekli diğer bir denklemdir.

$$C_v^0 = G_1 + G_2T + G_3T^2 + G_4T^3 + G_5/T^2 + G_6T^4 \quad (2.3.3\text{-}3)$$

Doymuş sıvı yoğunluğunu sıvı bölgesi içinde tanımı verilmiş olan DBWR denklemiyle tanımlayabiliriz. Ancak burada ek denklem olarak yine de tanımlanmıştır. Ek denklemler iteratif proseslerde ilk tahmin değeri oluşturması için kullanılabilirler. Bu modelde kullandığımız doumuşsıvı yoğunluğu denklemi :

$$1/V' = \rho' = E_1 + \sum_{i=2}^{5} E_i \tau^{(i-1)/3} \quad (2.3.3\text{-}4)$$

Bu denklemde $\tau = 1 - T / T_c$ (2.3.3-5)

olarak tanımlanmıştır. T_c kritik sıcaklıktır (derece K).

Yine örnek olarak R-134 için doymuş sıvı yoğunluğu denkleminin katsayılarını verelim.

Tablo 2.3.3-4 -R134a DBWR denklemi doymuş sıvı yoğunluğu fonksiyonu katsayıları

İ	**E_i**
1	5.281464E+02
2	7.551834E+02
3	1.028676E+03
4	–9.491172E+02
5	5.935660E+02

Propilen (R1270) Soğutucu akışkanının hesaplanmasında BWR denklemi kullanılabilir, fakat bu denklem yukarıda verilen BWR denklemi farklı bir şekilde tanımlanmıştır. Bu denklem;

$$Z=P / \rho RT=1+w(N_1*\tau+ N_2*\tau^2+ N_3*\tau^3)+ w^2(N_4+ N_5*\tau+ N_6*\tau^2) +w^3(N_7*\tau^2+ N_8*\tau^3)+ w^4(N_9/\tau+ N_{10}+ N_{11}*\tau+ N_{12}*\tau^2) + w^5 N_{13}*\tau^3+ w^6 N_{14}*\tau^3 + w^7 N_{15}*\tau^3+ w^2\exp(-w^2) (N_{16}*\tau^5+ w^2N_{17}*\tau^5+ w^4 N_{18}*\tau^3+ w^6 N_{19}*\tau^3 + w^8N_{20}*\tau^3 + w^{12} N_{21}*\tau^4) \quad (2.3.3\text{-}6)$$

Bu denklemde;

$w=\rho / \rho_{crit}$ (2.3.3-7)

ρ_{crit} =kritik yoğunluk

$\tau=T_{crit}/T$ (2.3.3-8)

T_{crit}=Kritik Sıcaklık

Tablo 2.3.3-5 -Bu denklemde yer alan N_i katsayılarını göstermektedir:

N_1= 0.1862482900
N_2=-0.1292611017E+01
N_3=-0.54101600974E-01
N_4= 0.1013803407E+01
N_5=-0.2121229225E+01
N_6= 0.1526272166E+01
N_7=-0.2552199159
N_8= 0.1314787725E+01
N_9=-0.4565338888E-01
N_{10}= 0.9265982864E-01
N_{11}= 0.1020149653
N_{12}=-0.2293103240E+01
N_{13}= 0.1251447761E+01
N_{14}=-0.2810355287
N_{15}= 0.2276598490E-01
N_{16}=-0.2351596425
N_{17}= 0.2209998579
N_{18}= 0.3368050092
N_{19}=-0.2102485418E-01
N_{20}= 0.2984935290E-01
N_{21}= 0.2851534739E-01

R1270 soğutucu akışkanı için ideal gaz hal denklemi aşağıdaki bağıntı ile hesaplanmaktadır:

$$C_P / R = \sum_{i=1}^{5} C_i \, To^{(1-i)} + + C_6 \, To^2 + + C_7 \, u^2 \, e^u / (e^u - 1)^2 \qquad (2.3.3\text{-}9)$$

Bu denklemde ;

$u = C_8 To$ (2.3.3-10)

$To = Tc/T$ (2.3.3-11)

Tablo 2.3.3-6 -Denklemde yer alan C_i katsayılarını göstermektedir:

C_1= 0.6559138100
C_2= 0.1621655400E+02
C_3=-0.4898063300E+01
C_4= 0.8218546800
C_5=-0.5831480800E-01
C_6= 0.2525251900E-01
C_7=-0.4703242000E+01
C_8= 0.1684494400E+01

Ana denklemden diğer termodinamik denklemlere geçiş yukarıda belirttiğimiz gibi yapılır.

2.3.4 PENG-ROBİNSON-STRYJEK-VERA (PRSV) HAL DENKLEMİ:

Soğutucu akışkanların termodinamik özelliklerini hesaplanmasının Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) denklemi kullanılarak nasıl yapıldığı aşağıda detaylı olarak veriliştir. Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) denklemi bir çok soğutucu akışkanın tanımında kullanılan ve temel olarak buhar bölgesinin özelliklerini tanımlayan bir gerçek gaz hal denklemidir. Peng -robinson-stryjek-vera (prsv) hal denklemi R404A, R407C, R401A, R401B, R402A, R402B gibi karışım gazlarının sıcaklık,basınç,özgül hacim,entalpi,iç enerji,entropi gibi termodinamik özelliklerinin hesaplanmasında kullanılan hal denklemidir.

$$P(v,T) = \frac{RT}{v-b} - a\left(v^2 + 2bv + b^2\right) \qquad (2.3.4\text{-}1)$$

şeklindedir. Bu denklemdeki

$$a = \sum_{i=1}^{3}\sum_{j=1}^{3} x_i x_j a_{ij} \quad (2.3.4\text{-}2) \quad \text{ve} \quad b = \sum_{i=1}^{3} x_i b_i \quad (2.3.4\text{-}3)$$ olarak hesaplanmaktadır.

x_i=i bileşenine ait mol değeridir.

x_j=j bileşenine ait mol değeridir.

$$a_i = \left(0.457235 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}}\right)\alpha_i \qquad (2.3.4\text{-}4)$$

$$a_j = \left(0.457235 \frac{R^2 T_{cj}^2}{P_{cj}}\right)\alpha_j \qquad (2.3.4\text{-}5)$$

kij=i ve j bileşenleri için ikili parmetre

$$\alpha_i = \left[1 + \kappa_i T_{ri}^{0.5}\right]^2 \qquad (2.3.4\text{-}6)$$

$$\kappa_i = \kappa_{0i} + \kappa_{1i}\left[\left(1 + T_{ri}^{0.5}\right)\left(0.7 - T_{ri}\right)\right] \qquad (2.3.4\text{-}7)$$

Not: $k_i = k_{oi}$ Tr>0.7 için

$$\kappa_{0i} = 0.378893 + 1.4897153\,\omega_i - 0.17131848\,\omega_i^2 + 0.019655\,\omega_i^3 \qquad (2.3.4\text{-}8)$$

K_{1i}=i bileşeni için ayarlanabilir parametre

Tri = Ti / Tci (2.3.4-9)

R,Tci,Pci,wi,k_{1i}, xi, kij değerleri a ve b değerlerinin hesaplanması için gereklidir.
Burada R=0.008314 kj/mol K 'dir.
Bir örnek olarak hesaplayacağımız R407C soğutucu akışkanı için R,Tci,Pci,wi,k_{1i}, xi, kij değerleri aşağıdaki Tablo 2.3.4-1'de verilmektedir.

Tablo 2.3.4-1 R407C için komponent değerleri

Bileşen	i	Tci	Pci	wi	k_{1i}	xi
HFC -32	1	351.60	5830.0	0.2763	-0.0250	0.38110
HFC -125	2	339.19	3595.0	0.3023	0.0310	0.17956
HFC- 134a	3	374.20	4056.0	0.3266	-0.0060	0.43934

R407C için Kij değerleri aşağıda verilmiştir:

K_{11}= 0.00000 K_{12}= -0.00028 K_{13}=-0.00815
K_{21}= -0.00028 K_{22}= 0.00000 K_{23}=-0.00240
K_{31}= -0.00815 K_{32}= -0.00240 K_{33}= 0.00000

İdeal gaz özgül ısı denklemi termodinamik modelin oluşması için gerekli diğer bir denklemdir.Peng-Robinson- Stryjek-Vera(PRSV) Hal denklemi için Cp denklemi aşağıdaki gibidir:

$$C_p = \sum_{i=1}^{3} x_i C_{pi} \qquad (2.3.4\text{-}10)$$

$$C_{pi} = 4.184(A_i + B_i T + C_i T^2 + D_i T^3 + E_i T^4 + F_i T^5) \qquad (2.3.4\text{-}11)$$

Tablo 2.3.4-2 -R407C için Cpi denklemi yer alan Ai,Bi,Ci,Di,Ei,Fi katsayıları:

A_1= 1.226880E+01	B_1=-0.699113E-01
A_2= 1.170140E+01	B_2= 0.216411E-01
A_3= 0.463685e+01	B_3= 0.617914E-01
C_1= 0.394642E-03	D_1=-0.837462E-06
C_2= 0.868526E-04	D_2=-0.112776E-06
C_3=-0.309907E-04	D_3= 0.000000E+00
E_1= 0.859548E -09	F_1=0.000000E+00
E_2= 0.000000E+00	F_2=0.000000E+00
E_3= 0.000000E+00	F_3=0.000000E+00

Peng-Robinson-Stryjek-Vera(PRSV) Hal denklemi içinde yer alan buhar basıncı denklemi aşağıda verilmektedir.

$\log_n P_{sat}$ =A+B/T +C $\log_n$ T+D T^2 (2.3.4-12)

Bu denklemde P_{sat} =Saturasyon Basıncı
R407C soğutucu akışkanı için A,B,C,D katsayıları aşağıda verilmektedir:

A=4.27103E+01 B=-3.34460E+03 C=-4.39387E+00 D=6.86997E-06

Peng-Robinson-Stryjek-Vera(PRSV) Hal denklemi içinde yer alan doymuş sıvı yoğunluğu denklemi aşağıda verildiği gibidir:

$$df/Dc=ao+a_1 z+ a_2 z^2 + a_1 z^3 + a_1 z^4 \qquad (2.3.4\text{-}13)$$

Burada $z= (1-T/Tc)^{1/3} - to$ ((2.3.4-14)

R407C soğütucu akışkanı için ai katsayıları ve to değeri aşağıda verilmektedir:

a_0=1.000000E+00 a_1=2.350274E+00 a_2=-2.029024E+00
a_3=2.746460E+00 a_4=0.000000E+00 to= 0.0000

2.3.5 JAPON SOĞUTMA DERNEĞİ HAL DENKLEMİ:

Japon soğutma hal denklemi R22 ve R12 gazlarının termodinamik ve termofiziksel özelliklerinin hesaplanmasında oldukça hassas sonuç veren bir denklemdir. Aşağıda R22 soğutucu akışkanı için Japon Soğutma Derneği Hal Denklemi verilmektedir:

$$Z=P/ro*R*T=1+(A_1+ A_2/Tr+ A_3/Tr^4+ A_4/Tr^6)*ror$$
$$+(A_5+ A_6/Tr+ A_7/Tr^4)*ror^2$$
$$+(A_8 + A_9/Tr + A_{10}/Tr^2+ A_{11}/Tr^4)*ror^3$$
$$+(A_{12}/Tr+ A_{13}/Tr^4)*ror^4$$
$$+(A_{14}/Tr^2 + A_{15}/Tr^3+ A_{16}/Tr^4+ A_{17}/Tr^6)*ror^5$$
$$+A_{18}*ror^6+(A_{19}/Tr^2+ A_{20}/Tr^6)*ror^7$$
$$+(A_{21}/Tr) *ror^8 +(A_{22}/Tr^2+ A_{23}/Tr^6)*ror^9$$
$$+(A_{24}/Tr+ A_{25}/Tr^6)*ror^{10}$$
$$+(A_{26}/Tr+ A_{27}/Tr^2+ A_{28}/Tr^6)*ror^{11} \qquad (2.3.5\text{-}1)$$

Bu denklemde Tr=T/Tc (2.3.5-2) ve ror=ro/roc (2.3.5-3) olarak hesaplanmaktadır.

Tablo 2.3.5-1 -Denklemde yer alan R22 soğutucu akışkanı için A katsayıları:

A_1	0.545762
A_2	-1.39198
A_2	-0.432562
A_4	0.02214
A_5	-0.1307418
A_6	0.79211
A_7	-0.167029
A_8	0.56743874
A_9	-1.35071
A_{10}	-0.115487
A_{11}	1.024567
A_{12}	0.34435035
A_{13}	-0.4082677
A_{14}	0.0830099

A_{15}	-0.1899033
A_{16}	0.08821727
A_{17}	0.0190595
A_{18}	-0.0376347
A_{19}	0.03329212
A_{20}	-0.03794234
A_{21}	0.7869090E-2
A_{22}	-0.4626965E-2
A_{23}	0.2336405E-1
A_{24}	-0.2066556E-2
A_{25}	-0.1050183E-1
A_{26}	0.5276995E-3
A_{27}	0.2095470E-3
A_{28}	0.1346363E-2

Japon soğutma derneği hal denkleminde buhar basıncı aşağıdaki eşitlikle hesaplanmaktadır:

$$\ln(Pa/P_{crit})=(T_{crit}/T)*(B_1*\tau+B_2*\tau^{3/2}+ B_3*\tau^{3}+ B_3*\tau^{4}+ B_5*\tau^{5}) \qquad (2.3.5\text{-}4)$$

Bu denklemde $\tau=1-T/Tc_{rit}$ (2.3.5-5)bağıntısıyla hesaplanmaktadır.

Tablo 2.3.5-2 -R22 soğutucu akışkanı için B katsayıları:

B_1	-7.0340913
B_2	1.4030736
B_3	-4.9605880
B_4	8.8828089
B_5	-10.6006380

Japon soğutma derneği hal denkleminde R22 soğutucu akışkanı için ideal gaz denklemi aşağıdaki bağıntı ile hesaplanmaktadır:

$$C_p=\sum_{i=1}^{6} C_i*T^{i-2} \qquad \text{(kJ/kg K)} \qquad (2.3.5\text{-}6)$$

Tablo 2.3.5-3 -R22 soğutucu akışkanı için Ci katsayıları:

C_1	0.0
C_2	0.337055
C_3	0.283027E-3
C_4	0.537315E-5
C_5	-0.121392E-7
C_6	0.869922E-11

Japon soğutma derneği hal denkleminde R22 soğutucu akışkanı için doymuş sıvı yoğunluğu denklemi aşağıdaki bağıntı ile hesaplanmaktadır:

$$ro'/roc=1+\sum_{i=1}^{6} D_i\tau^{i/3} \qquad (2.3.5\text{-}7)$$

Bu denklemde $\tau=1-T/Tc$ (2.3.5-8) bağıntısıyla hesaplanmaktadır.

Tablo 2.3.5-4 -R22 soğutucu akışkanı için Di katsayıları:

D_1	1.8877394
D_2	0.59858531
D_3	-0.071134041
D_4	0.40327650

Japon soğutma derneği hal denkleminde R22 soğutucu akışkanı için doymuş buhar yoğunluğu denklemi aşağıdaki bağıntı ile hesaplanmaktadır:

$$\ln(\rho_v / \rho_i = \sum_{i=1}^{10} E_i \tau^{(i-1)/3} + \sum_{i=11}^{19} E_i \tau^{-(i-10)/3} + E_{20} Ln(T / T_i) \qquad (2.3.5\text{-}9)$$

Bu denklemde yer alan τ=1-(T/Ti) (2.3.5-10) bağıntısıyla hesaplanmaktadır.

R22 soğutucu akışkanı için Ti=369.30 K ve ρ_i=5.9328 kg/m3 'tür.R22 soğutucu akışkanı için Ei katsayı değerleri tablo19'da verilmektedir:

Tablo 2.3.5-5 -R22 soğutucu akışkanı için Ei katsayıları:

E_1	-0.1125494951
E_2	0.0
E_3	0.0
E_4	0.0
E_5	0.4892280363E+3
E_6	-0.1227271507E+4
E_7	0.1629238081E+4
E_8	-0.8591945110E+3
E_9	-0.1440371655E+3
E_{10}	0.2925609255E+3
E_{11}	0.0
E_{12}	-0.2447993522E-2
E_{13}	0.0
E_{14}	0.0
E_{15}	0.1815569814E-4
E_{16}	0.0
E_{17}	-0.4028006124E-6
E_{18}	0.2289562605E-7
E_{19}	0.0
E_{20}	0.9465371017E+2

2.3.6 SU BUHARI VE BAZI SOĞUTKANLAR İÇİN HELMHOLTZ HAL DENKLEMİ:

Bölüm 2.3-1 de Uluslar arası ISO standartı olarak kullanılan Helmholtz hal denklemini inclemiştik. Helmholtz hal denklemi su buharı, amonyak vb. soğutucu akışkanların termodinamik ve termofiziksel özelliklerinin hesaplanmasında kullanılan ve sadece türevlere dayandığı için kullanılması göreceli olarak basit olan bir hal denklemidir. Su buharı, amonyak ve R507A gibi karışım gazları için Helmholtz Hal Denklemi bazı farklılıklar gösterdiği için ayrı ayrı ele alınmıştır:

Genel olarak Helmholtz Denklemi:

$A(\rho,T) = A_{id}(T) + A_r(\rho,t)$ (2.3.6-1) şeklinde ifade edilmektedir.

Denklemdeki "id" alt indisi ideal gaz "r" alt indisi gerçek gaz kısmını vermektedir.
Bu denklemde A helmholtz fonksiyonudur ve $A = U - TS$ 'dir. (2.3.6-2)
U-İç Enerji (kj/kg) S-Entropi (kj/kg K) T-Sıcaklık (K)
$A_{id}(T)$ –İdeal gaz helmholtz fonksiyonudur.

Örnek olarak su buharının termodinamik özelliklerinin hesaplanmasında J.H. Keenan, F.G. Keyes , P.G. Hill and J.G. Moore tarafından geliştirilen Helmholtz denklemi kullanılmıştır. Gerçek gazlar genelde hal denklemleri denen ve P(T,v) şeklinde ifade edilebilecek kompleks denklem sistemleriyle ifade edilirler. Burada P basınç. T sıcaklık ve v özgül hacmi ifade etmektedir. Keenan, Keyes,Hill ve Moore denkleminde hal denklemi Helmholtz serbest enerjisi (A)) formunda verilmiştir.

$A(T, \rho) = A_0(T) + RT(\ln(\rho)) + \rho Q(\rho,\tau)$ (2.3.6-3)

$$A_{id}(T) = \sum_{i=1}^{6} \frac{C_i}{\tau^{i-1}} + C_7 \ln(T) + C_8 \ln T/\tau \qquad (2.3.6\text{-}4)$$

$$Q(\rho,\tau) = (\tau - \tau_{crit}) \sum_{j=1}^{7} (\tau - \tau_{aj})^{j-2} \left[\sum_{i=1}^{8} B_{ij} (\rho - \rho_{aj})^{i-1} + \exp(-E\rho) \sum_{i=1}^{8} B_{ij} \rho^{i-9} \right] \qquad (2.3.6\text{-}5)$$

Bu denklemde τ=1000/T, T K cinsinden sıcaklık değeridir, R=4.6151 bar cm^3/gram K gaz sabitidir. B_{ij} ve C_i ve E = 4.8 denklem sabitleridir. ρ yoğunluk değeridir. B sabitinin değerleri Tablo 2 de verilmiştir τ_{aj} ve ρ_{aj} tanımları
j=1 için $\tau_{aj} = \tau_c = 1000/T_c$ ρ_{aj} =0.634 (T_c kritik sıcaklık)
j>1 için τ_{aj}= 2.5 ρ_{aj} =1.0 şeklinde verilmiştir.

Tablo 2.3.6-1 : Su buharı Helmholtz serbest enerjisi hal denklemi A(T,ρ) katsayıları

B_{ij}	1	2	3	4	5	6	7
1	29.492937	-5.198586	6.833535	-0.156410	-6.397241	-3.966140	-0.690486
2	-132.139170	7.777918	-26.149751	-0.725461	26.409282	15.453061	2.740742
3	274.646320	-33.301902	65.326396	-9.273429	-47.740374	-29.142470	-5.102807
4	-360.938280	-16.254622	-26.181978	4.312584	56.323130	29.568796	3.963609
5	342.184310	-177.310740	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
6	-244.500420	127.487420	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
7	155.185350	137.461530	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
8	5.972849	155.978360	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
9	-410.308480	337.311800	-137.466180	6.787498	136.873170	79.847970	13.041253
10	-416.058600	-209.888660	-733.968480	10.401717	645.818800	399.175700	71.531353

$A_{id}(T)$ denkleminde geçen C katsayıları ise Tablo 2.3.6-2'de verilmiştir.

Tablo 2.3.6-2: Su buharı Helmholtz serbest enerjisi hal denklemi katsayıları

i	C_i	i	C_i
1	1857.065	5	-20.5516
2	3229.12	6	4.85233
3	-419.465	7	46.0

4	36.6649	8	-1011.249

Bu fonksiyonun klasik P(T,v) formülüne göre avantajı termodinamik fonksiyonların sırf türevler cinsinden ifade edilmesidir. P(T,v) formundaki hal denklemleri ise integrallere de gerek duyarlar. Türevlerin hesaplanması integrallere göre daha kolaydır. Türevler cinsinden termodinamik fonksiyonlar şu şekilde tanımlanmıştır:

$P = \rho^2 (\delta\psi/\delta\rho)_\tau$ (2.3.6-6)

$u = [\delta(\psi\tau)/\delta\tau]_\rho$ (2.3.6-7)

$s = -(\delta\psi/\delta T)_\rho$ (2.3.6-8)

$h = u + Pv$ (2.3.6-9)

bu fonksiyonlardaki türev işlemleri açılacak olursa

$P = \rho RT[1 + \rho Q + \rho^2 (\delta Q/\delta\rho)_\tau]$ (2.3.6-10)

$u = \rho RT\tau (\delta Q/\delta\tau) + \delta(\psi_0\tau)/\delta\tau$ (2.3.6-11)

$s = -R[\ln\rho + \rho Q - \rho\tau(\delta Q/\delta\tau)_\rho - (\delta\psi_0/\delta T)]$ (2.3.6-12)

$h = RT[\rho\tau(\delta Q/\delta\tau)_\rho + 1 + \rho Q + \rho^2 (\delta Q/\delta\rho)_\tau] + \delta(\psi_0\tau)/\delta\tau$ (2.3.6-13)

Doymuş su buharı basınç sıcaklık ilişkisi(kaynama eğrisi) aşağıdaki bağıntıyla aynı kaynakta verilmiştir.:

$$P_s = P_{crit} \exp\left[\tau 10^{-5}(T_{crit} - T)\sum_{i=1}^{8} F_i (0.65 - 0.01T)^{i-1}\right] \quad (2.3.6\text{-}14)$$

Buradaki F_i katsayıları sabittir ve tablo 22 de verilmiştir. T_c and P_c kritik basınç ve sıcaklık değerlerini ifade eder.

Tablo 2.3.6-3: su buharı buhar doyma eğrisi katsayıları

i	F_i	i	F_i	i	F_i	i	F_i
1	-741.9242	3	-11.55286	5	0.1094098	7	0.2520658
2	-29.721	4	-0.8685635	6	0.439993	8	0.05218684

Yukarıda tanımlanan temel denklemler kullanılarak su buharı için ana programımız olan refrigerant.java programı içinde hesaplanması sağlayan "steam.java" adlı ayrı bir program geliştirilmiştir.

Amonyak soğutucu akışkanı için Helmholtz Denklemi aşağıdaki bağıntılarla ifade edilmektedir:

$A(\rho,T) = A_r(\rho,T) + A_{id}(\rho,T)$ (2.3.6-15)

ρ=Yoğunluk (g/cm^3)

Bu denklemde "A " Helmholtz Fonksiyonu'dur ve A=U-TS (2.3.6-16) bağıntısıyla ifade edilmektedir. "A_{id}" ise İdeal Gaz Helmholtz Fonksiyonu'dur.

$A_r(\rho,T) = RT(\ln(\rho) + \rho\, Q(\rho,T))$ bağıntısıyla verilmiştir. (2.3.6-17)

Bu bağıntıda yer alan $Q(\rho,T) = \sum_{i=1}^{9}\sum_{j=1}^{6} B_{ij}\rho^{i-1}(\tau - \tau_{crit})^{j-1}$ (2.3.6-18) bağıntısıyla hesaplanmaktadır.

Bu bağıntıda τ=500 /T 'dir (2.3.6-19)ve T sıcaklık fonksiyonunun değeri K'dir. Kritik nokta değeri olan τ_{crit} ise amonyak soğutucu akışkanı için 1.2333498 KJ/kgK değerini almaktadır. Bu denklemde yer alan B_{ij} katsayıları amonyak soğutucu akışkanı için Tablo 23'de verilmektedir:

Tablo 23: Bij Katsayıları

A1,1 = -6.45302230405

A1,2 = -13.7199267705
A1,3 = -8.1006203157
A1,4 = -4.880096421
A1,5 = -12.0287756268
A1,6 = 6.80634593
A2,1 = 8.08009436769
A2,2 = 14.356920006
A2,3 = -45.0529767
A2,4 = -166.18899857
A2,5 = 37.90895023
A2,6 = -40.7302083337
A3,1 = 1.0329948807
A3,2 = 55.84395581
A3,3 = 492.016650818
A3,4 = 1737.836
A3,5 = -30.8749152638
A3,6 = 71.483530416
A4,1 = -8.948264632
A4,2 = -169.77774414
A4,3 = -1236.53237167
A4,4 = -7812.16116832
A4,5 = 1.77954826914
A4,6 = -38.97461096
A5,1 = -66.92285882
A5,2 = -1.75394377532
A5,3 = 208.553371335
A5,4 = 21348.9466
A5,5 = 0.0
A5,6 = 0.0
A6,1 = 247.341746
A6,2 = 299.98391555
A6,3 = 4509.08057879
A6,4 = -37980.85
A6,5 = 0.0
A6,6 = 0.0
A7,1 = -306.55788543
A7,2 = 24.1165511
A7,3 = -9323.3568
A7,4 = 42724.0985306
A7,5 = 0.0
A7,6 = 0.0
A8,1 = 161.791003337
A8,2 = -507.478070464
A8,3 = 8139.4703974
A8,4 = -27458.71063
A8,5 = 0.0
A8,6 = 0.0
A9,1 = -27.8216888

A9,2 = 298.8129173
A9,3 = -2772.597352
A9,4 = 7668.928678
A9,5 = 0.0
A9,6 = 0.0

İdeal gaz Helmholtz Denklemi A_{id} (T) aşağıdaki bağıntıyla hesaplanmaktadır:

$$A_{id}(T) = RTC_1 \ln(T) + RT\sum_{i=2}^{11} C_i T^{i-3} - RT(1-\ln(RT)) \qquad (2.3.6\text{-}20)$$

Bu bağıntа yer alan C katsayıları Tablo 24'te verilmektedir:

Tablo 24:C Katsayıları

C_1=-0.38727270E+01
C_2= 0.64463724
C_3= 0.32238759E+01
C_4=-0.21376925E-02
C_5= 0.86890833E-05
C_6=-0.24085149E-07
C_7= 0.36893175E-10
C_8=-0.35034664E-13
C_9= 0.20563027E-16
C_{10}=-0.68534200E-20
C_{11}= 0.99392427E-24

Amonyak soğutucu akışkanı için basınç(P),iç enerji(U),entalpi(H) ve entropi(S) değerleri aşağıdaki bağıntılarla hesaplanmaktadır:

$$P = \rho RT\left[1 + \rho Q(\rho,T) + \rho^2 \frac{\partial Q(\rho,T)}{\partial \rho}\right] \qquad (2.3.6\text{-}21)$$

$$S = S_{id}(T) - R\left[\ln(\rho) + \rho Q(\rho,T) + \rho\tau \frac{\partial Q(\rho,T)}{\partial \tau}\right] \qquad (2.3.6\text{-}22)$$

$$U = U_{id}(T) + RT\rho\tau\left[\frac{\partial Q(\rho,T)}{\partial \tau}\right] \qquad (2.3.6\text{-}23)$$

$$H = U + \frac{P}{\rho} \qquad (2.3.6\text{-}24)$$

Yukarıdaki denklemlerde yer alan Q(ρ,T)'nin ρ'ya göre türevi $\frac{\partial Q(\rho,T)}{\partial \rho}$ ve τ'ya göre türevi $\frac{\partial Q(\rho,T)}{\partial \tau}$ aşağıdaki bağıntılarla hesaplanmaktadır:

$$\frac{\partial Q(\rho,T)}{\partial \tau} = \sum_{i=1}^{9}\sum_{j=1}^{6} B_{ij}(j-1)\rho^{i-1}(\tau-\tau_{crit})^{j-2} \qquad (2.3.6\text{-}25)$$

$$\frac{\partial Q(\rho,T)}{\partial \rho} = \sum_{i=1}^{9}\sum_{j=1}^{6} B_{ij}(i-1)\rho^{i-2}(\tau-\tau_{crit})^{j-1} \qquad (2.3.6\text{-}26)$$

Bu denklemlerde ve yukarıdaki denklemlerde yer alan $\tau=500/T$ (2.3.6-27) 'dir ve T sıcaklık fonksiyonunun değeri K'dir. Ayrıca kritik nokta değeri olan τ_{crit} ise amonyak soğutucu akışkanı için 1.2333498 değerini almaktadır.

İç enerji(U),entalpi(H) ve entropi (S) değerlerinin hesaplanmasında kullanılan $S^0(T)$ ve $U^0(T)$ değerleri aşağıda verilen bağıntılar yardımıyla hesaplanmaktadır:

$S^0(T)= -dA^0/dT$ (2.3.6-28)

$S^0(T)= -R\,C_1\,(\ln(T)+1)-R\sum_{i=2}^{11}(i-2)Ci\,T^{i-3}-R(\ln(RT))$ (2.3.6-29)

$U^0(T) = A^0(T) + T\,S^0(T)$ (2.3.6-30)

2.3.7 IUPAC HAL DENKLEMİ

Karbondioksit(CO2) soğutucu akışkanının hesaplanmasında kullanılan bu denklem Uluslar arası Termodinamik Tabloları Proje Merkezi tarafından geliştirilmiştir.CO2(R744) ve Helyum (R704) gazları için geliştirilen IUPAC Hal Denklemi aşağıda verilmektedir:

$$Z=\frac{P\nu}{\rho RT}=1+\omega\sum\sum B_{ij}(\tau-1)^j(\omega-1)^i \qquad (2.3.7\text{-}1)$$

Bu denklemde $\omega=\rho/\rho_1$ (2.3.7-2)

CO_2 için $\rho_1=0.01063$ mol / cm3

$\tau=T_1/T$ (2.3.7-3)

CO_2 için $T_1=304.2$ K

B_{ij} katsayıları tablo (2.3.7-1)'de verilmektedir:

Tablo (2.3.7-1):

$A_{0,0}$= -0.725854437	$A_{0,1}$=-0.168332974E+1
$A_{1,0}$= 0.447869183	$A_{1,1}$= 0.126050691E+1
$A_{2,0}$= -0.172011999	$A_{2,1}$=-0.183458178E+1
$A_{3,0}$= 0.446304911E-2	$A_{3,1}$= -0.176300541E+1
$A_{4,0}$= 0.255491571	$A_{4,1}$= 0.237414246E+1
$A_{5,0}$= 0.594667298E-1	$A_{5,1}$= 0.116974683E+1
$A_{6,0}$= -0.14790010	$A_{6,1}$=-0.16974683E+1
$A_{7,0}$= 0.136710441E-1	$A_{7,1}$= -0.100492330
$A_{8,0}$= 0.392284575E-1	$A_{8,1}$= 0.441503812
$A_{9,0}$= -0.1198772097E-1	$A_{9,1}$= -0.846051949E-1
$A_{0,2}$= 0.259587221	$A_{0,3}$= 0.376945574
$A_{1,2}$= 0.596957049E+1	$A_{1,3}$= 0.154645885E+2
$A_{2,2}$=-0.461487677E+1	$A_{2,3}$=-0.382121926E+1
$A_{3,2}$=-0.111436705E+2	$A_{3,3}$=-0.278215446E+2
$A_{4,2}$= 0.750925141E+1	$A_{4,3}$= 0.661133318E+1
$A_{5,2}$= 0.743706410E+1	$A_{5,3}$= 0.150646731E+2
$A_{6,2}$=-0.468219937E+1	$A_{6,3}$= -0.313517448E+1

$A_{7,2}$=-0.163653806E+1	$A_{7,3}$= -0.187082988E+1
$A_{8,2}$= 0.886741970	
$A_{9,2}$= 0.464564370E-1	
$A_{0,4}$=-0.670755370	$A_{0,5}$=-0.871456126
$A_{1,4}$= 0.194449475E+2	$A_{1,5}$= 0.864880497E+1
$A_{2,4}$= 0.360171349E+1	$A_{2,5}$= 0.492265552E+1
$A_{3,4}$=-0.271685720E+2	$A_{3,5}$=-0.642177872E+1
$A_{4,4}$=-0.242663210E+1	$A_{4,5}$=-0.257944032E+1
$A_{5,4}$= 0.957496845E+1	$A_{0,6}$=-0.149156928

IUPAC hal denkleminde ideal hal denklemi aşağıda verilen entalpi denklemiyle tanımlanmıştır:

$$H_{id}(T)/RT = \sum_{i=0}^{7} D_i(\tau_{id})^i \qquad (2.3.7\text{-}4)$$

Bu denklemde verilen τ=302.4/T(K) (2.3.7-5)
bağıntısıyla hesaplanmaktadır. D_i katsayıları ise aşağıda verilmektedir:

D_0= 7.67516488
D_1=-13.9641330
D_2= 26.6614790
D_3=-34.1840533
D_4= 28.9244934
D_5=-15.3006069
D_6= 4.56446566
D_7=-0.585016654
CO2 için R=8.3143 J/(mol-K)'dir.

2.3.8 R.D.GOODWIN HAL DENKLEMİ

Özellikle Etan (R170),Propan(R290),Normal Bütan (R600) ve Isobütan (R600a) soğutucu akışkanlarının termodinamik özelliklerini hesaplamak için R.D. Goodwin tarafından National Bureau standartlarına göre geliştirilen hal denklemi ile hesaplanmıştır. Bu hal denklemi:

$$P = P_s + \frac{\rho}{\rho_{crit}} R(T - T_s) + \left(\frac{\rho}{\rho_{crit}}\right)^2 R^* T_{crit} F(\rho, T) \qquad (2.3.8\text{-}1)$$

Bu denklemde;
Ps=Doyma Basıncı
Ts=Doyma Sıcaklığı
ρ_{crit}=Kritik Yoğunluk
T_{crit}=Kritik Sıcaklık
R*=0.0831434
R=8.31434 J/(mol K)'dir.

$$F(\rho,T) = B(\rho)\Phi(\rho,T) + C(\rho)\gamma(\rho,T)$$

bağıntısıyla hesaplanmaktadır.F(ro,T) denkleminde yer alan B(ρ) ,Φ(ρ,T),C(ρ) ve γ(ρ,T) değerleri Propan (R290) soğutucu akışkanı için aşağıda verilmektedir:

$$\Phi(\rho,T) = x^{1/2} \ln\left(\frac{T}{T_s}\right) \qquad (2.3.8\text{-}2)$$

Bu denklemde $x=T/T_{crit}$'dir. (2.3.8-3)

$\gamma(\rho,T) = \alpha/x + (1-\alpha)(1-w-w\ln(w))$ (2.3.8-4)

Bu denklemde $0<=\alpha<=1$ ve

$w(ro,T)=1-\frac{Q(ro)}{T}$ (2.3.8-5)

$Q(\rho)=Ts\exp(-f(\rho))$ (2.3.8-6)

$f(\rho)=\frac{(\rho-1)^3}{(\rho_t-1)^3}$ (2.3.8-7)

f(ro) denkleminde yer alan rot=üçlü nokta(triple point) yoğunluğudur ve R290 için rot=16.620 mol/lt'dir.

$B(\rho)= B_1+B_2\,\rho+ B_3\,\rho^2 + B_4\,\rho^3$ (2.3.8-8)

$C(\rho)=C_1(\rho-1)(\rho-C_0)\exp(-0.06\,\rho^4)$ (2.3.8-9)

R290 için B_i ve C_i katsayıları aşağıda verilmektedir:

B_1= 0.22566372605
B_2= 1.04646227554
B_3=-0.44491000068
B_4= 0.12708270211
C_0= 2.0
C_1=-0.59883339489

Propan (R290) soğutucu akışkanı için ideal gaz hal denklemi aşağıdaki bağıntı ile hesaplanmaktadır:

$\frac{H}{RT}=4+\exp(-3/x)\sum_{i=0}^{5}\frac{Ai}{u_i}$ (2.3.8-10)

Bu denklemde yer alan $x=\frac{T}{100}$ (2.3.8-11)

$u=x^{1/3}$ 'dir. (2.3.8-12)

H=Entalpi değerini ifade etmektedir.

$C_p=\frac{dH}{dT}$ (2.3.8-13)

ifadesi R290 soğutucu akışkanının ideal gaz hal denklemini hesaplamaktadır.Bu denklemde yer alan A_i katsayıları R290 soğutucu akışkanı için aşağıda verilmektedir:

A_0= 24.11012
A_1= 94.40550
A_2=-585.32814
A_3= 980.124065
A_4=-678.64094
A_5= 170.42778

Ayrıca,R290 soğutucu akışkanı için R=8.31434 J/ (mol-K) 'dir.

2.3.9 IDEAL GAZ HAL DENKLEMİ

Birincil ve ikincil soğutucu akışkan olarak bir çok durumda idal gazlardan da yararlanılmaktadır. Örneğin hava bir ideal gaz olarak çok önemli bir ikincil soğutkandır, diğer gazlarda çeşitli uygulamalarda bilhassa ikincil soğutkan olarak kullanılmaktadır. İdeal gaz termodinamik modeli birçok proseste düşük basınç davranışlarını modellemek için yeterli olabilmektedir ve oldukça yoğun olarak kullanılmaktadır. Ancak bu modelin bile çoğu zaman basitleştirilerek kullanıldığını gözlemliyoruz. En yaygın kullanılan yaklaşım modellerinden birisi özgül ısının sabit olduğunu varsayan modeldir. Bu model sıcaklığın çevre sıcaklığından çok fazla değişmediği durumlarda yaklaşım olarak kullanılabilir, ancak yanma prosesi gibi sıcaklık değerinin değişiminin göz ardı edilemeyeceği proseslerde oldukça ciddi hatalara sebep olacaktır. İkincil bir yaklaşım özgül ısı değerine bir polinom eğrisi uydurmaktır. Ancak sıcaklık bölgesinin çok geniş olduğu bir yaklaşıma herhangi bir polinomun iyi bir uyum sağlamadığını gözlemliyoruz. Bu yüzden de uydurduğumuz polinomun özgül ısı verisine iyi bir uyum göstermez. Bu çalışmada özgül ısı verisine kısmi devamlı polinomlar uydurarak daha az hata içeren bir yaklaşımla ideal gaz denklemlerini oluşturacağız. Modelimiz vizkozite ve ısıl iletkenlik sabitlerini de içermektedir. Bu modelde bu özelliklerin oluşturulmasında yüksek dereceden tek bir polinom kullanmakla yetinildi. Bilgisayar Modeli Java programlama dilinde nesne kökenli kodlar şeklinde oluşturulmuştur. Paket içindeki Atom sınıfı atomların özelliklerini içermektedir. İdeal gaz tanımları verilirken içerdikleri atom konfigürasyonu tanımlanarak molekülün atom ağırlığının otomatik olarak hesaplanması gibi avantajların yanında stokiometrik olarak hangi reaksiyonların mümkün olabileceği de hesaplanır hale gelmektedir. Modelimiz sıcaklık – özgül ısı verisini istediğimiz sayıda alt bölgelere bölerek denklemleri hesaplayabilecek veri işleme sınıfları da içermektedir. Gazların termo-fiziksel özellikleri Gas1 sınıfında hesaplanmaktadır. Gazlar aynı zamanda karışım olarak da kullanıldıklarında gazları karıştırarak termodinamik özelliklerini hesaplamanın temel prensiplerinden bahsedilecek ve Gmix sınıfı tanıtılacaktır. Gas1 ve Gmix sınıfları için bir kullanıcı ara yüzü programı da verilmiştir. Ancak buradaki modellerin temel gayesi çok daha sofistike termodinamik modellerin oluşturulabilmesi için bu modellerin alt yapı olarak kullanılabilmesidir. Bu yüzden tüm programlar açık kod olarak mevcuttur ve isteyen araştırmacılara sunulabilir.

Kısmi devamlı eğri uydurulması

Özgül ısı eğri uydurma için kullanacağımız kısmi devamlı denklem

$$Cp_i(T) = A_i + B_i*10^{-3}*T + C_i*10^5/T^2 + D_i*10^{-6}*T^2 \qquad T_{Li} >= T > T_{Hi} \qquad \text{KJ/kmol K} \qquad (2.3.9\text{-}1)$$

şeklindedir. Buradaki T derece Kelvin olarak alınmıştır. Denklem alt sıcaklık limiti T_{Li} den üst sıcaklık limiti T_{Hi} ye kadar tanımlıdır. Bu sınırın üzerinde değişik katsayılar içeren yeni bir denklem mevcuttur. Her bir denklem 4 katsayı ve 2 sıcaklık sınırı olmak üzere 6 katsayı şeklinde tanımlanmıştır. Buradaki A_i, B_i, C_i, ve D_i denklemin T_{Li} ve T_{Hi} sıcaklık bölgesinde geçerli olan $Cp_i(T)$ denkleminin katsayılarıdır. Çeşitli sıcaklık aralıkları için çeşitli katsayılar tanımlanabilir. Bu katsayılar gerçek tablo değerlerinden eğri uydurma yöntemleri yardımıyla elde edilirler. Eğri uydurmalarda en küçük kareler yöntemi genelde en yaygın olan yöntemdir. Bu yöntemde ölçümlerden elde edilen değerler ile fonksiyonun aynı noktalarda verdiği değerlerin farkının karelerinin toplam fonksiyonu minimize edilir. Burada verilen özgül ısı denklemi doğrusal olmayan bir eşitlik olduğundan minimize işleminin de doğrusal olmayan bir teknikle yapılması gerekir. Bu tür denklemlerin çözülmelerinde Nelder-Mead, en dik eğim metodu gibi geometriksel ve genetik algoritmalar gibi geometrik olmayan metotlar mevcuttur. Doğrusal olmayan denklemlerin minimizasyonu oldukça geniş bir konu olduğundan buna daha sonra bir yazımızda değinebiliriz.

Denklem katsayılarını bulmak için en küçük kareler metodundan yararlanılacaktır. Önce bu yöntemin genel bir tanımı verilirse. x_i,y_i i=0...(n-1) verisi verilmiş olsun bu veri önce L veri setine bölünür. Veri x_i,y_i y_i i=(n-1)/L*k...(n-1)/L*(k+1) k=0…(L-1) halini alır. Buradaki n toplam veri sayısı, L toplam veri seti sayısıdır. Bu durumda $f_k(x) = \sum_{j=0}^{m} a_{jk}^{(m)} \phi_j(x), \quad x_{Li} \le x \le x_{Hi}, \quad k = 0....(L-1)$ (2.3.9-2)j inci derece fonksiyon seti verilmiş olsun. Buradaki ϕ_j katsayıların çarpıldığı fonksiyonlardır. Örneğin denklem (1) için $\phi_0=1$, $\phi_1=10^{-3}*T$, $\phi_2=10^5/T^2$, $\phi_3=10^{-6}*T^2$ değerlerini almıştır. Bu fonksiyona x_i,y_i, i= i=(n-1)/l*k...(n-1)/k*(k+1) verisini uydurmak istiyoruz. Bunu yapmak için önce veri setimizi L alt veri setine bölüyoruz ve x_{Li} ve x_{Hi} değerleri arasındaki her veri seti

için en uygun $a_{jk}^{(m)}$ (j=0…m) değerlerini bulmak istiyoruz. Bunun için

$$H_k(a_{0k}^{(m)},....,a_{mk}^{(m)}) = \sum_{i=(n-1)/L*k}^{(n-1)/L*(k+1)} w_k(x_i)\left[\frac{y_i - \sum_{j=0}^{m} a_{jk}^{(m)}\phi_j(x_i)}{(L-1)}\right]^2 \quad (2.3.9\text{-}1)$$

hata fonksiyonunun minimum değerini bulmamız gerekir. Fonksiyondaki $w_k(x)$ ağırlık fonksiyonu adını alır ve $w_k(x_i) \geq 0 \quad i = 1,....,n$ olmalıdır. Fonksiyonun minimum noktası türevinin 0 a eşit olduğu nokta olacaktır.

$$\frac{\partial H_k(a_{0k}^{(m)},....,a_{mk}^{(m)})}{\partial a_p^{(m)}} = \frac{2}{(L-1)}\sum_{i=1}^{n} w_k(x_i)\left[\frac{y_i - \sum_{j=0}^{m} a_{jk}^{(m)}\phi_j(x_i)}{(L-1)}\right]\phi_p(x_i) = 0 \quad p = 0,.....,m \quad (2.3.9\text{-}4)$$

$$\left\{\sum_{j=0}^{m} w_k(x_i)\phi_j(x_i)\phi_p(x_i)\right\}\left[a_j^{(m)}\right] = \left[\sum_{i=1}^{n} w_k(x_i)\phi_p(x_i) f_i\right] \quad p = 0,.....,m \quad (2.3.9\text{-}5)$$

Bu denklem temel olarak m+1 lineer denklem sistemidir. Ağırlık katsayısı $w(x_i)$=1 olarak seçilirse genel en küçük kareler metodu

$$\begin{Bmatrix} \sum_{i=1}^{n}\phi_0^2(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_0(x_i)\phi_1(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_0(x_i)\phi_2(x_i) & .... & \sum_{i=1}^{n}\phi_0(x_i)\phi_m(x_i) \\ \sum_{i=1}^{n}\phi_0(x_i)\phi_1(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_1^2(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_1(x_i)\phi_2(x_i) & .... & \sum_{i=1}^{n}\phi_1(x_i)\phi_m(x_i) \\ \sum_{i=1}^{n}\phi_0(x_i)\phi_2(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_1(x_i)\phi_2(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_2^2(x_i) & .... & \sum_{i=1}^{n}\phi_2(x_i)\phi_m(x_i) \\ .... & .... & .... & .... & .... \\ \sum_{i=1}^{n}\phi_0(x_i)\phi_m(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_1(x_i)\phi_m(x_i) & \sum_{i=1}^{n}\phi_2(x_i)\phi_m(x_i) & .... & \sum_{i=1}^{n}\phi_m^2(x_i) \end{Bmatrix} \begin{bmatrix} a_0 \\ a_1 \\ a_2 \\ .... \\ a_m \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \sum_{i=1}^{n}\phi_0(x_i) f(x_i) \\ \sum_{i=1}^{n}\phi_1(x_i) f(x_i) \\ \sum_{i=1}^{n}\phi_2(x_i) f(x_i) \\ .... \\ \sum_{i=1}^{n}\phi_m(x_i) f(x_i) \end{bmatrix} \quad (2.3.9\text{-}6)$$

formunu alır. Bu denklemi k=0….(L-1) için L kere çözmemiz gerekir. Toplam hata fonksiyonunu

$H = \sum_{k=0}^{(l-1)} H_k(a_{0k}^{(m)},....,a_{mk}^{(m)})$ (2.3.9-8)şeklinde tanımlıyabiliriz.

Yöntem olarak kısmi devamlı fonksiyonun farkı bir fonksiyon yerine her biri bir alt bölgeyi kapsıyan bir fonksiyon serisinin bulunmasıdır. Daha küçük bölgelerde veriler daha uniform özellikler gösterdiklerinden üniversal veri uydurmaya göre çok daha hassas veri uydurma mümkün olacaktır. Tabi verilen sıcaklığa göre bilgisayarın katsayı setlerinden hangisini kullanacağına karar vermesi gerekir. Bu yüzden katsayılar matrisine genellikle verinin geçerli olduğu minimum ve maksimum sıcaklık bölgesi de eklenir.

termodinamik özelliklerin tanımlanması

İdeal gaz hal denklemi $P = \frac{NR_UT}{V}$ (2.3.9-9) şeklinde tanımlanır. Buradaki P basınç (Pa=N/m^2=(kgm/s^2)/m^2), N madde mol miktarı (kmol) R_U universal gaz sabiti (J/kmolK) , sıcaklık (derece K) ve V hacim (m^3) dir.

Genellikle hacim yerine formülümüzde özgül hacim kullanılır. Tanımı :

$v = \frac{V}{N}$ (2.3.9-10) (m^3/kmol) bu tanım denklem (8) de kullanılırsa ideal gaz hal denklemi

$P = \frac{R_UT}{v}$ (2.3.9-11)formunu alır.

Sürekli olarak tanımlanmış bir özgül ısı için ideal gaz entalpisi :

$h(T) = h_0 + \int_{T_0}^{T} Cp(T)dT$ (2.3.9-12)şeklindedir. C_p değeri kısmi devamlı fonksiyon olduğundan bu denklem

$$h(T) = h_0 + (\sum_{i=1}^{N-1}\int_{T_{Li}}^{T_{Hi}} Cp_i(T).dT) + \int_{T_{Li}}^{T} Cp_i(T)dT \quad (2.3.9\text{-}13)$$

Formunu alır. Bu denklemdeki h_0 entalpi sabiti referans değer olarak alınan T_0 K noktasındaki entalpi değeridir. Kimyasal oluşum entalpisi için

$h_{kimyasal}(T)=h(T)-h(298.15)+\Delta h_f(298.15)$ (2.3.9-14)f ormülü uygulanır. Buradaki $\Delta h_f(298.15)$ 298.15K deki kimyasal oluşum entalpisidir. Entropi sürekli fonksiyon için

$$s(T) = s_0 + \int_{T_0}^{T} \frac{Cp(T)}{T} dT \qquad (2.3.9\text{-}15)$$

Denklemiyle tanımlanır. Kısmi devamlı C_p için bu denklem

$$s(T,P) = s_0 + (\sum_{i=1}^{N-1} \int_{T_{Li}}^{T_{Hi}} \frac{Cp_i(T)}{T}.dT) + \int_{T_{Li}}^{T} \frac{Cp_i(T)}{T} dT + R \ln \frac{P}{P_0} \quad (2.3.9\text{-}16)$$

Formunu alır. İç enerji u(T)=h(T)-Pv (2.3.9-17)

Helmholtz potansiyeli a(T)=u(T) – T s(T) (2.3.9-18)

Gibbs potansiyeli g(T)=h(T)-T s(T) (2.3.9-19)

Isı iletim katsayısı ve vizkozite ve için 9. dereceden tek bir polinom kullanılmıştır.

$$k(T) = \sum_{i=0}^{9} a_i T^i \qquad (2.3.9\text{-}20)$$

$$\mu(T) = \sum_{i=0}^{9} b_i T^i \qquad (2.3.9\text{-}21)$$

Bu denklemlerin bu formda kullanılması şüphesiz hata oluşturmaktadır. Ancak denklemler basınçtan bağımsız olarak da alındıklarından kısmi devamı olarak alınmaları hatalarını gideremez. Bu denklemlerin Basınç ve sıcaklığın fonksiyonu olarak alınmaları daha doğru bir yaklaşım olur, ancak bu çalışmada bu değerlendirme yapılmamıştır. Diğer bir gaz özelliği olan Prandtl sayısı

$Pr(T) = Cp(T).\ \mu(T)/k(T)$ (2.3.9-22)

İfadesiyle tanımlanmıştır.

Gazlar tek bir molekül yerine çeşitli moleküllerin karışımı olduğunda biz bunu bir gaz karışımı olarak adlandırıyoruz. İdeal gaz karışımları lineer hacimsel karışım kuralı adını verdiğimiz kuralı kullanarak yapılabilir. Bu kural

$$\frac{v_i}{v} = \frac{V_i}{V} = \frac{N_i}{N} = x_i \qquad (2.3.9\text{-}23)$$

V_i karışımdaki her bir gazın hacmi, N_i karışımdaki her bir gazın molar ağırlığı, V karışımın toplam hacmi, N karışımın toplam molar ağırlığı, x_i hacimsel oran olmak üzere

$$N = \sum_{i=1}^{m} N_i \qquad (2.3.9\text{-}24)$$

$$h = \sum_{i=1}^{m} h_i x_i \qquad (2.3.9\text{-}25)$$

$$s = \sum_{i=1}^{m} s_i x_i \qquad (2.3.9\text{-}26)$$

Şeklinde yazılabilir. Ancak vizkozite ve ısıl iletim sabiti bu kurala uyum göstermez. Bu yüzden

$$\mu_{karışım} = \sum_{i=1}^{n} \left((x_i \mu_i) / \sum_{j=1}^{n} (x_j \phi_{ij}) \right) \qquad (2.3.9\text{-}27)$$

$$\phi_{ij} = (1+(\mu_i/\mu_j)^{1/2}(M_j/M_i)^{1/4}))^2/(8+8M_i/M_j)^{1/2}) \qquad (2.3.9\text{-}27a)$$

$$k_{karışım} = \sum_{i=1}^{n} \left((x_i k_i) / \sum_{j=1}^{n} (x_j \phi_{ij}) \right) \qquad (2.3.9\text{-}28)$$

$$\phi_{ij} = (1+(k_i/k_j)^{1/2}(M_j/M_i)^{1/4}))^2/(8+8M_i/M_j)^{1/2}) \qquad (2.3.9\text{-}28a)$$

Kullanılabilir. Buradaki M gazın moleküler ağırlığıdır (kg/kmol) Çeşitli gazlar için uydurulan Cp değerleri Tablo 2.3.9-1 de verilmiştir.

Tablo 2.3.9-1 Cp Özgül ısı kısmi devamlı polinom katsayıları (KJ/kmol K)

O2(OKSİJEN)						O(OKSİJEN)					
A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}	A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
22.27330422	20.09558961	1.576776726	-7.443438282	298	600	21.67144704	-2.000487288	0.6392959	1.320197483	298.2	600
26.23303277	13.48712983	-2.028128076	-4.647974713	600	1000	20.90355525	-0.139446032	1.033123751	0.047546475	600	1000
35.76348205	0.542800074	-17.71082533	0.33480633	1000	1400	20.45537577	0.384995716	1.983975239	-0.123782171	1000	1400

34.55680943	1.553438452	-12.68198802	0.097655971	1400	1800	21.66878109	-0.766508674	-2.160752356	0.187542686	1400	1800
32.682339	2.780574433	-0.232839727	-0.124123955	1800	2200	17.6656043	1.91002934	24.48101603	-0.317612084	1800	2200
34.18930237	2.003245742	-16.59127403	-0.012321618	2200	2600	24.91783881	-2.537162642	-32.69643073	0.449475708	2200	2600
23.13417185	7.768341405	105.0607578	-0.860498559	2600	3000	21.48700103	-0.625000491	-1.33E-05	0.150000066	2600	3000
35.36203413	2.174488715	-71.65403806	-0.136367317	3000	3400	17.01174024	1.320331621	70.1070434	-0.087746042	3000	3400
37.71386949	1.373290074	-128.8806958	-0.06134359	3400	3800	8.952943072	4.204241524	252.7966393	-0.375537294	3400	3800
49.48632531	-2.64949057	-428.2214399	0.32557385	3800	4200	20.09775172	0.107996873	7.576790508	0.048222699	3800	4200
57.80266638	-5.225491255	-684.1771505	0.549713755	4200	4600	-1.342026358	6.709578759	678.6246879	-0.523823962	4200	4600
67.34970525	-7.837177618	-1057.824405	0.749739156	4600	5000	724.7051201	-195.5211797	-26984.85087	15.30552728	4600	5000

CH4(METAN)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
0.26362115	103.3906281	6.665203972	-33.10401913	298.	600
6.789910685	89.60390101	2.233194448	-24.83551585	600	1000
27.74513513	61.80612729	-33.7089939	-14.39853544	1000	1400
80.81155077	12.88641193	-220.7818486	-1.661960407	1400	2000

C2H6(ETAN)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
7.220824577	169.4999926	-0.310050987	-54.76306714	298.1	600
15.83230383	151.0055649	-6.00424943	-43.46718801	600	1000

C4H10(BÜTAN)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
8.841111248	333.9847815	0.115329608	-115.5944967	298.1	600
6.012186143	339.9746816	2.034527618	-119.2001628	600	1000
-3.886526355	352.8392197	19.72542688	-123.9348507	1000	1500

C6H6(BENZEN)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
-18.48174614	402.838009	-2.687926024	-180.803994	298.1	600
53.40426505	249.9524178	-51.07855229	-88.34680067	600	1000
302.9970083	-74.83644433	-496.3548681	31.37219644	1000	1500

C3H8(PROPAN)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
2.709229096	274.0071215	-1.206529393	-104.1565689	298.	600
35.07425713	205.1306171	-22.96495318	-62.47967467	600	1000
147.6893383	58.57290318	-223.8476019	-8.45081372	1000	1500

C5H12(PENTAN)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
7.829873984	434.0835619	-1.996399943	-168.1040974	298.	600
61.28211271	320.3607385	-37.95345619	-99.30518258	600	1000

NO(AZOT OKSİT)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
26.06473251	6.321323749	1.472043978	2.698866218	298.	600
22.85173458	16.3551807	1.876205995	-5.412385265	600	1000
30.86760937	5.627787214	-11.75889963	-1.33654018	1000	1400
35.03561904	1.631876751	-25.36397681	-0.254688022	1400	1800

CO2(KARBONDİOKSİT)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
25.46719733	51.02341143	-1.312097218	-23.31607092	298.2	600
34.60062728	30.27736191	-6.778605256	-9.892535404	600	1000
48.12902419	11.83557887	-28.90850288	-2.765834328	1000	1400
54.2079272	5.711777269	-46.59479923	-1.032728006	1400	1800
59.05903659	2.025012196	-71.9213999	-0.240514477	1800	2200
62.0435167	0.278511926	-98.08929471	0.048427148	2200	2600
65.52250994	-1.394248775	-142.7941214	0.274984808	2600	3000

CO(KARBONMONOKSİT)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
28.65602059	-2.085128497	0.33789303	8.181174739	298.2	600
20.38297551	18.16093359	4.526489998	-5.813479615	600	1000
26.73036538	9.219443761	-4.858471844	-2.281007814	1000	1400
33.941026	2.182871098	-27.61890527	-0.341278588	1400	1800
34.8280427	1.54595149	-32.52220665	-0.214507355	1800	2200
33.32176753	2.290939159	-15.61901093	-0.314083989	2200	2600
32.83908964	2.283263252	0.904335867	-0.275884295	2600	3000

H2O(SU BUHARI)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
28.6877265	12.03973791	1.146339299	0.255550043	298.2	600
27.31081649	14.02976604	2.563749666	-0.329692933	600	1000
19.46149438	25.19773156	14.03277857	-4.795708412	1000	1400
26.78018397	18.60593508	-12.58781368	-3.128210695	1400	1800
37.07710361	10.77862546	-65.74294053	-1.451386422	1800	2200
44.5695869	6.387696659	-130.2995826	-0.727978433	2200	2600
46.30959254	5.324017836	-141.8896944	-0.550899937	2600	3000
51.00848304	3.134532925	-205.6806014	-0.264420484	3000	3400
41.49468182	6.632080691	2.481885191	-0.62588688	3400	3800
59.86140356	0.002521199	-416.8549439	0.047906354	3800	4200
68.53827228	-2.651393398	-689.7285156	0.275602664	4200	4600
50.09864007	2.614377887	-15.7365718	-0.148220925	4600	5000

H(HİDROJEN)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
20.786	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	298.2	5000

36.40139968	0.663248554	-33.45357209	-0.061003051	1800	2200
34.65130286	1.633245465	-16.59127876	-0.212321575	2200	2600
34.01900044	1.749999789	-5.73E-06	-0.199999972	2600	3000

NO2(AZOTDİOKSİT)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
35.7317582	22.7663462	-4.715791965	-6.218408642	298.	600
35.77123501	22.75704611	-4.781084177	-6.262163317	600	1000
35.76799259	22.81389145	-4.887462228	-6.30516117	1000	1400
177.1598038	-96.36464581	-581.692147	21.69874956	1400	1800
53.80067826	1.256148687	-0.465681199	0.001752123	1800	2200
55.35676816	0.395938806	-15.61901695	0.135916066	2200	2600
53.84282307	1.248472377	-1.808702062	0.00176874	2600	3000

He(HELYUM)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
20.786	0	0	0	298.	3000

NH3(AMONYAK)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
20.31777991	48.01894293	1.865617087	-12.18993505	298.2	600
22.17353044	44.05398098	0.612695522	-9.7698345	600	1000
26.57861679	38.20889576	-6.87143741	-7.581379008	1000	1400
36.53020973	28.79880638	-40.20671793	-5.06948933	1400	1800
50.66696439	18.37545902	-117.4990586	-2.905649538	1800	2200
72.76808429	4.932842734	-295.2401409	-0.602956242	2200	2600
108.872152	-13.48838911	-707.6399303	2.043732366	2600	3000

Ar(ARGON)

A_i	B_i	C_i	D_i	T_{Li}	T_{Hi}
20.786	0	0	0	298.2	5000

Tablo 2.3.9-2 Gazlar için k ısıl iletkenlik katsayısı (W/mK) denklem (2.3.9-28)

gaz ismi	a0	a1	a2	a3	a4	a5	a6	a7	a8
hava	3.338106	0.048298	1.91E-04	-4.22E-07	3.47E-10	-9.23E-14	-2.28E-17	1.62E-20	-2.20E-24
c9h20	-8.66E-09	0.005105	1.20E-04	-3.20E-08	1.28E-11	0	0	0	0
c9h20g	-8.66E-09	0.005105	1.20E-04	-3.20E-08	1.28E-11	0	0	0	0
c10h22	2.38E-07	0.001357	1.10E-04	-1.26E-08	3.68E-12	0	0	0	0
c11h24	-3.91E-07	0.001302	1.01E-04	-7.03E-10	-6.85E-13	0	0	0	0
c12h26	4.59E-08	-0.0074	1.28E-04	-3.35E-08	5.44E-12	0	0	0	0
c13h28	2.41E-08	-0.0074	1.22E-04	-2.99E-08	4.51E-12	0	0	0	0
c14h30	-2.35E-08	0.001945	9.13E-05	-9.16E-09	2.09E-12	0	0	0	0
c15h32	3.08E-08	-0.0072	1.10E-04	-2.30E-08	2.78E-12	0	0	0	0
c16h34	3.32E-08	-0.00739	1.05E-04	-1.88E-08	1.64E-12	0	0	0	0
c17h36	-2.38E-09	-8.56E-04	7.24E-05	5.66E-09	-1.27E-12	0	0	0	0
c18h38	2.51E-08	-0.00375	7.27E-05	7.45E-09	-4.59E-12	0	0	0	0
c19h40	2.37E-08	-8.68E-04	6.36E-05	7.07E-09	-1.65E-12	0	0	0	0
c20h42	2.96E-08	-6.63E-04	5.97E-05	7.70E-09	-1.90E-12	0	0	0	0
c11h16	-3.71E-07	0.006012	1.21E-04	-7.21E-08	1.90E-11	0	0	0	0
c12h18	4.64E-07	-0.00346	1.33E-04	-6.49E-08	5.72E-12	0	0	0	0
c13h20	-1.56E-07	0.006244	1.09E-04	-6.27E-08	1.59E-11	0	0	0	0
c14h22	-5.29E-08	0.00593	1.07E-04	-6.17E-08	1.57E-11	0	0	0	0
c15h24	-3.32E-08	0.005858	1.05E-04	-6.03E-08	1.53E-11	0	0	0	0
c16h26	-3.56E-08	0.006065	1.01E-04	-5.72E-08	1.42E-11	0	0	0	0
c17h28	-2.63E-08	0.0058	1.01E-04	-5.72E-08	1.44E-11	0	0	0	0
c18h30	-1.39E-08	0.005093	9.72E-05	-5.13E-08	1.22E-11	0	0	0	0
c19h32	2.86E-08	0.005088	8.63E-05	-2.53E-08	-4.81E-12	0	0	0	0
c10h8	4.00E-05	-0.01434	1.63E-04	-9.39E-08	1.58E-11	0	0	0	0
c11h10	1.13E-07	-0.00241	1.16E-04	-6.05E-08	8.21E-12	0	0	0	0
c12h12	-2.53E-08	0.006453	9.89E-05	-5.61E-08	1.40E-11	0	0	0	0
ch4	3.992967	0.055105	1.73E-04	-6.57E-08	0	0	0	0	0
c2h6	-17.3497	0.117899	4.00E-05	0	0	0	0	0	0
c2h4	-32.9638	0.20984	0	0	0	0	0	0	0
c3h8	-8.26856	0.056094	1.10E-04	-1.08E-08	3.47E-13	0	0	0	0
c4h10	-7.94288	0.042889	1.37E-04	-4.37E-08	0	0	0	0	0
c5h12	-17.9919	0.10888	0	0	0	0	0	0	0
ch3oh	-6.08282	0.074736	0	0	0	0	0	0	0
c6h6	-3.40024	0.014724	1.11E-04	0	0	0	0	0	0
h2	-20.9811	1.076937	-0.00239	5.26E-06	-7.66E-09	6.96E-12	-3.73E-15	1.07E-18	-1.27E-22
h2o	9.79579	-0.00572	1.36E-04	-4.13E-08	-1.06E-12				
Ar	-0.18186	0.073693	-6.22E-05	6.18E-08	-4.39E-11	1.70E-14	-2.64E-18	0	0

co	-0.70394	0.097961	-4.75E-05	0					
co2	-0.48647	0.020173	2.44E-04	-6.08E-07	8.98E-10	-7.57E-13	3.41E-16	-7.42E-20	6.11E-24
n2	2.744642	0.032561	5.61E-04	-2.65E-06	6.32E-09	-8.64E-12	6.79E-15	-2.84E-18	4.90E-22
o2	-2.03306	0.123233	-1.32E-04	1.05E-07	1.66E-10	-5.18E-13	5.43E-16	-2.63E-19	4.96E-23
c13h14	-2.53E-08	0.006453	9.89E-05	-5.61E-08	1.40E-11	0	0	0	0
c14h16	-2.53E-08	0.006453	9.89E-05	-5.61E-08	1.40E-11	0	0	0	0
air	3.338106	0.048298	1.91E-04	-4.22E-07	3.47E-10	-9.23E-14	-2.28E-17	1.62E-20	-2.20E-24
c9h20	-8.66E-09	0.005105	1.20E-04	-3.20E-08	1.28E-11	0	0	0	0
c9h20g	-8.66E-09	0.005105	1.20E-04	-3.20E-08	1.28E-11	0	0	0	0
c10h22	2.38E-07	0.001357	1.10E-04	-1.26E-08	3.68E-12	0	0	0	0
c11h24	-3.91E-07	0.001302	1.01E-04	-7.03E-10	-6.85E-13	0	0	0	0
c12h26	4.59E-08	-0.0074	1.28E-04	-3.35E-08	5.44E-12	0	0	0	0
c13h28	2.41E-08	-0.0074	1.22E-04	-2.99E-08	4.51E-12	0	0	0	0
c14h30	-2.35E-08	0.001945	9.13E-05	-9.16E-09	2.09E-12	0	0	0	0
c15h32	3.08E-08	-0.0072	1.10E-04	-2.30E-08	2.78E-12	0	0	0	0
c16h34	3.32E-08	-0.00739	1.05E-04	-1.88E-08	1.64E-12	0	0	0	0
c17h36	-2.38E-09	-8.56E-04	7.24E-05	5.66E-09	-1.27E-12	0	0	0	0
c18h38	2.51E-08	-0.00375	7.27E-05	7.45E-09	-4.59E-12	0	0	0	0
c19h40	2.37E-08	-8.68E-04	6.36E-05	7.07E-09	-1.65E-12	0	0	0	0
c20h42	2.96E-08	-6.63E-04	5.97E-05	7.70E-09	-1.90E-12	0	0	0	0
c11h16	-3.71E-07	0.006012	1.21E-04	-7.21E-08	1.90E-11	0	0	0	0
c12h18	4.64E-07	-0.00346	1.33E-04	-6.49E-08	5.72E-12	0	0	0	0
c13h20	-1.56E-07	0.006244	1.09E-04	-6.27E-08	1.59E-11	0	0	0	0
c14h22	-5.29E-08	0.00593	1.07E-04	-6.17E-08	1.57E-11	0	0	0	0
c15h24	-3.32E-08	0.005858	1.05E-04	-6.03E-08	1.53E-11	0	0	0	0
c16h26	-3.56E-08	0.006065	1.01E-04	-5.72E-08	1.42E-11	0	0	0	0
c17h28	-2.63E-08	0.0058	1.01E-04	-5.72E-08	1.44E-11	0	0	0	0
c18h30	-1.39E-08	0.005093	9.72E-05	-5.13E-08	1.22E-11	0	0	0	0
c19h32	2.86E-08	0.005088	8.63E-05	-2.53E-08	-4.81E-12	0	0	0	0
c10h8	4.00E-05	-0.01434	1.63E-04	-9.39E-08	1.58E-11	0	0	0	0
c11h10	1.13E-07	-0.00241	1.16E-04	-6.05E-08	8.21E-12	0	0	0	0
c12h12	-2.53E-08	0.006453	9.89E-05	-5.61E-08	1.40E-11	0	0	0	0
ch4	3.992967	0.055105	1.73E-04	-6.57E-08	0	0	0	0	0
c2h6	-17.3497	0.117899	4.00E-05	0	0	0	0	0	0
c2h4	-32.9638	0.20984	0	0	0	0	0	0	0
c3h8	-8.26856	0.056094	1.10E-04	-1.08E-08	3.47E-13	0	0	0	0
c4h10	-7.94288	0.042889	1.37E-04	-4.37E-08	0	0	0	0	0
c5h12	-17.9919	0.10888	0	0	0	0	0	0	0
ch3oh	-6.08282	0.074736	0	0	0	0	0	0	0
c6h6	-3.40024	0.014724	1.11E-04	0	0	0	0	0	0
h2	-20.9811	1.076937	-0.00239	5.26E-06	-7.66E-09	6.96E-12	-3.73E-15	1.07E-18	-1.27E-22
h2o	9.79579	-0.00572	1.36E-04	-4.13E-08	-1.06E-12				
Ar	-0.18186	0.073693	-6.22E-05	6.18E-08	-4.39E-11	1.70E-14	-2.64E-18	0	0
co	-0.70394	0.097961	-4.75E-05	0					
co2	-0.48647	0.020173	2.44E-04	-6.08E-07	8.98E-10	-7.57E-13	3.41E-16	-7.42E-20	6.11E-24
n2	2.744642	0.032561	5.61E-04	-2.65E-06	6.32E-09	-8.64E-12	6.79E-15	-2.84E-18	4.90E-22
o2	-2.03306	0.123233	-1.32E-04	1.05E-07	1.66E-10	-5.18E-13	5.43E-16	-2.63E-19	4.96E-23
c13h14	-2.53E-08	0.006453	9.89E-05	-5.61E-08	1.40E-11	0	0	0	0
c14h16	-2.53E-08	0.006453	9.89E-05	-5.61E-08	1.40E-11	0	0	0	0

Tablo 2.3.9-3 Gazlar için μ vizkozite katsayısı (Pa.s)

gaz ismi	**b0**	**b1**	**b2**	**b3**	**b4**	**b5**	**b8**	**b7**	**b8**
Air	-2.38415	0.82111	-9.49E-04	1.33E-06	-1.55E-09	1.18E-12	-5.19E-16	1.19E-19	-1.09E-23
c9h20	-1.72E-04	0.134117	1.41E-04	-1.55E-07	6.04E-11	0	0	0	0
c9h20g	-1.72E-04	0.134117	1.41E-04	-1.55E-07	6.04E-11	0	0	0	0
c10h22	-1.24E-04	0.13015	1.39E-04	-1.57E-07	6.06E-11	0	0	0	0
c11h24	-5.31E-06	0.105316	2.12E-04	-2.65E-07	1.18E-10	0	0	0	0
c12h26	-2.54E-05	0.083231	2.72E-04	-3.45E-07	1.53E-10	0	0	0	0
c13h28	-1.58E-05	0.078442	2.48E-04	-3.09E-07	1.38E-10	0	0	0	0

c14h30	-9.00E-06	0.074674	2.35E-04	-2.83E-07	1.25E-10	0	0	0	0
c15h32	-8.88E-06	0.06762	2.46E-04	-2.95E-07	1.28E-10	0	0	0	0
c16h34	-9.79E-06	0.054911	2.87E-04	-3.48E-07	1.50E-10	0	0	0	0
c17h36	1.86E-09	0.091404	1.08E-04	-9.27E-08	3.62E-11	0	0	0	0
c18h38	5.86E-09	0.082347	1.25E-04	-1.06E-07	4.11E-11	0	0	0	0
c19h40	-2.71E-09	0.085914	8.45E-05	-3.77E-08	6.71E-12	0	0	0	0
c20h42	2.03E-09	0.076736	1.09E-04	-7.01E-08	2.23E-11	0	0	0	0
c11h16	-3.72E-04	0.169936	8.96E-05	-1.82E-07	8.21E-11	0	0	0	0
c12h18	-1.24E-06	0.179134	1.01E-05	-6.18E-08	2.55E-114	0	0	0	0
c13h20	-1.83855	2295510	0.16633	3.55E-05	-1.17E-07	0	0	0	0
c14h22	-1.38E-04	0.162429	2.48E-05	-1.04E-07	5.04E-11	0	0	0	0
c15h24	-1.19E-04	0.152372	4.97E-05	-1.21E-07	5.45E-11	0	0	0	0
c16h26	-1.02E-04	0.14251	6.94E-05	-1.37E-07	5.95E-11	0	0	0	0
c17h28	-7.50E-05	0.144828	4.58E-05	-1.14E-07	5.12E-11	0	0	0	0
c18h30	-1.53E-07	0.160589	-2.96E-05	-1.11E-08	7.09E-12	0	0	0	0
c19h32	-6.95E-09	0.156447	-2.31E-05	-2.01E-08	1.13E-11	0	0	0	0
c10h8	-2.58E-05	0.145501	2.17E-04	-2.51E-07	9.04E-11	0	0	0	0
c11h10	-6.87E-07	0.166449	6.46E-05	-1.02E-07	3.63E-11	0	0	0	0
c12h12	-9.52E-05	0.156283	8.11E-05	-1.47E-07	6.05E-11	0	0	0	0
ch4	-3.17435	0.455271	-2.73E-04	8.95E-08	0	0	0	0	0
c2h6	-4.92854	0.379063	-1.48E-04	0	0	0	0	0	0
c2h4	0.986662	0.030528	0	0	0	0	0	0	0
c3h8	-4.54984	0.322706	-1.39E-04	6.96E-08	0	0	0	0	0
c4h10	-10.9226	0.336549	-1.71E-04	8.73E-08	0	0	0	0	0
c5h12	1.98741	0.01914	0	0	0	0	0	0	0
ch3oh	-0.51633	0.034029	0	0	0	0	0	0	0
c6h6	1.233006	0.018412	9.94E-06	0	0	0	0	0	0
h2	2.208218	0.50698	-0.00138	3.34E-06	-4.92E-09	4.34E-12	-2.25E-15	6.28E-19	-7.28E-23
h2o	0.62004	0.236733	3.35E-04	-2.82E-07	8.57E-11				
h2ol	0.62004	0.236733	3.35E-04	-2.82E-07	8.57E-11				
Ar	-3.18196	0.91298	-4.95E-04	-1.50E-08	2.91E-10	-1.67E-13	2.73E-17	0	0
Co	32.932	0.540488	-1.94E-04						
co2	-1.76629	0.565126	-1.89E-04	-7.70E-08	2.30E-10	-2.00E-13	8.45E-17	-1.70E-20	1.30E-24
n2	-7.01964	0.858328	-0.00112	1.40E-06	-1.25E-09	7.38E-13	-2.74E-16	5.74E-20	-5.16E-24
o2	-15.2819	1.053851	-0.00162	2.78E-06	-3.59E-09	3.10E-12	-1.66E-15	4.94E-19	-6.22E-23
c13h14	-9.52E-05	0.156283	8.11E-05	-1.47E-07	6.05E-11	0	0	0	0
c14h16	-9.52E-05	0.156283	8.11E-05	-1.47E-07	6.05E-11	0	0	0	0

2.3.10 KÜBİK HAL DENKLEMLERİ

Kullanım açısından çok önemli bir avantaj sağlayan bir gurup hal denklemi kübik hal denklemleri ailesini oluştururlar. Önce bu ailenin denklemlerine bir göz atalım. Bu denklemlerin önemi kübik bir denklem oluşturabilmeleri ve dolayısıyle kübik polinomun çözüm kurallarıyla çözülebilmeleridir. Bu bize liner olmıyan denklem sistemleri çözümüne göre bir avantaj sağlayabilir. Biz modelimizde kübik denklemleri başka bir sebep için daha kullanmak istiyoruz O da Eğer daha gerçek davranış gösteren bir hal denklemi kullanırsak lineer olmıyan denklem sistemi çözümleri için ilk değerleri oluşturacak bir ön çözüm sistemi elde etmektir.

Kübik Hal Denklemleri

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2 + ubV + \omega b^2} \qquad (2.3.10\text{-}1)$$

(1) denkleminin bir başka ifadesi de şu şekildedir.

$$\begin{aligned} &Z^3 - (1 + B^* - uB^*)Z^2 + \\ &(A^* + wB^{*2} - uB^* - uB^{*2})Z \\ &- A^*B^* - wB^{*2} - wB^{*3} = 0 \end{aligned} \qquad (2.3.10\text{-}2)$$

burada $A^* = \frac{aP}{R^2T^2}$ ve $B^* = \frac{bP}{RT}$ dir.

Kübik denklemler içinde en çok kullanılanları ; van der Waals , Redlich-Kwong (RK) ,Soave (SRK) , ve Peng-Robinson (PR) denklemleridir. Tüm bu denklemler aynı yapıya sahip olmalarına rağmen *u, w, a, b,* katsayılarının belirlenmesi açısından farklılık gösterirler.

Tablo (2.3.10-1). Kübik denklemler için katsayılar

Denklem	u	ω	a	b	fω
van der Waals	**0**	**0**	$\frac{RT_{crit}}{8P_{crit}}$	$\frac{27}{64}\frac{R^2T^2_{crit}}{P_{crit}}$	
Redlich Kwong	**1**	**0**	$\frac{0.08664RT_{crit}}{P_{crit}}$	$\frac{0.42748R^2T^{2.5}_{crit}}{P_{crit}T^{1/2}}$	
Soawe	**1**	**0**	$\frac{0.08664RT_{crit}}{P_{crit}}$	$\frac{0.42748R^2T^2_{crit}}{P_{crit}}\left[1+f\omega(1-T_r^{1/2})\right]^2$	$0.48+1.574\omega-0.176\omega^2$
Peng Robinson	**2**	**-1**	$\frac{0.0780RT_{crit}}{P_{crit}}$	$\frac{0.44724R^2T^2_{crit}}{P_{crit}}\left[1+f\omega(1-T_r^{1/2})\right]^2$	$0.37464+1.54226\omega$ $-0.26992\omega^2$

2.3.11 LEE-KESLER DENKLEMİ

Benedict-Webb-Rubin (BWR) denkleminin hal denklemi olarak kullanımını bölüm 2.3.3 de incelemiştik. Orijinal BWR denkleminin başarısı üzerine bu hal denklemi hakkında bir çok çalışma yapılmıştır. Bunların en önemlisi Lee ve Keesler tarafından geliştirilen modifiye edilmiş BWR denklemi olarak anılır. Bu denklem 3 parametreli bir yaklaşım kullanır. Gazın sıkıştırılabilirlik katsayısı *w=0* olan basit akışkanla , *n*-oktan referans akışkanından hesaplanır.

Bu yöntemde önce özelliği istenen akışkanın kritik sıcaklık ve basınç değerlerinden indirgenmiş sıcaklık ve basınç değerleri hesaplanır(*Tr* , *Pr*). Bu değerler kullanılarak basit akışkan için indirgenmiş hacim aşağıdaki bağıntıdan hesaplanır.

$$\frac{P_rV_r^{(0)}}{T_r} = 1+\frac{B}{V_r^{(0)}}+\frac{C}{(V_r^{(0)})^2}+\frac{D}{(V_r^{(0)})^5}+ \frac{c_4}{T_r^3(V_r^{(0)})^2}\left[\beta+\frac{\gamma}{(V_r^{(0)})^2}\right]\exp\left[-\frac{\gamma}{(V_r^{(0)})^2}\right] \qquad (2.3.10\text{-}1)$$

$$B = b_1-\frac{b_2}{T_r}-\frac{b_3}{T_r^2}-\frac{b_4}{T_r^3} \qquad (2.3.10\text{-}2)$$

$$C = c_1-\frac{c_2}{T_r}+\frac{c_3}{T_r^3} \qquad (2.3.10\text{-}3)$$

$$D = d_1-\frac{d_2}{T_r} \qquad (2.3.10\text{-}4)$$

$$V_r^{(0)} = \frac{P_cV^{(0)}}{RT_c} \qquad (2.3.10\text{-}5)$$

Basit akışkan için katsayılar Tablo 2.3.10-1 de verilmiştir.
(2.3.10-5) denkleminden $V_r^{(0)}$ bulunduktan sonra $Z^{(0)}$ aşağıdaki denklemden hesaplanır.

$$Z^{(0)} = \frac{P_r V_r^{(0)}}{T_r} \qquad (2.3.10\text{-}6)$$

Aynı *Tr* ve *Pr* değerleri ile (3) ve (4) denklemleri kullanılarak bu kez referans *n*-oktan için $V_r^{(R)}$ ve bu değerden de $Z^{(R)}$ değeri hesaplanır.

$$\frac{P_r V_r^{(R)}}{T_r} = 1 + \frac{B}{V_r^{(R)}} + \frac{C}{(V_r^{(R)})^2} + \frac{D}{(V_r^{(R)})^5} + \frac{c_4}{T_r^3 (V_r^{(R)})^2}\left[\beta + \frac{\gamma}{(V_r^{(R)})^2}\right]\exp\left[-\frac{\gamma}{(V_r^{(R)})^2}\right] \qquad (2.3.10\text{-}7)$$

$$Z^{(R)} = \frac{P_r V_r^{(R)}}{T_r} \qquad (2.3.10\text{-}8)$$

Referans akışkan için katsayı değerleri Tablo 2 de verilmiştir.

Tablo 2.3.10-1. Basit ve referans akışkan için katsayılar

Katsayılar	Basit akışkan	Referans akışkan
b_1	0.1181193	0.2026579
b_2	0.265728	0.331511
b_3	0.154790	0.027655
b_4	0.030323	0.203488
c_1	0.0236744	0.0313385
c_2	0.0186984	0.0503618
c_3	0.0	0.016901
c_4	0.042724	0.041577
$d_1 \times 10^4$	0.155488	0.48736
$d_2 \times 10^4$	0.623689	0.0740336
β	0.65392	1.226
γ	0.060167	0.03754

Daha sonra hesaplanan bu sıkıştırılabilirlik oranlarında istenen gazın özellikleri aşağıdaki denklemden hesaplanır.

$$Z = \frac{Pv}{RT} = Z^{(0)} + \left(\frac{\omega}{\omega_R}\right)(Z^{(R)} - Z^{(0)}) \qquad (2.3.10\text{-}9)$$

Bu denklemde $\omega_R = 0.3978$ dir.

Bu şekilde elde edilen değerler sıvı ve gaz fazları için % 2 den az bir hata oranında olduğu görülmektedir[1].

Lee-Kesler Denklemlerinin Çözülmesi

(2.3.10-5)Denkleminden doğru bir $V_r^{(0)}$ değerinin hesaplanabilmesi yöntemin başarısı için önemlidir. Bu denklem non lineer bir yapıya sahip olduğu için buna uygun nümerik bir çözüm yöntemi kullanılmalıdır. Denenen çözüm yöntemleri içinde en iyi çözüm vereni Ridder yöntemidir. Ancak bu yöntem de tek başına her durumda yeterli olmamaktadır. Bu yüzden denklem çözülmeden tüm çözüm bölgesi daha küçük parçalara ayrılarak istenen $V_r^{(0)}$ köküne ulaşılabilir.

Lee-Kesler denklemide non lineer yapısı gereği birbirine yakın bölgelerde birden fazla köke sahip olmaktadır. Bu yüzden nümerik çözüm için uygun başlangıç değerinin seçilmesi gerekmektedir.Bunu için daha önce adı geçen kübik denklemlerden biri ilk yaklaşım olarak kullanılabilir. Böylece çözüme yaklaşık bir ilk değer tahmini yapılabilir. Bu denklemler içinde gerçeğe en yakın değerleri Peng –Robinson denklemi verdiği için bu ilk tahmine en uygun olanı bu denklemdir. Ayrıca kübik denklemlerin ilk yaklaşım olarak kullanılmasının bize sağladığı bir diğer avantaj da bu

denklemin en büyük kökü bize gaz fazının sıkıştırılabilirlik oranının verirken en küçük kökü aynı oranı sıvı fazı için vermektedir.

Gazların termodinamik özelliklerinin belirlenmesi

Hal denklemi ile gazın T , v , P üçlüsünden ikisi bilindiğinde diğerlerini belirleme imkanı sağlar. Ancak bir ısıl sistemin tasarımı için bunun dışında termodinamik özelliklerinde hesaplanması gerekmektedir. Gerçek gazın entalpisi gazın basıncı ve sıcaklığına bağlıdır.

$$H = f(P,T) \qquad (2.3.10\text{-}10)$$

$$dH = \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T dP + \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_P dT \qquad (2.3.10\text{-}11)$$

$$H_2 - H_1 = \int_{P_1}^{P_2}\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_{T_1} dP + \int_{T_1}^{T_2}\left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_{P_2} dT \qquad (2.3.10\text{-}12)$$

Burada sıcaklık T_1 de sabit tutulup H ın P boyunca değişimi alınıp daha sonra sabit basınçta T_1 de T_2 değişimi sonucu H da bulunan değişim ile toplanır böylece iki sıcaklık basınç noktası arasındaki H değişimi hesaplanır. Bu H değişimi hesaplama yöntemlerinden biridir. Sonuçta entalpi değişimi yoldan bağımsız olduğu için daha farklı bir yol da takip edilebilir.Ancak gerçekte biz yüksek basınçtaki gazın c_p değerini her zaman bilemeyiz dolayısı ile düşük basınçta gazın ideal gaz davranışına yaklaştığı bir basınç noktasına göre bir integral alırız. Bu basınç seviyesini P^0 olarak ifade edebiliriz.

$$\Delta H = \int_{P_1}^{P^0}\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_{T_1} dP + \int_{T_1}^{T_2} C_P^0 dT + \int_{P^0}^{P_1}\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_{T_2} dP \qquad (2.3.10\text{-}13)$$

$$\Delta H = (H^0 - H_{P_1})_{T_1} + \int_{T_1}^{T_2} C_P^0 dT - (H^0 - H_{P_2})_{T_2} \qquad (2.3.10\text{-}14)$$

Buradaki $(H^0 - H_{P_1})_{T_1}$ ve $(H^0 - H_{P_2})_{T_2}$ fonksiyonları sabit sıcaklık da basıncın etkisi ile gerçek gazın H da ideal gaza göre oluşan farkı ifade etmektedir.Bu fonksiyonların hesaplanması ile de gerçek gazın H değerine ulaşılabilir.

Sapma (Departure) Fonksiyonları

İdeal gaz olduğu bilinen bir referans basıncına göre her bir özellik için alttaki integralleri hesaplayabiliriz

$$G - G^0 = \int_{P^0}^{P} V dP + \int_0^P V dP$$

$$= \int_0^P \left(V - \frac{RT}{P}\right) dP + RT \ln\left(\frac{P}{P^0}\right)$$

$$= RT\int_0^P (Z-1) d\ln P + RT\ln\left(\frac{P}{P^0}\right) \qquad (2.3.10\text{-}15)$$

$$S - S^0 = \frac{-\partial}{\partial T}(G - G^0)_P$$

$$= R\int_0^P \left[1 - Z - T\left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_P\right] d\ln P - R\ln\frac{P}{P^0} \qquad (2.3.10\text{-}16)$$

Bu iki integral de Z ,T ve P birbirine Lee Kesler hal denklemi ile bağlıdır. Burada Z yerine bu bağıntıdan alınan eşitlik yerleştirilir ve gerekli integral ve türevler alınır ise gibbs serbest enerjisi ve entropi için gereken sapma fonksiyonları hesaplanmış olur. Bu iki termodinamik özellik belli olduğunda ise diğer termodinamik özelliklere geçiş yapılabilir.

$$H - H^0 = (G - G^0) + T(S - S^0) \qquad (2.3.10\text{-}17)$$

$$U - U^0 = (G - G^0) + T(S - S^0) - RT(Z-1) \qquad (2.3.10\text{-}18)$$

ve son olarak helmhotz enerjisi sapma fonksiyonu :

$$A - A^0 = (G - G^0) - RT(Z-1) \qquad \text{(2.3.10-19)}$$

Burada integral analitik olarak alındığında entalpi sapma fonksiyonu şu şekilde elde edilir.

$$\left(\frac{H-H^0}{RT_c}\right)^{(0)} = -T_r\left[Z^{(0)} - 1 - \frac{b_2 + 2b_3/T_r + 3b_4/T_r^2}{T_r(V_r^{(0)})}\right] - T_r\left[\frac{c_2 - 3c_3/T_r^2}{2T_r(V_r^{(0)})^2} + \frac{d_2}{5T_r(V_r^{(0)})^5} + 3E\right]$$

$$E = \frac{c_4}{2T_r^3\gamma}\left\{\beta + 1 - \left[\beta + 1 + \frac{\gamma}{(V_r^{(0)})^2}\right]\exp\left[-\frac{\gamma}{(V_r^{(0)})^2}\right]\right\} \qquad \text{(2.3.10-20)}$$

Burada Lee Kesler hal denklemi için geliştirilen yöntem aynen uygulanırsa ilgilendiğimiz gaz için sapma fonksiyonu referans ve basit gazın sapma fonksiyonları üzerinden hesaplanabilir.

$$\frac{H-H^0}{RT_c} = \left(\frac{H-H^0}{RT_c}\right)^{(0)} + \frac{\omega}{\omega_R}\left[\left(\frac{H-H^0}{RT_c}\right)^{(R)} - \left(\frac{H-H^0}{RT_c}\right)^{(0)}\right] \qquad \text{(2.3.10-21)}$$

Entropi içinde benzer şekilde;

$$\frac{S-S^0}{R} = \left(\frac{S-S^0}{R}\right)^{(0)} + \frac{\omega}{\omega_R}\left[\left(\frac{S-S^0}{R}\right)^{(R)} - \left(\frac{S-S^0}{R}\right)^{(0)}\right] \qquad \text{(2.3.10-21)}$$

Denklemi yazılabilir.

Gazların termofiziksel özelliklerinin belirlenmesi

Isı değiştiriciler gibi ısı transfer yüzeylerin elde etmeye yönelik bir hesaplamada akışkanın termodinamik özellikleri yanında termofiziksel özelliklerine de ihtiyaç olmaktadır. Bu özellikleri ideal gaz modelinde eğri uydurma yoluyla elde etmiştik. Ancak gerçek gaz modelinin faz değiştirmeyi de içermesinin yanı sıra basıncın etkisini hesaba katması gerekir. Bu sebeple Bu modellemede birçok hidrokarbon akışkan için geçerli olabilecek genel bağıntılar seçilerek sıvı ve katı akışkanlar için dinamik vizkozite , ısı iletim katsayısı , yüzey gerilim katsayısı değerleri elde edilmiştir. Bu denklemler şu şekilde özetlenebilir.

Sıvı ısı iletim katsayısı:

$$\lambda_L(T_b) = \frac{1.11}{M^{1/2}}\frac{[3 + 20(1-T_r)^{2/3}]}{3 + 20(1-T_{br})^{2/3}} \qquad \text{(2.3.10-22)}$$

burada T_b o basınçtaki kaynama noktasını T_r indirnemiş sıcaklığı , T_{br} ise doyma sıcaklığının indirgenmiş sıcaklığını temsil etmektedir.Bu metod kaynama noktası metodu olarak tanımlanmaktadır.

Gaz ısı iletim Katsayısı : Chung metodu

$$\frac{\lambda M'}{\eta C_v} = \frac{3.75\Psi}{C_v/R} \qquad \text{(2.3.10-23)}$$

M' : moleküler ağırlık , g/mol

η : düşük basınçdaki gaz vizkositesi

$\Psi = 1 + \alpha\{[0.215 + 0.28288\alpha - 1.061\beta + 0.26665Z]/$

$[0.6366 + \beta Z + 1.061\alpha\beta]\}$

$\alpha = (C_v/R) - 3/2$

$\beta = 0.7862 - 0.7109\omega + 1.3168\omega^2$

$Z = 2.0 + 10.5T_r^2$

Düşük Basınç gaz vizkozitesi :Chung metodu

$$\eta = 40.785\frac{F_c(MT)^{1/2}}{V_c^{2/3}\Omega_v}$$

η : viskozite, μP (2.3.10-24)

M : molekülerağırlık, g/mol

V_c : kritikhacim

$$\Omega_c = [A(T^*)^{-B}] + C[\exp(-DT^*)] + E[\exp(-FT^*)]$$

$$T^* = 1.2593\frac{T}{T_c} \quad (24)$$

A=1.16145 B=0.14874 , C=0.52487 , D=0.77320 , E=2.16178 , F=2.43787

F_c=$1 - 0.2756\,\omega + 0.059035\,\mu_r^4 + \kappa$

(κ değeri az sayıda madde için bilinmektedir. Ve bu maddeler dışında 0 alınmaktadır. Değeri 0.2 ile 0 arasında değişmektedir.)

$$\mu_r = 131.3\frac{\mu}{(V_c T_c)^{1/2}}$$

μ : dipol moment , debyes

Sıvı Vizkositesi : Przezdziecki ve Sridhar metodu

$$\eta_L = \frac{V_0}{E(V - V_0)} \quad (2.3.10\text{-}25)$$

η_L : sıvı vizkositesi ,cP centi Poise

V : molar hacim cm^3/mol

$E = -1.12 + \frac{V_c}{12.94 + 0.10M - 0.23P_c + 0.0424T_f - 11.58(T_f/T_c)}$ $V_0 = 0.0085\omega T_c - 2.02 + \frac{V_m}{0.342(T_f/T_c) + 0.894}$ T_f :

donma noktası , K

ω: eksentrik faktörü

V_m : T_f de sıvı molar hacmi

Bu denklemde V_m değerini bulmak her zaman mümkün olmamaktadır. Bu sorunu aşmak için Gunn-Yamada metodunu kullanmak uygun olmaktadır.Bu metot da bilinen bir V değerinden yola çıkarak T_f deki molar hacim değeri saptanabilir.

$$V(T) = \frac{f(T)}{f(T^R)}V^R$$

$$f(T) = H_1(1 - \omega H_2)$$

$$H_1 = 0.33593 - 0.33953T_r + 1.51941T_r^2 - 2.02512T_r^3 + 1.11422T_r^4$$

$H_2 = 0.29607 - 0.09045T_r - 0.04842T_r^2$ V^R olarak kullanabileceğimiz iyi bir yaklaşımla tespit edilmiş referans bir hacim değerini kullanarak V değerini hesaplamak doğru sonuçlar vermektedir.

Yüzey gerilim Katsayısı:

$$\sigma = P_c^{2/3}T_c^{1/3}(0.132\alpha_c - 0.279)(1 - T_r)^{11/9} \quad (2.3.10\text{-}26)$$

$$\alpha_c = 0.9076\left[1 + \frac{T_{br}\ln(P_c/1.01325)}{1 - T_{br}}\right]$$

σ : yüzey gerilim katsayısı , dyn/cm

T_{br} : indirgenmiş kaynama sıcaklığı , K

2.3.12 YAŞ HAVANIN (SU BUHARI KURU HAVA KARIŞIMI) TERMODİNAMİK ÖZELLİKLERİ

Kuru hava ve su buharı için gerekli olan hal denklemlerini bölüm 2.3.9 ve2.3.6 da incelemiştik. Şimdi bu programları yaş havanın termodinamik özelliklerini hesaplayacak şekilde bir araya getirelim. Yaş havanın temel termodinamik karışım denklemleri aslında her termodinamik kitabında yer alır ve makine mühendisliği eğitiminde sıkça ısıtma-havalandırma gibi çeşitli derslerinde de kullanılır. Yaş hava soğutma sistemleri ve klima modellemelerinde de oldukça önemli bir yer tutar. Karışım yasalarının temeli iki gazın birlikte bulunduklarında kısmi basınçlarının toplam basıncı oluşturması ilkesine dayanır:

$P=P_{\text{kuru hava}}+P_{\text{su buharı}}$ (2.3.12-1)

Gazların kütlelerinin toplamı da toplam gaz kütlesini oluşturur:

$m=m_{\text{kuru hava}}+m_{\text{su buharı}}$ (2.3.12-2)

Su buharı kütlesinin kuru hava kütlesine oranı özgül nem olarak adlandırılır:

$w = m_{\text{su buharı}} / m_{\text{kuru hava}}$ (2.3.12-3)

Özgül nemin değeri bu iki bağıntı ve karışımdaki her iki gazın da ideal gaz olduğu kabulü ile hesaplanabilir. Gazların aynı hacmi işgal ettikleri göz önüne alınırsa:

$P_{\text{kuru hava}} V = m_{\text{kuru hava}} * (R/M_{\text{kuru hava}}) T$ (2.3.12-4)

$P_{\text{su buharı}} V = m_{\text{su buharı}} * (R/M_{\text{su buharı}}) T$ (2.3.12-5)

Burada P basınç, m kütle, T Kelvin cinsinden sıcaklık değeridir. 8 eşitlikleri 7 de yerine konursa

$w= \{P_{\text{su buharı}} V /[(1/M_{\text{su buharı}}) T]\}/ \{P_{\text{kuru hava}} /[m_{\text{kuru hava}} * (1/M_{\text{kuru hava}})]\}$ (2.3.12-6)

$w= (M_{\text{su buharı}}/M_{\text{kuru hava}}) \ P_{\text{su buharı}} / P_{\text{kuru hava}} = (M_{\text{su buharı}}/M_{\text{kuru hava}}) \ P_{\text{su buharı}} / (P - P_{\text{su buharı}})$ (2.3.12-7)

bağıntısı elde edilir. Su buharının kısmi basıncı ve toplam basınç biliniyorsa havadaki nem miktarı hesaplanabilir. Denklemdeki molar kütle oranı $(M_{\text{su buharı}}/M_{\text{kuru hava}})=(18.016/28.964197)=0.6220093$ sayısına eşittir

Yaş hava hesaplarında kullanılan diğer bir kavram da bağıl nem kavramıdır. Bağıl nem su buharı molar yüzdesinin aynı sıcaklıktaki doymuş su buharı molar yüzdesine oranıdır.

$\Phi = x_{\text{su buharı}}/x_{\text{doymuş su buharı}} = P_{\text{su buharı}}/P_{\text{doymuş su buharı}}$ (2.3.12-8)

Benzer bir kavramda doyma yüzdesidir. su buharı kütlesel yüzdesinin aynı sıcaklıktaki doymuş su buharı kütlesel yüzdesine oranıdır.

$\mu= m_{\text{su buharı}}/m_{\text{doymuş su buharı}} = w_{\text{su buharı}}/w_{\text{doymuş su buharı}}$ (2.3.12-9)

Yaş havanın entalpisi de kuru hava ve su buharının entalpilerinden hesaplanır.

$H=m_{\text{kuru hava}}*h_{\text{kuru hava}} + m_{\text{su buharı}}h_{\text{su buharı}}$ (2.3.12-10)

$H=H/ m_{\text{kuru hava}}= h_{\text{kuru hava}} + (m_{\text{su buharı}}/ m_{\text{kuru hava}})h_{\text{su buharı}}= h_{\text{kuru hava}} + w\, h_{\text{su buharı}}$ (2.3.12-11)

Entropi fonksiyonu da aynı şekilde hesaplanır.

$S=m_{\text{kuru hava}}*s_{\text{kuru hava}} + m_{\text{su buharı}}s_{\text{su buharı}}$ (2.3.12-12)

$s=S/ m_{\text{kuru hava}}= s_{\text{kuru hava}} + (m_{\text{su buharı}}/ m_{\text{kuru hava}})s_{\text{su buharı}}= s_{\text{kuru hava}} + w\, s_{\text{su buharı}}$ (2.3.12-13)

Yaş hava için kullandığımız diğer bir kavram da adyabatik doyma sıcaklığıdır. Hava sonsuz uzunlukta tamamen izole edilmiş su ile dolu bir kanaldan geçirilirken doyma noktasına ulaşır. Doyma noktasına ulaşmış suyun sıcaklığında yaş havanın sıcaklığına adyabatik doyma sıcaklığı adı verilir. Termodinamik ideal bir kavramdır. Enerji dengesinden hesaplanabilir. Giren havanın enerjisi+ buharlaşan suyun enerjisi = doymuş havanın enerjisi olduğundan

$h+(w^* - w)h^*_{su} = h^*$ (2.3.12-14)

burada h: kanala giren yaş havanın entalpisi, h^*: doymuş yaş havanın entalpisi, h^*_{su} : kanalda bulunan ve bir kısmı sıvılaşan suyun entalpisi ve w^* ise doymuş yaş havanın entalpisidir. Bu denklemin çözümü bize T^* adyabatik doyma sıcaklığını verir. Adyabatik doyma sıcaklığı termodinamik yaş termometre sıcaklığı olarak da anılır. Termodinamik yaş termometre sıcaklığının yaş bir termometrede ölçülen sıcaklıktan farklı olduğunu burada belirtelim. Gerçek termometrenin okuduğu değer ısı transferine bağlı olarak termodinamik yaş termometre sıcaklığından sapacaktır.

Yaş havayla ilgili tanımlanması gereken son özellikte çiğ noktası sıcaklığıdır. Yaş havanın basıncını değiştirmeden sıcaklığını düşürdüğümüzde aynı basınç altında yoğuşmanın başladığı sıcaklık olarak tanımlıyabiliriz. Verilen kısmi basınç için su buharı yoğuşma sıcaklığına eşittir.

2.3.13 AMONYAK SU KARIŞIMININ TERMODİNAMİK ÖZELLİKLERİ

Amonyak su karışımı absorbsiyolu soğutma sistemleri denen sistemlerde kullanılan bir karışım olarak özel bir ilgi noktasıdır. Bu yüzden bu karışımın termodinamik özellikleri ayrı bir bölüm olarak irdelenecektir. Su buharının hal denklemi bölüm 2.3.6 d, Amonyağın hal denklemi ise bölüm 2.3.1 ve

2.3.6 da verilmişti. Amonyak-su karışımının termodinamik özellikleri saf sıvıların termodinamik özelliklerinin, bölüm 2.3.12 de su hava karışımında yaptığımız gibi basit karıştırma kurallarıyla elde edilemezler. Çünki bu iki akışkan karıştığında ek bir enerji transferi oluşur. Karışım her saf fazın sıvı ve buhar fzlarında bulunabildiğini de varsayarsak 4 fazın karışımı olarak düşünülebilir.
İlk olarak sıvı-buhar(doyma) denge sıcaklığını sıvı faz amonyak miktarı ve basıncın fonksiyonu olarak verelim

$$T(p,x) = T_0 \sum_i a_i (1-x)^{m_i} \left[\ln\left(\frac{p_0}{p} \right) \right]^{n_i} \qquad (2.3.13\text{-}1)$$

Bu denklemde x : sıvı fazındaki amonyağın molar yüzdesidir. P basınç, T_0=100 K, p_0=2 Mpa, referans sıcaklık değeridir. a_i, m_i ve n_i, değerleri eğri uydurma değerleri olup bu değerler aşağıdaki listede listelenmiştir.

Tablo 2.3.13-1 buhar-sıvı dengesi (doyma) sıcaklığı

i	m_i	n_i	a_i
1	0	0	3.223020000000E+00
2	0	1	-3.842060000000E-01
3	0	2	4.609650000000E-02
4	0	3	-3.789450000000E-03
5	0	4	1.356100000000E-04
6	1	0	4.877550000000E-01
7	1	1	-1.201080000000E-01
8	1	2	1.061540000000E-02
9	2	3	-5.335890000000E-04
10	4	0	7.850410000000E+00
11	5	0	-1.159410000000E+01
12	5	1	-5.231500000000E-02
13	6	0	4.895960000000E+00
14	13	1	4.210590000000E-02

İlk olarak sıvı-buhar(doyma) denge sıcaklığını gaz fazı amonyak miktarı ve basıncın fonksiyonu olarak verelim

$$T(p,y) = T_0 \sum_i a_i (1-x)^{m_i/4} \left[\ln\left(\frac{p_0}{p} \right) \right]^{n_i} \qquad (2.3.13\text{-}1)$$

Bu denklemde y : gaz fazındaki amonyağın molar yüzdesidir. P basınç, T_0=100 K, p_0=2 Mpa, referans sıcaklık değeridir. a_i, m_i ve n_i, değerleri eğri uydurma değerleri olup bu değerler aşağıdaki listede listelenmiştir.

Tablo 2.3.13-2 buhar-sıvı dengesi (doyma) sıcaklığı

i	m_i	n_i	a_i
1	0	0	3.240040E+00
2	0	1	-3.959200E-01
3	0	2	4.356240E-02
4	0	3	-2.189430E-03
5	1	0	-1.435260E+00
6	1	1	1.052560E+00
7	1	2	-7.192810E-02
8	2	0	1.223620E+01
9	2	1	-2.243680E+00
10	3	0	-2.017800E+01
11	3	1	1.108340E+00

12	4	0	1.453990E+01
13	4	2	6.443120E-01
14	5	0	-2.212460E+00
15	5	2	-7.562660E-01
16	6	0	-1.355290E+00
17	7	2	1.835410E-01

Karışımın sıvı fazı entalpisi :

$$h_L(T,x) = h_0 \sum_i a_i \left(\frac{T}{T_0} - 1 \right)^{m_i} x^{n_i} \qquad (2.3.13\text{-}3)$$

Bu denklemde x : sıvı fazındaki amonyağın molar yüzdesidir. T_0=273.16 K, h_0=100 kJ/kg, referans sıcaklık değeridir. a_i, m_i ve n_i, değerleri eğri uydurma değerleri olup bu değerler aşağıdaki listede listelenmiştir.

Tablo 2.3.13-3 karışım sıvı fazı entalpisi

i	m_i	n_i	a_i
1	0	1	-7.61080000E+00
2	0	4	2.56905000E+01
3	0	8	-2.47092000E+02
4	0	9	3.25952000E+02
5	0	12	-1.58854000E+02
6	0	14	6.19084000E+01
7	1	0	1.14314000E+01
8	1	1	1.18157000E+00
9	2	1	2.84179000E+00
10	3	3	7.41609000E+00
11	5	3	8.91844000E+02
12	5	4	-1.61309000E+03
13	5	5	6.22106000E+02
14	6	2	-2.07588000E+02
15	6	4	-6.87393000E+00
16	8	0	3.50716000E+00

Karışımın gaz fazı entalpisi :

$$h_G(T,y) = h_0 \sum_i a_i \left(\frac{T}{T_0} - 1 \right)^{m_i} (1-y)^{n_i/4} \qquad (2.3.13\text{-}3)$$

Bu denklemde y : gaz fazındaki amonyağın molar yüzdesidir. T_0=324.0 K, h_0=1000 kJ/kg, referans sıcaklık değeridir. a_i, m_i ve n_i, değerleri eğri uydurma değerleri olup bu değerler aşağıdaki listede listelenmiştir.

Tablo 2.3.13-4 karışım gaz fazı entalpisi

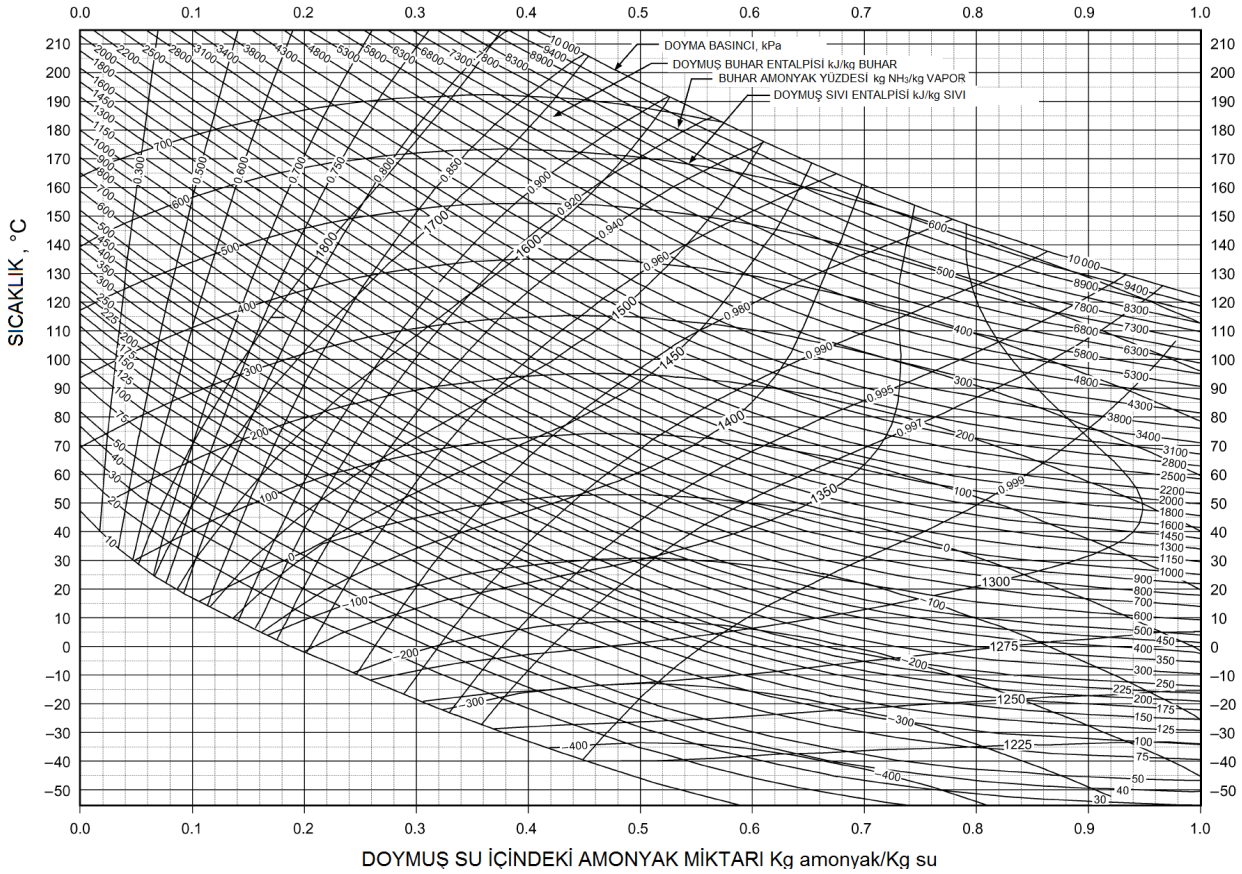
i	m_i	n_i	a_i
1	0	0	1.288270000E+00
2	1	0	1.252470000E-01
3	2	0	-2.087480000E+00
4	3	0	2.176960000E+00
5	0	2	2.356870000E+00
6	1	2	-8.869870000E+00
7	2	2	1.026350000E+01
8	3	2	-2.374400000E+00
9	0	3	-6.701550000E+00

10	1	3	1.645080000E+01
11	2	3	-9.368490000E+00
12	0	4	8.422540000E+00
13	1	4	-8.588070000E+00
14	0	5	-2.770490000E+00
15	4	6	-9.612480000E-01
16	2	7	9.880090000E-01
17	1	10	3.084820000E-01

Denklemlerle tanımlanmış özellikler karşılaştırma amacıyla tablo ve şekil olarak ta verilmiştir.

Tablo 2.3.13-3 Doymuş amonyak karışımının özgül hacim değerleri m^3/kg

sıcaklık	Amonyak konsantrasyonu kütle %									
derece C	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
-10	0.001	0.00103	0.00106	0.00109	0.00114	0.00118	0.00122	0.00128	0.00135	0.00142
0	0.001	0.00103	0.00107	0.0011	0.00114	0.00119	0.00124	0.0013	0.00137	0.00146
10	0.001	0.00104	0.00107	0.00111	0.00115	0.0012	0.00125	0.00132	0.00139	0.00149
20	0.001	0.00104	0.00108	0.00112	0.00116	0.00121	0.00127	0.00133	0.00142	0.00152
30	0.001	0.00105	0.00108	0.00113	0.00117	0.00123	0.00128	0.00135	0.00145	0.00156
40	0.00101	0.00105	0.00109	0.00114	0.00119	0.00124	0.0013	0.00138	0.00148	0.00159
50	0.00101	0.00106	0.0011	0.00115	0.0012	0.00125	0.00132	0.0014	0.00151	0.00163
60	0.00102	0.00106	0.00111	0.00116	0.00121	0.00127	0.00134	0.00143	0.00154	0.00167
70	0.00102	0.00107	0.00112	0.00117	0.00122	0.00129	0.00136	0.00146	0.00158	0.00172
80	0.00103	0.00108	0.00113	0.00118	0.00124	0.0013	0.00139	0.00149	0.00162	0.00178
90	0.00104	0.00109	0.00114	0.00119	0.00125	0.00132	0.00141	0.00153	0.00167	0.00184
100	0.00104	0.0011	0.00115	0.00121	0.00127	0.00135	0.00145	0.00157	0.00172	0.00191



Şekil 2.3.13-1 Doymuş Amonyak-Su karışımının Termodinamik özellikleri

2.3.14 LİTYUM BROMÜR SU KARIŞIMININ TERMODİNAMİK ÖZELLİKLERİ

Lityum bromür-su karışımı da Amonyak su karışımı gibi absorbsiyonlu soğutma çevriminde kullanılan bir karışımdır. Burada soğutkan görevini su görür.

Sıvı Lityum bromür entalpisi :

$$h_L(t,x) = \sum_{n=0}^{4} A_n x^n + t\sum_{n=0}^{4} B_n x^n + t^2 \sum_{n=0}^{4} C_n x^n \qquad (2.3.14\text{-}1)$$

Bu denklemde x : sıvı fazındaki Lityum bromürün molar yüzdesidir. Denklem 40%<x<70% arasında geçerlidir. t sıcaklık olup 15 C < t <165 C arasında geçerlidir. Sistem katsayıları tabloda verilmiştir.

Tablo 2.3.14-1 Lityum bromür-su karışım sıvı fazı entalpisi denklem katsayıları

i	A_i	B_i	C_i
0	-2024.33	18.2829	-3.7008214e-2
1	163.309	-1.1691757	2.8877666e-3
2	-4.88161	3.248041e-2	-8.1313015e-5
3	6.302948e-2	-4.034184e-4	9.9116628e-7
4	-2.913705e-4	1.8520569e-6	-4.4441207e-9

Sıvı Lityum bromür çözeltisi karışım sıcaklığı ve basıncı:

$$t = \sum_{n=0}^{3} B_n x^n + t'\sum_{n=0}^{3} A_n x^n \qquad (2.3.14\text{-}2)$$ çözelti sıcaklığı (derece C)

$$t' = \frac{(t - \sum_{n=0}^{3} B_n x^n)}{\sum_{n=0}^{3} A_n x^n} \qquad (2.3.14\text{-}3)$$ soğutkan(su) sıcaklığı (derece C)

$$\log P = C + \frac{D}{T'} + \frac{E}{T'^2} \qquad (2.3.14\text{-}4)$$ doyma basıncı P = kPa T' = K

$$T' = \frac{-2E}{D + \left[D^2 - 4E(C - \log P)\right]^{0.5}} \qquad (2.3.14\text{-}5)$$ çözelti sıcaklığı (derece K)

Denklemler -15C < t' <100 C, 5 C < t < 175 C, 45% < x <70 % bölgesinde geçerlidir.

Tablo 2.3.14-2 Sıvı Lityum bromür çözeltisi karışım sıcaklığı ve basıncı formülleri için katsayılar

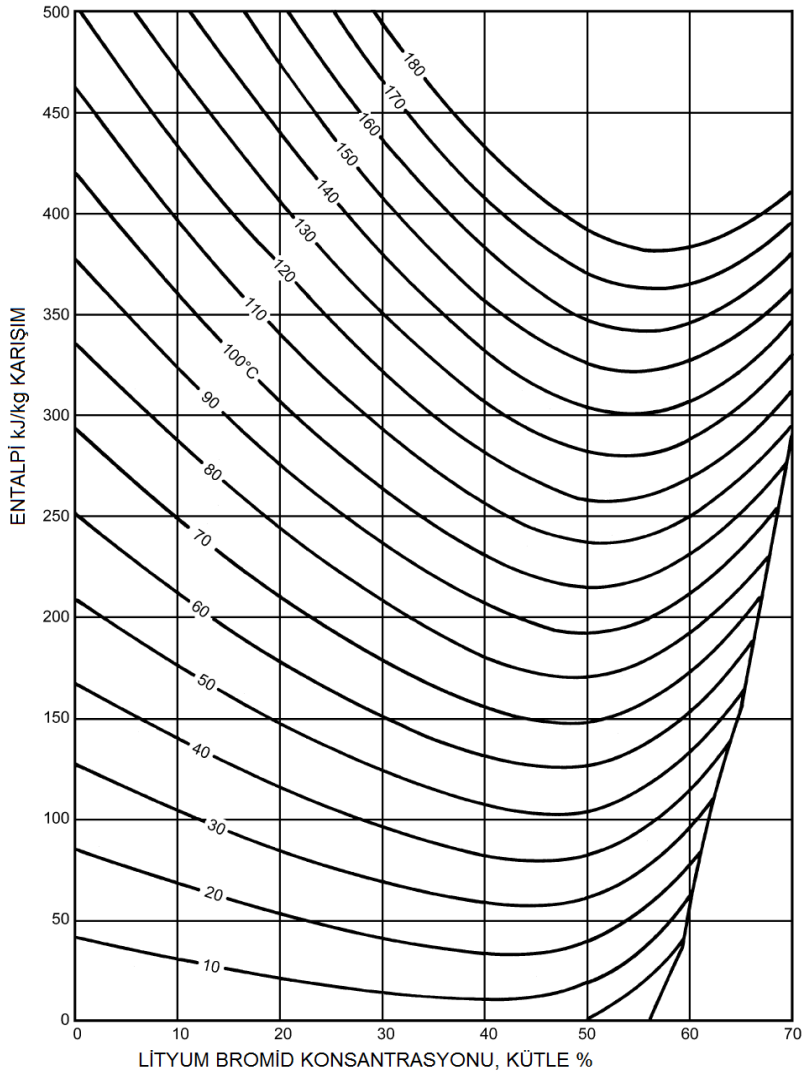
i	A_i	B_i	
0	-2.00755	124.937	C=7.05
1	0.16976	-7.71649	D=-1596.49
2	-3.133362e-3	0.152286	E=-104085.5
3	1.97668e-5	-7.95090e-4	

Tablo 2.3.14-3 de denklem (2.3.14-1) in tablolaştırılmış hali verilmiştir. Şekil 2.3.14-1 de ise aynı Lityum bromür entalpi değerleri diyagram formunda sunulmuştur.

Tablo 2.3.14-3 Lityum bromür çözeltisi için Soğutkan Sıcaklığı(t=derece C) ve Entalpisi(h= kJ/kg)

Sıcaklık	%Lityum Bromür(LiBr)

derece C		0	10	20	30	40	45	50	55	60	65	70
20	t	20	19.1	17.7	15	9.8	5.8	-0.4	-7.7	-15.8	-23.4	-29.3
	h	84	67.4	52.6	40.4	33.5	33.5	38.9	53.2	78	111	145
30	t	30	29	27.5	24.6	19.2	15	8.6	1	-7.3	-15.2	-21.6
	h	125.8	103.3	84	68.6	58.3	56.8	60.5	73.5	96.8	128.4	161.7
40	t	40	38.9	37.3	34.3	28.5	24.1	17.5	9.8	1.3	-7	-14
	h	167.6	139.5	115.8	96	82.5	79.7	82.2	93.5	115.4	146	178.3
50	t	50	48.8	47.2	44	37.9	33.3	26.5	18.5	9.9	1.3	-6.3
	h	209.3	175.2	147	123.4	106.7	102.6	103.8	114	134.5	163.5	195
60	t	60	58.8	57	53.6	47.3	42.5	35.5	27.3	18.4	9.5	1.4
	h	251.1	211.7	179.1	151.4	131.7	125.8	125.8	134.7	153.7	181.4	211.9
70	t	70	68.7	66.8	63.3	56.6	51.6	44.4	36.1	27	17.7	9
	h	293	247.7	210.5	178.8	155.7	148.9	148	155.6	173.2	199.4	228.8
80	t	80	78.6	76.7	73	66	60.8	53.4	44.8	35.6	26	16.7
	h	334.9	287.8	243.6	207.3	181	172.8	170	176.2	192.6	217.2	245.7
90	t	90	88.6	86.5	82.6	75.4	70	62.3	53.6	44.1	34.2	24.3
	h	376.9	321.1	275.6	235.4	206.1	195.8	192.3	197.1	212.2	235.6	262.9
100	t	100	98.5	96.3	92.3	84.7	79.1	71.3	62.4	52.7	42.4	32
	h	419	357.6	307.9	263.8	231	219.9	214.6	218.2	231.5	253.5	279.7
110	t	110	108.4	106.2	101.9	94.1	88.3	80.2	71.1	61.3	50.6	39.7
	h	461.3	394.3	340.1	292.4	255.9	243.3	236.8	239.1	251	271.4	296.3
120	t	120	118.3	116	111.6	103.4	97.5	89.2	79.9	69.8	58.9	47.3
	h	503.7	431	372.5	320.9	281	267	259	260	270.2	289.5	313.4
130	t	130	128.3	125.8	121.3	112.8	106.7	92.8	88.7	78.4	67.1	55
	h	546.5	468.4	404.5	349.6	306.2	290.7	281	280.4	289.1	306.9	330.2
140	t	140	138.2	135.7	130.9	122.2	115.8	107.1	97.4	87	75.3	62.7
	h	589.1	505.6	437.8	377.9	331.3	314.2	303.2	301.1	308.1	324.7	346.9
150	t	150	148.1	145.5	140.6	131.5	125	116.1	106.2	95.5	83.5	70.3
	h	632.2	542.7	470.5	406.8	356.6	337.8	325.5	321.6	327.3	342.7	363.6
160	t	160	158.1	155.3	150.3	140.9	134.2	125	115	104.1	91.8	78.9
	h	675.6	580.8	503.1	435.4	381.9	361.2	347.7	342.2	346.1	360.3	380.1
170	t	170	168	165.2	159.9	150.3	143.3	134	123.7	112.7	100	85.7
	h	719.2	618.9	536.1	464.3	406.8	384.9	369.9	362.9	365.4	378.3	396
180	t	180	177.9	175	169.6	159.6	152.5	142.9	132.5	121.2	108.2	93.3
	h	763.2	657.1	569.4	493.4	432.1	408.8	392.1	383.4	384.3	395.8	411.3



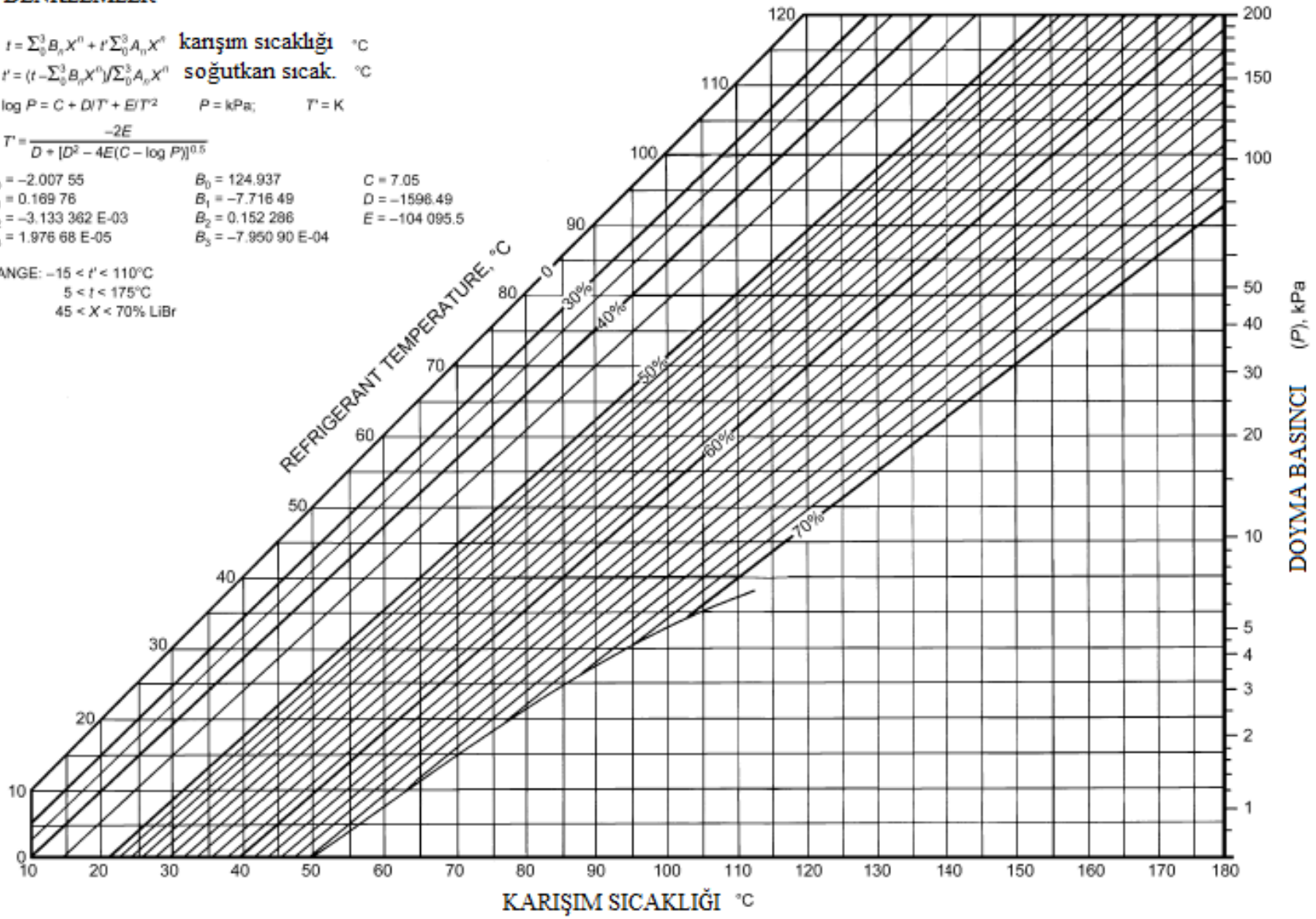
Şekil 2.3.14-1 Lityum bromür entalpi diyagramı

DENKLEMLER

1. $t = \sum_0^3 B_n X^n + t' \sum_0^3 A_n X^n$ karışım sıcaklığı °C
2. $t' = (t - \sum_0^3 B_n X^n) / \sum_0^3 A_n X^n$ soğutkan sıcak. °C
3. $\log P = C + D/T' + E/T'^2$ P = kPa; T' = K
4. $T' = \dfrac{-2E}{D + [D^2 - 4E(C - \log P)]^{0.5}}$

A_0 = –2.007 55	B_0 = 124.937	C = 7.05
A_1 = 0.169 76	B_1 = –7.716 49	D = –1598.49
A_2 = –3.133 362 E-03	B_2 = 0.152 286	E = –104 095.5
A_3 = 1.976 68 E-05	B_3 = –7.950 90 E-04	

RANGE: $-15 < t' < 110$°C
$5 < t < 175$°C
$45 < X < 70$% LiBr



Lityumbromür-su termodinamik diyagramı

2.4 DENKLEMLERİN T,V (VEYA ρ) DIŞINDAKİ TERMODİNAMİK ÇİFTLER İÇİN ÇÖZÜLMESİ

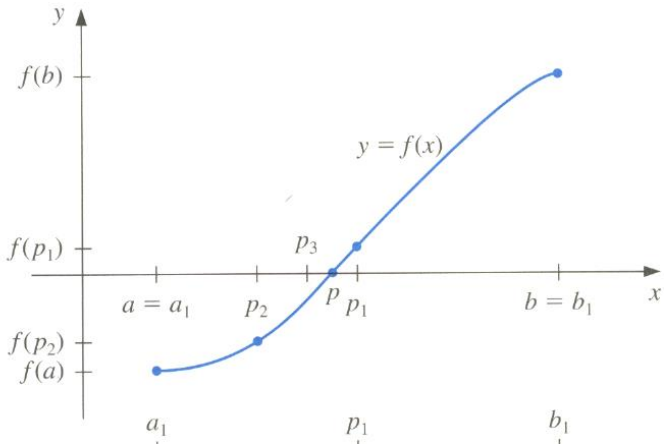
Thermodinamik hal denklemlerini denklemleri bilgisayar programlarına adapte ederken bilinmeyen setinin sadece T ve v nin fonksiyonu olmıyacağı da göz önünde bulundurulmalıdır. Örneğin h(T,p) gibi bir bilinmiyenin hesaplanması istenebilir. Bu tür işlemlerle karşılaştığımızda doğrusal olmayan denklemler, sayısal kök bulma işlemleri karşımıza çıkar.
f(T,p,v)=P(T,v)-p=0 denkleminin çözümünü veren v değerini (denklemin kökünü) bularak P(T,v) hal denklemine geçiş yapabiliriz.
Kök bulma işlemleri Taylor formülünden elde edilen yöntemler ve arama yöntemleri veya bunların kombinasyonlarından oluşur. Termodinamik hal denklemi modellemesinin kritik bir alt prosesi olduğundan bu bölümde kök bulma yöntemlerinin bazıları tanıtılacaktır. Başlamadan önce tam garantili sayısal kök bulma işlemi olmadığını bu yüzden bu yöntemlerin birden fazlasını bir arada kullanmamızın da gerekebildiğini hatırlatalım.

İkiye bölme yöntemi (bisection)

İkiye bölme yönteminde f(x) fonksiyonunun a <= x <= b bölgesinde kökü aranır. Eğer bu bölgede bir kök mevcutsa
f(a)*f(b) < 0
olacaktır. Bu şart gerçekleşmiyor ise bu bölgede bir kök olmadığını varsayabiliriz. Eğer Bu bölgede bir kök mevcut ise bölgeyi iki eşit parçaya böleriz a-b bölgesinin orta noktası p=(a+b)/2 ise fonksiyonu p noktasında değerlendiririz. Eğer
f(a)*f(p) < 0 ise kökün a-p aralığında olduğunu söyleyebiliriz. Eğer f(a)*f(p) > 0 ise kök p-b bölgesindedir. Tesadüfen f(a)*f(p)=0 oluşabilir, bu kök değerinin p ye tam olarak eşit olduğu anlamına gelir ama bu çok küçük bir olasılıktır. Bulduğumuz yeni kök bölgesini bir sonraki iterasyon için kullanırız. İteratif prosesi durdurmak için

$$\left|\frac{(b-a)}{(b+a)}\right| < \varepsilon$$

gibi bir durdurma kriterinden yararlanabiliriz.



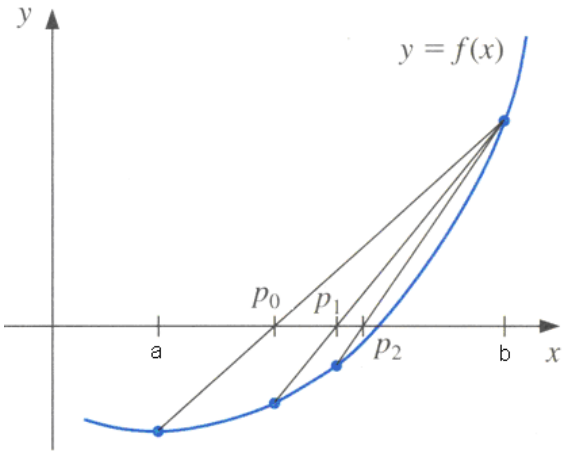
Şekil 2.3.12-1 ikiye bölme yönteminin uygulanmasının grafik gösterimi

Yer değiştirme yöntemi (false position)

İkiye bölme yönteminde yaklaşma göreceli olarak yavaş ilerler. Yaklaşma hızını arttırmanın bir yolu a ve b noktalarını bir doğru ile birleştirmek ve doğrunun x eksenini kesim noktasını bir sonraki kök olarak kullanmaktır. p noktasını

$$p = b - f(b)\frac{(a-b)}{(f(a)-f(b)}$$

formülüyle bulabiliriz. Kök testi için ikiye bölme yönteminde kullandığımız aynı yöntemi kullanırız.



Şekil 2.3.12-2 yer değiştirme yöntemi

Müller yöntemi

Yer değiştirme yönteminde iki noktadan bir doğru geçmesi prensibinden yararlanarak yeni kök değeri tahmini geliştirmiştik. Aynı kavramı ikinci dereceden polinom kullanarakta yapabiliriz, ancak ikinci dereceden polinom tanımlamak için üç noktaya ihtiyacımız olacaktır.

x_0, x_1, x_2 noktalarının giriş değerleri olarak verildiğini varsayalım (x_3 değeri x_0 ve x_1 değeri arasında olsun). Fonksiyonumuz f(x) olsun. Bu üç noktanın y değerleri olarak $f(x_0)$, $f(x_1)$ ve $f(x_2)$ değerlerini alalım bu üç noktadan ikinci derece bir polinom geçirir isek bu polinomun kökü

$f(x_0)-f(x_2)=a(x_0-x_2)^2+b(x_0-x_2)$

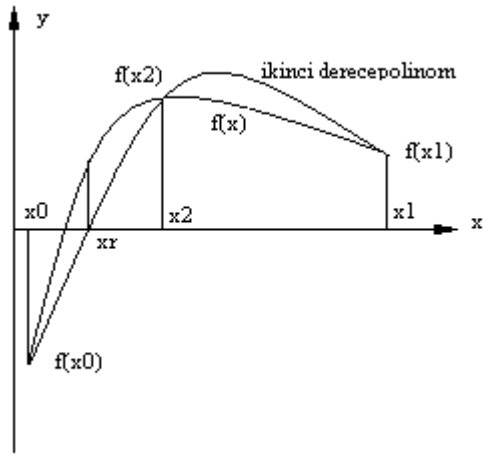
$f(x_1)-f(x_2)=a(x_1-x_2)^2+b(x_1-x_2)$

$h_0= x_1 - x_0$

$h_1= x_2 - x_1$

$$d_0 = \frac{f(x_1)-f(x_0)}{h_0}$$

$$d_1 = \frac{f(x_2)-f(x_1)}{h_1}$$



Şekil 2.3.12-3 Müller yönteminin grafik olarak gösterilmesi

bu ifadeler ana denklemlerde yerine konulursa
$(h_0+h_1)b - (h_0+h_1)^2 a = h_0d_0 + h_1d_1$
$h_1 b - h_1^2 a = h_1d_1$
elde edilir buradan da a ve b çözülebilir.

$$a = \frac{d_1 - d_0}{h_1 + h_0}$$

$b = a*h_1 + d_1$

$c=f(x_2)$
kökü bulmak için :

$$\Delta = \sqrt{b^2 - 4ac}$$

eğer

$$|b+\Delta| > |b-\Delta| \; e = b + \Delta$$

$$|b+\Delta| \; |b-\Delta| \; e = b - \Delta$$

$$x_r = x_2 - \frac{2c}{e}$$

x_2 değerinin yerine x_r değerini koyarak yeni iterasyonumuza başlayabiliriz. Bu yöntem sanal köklerin bulunması için de kullanılabilir.

Newton-Raphson yöntemi

Taylor formülü

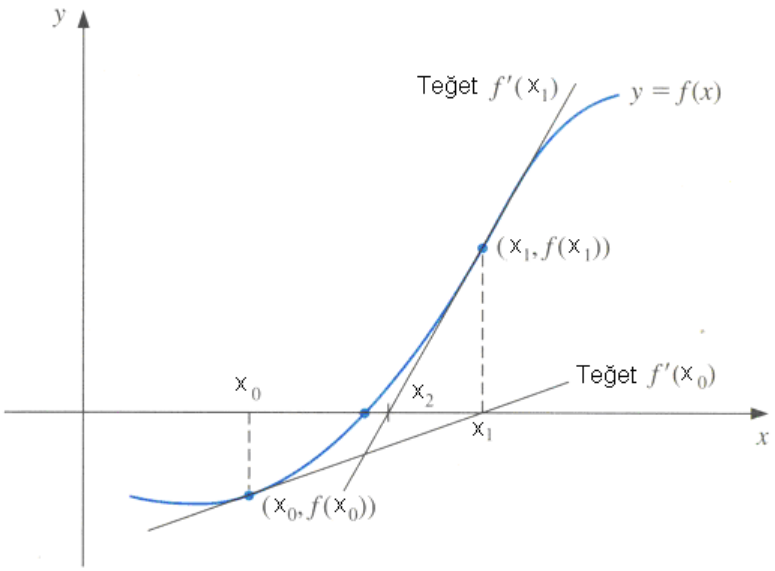
$f(x_{n+1}) = f(x_n) + f'(x_n)(x_{n+1} - x_n) + f''(x_n) (x_{n+1} - x_n)^2/2! + f^{(3)}(x_n) (x_{n+1} - x_n)^3/3!$
$+ f^{(4)}(x_n) (x_{n+1} - x_n)^4/4! + f^{(5)}(x_n) (x_{n+1} - x_n)^5/5! + \ldots$

Şeklindedir. $f(x_{n+1})=0$ olmasını istediğimizden bu değeri denkleme koyar ve birinci dereceden yüksek terimlerin 0 a gittiğini kabul eder isek

$0 = f(x_n) + f'(x_n)(x_{n+1} - x_n)$ olur bu denklemden x_{n+1} çekilirse

$x_{n+1} = x_n - f(x_n) / f'(x_n)$

denklemi elde edilir. Bu denkleme Newton-Raphson kök bulma denklemi ismi verilir. x_0 ilk tahmininden (tek değer) başlayarak kök değerine iteratif olarak ulaşabiliriz. Newton formülü ilk tahmin gerçek köke göreceli olarak yakınsadığında çok hızlı yaklaşım verir, ancak ilk tahmin kökten uzak ise köke ulaşması uzun sürebilir veya hiç ulaşamayabilir. Newton raphson denkleminin tek zorluğu türevleri bilme zorunluluğudur.



Şekil 2.3.12-4 Newton-Raphson yönteminin yakınsaması

Kiriş yöntemi (secant)

Newton yönteminin bir problemi türev fonksiyonu kulanma gereğidir. Bu türev fonksiyonunu fark denklemiyle değiştirirsek (türevdeki teğet yerine teğete yakın bir kiriş kullanırsak) kiriş yöntemi oluşur

Eğer fark denklemi olarak $f'(x_n) \cong \frac{f(x_n) - f(x_{n-1})}{(x_n - x_{n-1})}$ formülü kullanılırsa

$$x_{n+1} = x_n - \frac{f(x_n)(x_n - x_{n-1})}{f(x_n) - f(x_{n-1})}$$

Bu yöntemde iterasyona başlamak için iki noktanın verilmiş olması gerekmektedir. İlk tahmin olarak $f(x_0)$ ve $f(x_{-1})$ olmak üzere iki başlangıç değerinin verilmesi gerekir.

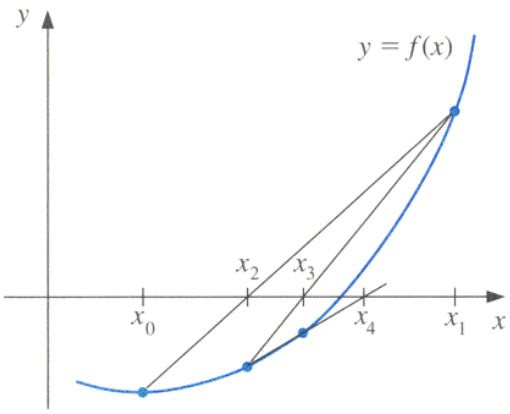
Bunun yerine tek bir başlangıç noktası için de decant yöntemi denklemini oluşturabiliriz. Çok küçük bir Δx aralığı üzerinden fark denklemi

$$f'(x_n) \cong \frac{f(x_n + \Delta x) - f(x_n - \Delta x)}{2\Delta x}$$

şeklinde tanımlanacak olursa (merkezi fark denklemini kullanacak olursak), kiriş denklemi

$$x_{n+1} = x_n - \frac{2f(x_n)\Delta x}{f(x_n + \Delta x) - f(x_n - \Delta x)}$$

şeklini alır. Hatanın az olması için Δx değerinin göreceli olarak küçük olması gereklidir. Hata $(\Delta x)^2$ ile orantılı olacaktır.



Şekil 2.3.12-5 Kiriş yöntemi yakınsamasının grafiksel gösterimi

Türev denklemi yerine fark denklemi kullanmayı bir adım daha ileri götürebiliriz. Gerçek türeve yaklaşımı çok daha fazla olacak bir fark denklemini kullanabiliriz. Örneğin fark denklemi olarak

$$f'(x_n) \cong \frac{-f(x_n+2\Delta x)+8f(x_n+\Delta x)-8f(x_n-\Delta x)+f(x_n-2\Delta x)}{12\Delta x}$$

formülünü kullanarak hata miktarını $(\Delta x)^2$ den $(\Delta x)^4$ seviyesine düşürebiliriz.

Aitken extrapolasyon düzeltmeli newton-raphson yöntemi

Aitken extrapolasyonu Newton raphson hesaplamasındaki hataları azaltarak kök bulma olasılığını artıran bir hata azaltma yöntemidir. Temel olarak k çok büyük bir değer olduğunda

$$\frac{x_{k+2}-a}{x_{k+1}-a} \approx \frac{x_{k+1}-a}{x_k-a} \qquad k >> 1$$

bu bağıntıdan dördüncü bir noktanın değerini bulmak istersek

$$x_e = \frac{x_k x_{k+2} - x_{k+1}^2}{x_k - 2x_{k+1} + x_{k+2}}$$

3 önceki nokta bilindiğinde 4üncü noktayı tahmin edebiliriz.

$\Delta x_k = x_{k+1} - x_k$

$\Delta^2 x_k = x_{k+2} - 2x_{k+1} + x_k$

$$x_e = x_k - \frac{(\Delta x_k)^2}{\Delta^2 x_k}$$

Bu formülü Newton metodundan elde ettiğimiz ilk yaklaşımları daha iyileştirmek için kullanabiliriz.

İkinci türevli newton raphson yöntemi

Newton iterasyon formülüne Taylor serisinin ikinci teriminin çözümünü de ilave edebiliriz. İkinci türevler genelde birinci türev ve fonksiyondan sayısal olarak hesaplanabilir. İkinci türevi Newton-Raphson interpolasyon formülü :

$$x_{n+1} = x_n - \frac{f(x_n) * f'(x_n)}{f'(x_n) * f'(x_n) - f(x_n) * f''(x_n)}$$

şeklindedir. Bu formül katlı kökler dediğimiz aynı noktada birden fazla kök olması durumunda da bize iyi bir dönüşüm hızı sağlayacaktır.

İkinci derece ters lagrange interpolasyon yöntemi

Lagrange interpolasyonunu interpolasyon ve eğri uydurma bölümünde göreceğiz. İkinci dereceden Lagrange interpolasyonu x=f(y) şeklinde (ters interpolasyon olarak) yazılırsa

$$x = \frac{[y - f(x_1)][y - f(x_2)]x_3}{[f(x_3) - f(x_1)][f(x_3) - f(x_2)]} + \frac{[y - f(x_2)][y - f(x_3)]x_1}{[f(x_1) - f(x_2)][f(x_1) - f(x_3)]} + \frac{[y - f(x_3)][y - f(x_1)]x_2}{[f(x_2) - f(x_3)][f(x_2) - f(x_1)]}$$

bu intrepolasyon denkleminde y=0 alındığında x değeri bize y=f(x)=0 denkleminin köklerini verecektir.

$$x = \frac{f(x_1)f(x_2)x_3}{[f(x_3) - f(x_1)][f(x_3) - f(x_2)]} + \frac{f(x_2)f(x_3)x_1}{[f(x_1) - f(x_2)][f(x_1) - f(x_3)]} + \frac{f(x_3)f(x_1)x_2}{[f(x_2) - f(x_3)][f(x_2) - f(x_1)]}$$

$$x = \frac{[f(x_1) - f(x_2)]f(x_1)f(x_2)x_3 + [f(x_3) - f(x_2)]f(x_2)f(x_3)x + [f(x_3) - f(x_1)]f(x_3)f(x_1)x_2}{[f(x_3) - f(x_1)][f(x_3) - f(x_2)][f(x_1) - f(x_3)]}$$

Denklemimiz hesap kolaylığı açısından

$$R = \frac{f(x_2)}{f(x_3)}$$

$$S = \frac{f(x_2)}{f(x_1)}$$

$$T = \frac{f(x_1)}{f(x_3)}$$

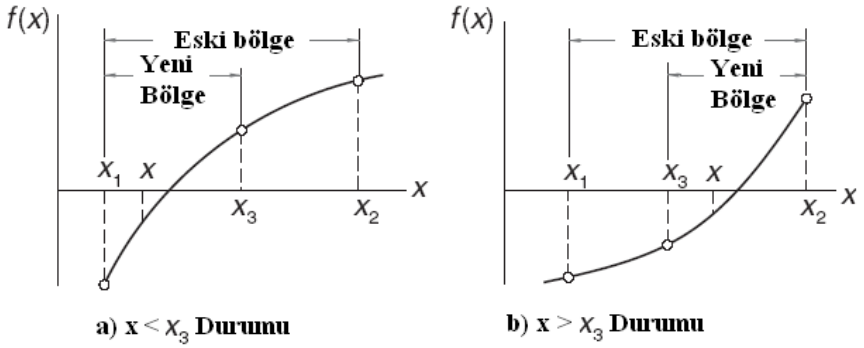
$P = S[T(R-T)(x_3 - x_2) - (1-R)(x_2 - x_1)]$

$Q = (T - 1)(R - 1)(S - 1)$

Formunda da yazılabilir. Kök değeri

$$x = x_2 + \frac{P}{Q}$$

olacaktır. Yeni kök bulunduktan sonra bulunan köke komşu olan bölgeler bırakılır ve bu bölgenin dışında olan bölge elimine edilir.



Şekil 2.3.12-6 İkinci derece ters lagrange interpolasyon yönteminde bölge seçimi

Brent kök bulma yöntemi

Yukarda Newton-Raphson metodu ile ikiye bölme metodunun integrasyonunun çok daha verimli ve emniyetli bir metod oluşturduğundan bahsetmiştik. Aynı şekilde ikinci dereceden ters Lagrange interpolasyon kök bulma yöntemi de ikiye bölme yöntemi ile integre edilerek oldukça yararlı bir yöntem oluşturulabilir. Bu yöntem Brent yöntemi adını alır. Bu yöntemde ikinci dereceden ters Lagrange interpolasyon kök bulma yönteminden farklı olarak sadece iki sınır değeri tanımlanır. Birinci step olarak ikiye böme formülü uygulanır ve ikinci dereceden interpolasyonun üçüncü noktası olarak bu noktadan yararlanılır. İkinci dereceden ters Lagrange interpolasyon kök formülü kullanılarak yeni bir çözüm noktası saptanır ve bu çözüm bölgesine göre bölge küçültülür. Eğer çözüm seçilen değer $x_1 - x_2$ bölgesine düşmüyorsa yeni bir ikiye bölme stebi uygulanır. Denklemin bölündüğü değerinin çok küçük olduğu sıfıra yaklaştığı değerlerde metod yine yanlış değer verebilir. Bu durumda yine ikiye bölme yöntemine dönülür.

Ridder metodu

Daha önce Yer değiştirme (False position – Regula-falsi) metodunu incelemiştik. Ridder metodu bu metodun değiştirilmiş bir versiyonu olarak kabul edilebilir. x_1 ve x_2 noktaları arasında bir kök mevcut ise Ridder metodu önce orta noktada fonksiyonu değerlendirir.

$x_3=(x_1+x_2)/2$

daha sonra fonksiyonu lineer fonksiyona dönüştüren özel bir faktörü e^Q faktörünü çözer. Daha açık yazacak olur isek

$f(x_1)-2f(x_3)\,e^Q + f(x_2)\,e^{2Q} = 0$ fonksiyonundan e^Q faktörünü çözer.

İkinci dereceden bir fonksiyon olan bu fonksiyonun kökleri

$$e^Q = \frac{f(x_3) + sign[f(x_2)]\sqrt{f(x_3)^2 - f(x_1)f(x_2)}}{f(x_2)}$$

şeklinde hesaplanır. Buradaki sign(x) fonksiyonu x in işaretini verecektir. Eğer x sıfırdan büyükse +1, eğer sıfırdan küçükse -1 değerini verecektir. Şimdi yer değiştirme metodu $f(x_1)$, $f(x_3)$ ve $f(x_2)$ fonksiyonlarını kullanarak değil

$f(x_1)$, $f(x_3)\,e^Q$ ve $f(x_2)\,e^{2Q}$ fonksiyonlarına uygulanarak x_4 kök değeri bulunur.

$$x_4 = x_3 + (x_3 - x_1)\frac{sign[f(x_1) - f(x_2)]f(x_3)}{\sqrt{f(x_3)^2 - f(x_1)f(x_2)}}$$

Denklem ikinci dereceden olduğundan ikinci derece yaklaşım sağlar. Aynı zamanda bulunan kök her zaman x_1 ve x_2 arasında yer alacaktır.

Bu metodları kullanırken birden fazla metodu bir arada kullanabileceğimizi de not edelim.

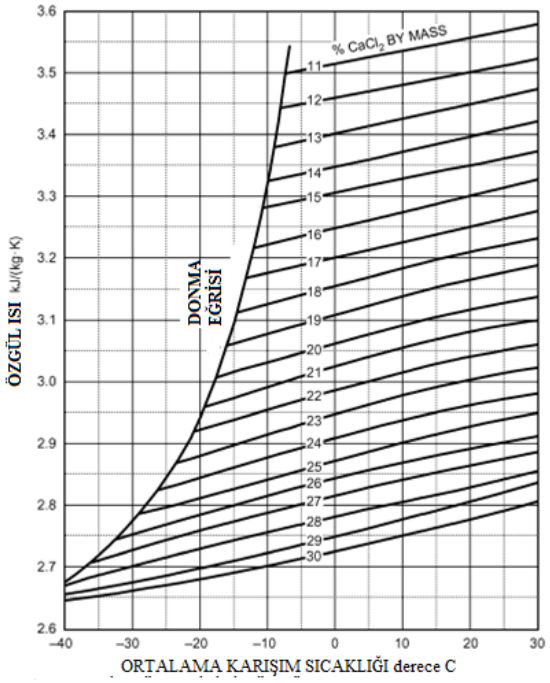
Kök bulma yöntemlerinde ilk tahmin değerine gereksinme vardır. Gaz bölgesi için ilk tahmin değerlerini ideal gaz denklemi, kübik denklemler ve Lee-Kesler denklemi yardımıyla hesaplayabiliriz. Veya doyma değerlerinden başlayarak kök bulmaya çalışabiliriz.

2.5 İKİNCİL SOĞUTUCU AKIŞKANLARIN (SOĞUTKAN) TERMOFİZİKSEL ÖZELLİKLERİ

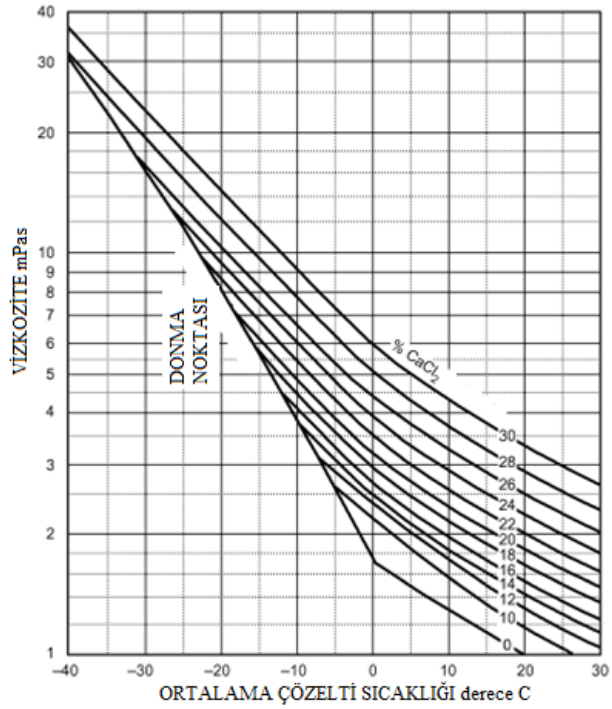
Bir çok soğutma uygulamalarında evaporatör ve kondenserden ısı değişimini sağlamak için ikincil akışkanlar kullanılır. En yaygın olarak kullanılan ısı taşıyıcı su olmakla birlikte özellikle buharlaştırıcılarda taşıma sıcaklığı suyun donma sıcaklığının altında olabilir bu gibi durumlarda daha düşük donma sıcakığına sahip taşıyıcı akışkanlara başvurulabilir. En yaygın kullanılanlar tuz-su karışımı (sodyum klorür -NaCl ve Kalsiyum klorür aCl tuzları), Etilen glikol ve propilen glikol en yoğun kullanım alanına sahip ikincil soğutkanlardır. Bunlardan başka günümüzde çeşitli firmaların ürettikleri çeşitli soğutma yağları da mevcuttur. Bu bölümümüzde yoğun kullanılan bazı ikincil soğutucuların termofiziksel özellikleri verilmiştir. Ayrıca sizler için bu bölümde verdiğimiz ikincil soğutkanların özelliklerini veren bir bilgisayar programı secondaryCoolantTable verilmiştir. Özellikleri modellere aktarmak için eğri uydurma gerekmektedir.

Tuz (CaCl) -su karışımı özellikleri

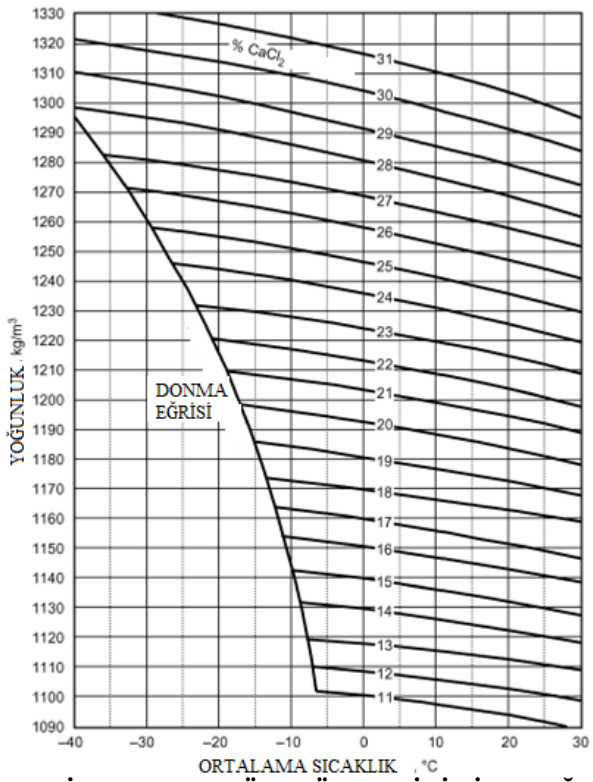
CaCl	Özgül ısı 15 C	Donma noktası	16 C de yoğunluk		Değişik sıcaklıklarda yoğunluk			
% kütle	J/kgK	derece C	NaCl	su karışımı	-20 C	-10	0 C	10 C
0	4184	0	0	999			,	
5	3866	-2.4	52.2	1044			1042	1041
6	3824	-2.9	63	1049			1051	1050
7	3757	-3.4	74.2	1059			1060	1059
8	3699	-4.1	85.5	1068			1070	1068
9	3636	-4.7	96.9	1078			1079	1077
10	3577	-5.4	108.6	1087			1088	1086
11	3523	-6.2	120.5	1095			1097	1095
12	3464	-7.1	132.5	1104			1107	1104
13	3414	-8	144.8	1113			1116	1114
14	3364	-9.2	157.1	1123			1126	1123
15	3318	-10.3	169.8	1132		1140	1136	1133
16	3259	-11.6	182.6	1141		1150	1145	1142
17	3209	-13	195.7	1152		1160	1155	1152
18	3163	-14.5	209	1161		1170	1165	1162
19	3121	-16.2	222.7	1171		1179	1175	1172
20	3084	-18	236	1180		1189	1185	1182
21	3050	-19.9	249.6	1189				
22	2996	-22.1	264.3	1201	1214	1210	1206	1202
23	2958	-24.4	278.7	1211				
24	2916	-26.8	293.5	1223	1235	1231	1227	1223
25	2882	-29.4	308.2	1232				
26	2853	-32.1	323.1	1242				
27	2816	-35.1	338.5	1253				
28	2782	-38.8	354	1264				
29	2753	-45.2	369.9	1275				
29.87	2741	-55	378.8	1289				
30	2732	-46	358.4	1294				
32	2678	-28.6	418.1	1316				
34	2636	-15.4	452	1339				



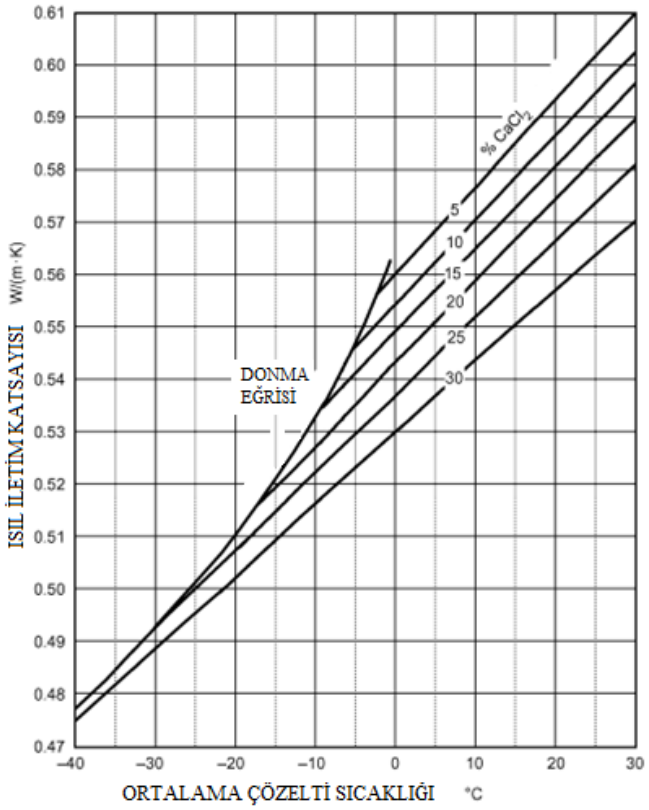
KALSİYUM KLORİT ÇÖZELTİSİNİN ÖZGÜL ISISI



KALSİYUM KLORİT ÇÖZELTİSİNİN VİZKOZİTESİ



KALSİYUM KLORÜR ÇÖZELTİSİNİN YOĞUNLUĞU

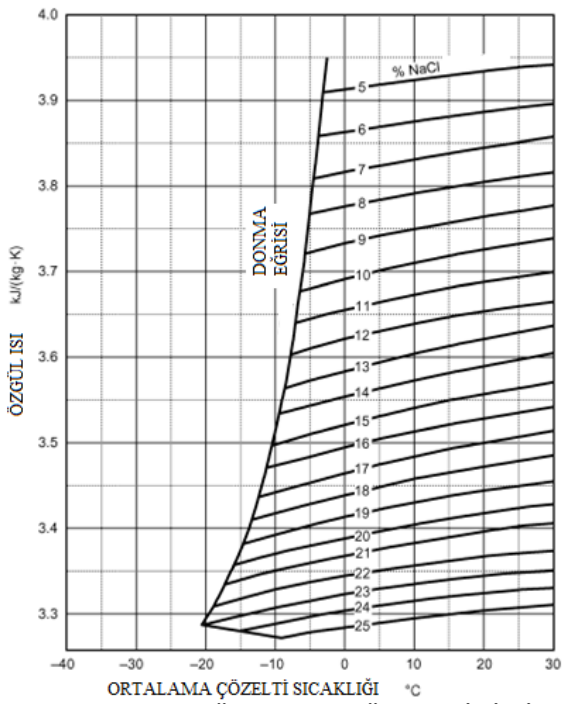


KALSİYUM KLORÜR ÇÖZELTİSİNİN ISIL İLETİM KATSAYISI

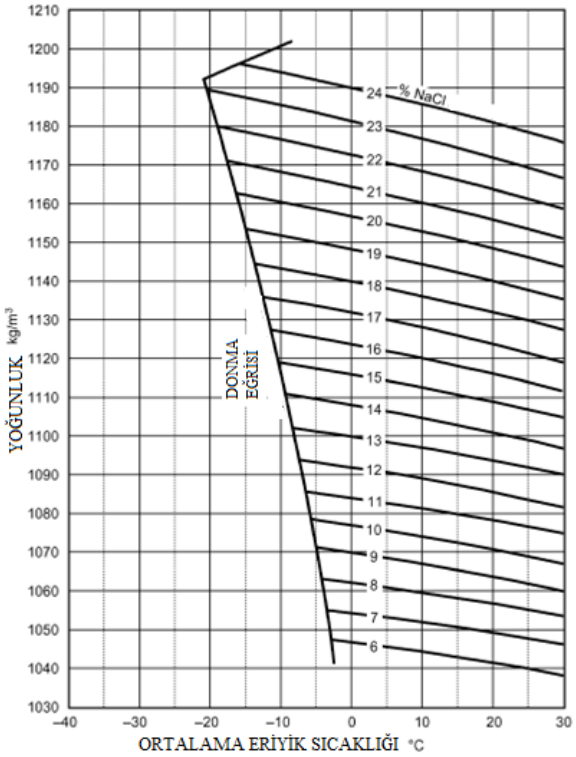
Tuz (NaCl) -su karışımı özellikleri

	Özgül ısı	Donma	16 C de yoğunluk	Değişik sıcaklıklarda yoğunluk

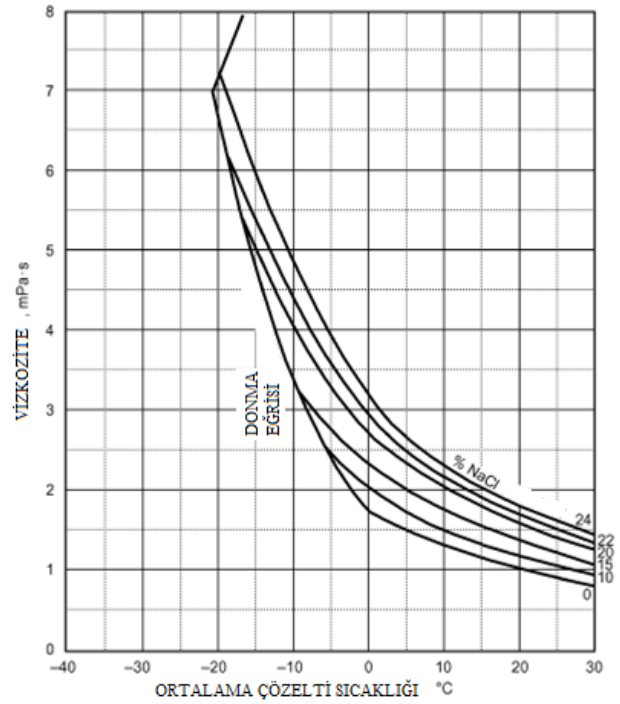
NaCl % kütle	15 C J/kgK	noktası derece C	NaCl	su karışımı	-10 C	0 C	10 C	20 C
0	4184	0	0	1000				
5	3925	-2.9	51.7	1035		1038.1	1036.5	1034
6	3879	-3.6	62.5	1043		1045.8	1043.9	1041.2
7	3836	-4.3	73.4	1049		1053.7	1051.4	1048.5
8	3795	-5	84.6	1057		1061.2	1058.9	1055.8
9	3753	-5.8	95.9	1065		1069	1066.4	1063.2
10	3715	-6.6	107.2	1072		1076.8	1074	1070.6
11	3678	-7.3	118.8	1080		1084.8	1081.6	1078.1
12	3640	-8.2	130.3	1086		1092.4	1089.6	1085.6
13	3607	-9.1	142.2	1094		1100.3	1097	1093.2
14	3573	-10.1	154.3	1102		1108.2	1104.7	1100.8
15	3544	-10.9	166.5	1110	1119.4	1116.2	1112.5	1108.5
16	3515	-11.9	178.9	1118	1127.6	1124.2	1120.4	1116.2
17	3485	-13	191.4	1126	1135.8	1132.2	1128.3	1124
18	3456	-14.1	204.1	1134	1144.1	1140.3	1136.2	1131.8
19	3427	-15.3	217	1142	1153.4	1148.5	1144.3	1139.7
20	3402	-16.5	230	1150	1160.7	1156.7	1154.1	1147.7
21	3376	-17.8	243.2	1158	1169.1	1165	1160.5	1155.8
22	3356	-19.1	256.6	1166	1177.6	1173.3	1168.7	1163.9
23	3330	-20.6	270	1174	1186.1	1181.7	1177	1172
24	3310	-15.7	283.7	1182	1194.7	1190.1	1185.3	1180.3
25	3289	-8.8	297.5	1190				
25.2		0						



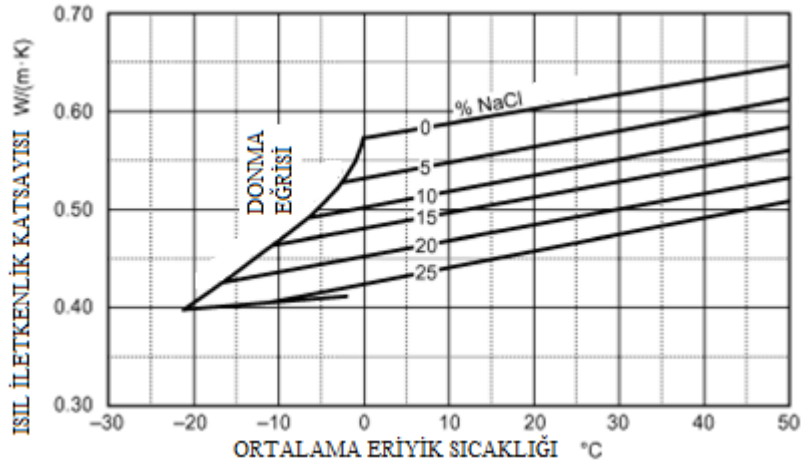
SODYUM KLORÜR(TUZ) ÇÖZELTİSİNİN ÖZGÜL ISISI



SODYUM KLORÜR(TUZ) ÇÖZELTİSİNİN YOĞUNLUĞU



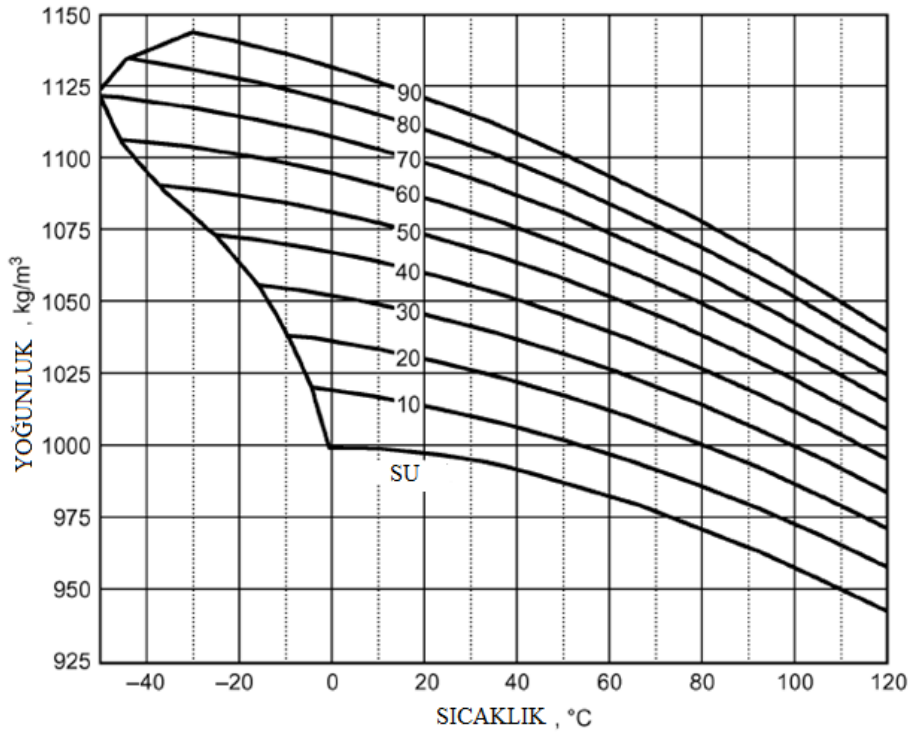
SODYUM KLORÜR(TUZ) ÇÖZELTİSİNİN VİZKOZİTESİ



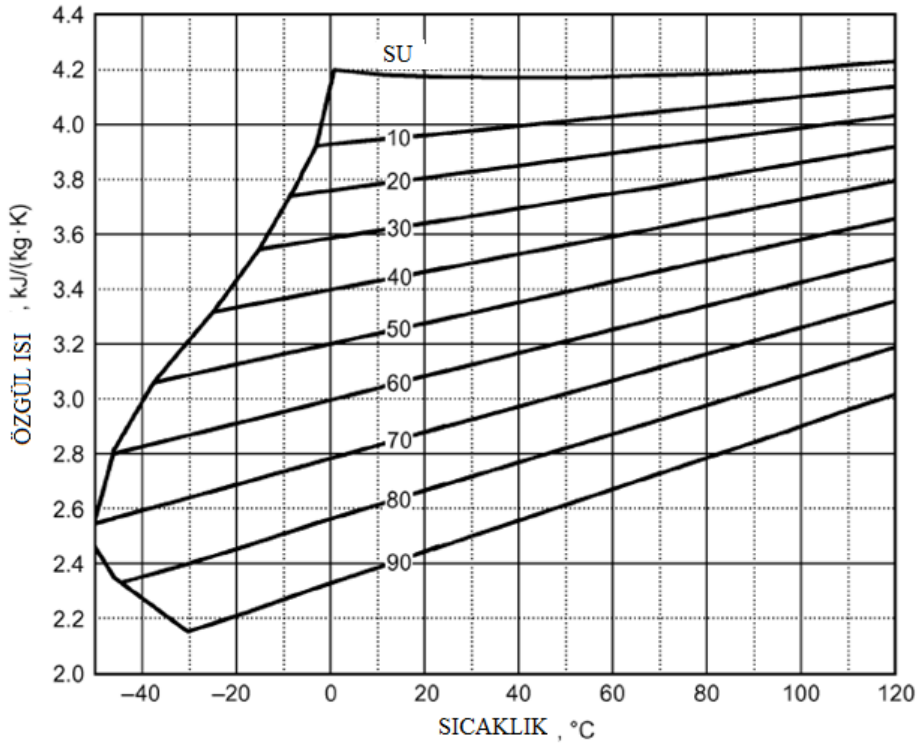
SODYUM KLORÜR(TUZ) ÇÖZELTİSİNİN ISIL İLETKENLİK KATSAYISI

ETİLEN GLİKOL donma ve kaynama noktaları				**PROPİLEN GLİKOL donma ve kaynama noktaları**			
kütlesel	Hacimsel	T donma	T kaynama	kütlesel	Hacimsel	T donma	T kaynama
0	0	0	100	0	0	0	100
5	4.4	-1.4	100.6	5	4.8	-1.6	100
10	8.9	-3.2	101.1	10	9.6	-3.3	100
15	13.6	-5.4	101.7	15	14.5	-5.1	100
20	18.1	-7.8	102.2	20	19.4	-7.1	100.6
21	19.2	-8.4	102.2	21	20.4	-7.6	100.6
22	20.1	-8.9	102.2	22	21.4	-8	100.6
23	21	-9.5	102.8	23	22.4	-8.6	100.6
24	22	-10.2	102.8	24	23.4	-9.1	100.6
25	22.9	-10.7	103.3	25	24.4	-9.6	101.1
26	23.9	-11.4	103.3	26	25.3	-10.2	101.1
27	24.8	-12	103.3	27	26.4	-10.8	101.1
28	25.8	-12.7	103.9	28	27.4	-11.4	101.7
29	26.7	-13.3	103.9	29	28.4	-12	101.7
30	27.7	-14.1	104.4	30	29.4	-12.7	102.2
31	28.7	-14.8	104.4	31	30.4	-13.4	102.2
32	29.6	-15.4	104.4	32	31.4	-14.1	102.2
33	30.6	-16.2	104.4	33	32.4	-14.8	102.2
34	31.6	-17	104.4	34	33.5	-15.6	102.2
35	32.6	-17.9	105	35	34.4	-16.4	102.8
36	33.5	-18.6	105	36	35.5	-17.3	102.8
37	34.5	-19.4	105	37	36.5	-18.2	102.8
38	35.5	-20.3	105	38	37.5	-19.1	103.3
39	36.5	-21.3	105	39	38.5	-20.1	103.3
40	37.5	-22.3	105.6	40	39.6	-21.1	103.9
41	38.5	-23.2	105.6	41	40.6	-22.1	103.9
42	39.5	-24.3	105.6	42	41.6	-23.2	103.9
43	40.5	-25.3	106.1	43	42.6	-24.3	103.9

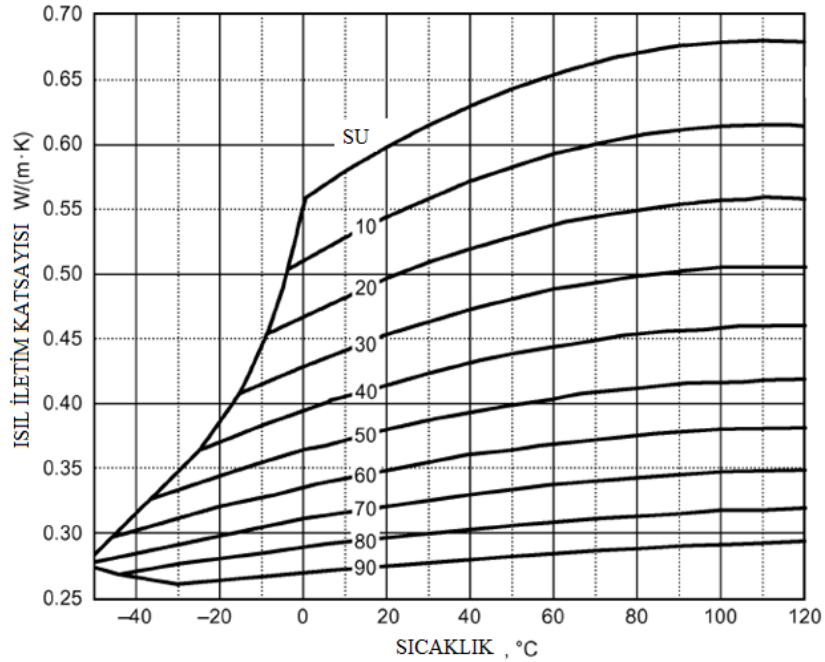
44	41.5	-26.4	106.1	44	43.7	-25.5	103.9
45	42.5	-27.5	106.7	45	44.7	-26.7	104.4
46	43.5	-28.8	106.7	46	45.7	-27.9	104.4
47	44.5	-29.8	106.7	47	46.8	-29.3	104.4
48	45.5	-31.1	106.7	48	47.8	-30.6	105
49	46.6	-32.6	106.7	49	48.9	-32.1	105
50	47.6	-33.8	107.2	50	49.9	-33.5	105.6
51	48.6	-35.1	107.2	51	50.9	-35	105.6
52	49.6	-36.4	107.2	52	51.9	-36.6	105.6
53	50.6	-37.9	107.8	53	53	-38.2	106.1
54	51.6	-39.3	107.8	54	54	-39.8	106.1
55	52.7	-41.1	108.3	55	55	-41.6	106.1
56	53.7	-42.6	108.3	56	56	-43.3	106.1
57	54.7	-44.2	108.9	57	57	-45.2	106.7
58	55.7	-45.6	108.9	58	58	-47.1	106.7
59	56.8	-47.1	109.4	59	59	-49	106.7
60	57.8	-48.3	110	60	60	-51.1	107.2
65	62.8	*	112.8	65	65	*	108.3
70	68.3	*	116.7	70	70	*	110
75	73.6	*	120	75	75	*	113.9
80	78.9	-46.8	123.9				
85	84.3	-36.9	133.9				
90	89.7	-29.8	140.6				
95	95	-19.4	158.3				



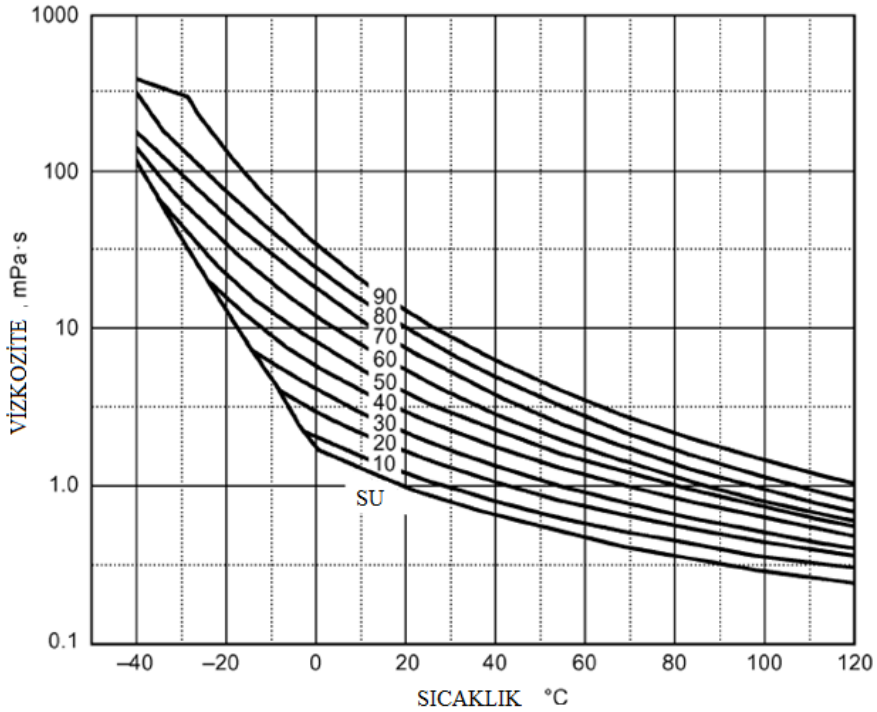
SU ETİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) YOĞUNLUĞU



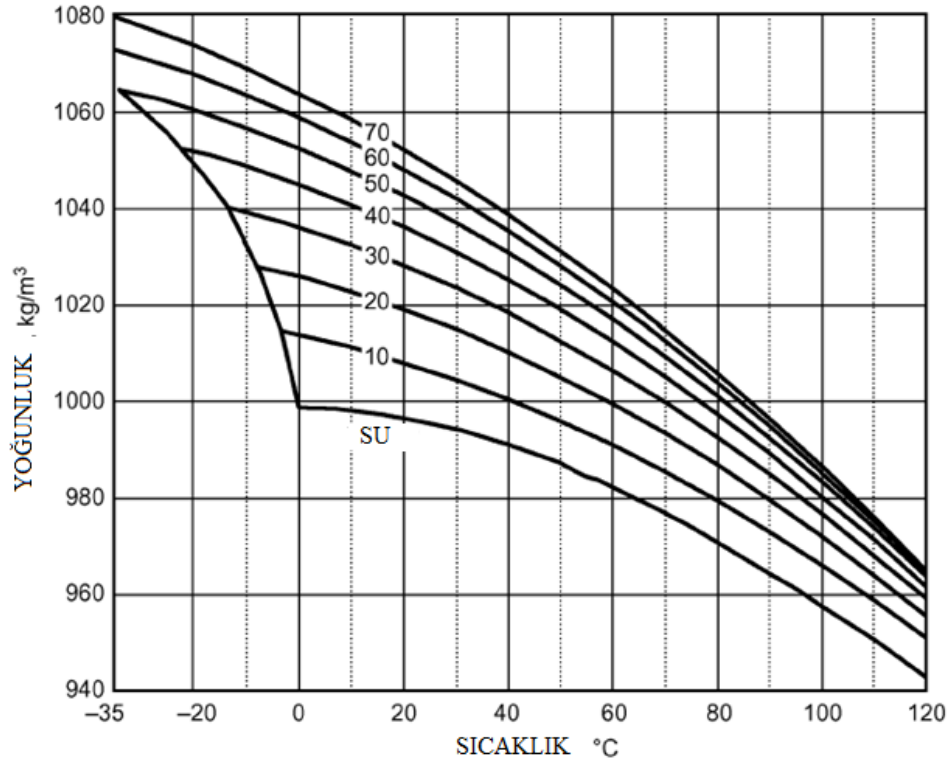
SU ETİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) ÖZGÜL ISISI



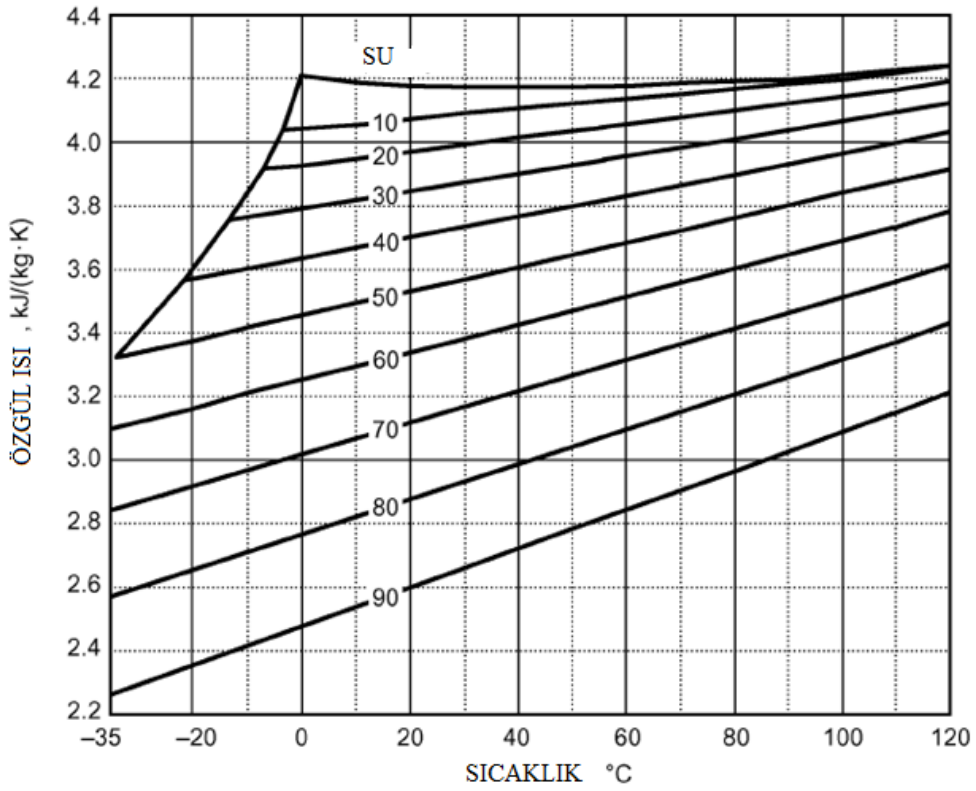
SU ETİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) ISI İLETİM KATSAYISI



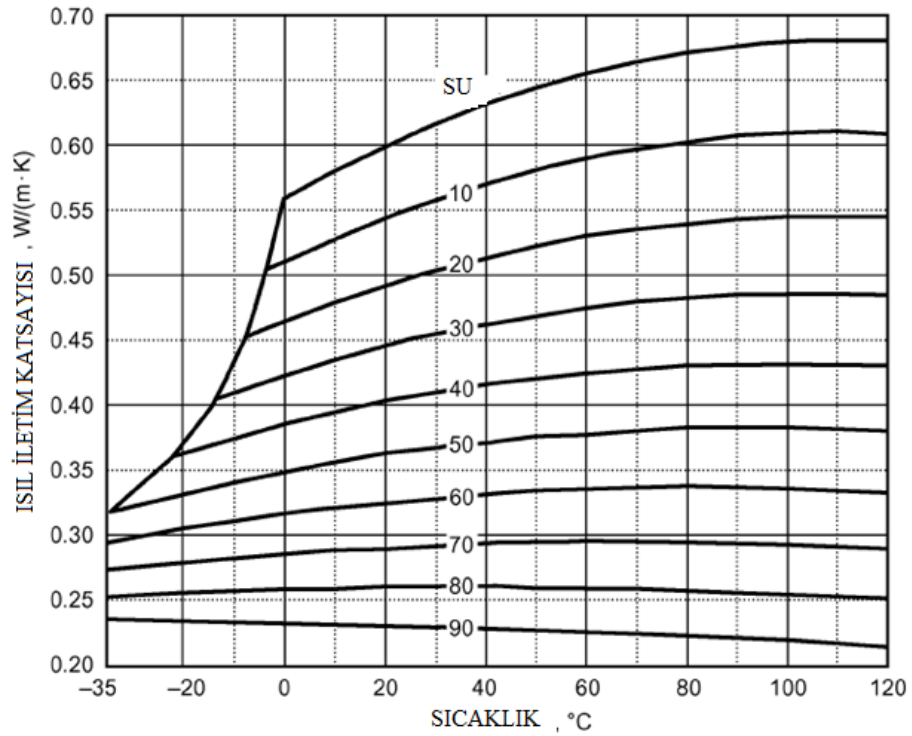
SU ETİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) VİZKOZİTESİ



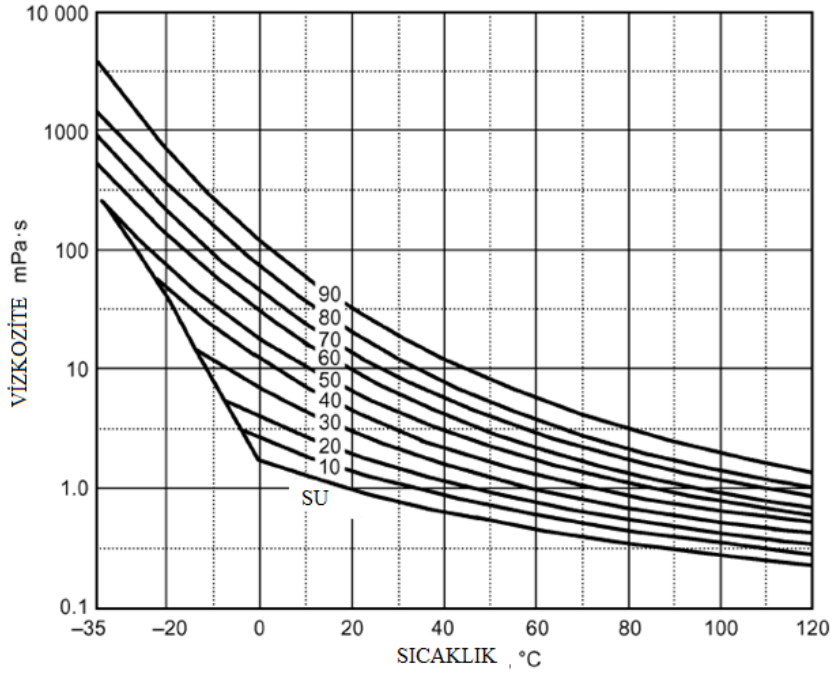
SU PROPİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) YOĞUNLUĞU



SU PROPİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) ÖZGÜL ISISI



SU PROPİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) ISIL İLETİM KATSAYISI



SU PROPİLEN GLİKOL KARIŞIMININ(% HACİM) VİZKOZİTESİ

POLYDİMETİLSİLOAKSAN ISI TRANSFERİ SIVISININ ÖZELLİKLERİ
Alev alma noktası : 46.7 C
Kaynama noktası : 175 C
Donma noktası : -111.1 C
Kullanım aralığı : -73.3 den 260 a kadar

Sıcaklık	Buhar Basıncı	vizkozite	Yoğunluk	özgül ısı Capacity,	Isıl iletkenlik katsayısı	Sıcaklık	Buhar Basıncı	vizkozite	Yoğunluk	özgül ısı Capacity,	Isıl iletkenlik katsayısı
°C	kPa	mPa·s	kg/m3	kJ/(kg·K)	W/(m·K)	°C	kPa	mPa·s	kg/m3	kJ/(kg·K)	W/(m·K)
-73	0	12.4	924.6	1.41	0.1294	100	10.73	0.56	768.7	1.854	0.0925
-70	0	11.2	922.1	1.418	0.1288	110	15.45	0.51	758.3	1.88	0.0901
-60	0	8.26	913.5	1.443	0.1269	120	21.75	0.47	747.7	1.905	0.0877
-50	0	6.24	905	1.469	0.1251	130	29.95	0.43	736.8	1.931	0.0852
-40	0	4.83	896.4	1.495	0.1231	140	40.45	0.4	725.6	1.957	0.0827
-30	0	3.81	887.9	1.52	0.1212	150	53.67	0.37	714.1	1.982	0.0802
-20	0	3.07	879.3	1.546	0.1192	160	70.06	0.34	702.3	2.008	0.0777
-10	0.01	2.51	870.7	1.572	0.1171	170	90.1	0.32	690.2	2.033	0.0751
0	0.03	2.09	862	1.597	0.115	180	114.29	0.3	677.7	2.059	0.0725
10	0.08	1.76	853.3	1.623	0.1129	190	143.17	0.28	664.8	2.085	0.0699
20	0.16	1.49	844.5	1.649	0.1108	200	177.27	0.26	651.6	2.11	0.0673
30	0.32	1.29	835.5	1.674	0.1086	210	217.14	0.25	638	2.136	0.0646
40	0.61	1.12	826.5	1.7	0.1064	220	263.36	0.24	623.9	2.162	0.062
50	1.09	0.98	817.3	1.726	0.1042	230	316.47	0.22	609.5	2.187	0.0593
60	1.85	0.86	807.9	1.751	0.1019	240	377.03	0.21	594.5	2.213	0.0566
70	3.02	0.77	798.4	1.777	0.0996	250	445.61	0.2	579.1	2.239	0.0538
80	4.76	0.69	788.7	1.803	0.0973	260	522.74	0.19	563.3	2.264	0.0511
90	7.25	0.62	778.8	1.828	0.0949						

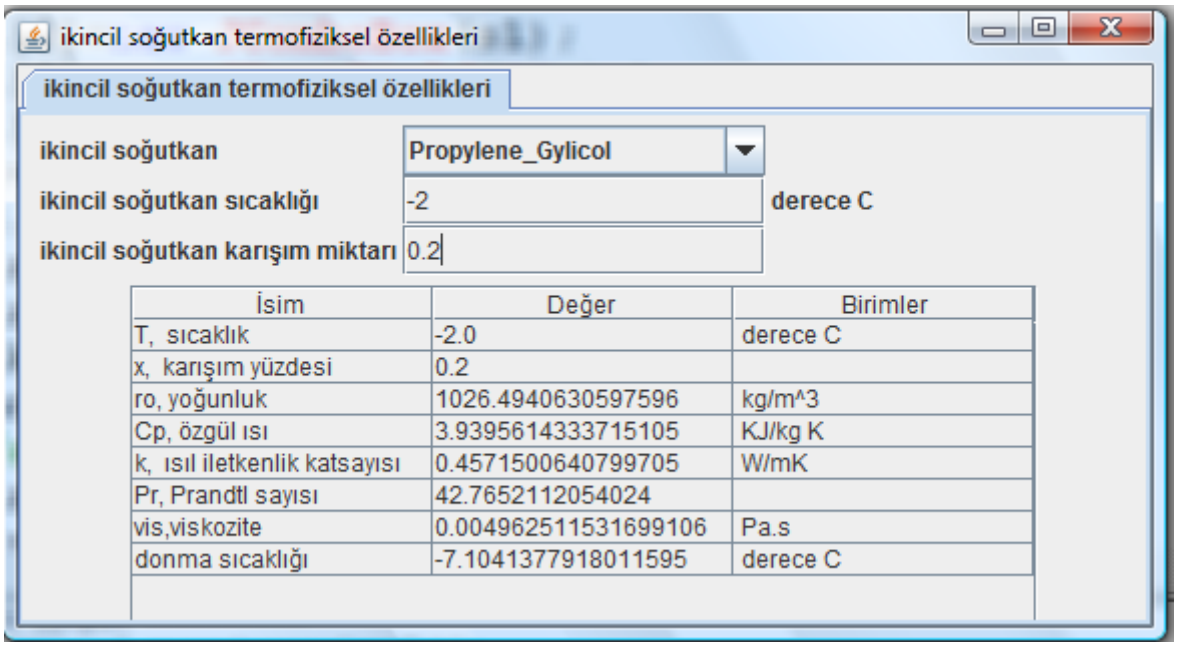
D LİMONEN ISI TRANSFERİ SIVISININ ÖZELLİKLERİ
Alev alma noktası : 46.1 C
Kaynama noktası : 154.4 C
Donma noktası : -96.7 C

Sıcaklık derece C	Özgül ısı kJ/(kg K)	Vizkozite mPas	Yoğunluk kg/m^3	Isıl iletkenlik W/(m K)
-73	1.27	3.8	914.3	0.137
-50	1.39	3	897.1	0.133
-25	1.51	2.3	878.3	0.128
0	1.65	1.8	859.2	0.124
25	1.78	1.4	839.8	0.119
50	1.91	1.1	820.1	0.114
75	2.04	0.8	800	0.11
100	2.17	0.7	779.5	0.105
125	2.3	0.5	758.4	0.1
150	2.41	0.4	736.6	0.096

Duratherm XLT-50 ısı transferi yağı
Kullanım aralığı : -46 dan 177 C ye

Sıcaklık derece C	Yoğunluk (kg/m3)	Vizkozite (Centipoise)	Özgül ısı (W/m.K)	ısı iletim k. (kJ/kgK)	Basınç (kPa)
-46	871	87.42	0.14	1.926	0
-40	868	59.49	0.138	1.926	0
-34	865	32.2	0.138	1.938	0
-29	863	13.91	0.138	1.95	0
-23	860	4.46	0.137	1.962	0
-18	857	3.87	0.137	1.974	0
-12	854	3.41	0.137	1.986	0
-7	852	3.03	0.136	1.998	0
-1	849	2.72	0.136	2.01	0
4	846	2.45	0.135	2.022	0
10	844	2.24	0.135	2.034	0
16	841	2.04	0.135	2.046	0
21	838	1.88	0.134	2.058	0
27	835	1.74	0.134	2.069	0
32	833	1.62	0.134	2.081	0
38	830	1.51	0.133	2.093	0.14
43	827	1.41	0.133	2.11	0.67
49	824	1.33	0.132	2.127	1.21
54	820	1.25	0.132	2.144	1.74
60	817	1.18	0.131	2.16	2.28

66	814	1.12	0.131	2.177	2.41
71	811	1.05	0.13	2.194	3.61
77	808	1	0.13	2.211	4.81
82	805	0.96	0.129	2.227	6.01
88	801	0.91	0.129	2.244	7.21
93	798	0.87	0.128	2.261	8.41
99	795	0.83	0.128	2.278	11.35
104	784	0.79	0.127	2.294	14.29
110	773	0.75	0.127	2.311	17.22
116	761	0.72	0.126	2.328	20.16
121	750	0.68	0.125	2.345	23.1
127	739	0.65	0.125	2.361	26.41
132	728	0.62	0.124	2.378	29.72
138	716	0.59	0.124	2.395	33.03
143	705	0.56	0.123	2.412	36.34
149	694	0.53	0.123	2.428	39.64
154	683	0.51	0.123	2.445	44.48
160	672	0.49	0.119	2.462	49.33
166	661	0.48	0.119	2.474	54.17
171	651	0.45	0.119	2.487	59.01
176	641	0.43	0.116	2.5	63.85

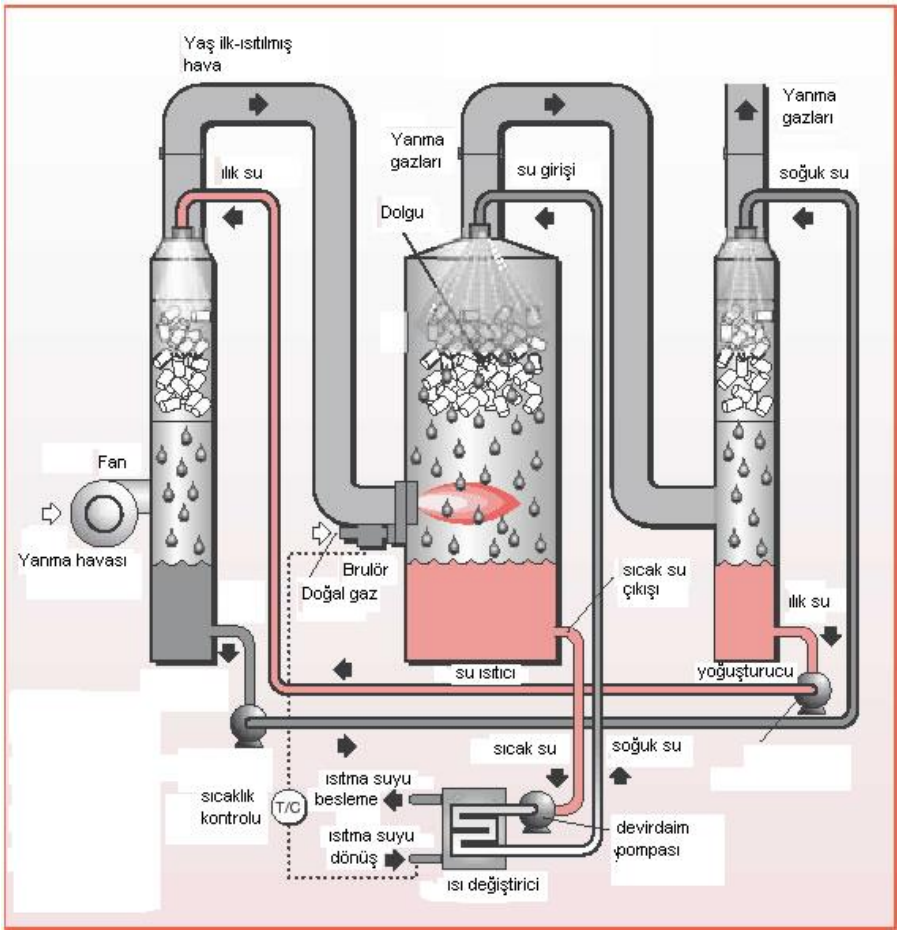


3.0 ISI DEĞİŞTİRİCİLER VE ISI TRANSFERİ DENKLEMLERİ

Isı değiştiriciler soğutma sistemlerinde yoğuşturucu ve buharlaştırıcı olarak birincil standart soğutma çevrimlerinin entegre parçalarıdır, bunun yanında birincil veya ikincil soğutkandan ortama soğu aktarma için de tek fazlı ısı değiştiriciler de yoğun olarak kullanılırlar. Isı değiştiriciler çeşitli özelliklerine göre sınıflandırılabilir. Bu sınıflandırma şekilleri yüzey geometrilerinin, ısı değişiminin, faz değişiminin vs. nasıl olduğuna göre değişik şekillerde sınıflandırılabilir. Bu sınıflandırmalara bir göz atalım.

1. **Isı Değişim Şekline Göre**
    - Akışkanların Direk Temasta Olduğu Isı Değiştiriciler





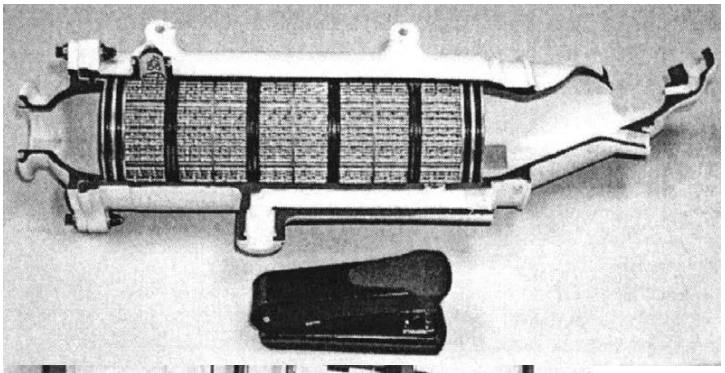
- Akışkanların Direk Temasta Olmadığı(aralarında iki akışkanı birbirinden ayıran bir yüzeyin olduğu) ısı Değiştiricileri

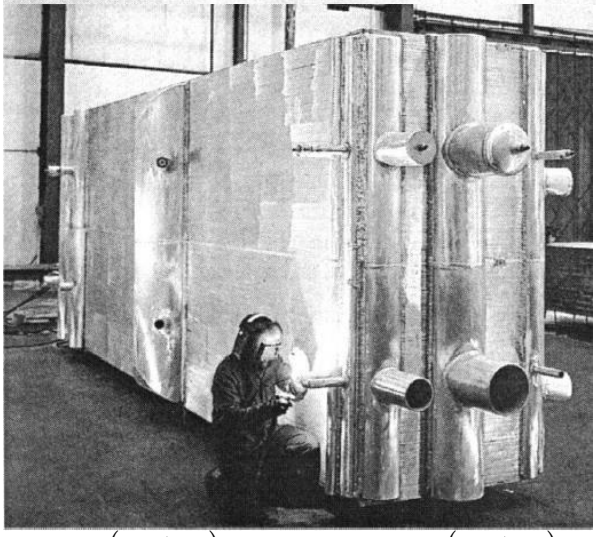


2. **Isı Geçiş Yüzeyinin Isı Geçiş Hacmine Oranına Göre Sınıflandırma (Kompaktlık Oranı)** (β: Yüzey Alanı Yoğunluğu)

$$\beta = \frac{Isı\,Geçiş\,Yüzeyi\,(m^2)}{Isı\,Değ.Hacmi\,(m^3)}$$

$\beta > 700\,(m^2/m^3)$ kompakt





$\beta = 700\left(m^2/m^3\right)$ veya $\beta < 700\left(m^2/m^3\right)$ kompakt olmayan ısı değiştirici olarak adlandırılırlar.

3. Farklı akışkan – faz sayısına göre sınıflandırma

- 2 Akışkan (Faz)
- 3 Akışkan (Faz)
- n Akışkan (Faz)

Genelde iki akışkanlı ısı değiştiriciler kullanılırlar. Üç akışkanlı ısı değiştiricilere örnek olarak havanın ayrıştırılması, suyun buharlaştırılması ve hidrojenin saflaştırılması verilebilir.

4. Isı Geçiş Mekanizmasına Göre Sınıflandırma

- İki Tarafta da Tek Fazlı Akış (Radyatör, Konvektör)
- Bir Tarafta Tek Fazlı Diğer Tarafta Çift Fazlı Akış (Buharlaştırıcılar-Yoğuşturucular)
- Her İki Tarafta da Çift Fazlı Akış
- Taşınım ve Işınımla Beraber Isı Geçişi

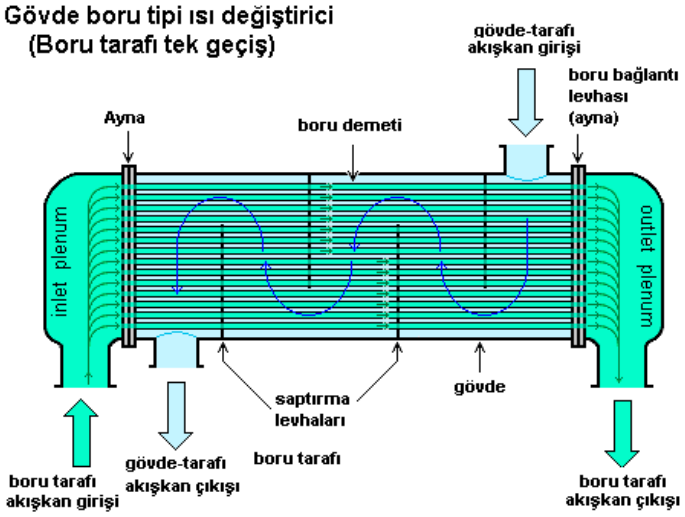
Isı değiştiricinin bir tarafında akışkan olarak yüksek sıcaklıkta gaz kullanılıyorsa radyasyon ve taşınımla ısı transferi gerçekleşir. (yanma gazları-buhar kazanı)

5. Konstrüksiyon Özelliklerine Göre Sınıflandırma

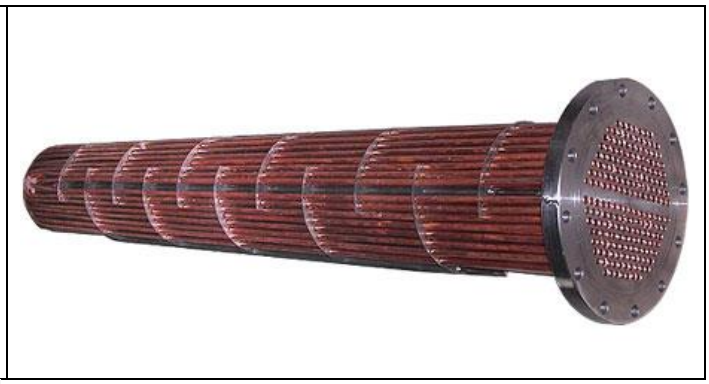
1. Borulu Isı Değiştiriciler
    - Düz Borulu Isı Değiştiriciler
    - Spiral Borulu Isı Değiştiriciler

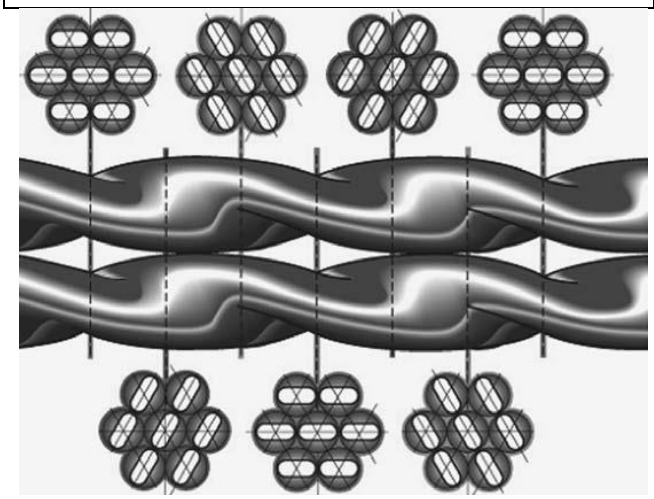


- Gövde ve Boru tipi Isı Değiştiriciler

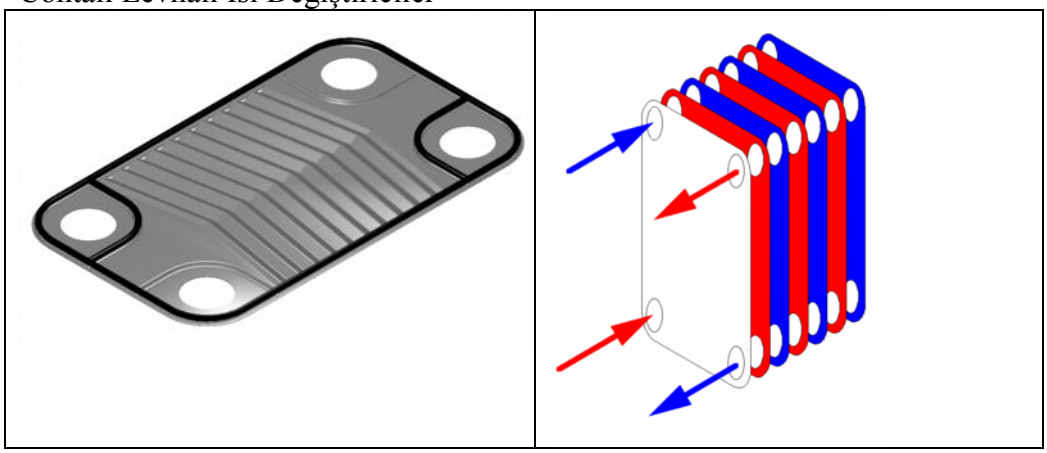


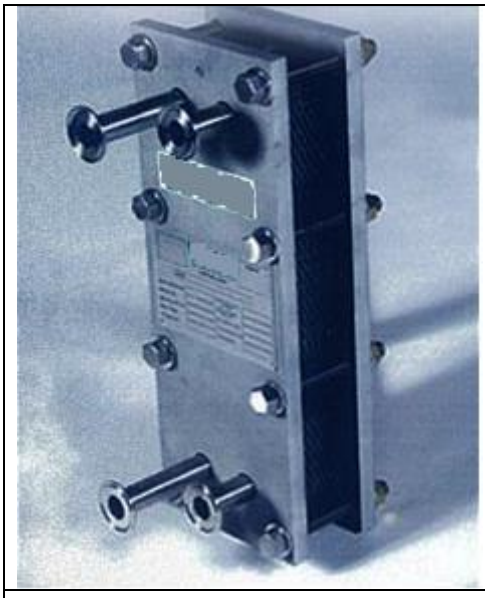




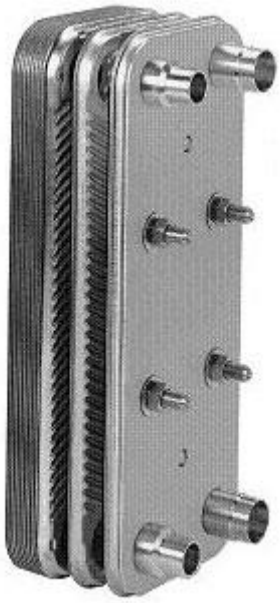


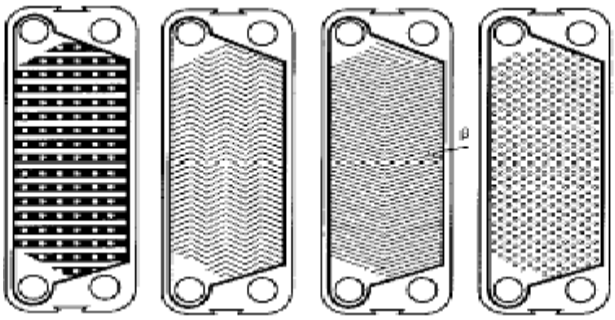
2. Levhalı Isı Değiştiriciler
    - Contalı Levhalı Isı Değiştiriciler







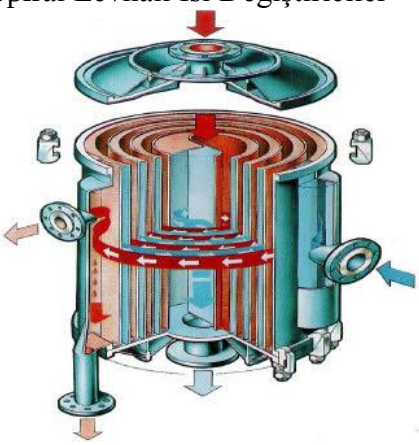




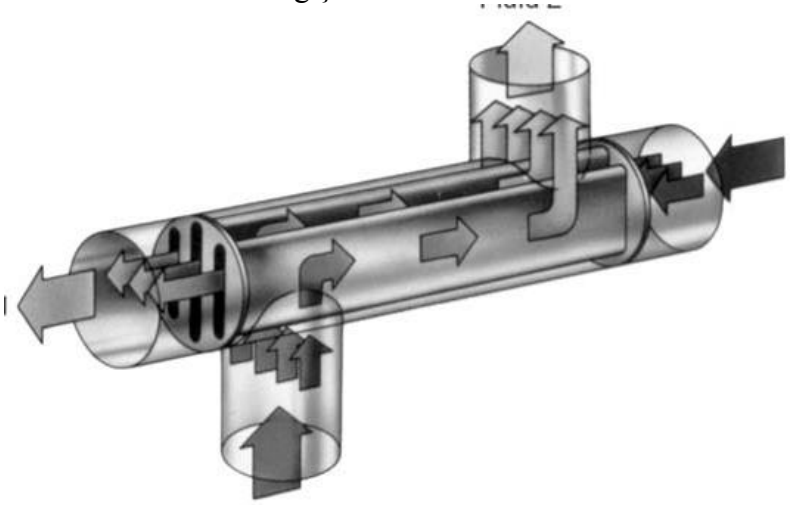
- Gövde-Levhalı ısı değiştiriciler



- Spiral Levhalı Isı Değiştiriciler

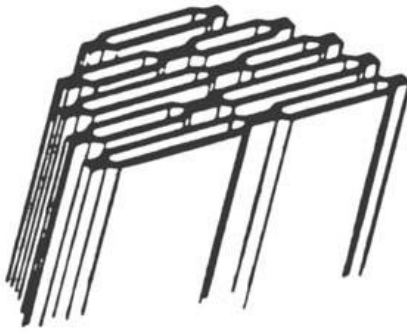


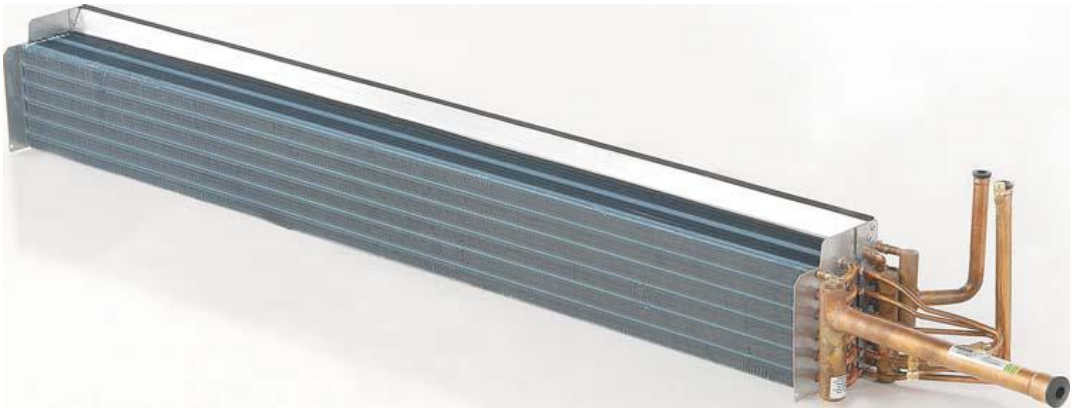
- Lamelli Levhalı Isı Değiştiriciler



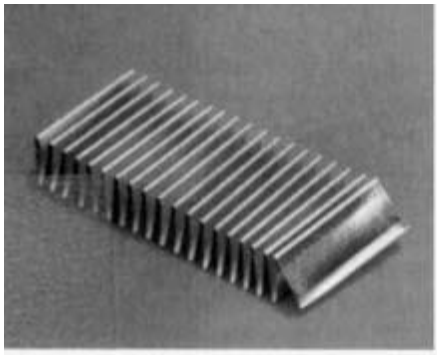
(a)

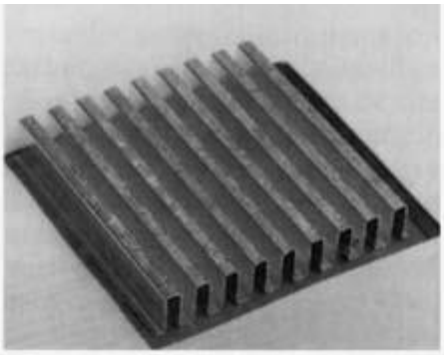


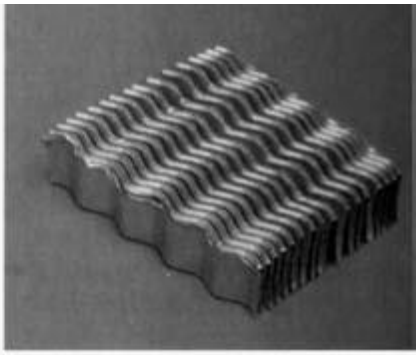


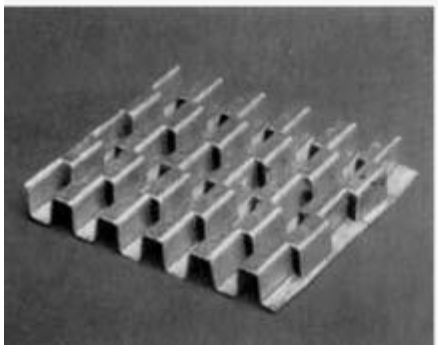
3. Kanatlı Yüzeyli Isı Değiştiriciler
    - Levhalı Kanatlı Isı Değiştiriciler
    - 
    - 

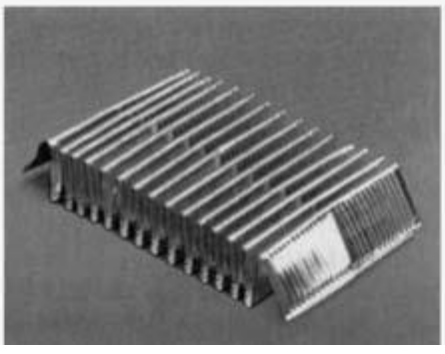


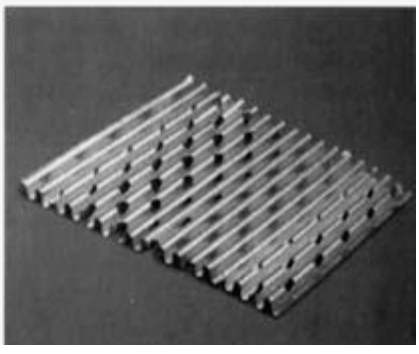








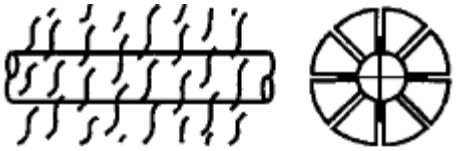




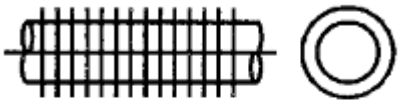
- Borulu Kanatlı Isı Değiştiriciler



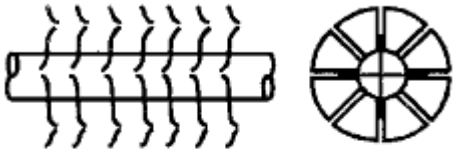
Sarılı düz levha



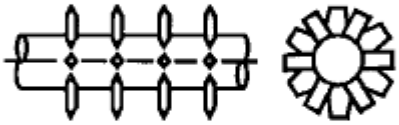
Kesilmiş sarılı



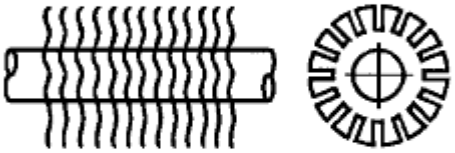
Dairesel



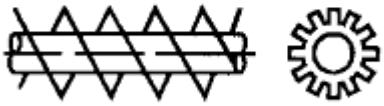
Kesilmiş dairesel



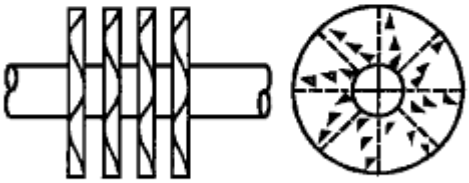
Parçalı



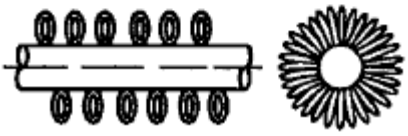
Dalgalı kesik



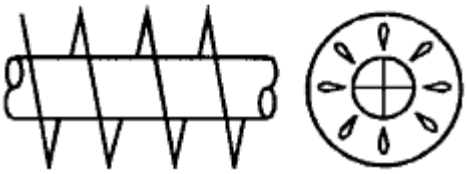
Sarılı



dalgalandırılmış

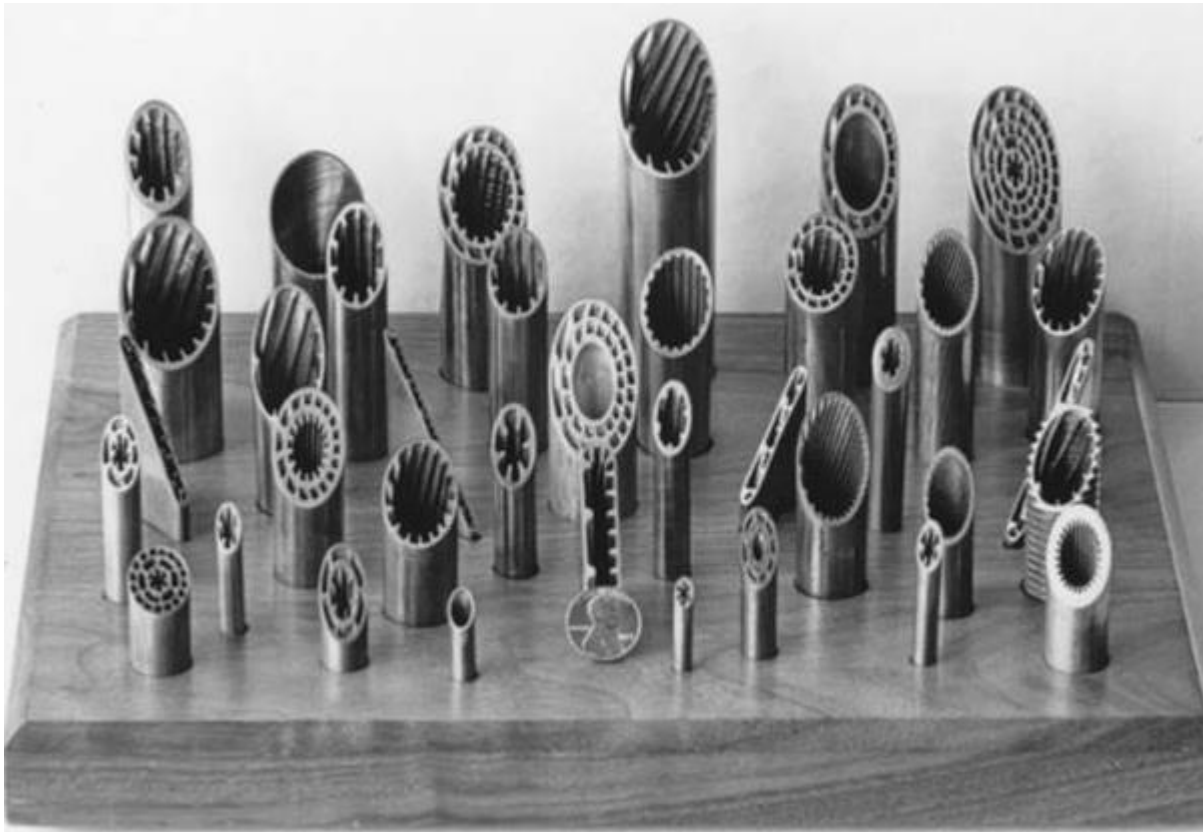


tel

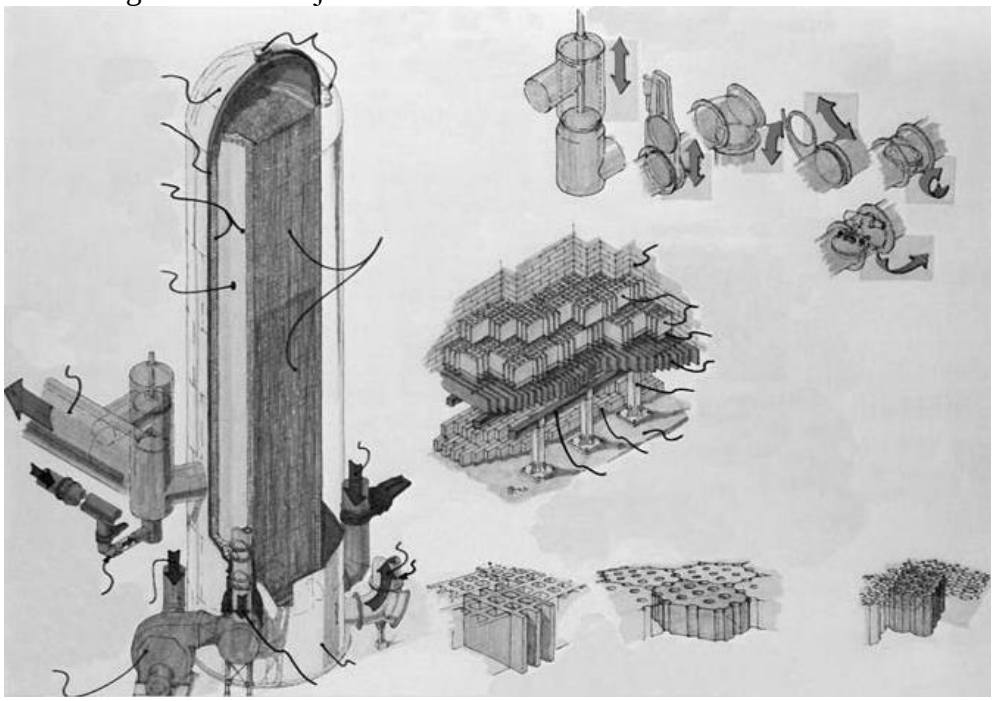


delinmiş sarılı

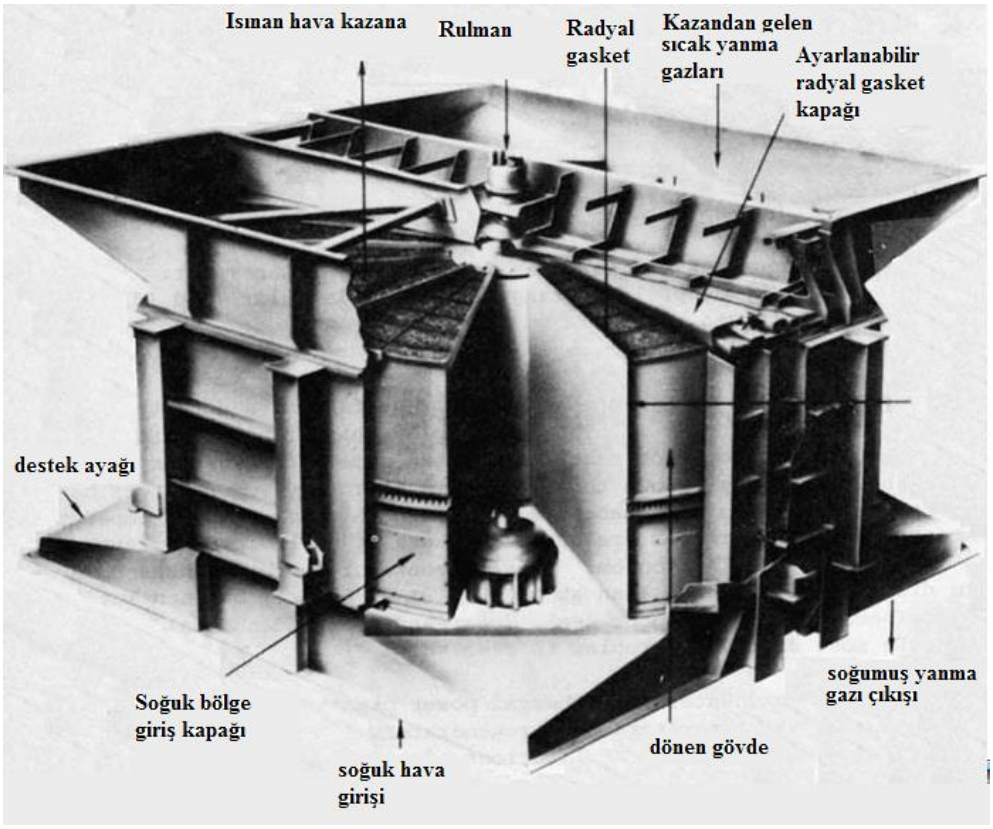




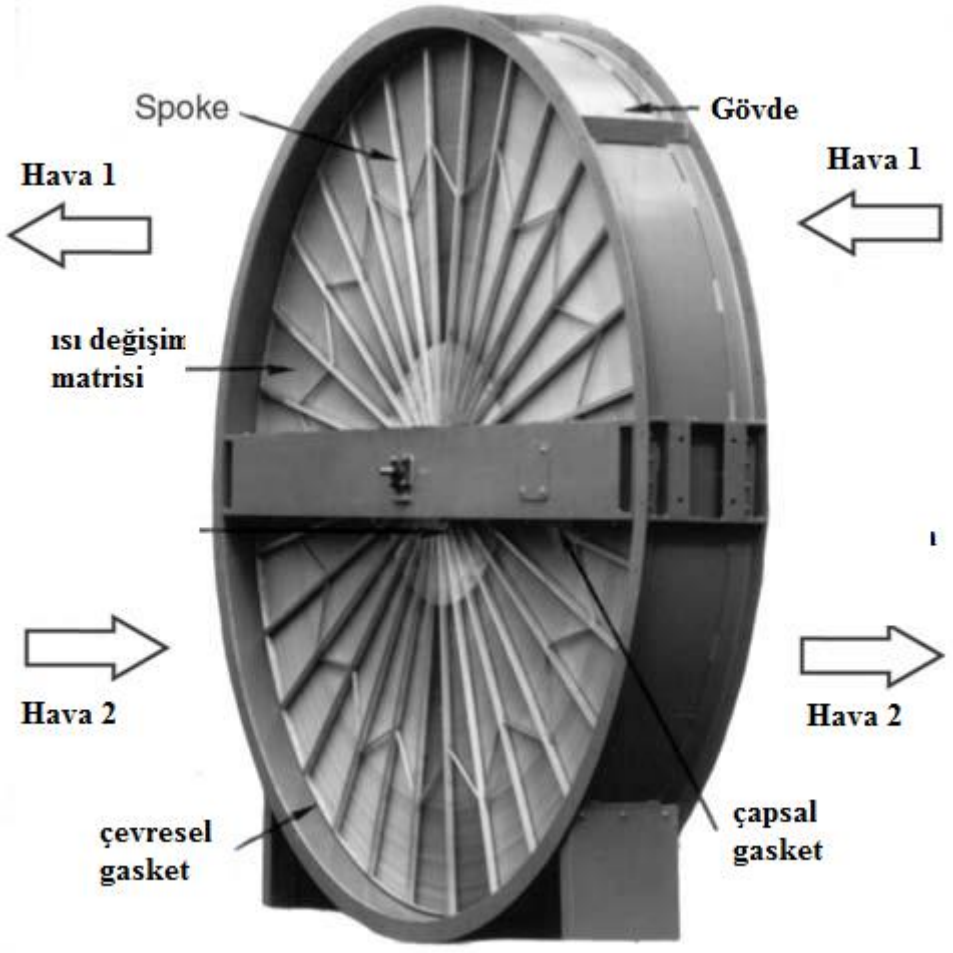
4. Rejeneratif Isı Değiştiriciler
    - Sabit Dolgu Maddeli Rejeneratörler



    - Döner Dolgu Maddeli Rejeneratörler



Ljungstrom tipi rejeneratif hava ısıtıcıhava



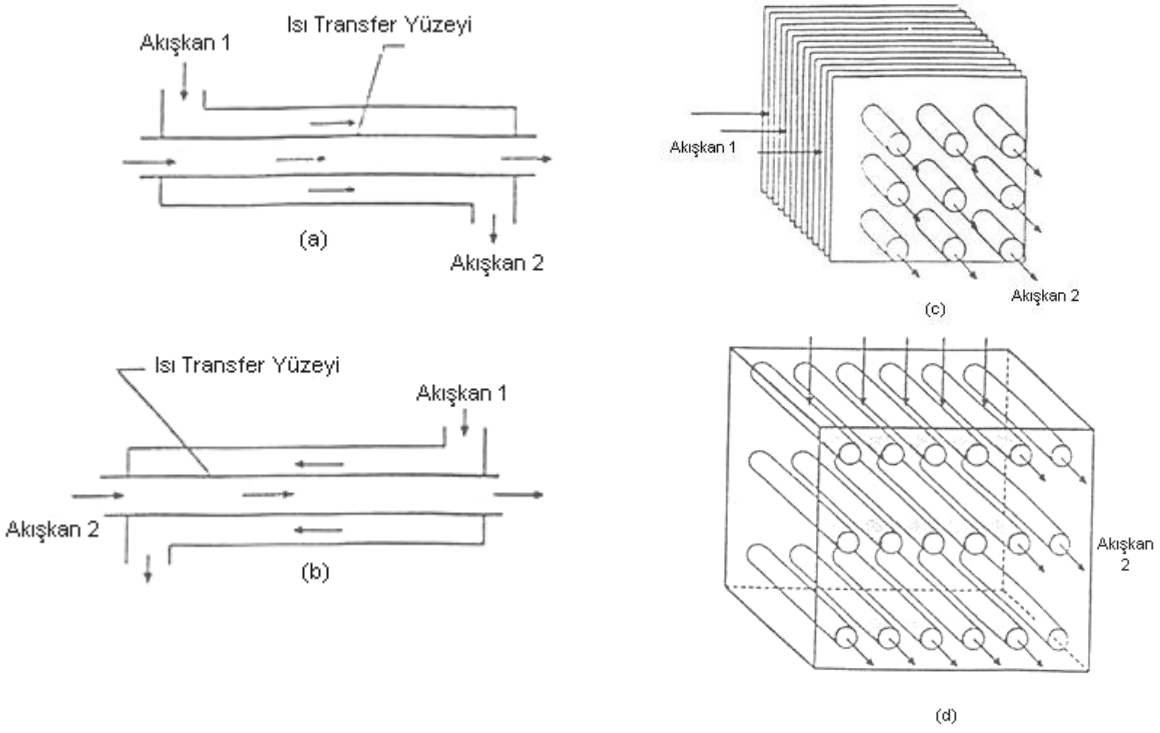
5. Konstrüksiyon Özelliklerine Göre Sınıflandırma

1. Tek Geçişli Isı Değiştiriciler (en yaygın)
    - Paralel Akımlı Isı Değiştiriciler
    - Ters Akımlı Isı Değiştiriciler
    - Çapraz Akımlı Isı Değiştiriciler
2. Çok Geçişli Isı Değiştiriciler
    - Çapraz Ters ve Çapraz Paralel Isı Değiştiriciler
    - Çok Geçişli Gövde Borulu Isı Değiştiriciler
    - n Adet Paralel Levha Geçişli Isı Değiştiriciler

3.1 ISI DEĞİŞTİRİCİLERİN TEMEL TASARIM VE MODELLEME YÖNTEMLERİ

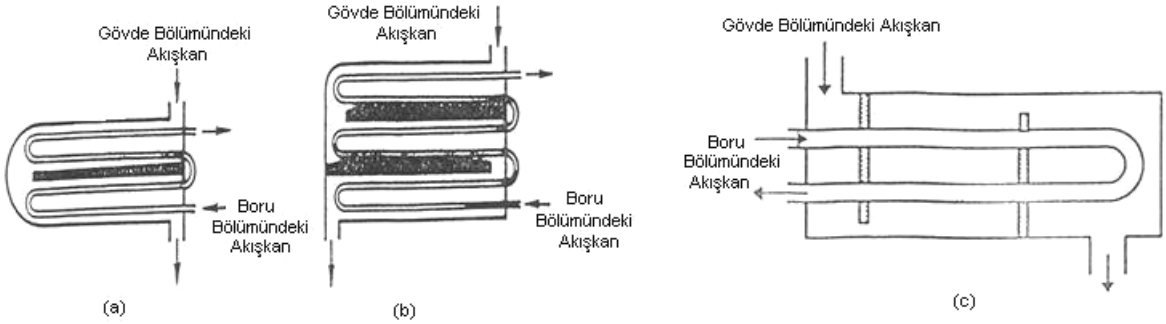
Isı değiştiricilerin tasarımında en çok karşımıza çıkan problem boyutlandırma ve verimliliktir. İncelememizde iki akışkanlı ve direk transfer işlemi içeren ısı değiştiricilerini ele alacağız. Verim probleminde elimizde mevcut bir ısı değiştirici için belirli bir kütlesel debi, giriş-çıkış sıcaklıkları ve izin verilen basınç kayıpları için akışkan çıkış sıcaklıkları ve transfer edilen enerji miktarı hesaplanır. Hesaplanan bu değerler kullanılarak da sistemin uygun olup olmadığına karar verilir.

Tasarımda karşımıza çıkacak diğer bir sorun da boyutlandırmadır. Bu problemde amacımıza uygun bir ısı değiştirici tipi seçilerek ve bu ısı değiştiricide sıcak ve soğuk akışkanların giriş çıkış sıcaklıkları, kütlesel debiler ve ΔP belirlenerek bu koşullardaki ısı transferini sağlayacak ısı değiştiricinin boyutları hesaplanır. Daha önceki sınıflandırmamızı da dikkate alarak ısı değiştiricileri akış düzenlemelerine göre farklı şekilde isimlendirmiştik.



Şekil 3.1-1: Akış Durumlarına Göre Isı Değiştiricilerinin Sınıflandırılması

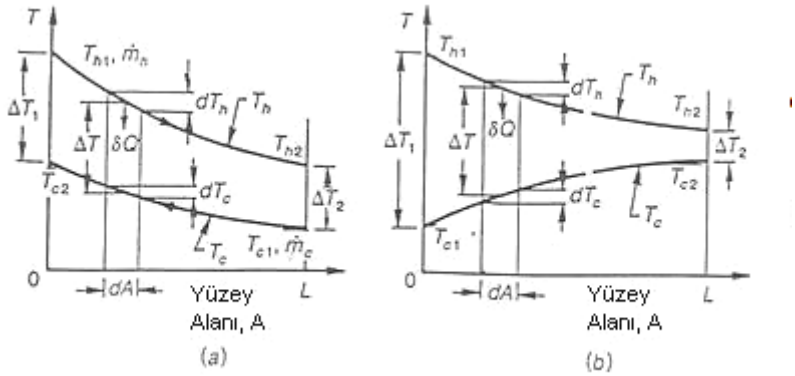
Şekil 3.1-1'de görüldüğü gibi ısı değiştiriciler paralel akışlı, karşıt akışlı ve çapraz akışlı olarak isimlendirilebilirler. Şekil 3.1-2'de çok geçişli akış düzenlemeleri görülmektedir.



Şekil 3.1-2: Karşıt Akışlı Çok Geçişli Düzen

Akış modellerine göre bu şekilde sınıflandırdığımız ısı değiştiricilerde boyutlandırma ve verim hesaplamaları ısıl analiz kapsamında değerlendirilir. Ancak ısı değiştiricilerin tam bir tasarımında ise bu temel ısı eşitliklerine ek olarak kurulacak sistemin yapısal ve ekonomik açıdan da incelenmesi gereklidir. Bizim incelememizde dikkate alacağımız akışkan-akışkan ısı transferi süreçlerinde sistemdeki sıcaklık değişimi akış düzenine bağlıdır. Girişten çıkışa kadar olan sıcaklık değişimi,

akış modeli ya da düzenlemesine bağlıdır. Farklı akış düzenlemeleri için akışkanlarının sıcaklıklarının ısı değiştirici girişinden itibaren değişimleri Şekil 3.1-3'de görülmektedir.



Şekil 3.1-3: Paralel Akım, Karşıt Akım, Buharlaştırıcı ve Yoğuşturucu Isı Değiştiricilerinde Akışkan Sıcaklığı Değişimi. (a) Karşıt Akış; (b) Paralel Akış;

Şekil 3.1-3 (a)'da karşıt akımlı sistemdeki sıcaklık değişimi görülmektedir. Burada her iki akışkan arasındaki sıcaklık farklılığı paralel modele göre ısı değiştirici uzunluğu boyunca daha az bir değişim göstermektedir. Paralel akışlıda ise ısı değiştiricinin giriş noktasında sıcak akışkan en sıcak, soğuk akışkan ise en soğuk konumdadır. Dolayısıyla ΔT girişte en yüksek değerdedir, ilerledikçe ΔT değeri gitgide küçülür. Şekil 2.3 (c)'de ise sabit sıcaklıkta soğuk akışkanın buharlaşması, Şekil 2.3 (d)'de ise yine sabit sıcaklıkta sıcak akışkanın yoğuşması

görülmektedir. Her iki sistemde de ΔT değişimi oldukça fazladır. Sıcaklık profillerinin yapısı ayrıca akışkanların ısı kapasitelerine $\left(\dot{m}C_p\right)$ bağlıdır.

Isı değiştiricileri termodinamiğin birinci yasasına göre incelersek kararlı hal koşullarında kinetik ve potansiyel enerji değişimleri ihmal edilerek ve açık sistem oldukları düşünülerek birinci yasaya göre $\delta Q = \dot{m} d_i$ yazılabilir. Denklemi integre ederek;

$$Q = \dot{m}\left(i_2 - i_1\right) \text{.....(3.1-1)}$$

şeklinde yazılabilir.

$\dot{m}$: Kütlesel Debi
i : Akışkanların Entalpi Değerleri (1. Giriş, 2. Çıkış)

Isı değiştiricileri incelememizde bu sistemlerin dış yüzeylerinin çok iyi yalıtıldığını dolayısıyla adyabatik olarak çalıştıkları varsayılırsa enerji korunumu ilkesini sıcak ve soğuk akışkanlara uyguladığımızda sırasıyla;

Sıcak akışkan için; $Q = \dot{m}_h\left(i_{h1} - i_{h2}\right)$ .....(3.1-2a)

$\dot{m}_h$ = Sıcak Akışkanın Kütlesel Debisi (1. Giriş, 2. Çıkış)
Soğuk akışkan için;

$$Q = \dot{m}_c\left(i_{c2} - i_{c1}\right) \text{.....(3.1-2b)}$$

$\dot{m}_c$ = Soğuk Akışkanın Kütlesel Debisi (1. Giriş, 2. Çıkış)
Eğer incelediğimiz ısı değiştiricide faz değişimi söz konusu değilse entalpi değişimi özgül ısılar cinsinden ifade edilebilir. Yani sıcak akışkan için;

$$Q = \left(\dot{m}c_p\right)_h \left(T_{h1} - T_{h2}\right) \text{.....(3.1-3a)}$$

ve soğuk akışkan için;

$$Q = \left(\dot{m}c_p\right)_c \left(T_{c2} - T_{c1}\right) \text{.....(3.1-3b)}$$

yazılabilir.

Şekil 3.1-3'ü incelersek ısı değiştiricinin akış modeline bağlı olarak sıcak ve soğuk akışkanlar arasındaki sıcaklık farkının $(\Delta T = T_h - T_c)$ ısı değiştiricinin içindeki konumla ve akış düzenlemesiyle yakından ilgili olduğunu görürüz. ΔT'deki bu değişim nedeniyle ısı değiştiricilerin ısıl analizinde tüm sistem için uygun bir ΔT'nin tanımlanması gerekir.

Isıl analizde kullanacağımız önemli bir denklem de

$$Q = UA\Delta T_m \text{.....(3.1-4)}$$

Bu ifade de (U) toplam ortalama ısı transfer katsayısı, (A) ısı transfer alanı, (Q) transfer edilen enerji miktarı ve $\left(\Delta T_m\right)$ ise sıcak ve soğuk akışkan arasındaki ortalama sıcaklık farkıdır. ΔT_m T_{h1}, T_{h2}, T_{c1} ve T_{c2}'nin fonksiyonu olarak bulunmaktadır.

Toplam Isı Transfer Katsayıları

Isı değiştiriciler genelde tek bir cins malzemeden imal edilirler. Ancak bazen korozyon gibi kimyasal etkileşimleri bir ölçüde engellemek amacıyla malzeme yüzeyi plastik bir koruyucuyla kaplanabilir. Pratikte ısı değiştiricilerde kullanımları süresince zamana bağlı olarak yüzeyde birikinti meydana gelir. Birikinti oluşumu ısı transferine ilave bir direnç yaratır. Uygulamada büyük bir sorun yaratan birikinti oluşumu akışkan tipi, akışkan hızı, yüzeylerin yapısı ve ısı değiştiricinin kullanım süresinin fonksiyonudur. Ayrıca ısı değiştiricilerde akışkanlardan biri veya her ikisinin olduğu yüzeylere kanatçıklar eklenebilir. Kanatçık eklenmesiyle yüzey alanında artış sağlanır, ancak kanatçık ilavesi yüzeyde ek bir direnç de yaratır. Bu nedenle kanatçık eklenmesinin de dikkatli yapılması gerekir. Pürüzsüz, düz ve üzerinde birikinti olmayan bir yüzey için (UA) çarpımı;

$$UA = \frac{1}{R_t} = \frac{1}{\frac{1}{h_i A} + \frac{t}{kA} + \frac{1}{h_0 A}} \quad \text{.....(3.1-5)}$$

R_t : Toplam Isıl Direnç

t : Kalınlık.

k : Duvar Malzemesinin Isı İletim Katsayısı.

h_i , h_0 : Isı Taşınım Katsayıları

Birikinti olmayan kanatçıksız bir boru tipi ısı değiştiricide toplam ısı transfer katsayısı;

$$U_0 A_0 = U_i A_i = \frac{1}{R_t} = \frac{1}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(r_0/r_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_0 A_0}} \quad \text{.....(3.1-6)}$$

Eğer ısı transfer yüzeyinde birikinti meydana gelirse sıcak ve soğuk akışkan arasındaki ısı akımına birikinti nedeniyle ek bir direnç oluşur. Bu ilave direnç boyunca da ΔT_s sıcaklık düşümü meydana gelir.

$$\frac{\Delta T_s}{Q} = R_s = \frac{1}{A h_s} \quad \text{.....(3.1-7)}$$

Buradaki (A) birikinti olmadan önceki yüzeyin orijinal ısı transfer alanı, (h_s)'de taşınım katsayısıdır. Birikinti oluşumu iç ve dış yüzeyin her iki tarafında da meydana gelir. Toplam ısıl direnç;

$$R_t = \frac{1}{UA} = \frac{1}{U_0 A_0} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{h_i A_i} + R_w + \frac{R_{fi}}{A_i} + \frac{R_{f0}}{A_0} + \frac{1}{A_0 h_0} \quad \text{.....(3.1-8)}$$

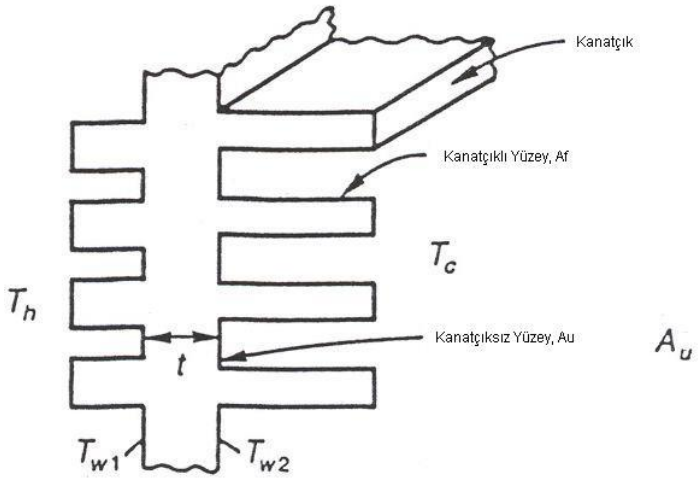
R_w : Boru Malzemesinin Isıl Direnci

R_{fi} : İç Taraftaki Birikinti Isıl Direnci

R_{f0} : Dış Taraftaki Birikinti Isıl Direnci

$$R_w = \frac{t}{kA} \text{ (düz levha ise).....(3.1-9a)}$$

$$R_w = \frac{\ln(r_0/r_i)}{2\pi Lk} \text{ (boru tipi ise).....(3.1-9b)}$$



Şekil 3.1-4: Kanatçıklı Yüzey

Şekildeki kanatçıklı yüzeyi ele alalım. Eklenen kanatçığın veriminin η_f olduğunu kabul edersek burada transfer edilen enerji miktarı;

$$Q=\left(\eta_f A_f h_f + A_u h_u\right)\Delta T \quad \text{.....(3.1-10)}$$

Burada (ΔT) ya $\left(T_h - T_{w1}\right)$ veya $\left(T_{w2} - T_c\right)$'dir. $\left(A_u\right)$ kanatçıksız alan, $\left(A_f\right)$ kanatçıklı alan, $\left(h_f\right)$ kanatçıklı taraftaki taşınım katsayısı, $\left(h_u\right)$ kanatçıksız taraftaki taşınım katsayısıdır. İncelememizde $\left(h_u\right) = \left(h_f\right) = h$ olarak kabul ederiz.

$$Q=\left(\eta_f A_f h_f + A_u h_u\right)\Delta T$$

$$A=A_u + A_f \text{ ve } A_u = A - A_f$$

$$Q=\left[\eta_f A_f h + \left(A - A_f\right)h\right]\Delta T$$

$$Q=h\left[\eta_f A_f + \left(A - A_f\right)\right]\Delta T$$

$$Q=hA\left[1-\frac{A_f}{A}\left(1-\eta_f\right)\right]\Delta T \quad \text{.....(3.1-11)}$$

$$\eta=\left[1-\frac{A_f}{A}\left(1-\eta_f\right)\right] \quad \text{.....(3.1-12)}$$

η_f : Toplam Yüzey Verimliliği

Bu son denklemi incelersek kanatçık ilavesinin yüzeyde ek bir direnç $\left(1/\eta_h A\right)$ yarattığını görürüz. Kanatçıklı bir yüzeyde kanatçıklardaki iletim, taşınım direnci ve kanatçığın olmadığı yüzeyde taşınım direnci vardır. Dolayısıyla tüm duvar için toplam ısıl direnç;

$$R_t=\frac{1}{UA}=\frac{1}{U_0 A_0}=\frac{1}{U_i A_i}=\frac{1}{\eta_i h_i A_i}+\frac{R_{fi}}{\eta_i A_i}+R_w+\frac{R_{f0}}{\eta_0 A_0}+\frac{1}{\eta_0 h_0 A_0} \quad \text{.....(3.1-13)}$$

Kanatçık ile onun yerleştirildiği boru veya levha arasında temas direnci bazı durumlarda dikkate alınmalıdır. Temas direnci (3.1-13) denkleminde ifade edilir. Isı değiştirici

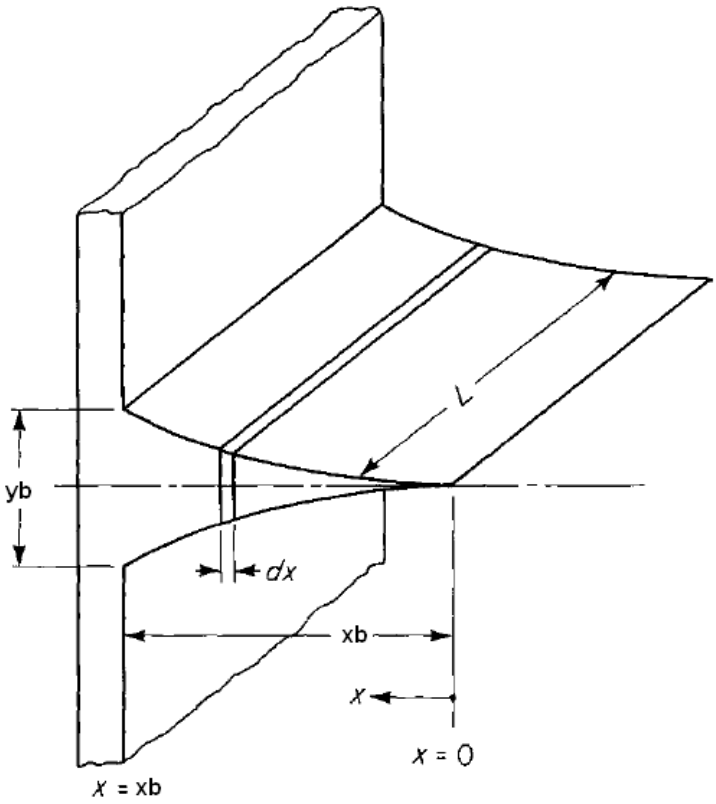
uygulamalarında toplam ısı transfer katsayıları genelde dış yüzey esas alınarak elde edilir. Bu nedenle toplam ısı transfer katsayısı dış yüzeye göre tanımlanır.

$$U_0 = \frac{1}{\frac{A_0}{A_i}\frac{1}{\eta_i h_i} + \frac{A_0 R_{fi}}{\eta_i h_i} + A_0 R_w + \frac{R_{f0}}{\eta_0} + \frac{1}{\eta_0 h_0}} \quad \text{.....(3.1-14)}$$

Kanatçık verimi ile ilgili η_f terimi bazı belli geometriler için kaynaklarda mevcuttur. Uniform kesit alanlı adyabatik ucu olan L uzunluğunda bir kanatçık için verim; x_b

$$\eta_f = \frac{\tanh(mL)}{mL} \text{ ve } m = \sqrt{\frac{2h}{\delta k_f}} \quad \text{.....(3.1-15 A)}$$

δ : Fin Kalınlığı
L : Fin Uzunluğu



Şekil 3.1-5 Kanatçıklı yüzeyin geometrisi

Kanat profili denklemleri daha genel bir formda Gardner tarafından[82] verilmiştir. Kanat profili düz veya uzunlamasına kanatlar için :

$$y = y_b \left(\frac{x}{x_b} \right)^{(1-2n)/(1-n)} \quad \text{(3.1-15B1)}$$

İğne tipi kanatlar için :

$$y = y_b \left(\frac{x}{x_b} \right)^{(1-2n)/(2-n)} \quad \text{(3.1-15B2)}$$

Radyal doğrultudaki kanatlar için :

$$y = y_b \left(\frac{x}{x_b} \right)^{(-2n)/(1-n)} \quad \text{(3.1-15B3)}$$

Olduğunda ve n kanat profil katsayısı n sıfır veya tam sayı olduğunda x = x_a noktasında

$$\beta = \frac{I_{n-1}(u_a)}{K_{n-1}(u_a)} \quad \text{(3.1-15C1)}$$

Buradaki K ve I Bessel fonksiyonlarıdır.

n kesirli sayı olduğunda x = x_a noktasında

$$\beta = -\frac{I_{n-1}(u_a)}{I_{1-n}(u_a)} \quad \text{(3.1-15C2)}$$

Düz veya uzunlamasına kanatlar için

$$u = 2(1-n) \left(\frac{x}{x_b} \right)^{1/2(1-n)} \sqrt{\frac{h}{k y_b} x_b} \quad \text{(3.1-15D1)}$$

İğne tipi kanatlar için :

$$u = \frac{2\sqrt{2}(2-n)}{3} \left(\frac{x}{x_b} \right)^{3/2(2-n)} \sqrt{\frac{h}{k y_b} x_b} \quad \text{(3.1-15D2)}$$

Radyal doğrultudaki kanatlar için :

$$u = (1-n) \left(\frac{x}{x_b} \right)^{1/(1-n)} \sqrt{\frac{h}{k y_b} x_b} \quad \text{(3.1-15D3)}$$

Bu denklemlerdeki h ısı taşınım katsayısı k, ısı iletim katsayısıdır. Bu durumda kanat verimleri:

n sıfır veya tam sayı olduğunda x = x_a noktasında

$$\eta_f = \frac{2(1-n)}{u_b[1-(u_a/u_b)^{2(1-n)}} \frac{I_{n-1}(u_b) - \beta K_{n-1}(u_b)}{I_n(u_b) - \beta K_n(u_b)} \quad \text{(3.1-15E1)}$$

n kesirli sayı olduğunda x = x_a noktasında

$$\eta_f = \frac{2(1-n)}{u_b[1-(u_a/u_b)^{2(1-n)}} \frac{I_{n-1}(u_b) - \beta I_{1-n}(u_b)}{I_n(u_b) - \beta I_{-n}(u_b)} \quad \text{(3.1-15E2)}$$

Bir boru etrafında düz levha profillerinden oluşturulan kanatlarda (genellikle gaz-sıvı ısı değiştiricilerinde kullanılan profil), dairesel kanat için:

$$\eta_f = \frac{2r_i}{M(r_o^2 - r_i^2)} \left[\frac{K_1(Mr_i)I_1(Mr_0) - K_1(Mr_0)I_1(Mr_i)}{K_1(Mr_0)I_1(Mr_i) + K_0(Mr_i)I_1(Mr_0)} \right] \quad \text{(3.1-15E3)}$$

$M = \sqrt{\frac{h_0 P}{kA}}$. Bu denklemdeki K ve I bessel sayılarıdır. r_i boru yarıçapı ve r_o kanat yarıçapıdır. Bu denklem yaklaşık olarak

$\eta_f = \frac{\tanh(mr\phi)}{mr\phi}$ denklemiyle de tanımlanabilir. Bu formda $m = \sqrt{\frac{2h_o}{k_f \delta_f}}$ ve

$\phi = \left[\frac{R_{eq}}{r} - 1\right]\left[1 + 0.35\ln(R_{eq}/r)\right]$

(3.1-14) denklemini kanatçık içermeyen koşullar için yeniden yazarsak;

$$U_0 = \frac{1}{\frac{r_0}{r_i}\frac{1}{h_i} + \frac{r_0}{r_i}R_{fi} + \frac{r_0 \ln(r_0/r_i)}{k} + R_{f0} + \frac{1}{h_0}} \quad \text{.....(3.1-16)}$$

t kalınlığında, tek bir tarafta kirlenme olan h_i ve h_0 taşınım katsayıları verilen düz duvar için;

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + R_{fi} + \frac{t}{k} + \frac{1}{h_0} \quad \text{.....(3.1-17)}$$

Isı Değiştirici Analizinde Logaritmik Ortalama Sıcaklık Farkı Yöntemi

Isı değiştiricilerin ısıl incelenmesinde bu ısı değiştiriciden transfer edilen enerji miktarının bulunması (Q'nun hesaplanması) en önemli bilgidir. Paralel ve karşıt akımlı durumların incelendiği Şekil 2.3'ü dikkate alalım. Her iki akış modelinde de dA diferansiyel elemanlarını oluşturarak bu alan elemanlarının etrafında enerji dengesini yazalım. Bunları çözümleyerek ΔT_m değerini hesaplayalım.

Şekil 2.3 (a) ve (b)'de inceleme için önce yön belirleriz. Her iki tip akış modelinde de 0'dan L'ye gidiş pozitif kabul edildi. Paralel akışlıda soğuk akışkanın sıcaklığı dA olan eleman boyunca $+dT_c$ kadar artış gösterir. Yine soğuk akışkan karşıt akımlıda hareket ederken dA diferansiyel alan elemanı boyunca dT_c kadar bir sıcaklık düşümü gösterir. Sıcak ve soğuk akışkanlara ait enerji dengelerini (adyabatik koşullarda kararlı halde-debi ve kesit boyunca anlık sıcaklar sabit) diferansiyel formda yazalım.

$$\delta Q = -\left(\dot{m}C_p\right)_h dT_h = \overset{+}{-}\left(\dot{m}C_p\right)_c dT_c$$

+ Paralel Akış, - Karşıt Akış

$$\delta Q = -C_h dT_h = \overset{-}{+}C_c dT_c \quad \text{.....(3.1-18)}$$

$$dT_h = -\frac{\delta Q}{C_h} \text{ ve } dT_c = \overset{-}{+}\frac{\delta Q}{C_c}$$

Karşıt akışlı durum için dA diferansiyel alan elemanında sıcak ve soğuk akışkan arasında transfer edilen toplam enerji miktarı;

$\delta Q = U(T_h - T_c)dA$ .....(3.1-19)

Eşitlik 2.18'den;

$$d(T_h - T_c) = dT_h - dT_c = \delta Q\left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_h}\right) \text{.....(3.1-20)}$$

Eşitlik (3.1-19)'u (3.1-20)'ye yerleştirirsek;

$$\frac{dT_h - dT_c}{(T_h - T_c)} = \mathrm{U}\left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_h}\right)dA \text{.....(3.1-21)}$$

U, C_h, C_c sabit ve integral alınırsa;

$$\ln\frac{T_{h2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c2}} = UA\left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_h}\right)$$

$$T_{h2} - T_{c1} = \left\{(T_{h1} - T_{c2})\exp\left[UA\left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_h}\right)\right]\right\} \text{.....(3.1-22)}$$

Paralel akışlı durum için denklemler düzenlenirse;

$$dT_h = -\frac{\delta Q}{C_h} \quad \text{ve} \quad dT_c = \frac{\delta Q}{C_c}$$

$$d(T_h - T_c) = dT_h - dT_c = -\frac{\delta Q}{C_h} - \frac{\delta Q}{C_c} = -\delta Q\left(\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_h}\right)$$

$$\delta Q = U(T_h - T_c)dA$$

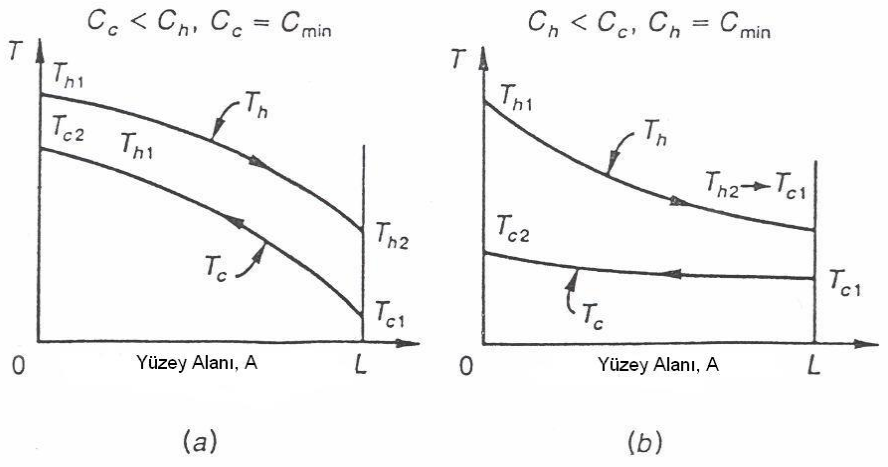
$$d(T_h - T_c) = -U(T_h - T_c)dA\left[\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_h}\right]$$

$$\frac{dT_h - dT_c}{(T_h - T_c)} = \text{-}\,\mathrm{U}\left(\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_h}\right)dA$$

$$\ln\frac{T_{h2} - T_{c2}}{T_{h1} - T_{c1}} = -UA\left(\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_h}\right)$$

$$T_{h2} - T_{c2} = \left\{(T_{h1} - T_{c1})\exp\left[-UA\left(\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_h}\right)\right]\right\} \text{.....(3.1-23)}$$

İki durum sonunda elde ettiğimiz iki denklemin incelenmesi bize sıcak ve soğuk akışkan sıcaklıkları farkının alanın fonksiyonu olduğunu gösterir. (U, C_h, C_c sabit) Karşıt akışlı bir ısı değiştiricide sıcaklık farkı ($T_h - T_c$) sıcak akışkan akış yönünde artış gösterir, ancak bunun gözlenebilmesi için $C_h > C_c$ olmalıdır. $C_c = C_{\min.}$ ise sıcaklık değişimini veren eğriler aşağı doğru iç bükey olur. A sonsuza giderken T_{c2} T_{h1}'e yaklaşır.



Şekil 3.1-6 Karşıt Akışlı Bir Isı Değiştirici İçin Sıcaklık Değişimi

Karşıt akışlı ısı değiştiriciyi incelemeye devam edelim. $C_h < C_c$ olduğunda $(T_h - T_c)$ azalır. Alan sonsuza giderken $T_{h2} - T_{c1}$'e yaklaşır.
Paralel akışlı durumu inceleyelim;

$$Q = C_h(T_{h1} - T_{h2}) \ldots\ldots \text{Sıcak Akışkan}$$
$$Q = C_c(T_{c2} - T_{c1}) \ldots\ldots \text{Soğuk Akışkan}$$

$$\ln\frac{T_{h2}-T_{c2}}{T_{h1}-T_{c1}} = -UA\left(\frac{1}{C_c}+\frac{1}{C_h}\right)$$
$$\ln\frac{T_{h2}-T_{c2}}{T_{h1}-T_{c1}} = -UA\left(\frac{T_{c2}-T_{c1}}{Q}+\frac{T_{h1}-T_{h2}}{Q}\right)$$

$$Q = UA\frac{(T_{h2}-T_{h1})+(T_{c1}-T_{c2})}{\ln\frac{T_{h2}-T_{c2}}{T_{h1}-T_{c1}}} = UA\frac{(T_{h2}-T_{c2})-(T_{h1}-T_{c1})}{\ln\frac{T_{h2}-T_{c2}}{T_{h1}-T_{c1}}} \quad \text{.....(3.1-24)}$$

$$Q = UA\frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \text{.....(3.1-25)}$$

Karşıt akışlı durumu inceleyelim;
$$Q = C_h(T_{h1} - T_{h2}) \ldots\ldots \text{Sıcak Akışkan}$$
$$Q = C_c(T_{c2} - T_{c1}) \ldots\ldots \text{Soğuk Akışkan}$$

$$\ln\frac{T_{h2}-T_{c1}}{T_{h1}-T_{c2}} = -UA\left(\frac{1}{C_c}-\frac{1}{C_h}\right)$$
$$\ln\frac{T_{h2}-T_{c1}}{T_{h1}-T_{c2}} = -UA\left(\frac{T_{c2}-T_{c1}}{Q}-\frac{T_{h1}-T_{h2}}{Q}\right)$$

$$Q = UA\frac{(T_{h2}-T_{c1})-(T_{h1}-T_{c2})}{\ln\frac{T_{h2}-T_{c1}}{T_{h1}-T_{c2}}}$$

$$Q = UA\frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = UA\Delta T_m \quad \text{.....(3.1-26)}$$

$$\Delta T_m = \Delta T_{\ln} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \text{.....(3.1-27)}$$

Eğer ısı değiştiricimiz karşıt akımlı ise ve $\left(\dot{m}C_p\right)_c = \left(\dot{m}C_p\right)_h$ ise

$$\left(T_{h1} - T_{h2}\right) = \left(T_{c2} - T_{c1}\right)$$

olur yani $\Delta T_1 = \Delta T_2$ ve bu durumda $\Delta T_{\ln}$ hesaplanamaz. Böyle bir durumda LHospital kuralı uygulanarak

$$\Delta T_{\ln} = \Delta T_1 = \Delta T_2 \text{.....(3.1-28)}$$

olarak alınabilir. Aynı giriş ve çıkış sıcaklıkları için karşıt ve paralel akışlı durumların $\Delta T_{\ln}$ değerlerini karşılaştırdığımızda $(\Delta T_{\ln})_{K.A} > (\Delta T_{\ln})_{P.A.}$'dır. Bu da logaritmik ortalama sıcaklık farkını ısı transferi için maksimum sıcaklık farkı potansiyelinin karşıt akımlı durumda olduğunu gösterir. Dolayısıyla aynı U'ya sahip bir ısı değiştiricide belli bir ısı yükü (Q) karşılanması için karşıt akımlı ısı değiştiricilerin boyutu daha küçük olur. Karşıt akımlı durumda soğuk akışkanın sıcaklığı (T_{c2}) sıcak akışkanın çıkış sıcaklığından daha büyük olabilir. Ancak paralel akışlı durumda bu mümkün değildir.

Isı Değiştirici Analizi İçin ε - *NTU* Yöntemi

Akışkanların giriş ve çıkış sıcaklıklarının tamamı biliniyor veya hesaplanıyorsa ısı değiştirici ısıl analizinde logaritmik ortalama sıcaklık farkı yönteminin uygulanması oldukça kolaydır. Ancak akışkan sıcaklıklarının tümü bilinmiyorsa bu yöntemin uygulanması için deneme-yanılma yolu izlenmek zorundadır. Bu da çözümü zorlaştırır.
Böylesi durumlarda deneme-yanılma yönteminden kaçınmak için ısı değiştirici etkinliği kavramına dayanarak transfer ünitesi sayısı (*NTU*) yöntemi uygulanır.
Bu yöntemde ısı değiştircinin giriş veya çıkış sıcaklıkları farkı UA/C_C veya C_C/C_H'ın fonksiyonu olarak tanımlanır. Burada ısı değiştirici transfer denklemleri boyutsuz gruplar cinsinden ifade edilir.
$\overset{*}{C}$'ın sıfır olması, $C_{\min.}$ sonlu bir değer olurken $C_{\max.}$'ın sonsuza gittiği anlamına gelir. Bu da yoğuşan ya da buharlaşan bir akışkandır. Normal koşullarda $\overset{*}{C}$ bire eşit veya küçüktür.

$$\overset{*}{C} = \frac{C_{\min.}}{C_{\max.}} \text{.....(3.1-29)}$$

Isı değiştirici etkinliği, incelenen ısı değiştiricide gerçekte transfer edilen enerjinin termodinamik olarak sınırlandırılmış koşullarda maksimum enerji transferine oranıdır.

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max.}} \text{.....(3.1-30)}$$

Gerçek koşullarda gerçekleşen ısı transferi sıcak ve soğuk akışkan enerji denklemleri ile bulunur.

$$Q = \left(mC_P\right)_h\left(T_{h1} - T_{h2}\right) = \left(mC_P\right)_c\left(T_{c2} - T_{c1}\right) \text{.....(3.1-31)}$$

$C_h > C_c$ ise $(T_{h1} - T_{h2}) < (T_{c2} - T_{c1})$

$C_h < C_c$ ise $(T_{h1} - T_{h2}) > (T_{c2} - T_{c1})$

$$\varepsilon = \frac{C_h(T_{h1} - T_{h2})}{C_{\min.}(T_{h1} - T_{c1})} = \frac{C_c(T_{c2} - T_{c1})}{C_{\min.}(T_{h1} - T_{c1})} \ldots\ldots \quad (3.1\text{-}32)$$

ε değeri 0 ile 1 arasında değişir. Verilen bir ε ve $Q_{\max.}$ değeri için gerçekte transfer edilen enerji;

$$Q = \varepsilon C_{\min.}(T_{h1} - T_{c1}) \ldots\ldots (3.1\text{-}33a)$$

$$Q = \varepsilon \left(\dot{m} C_P \right)_{\min.} (T_{h1} - T_{c1}) \ldots\ldots (3.1\text{-}33b)$$

Transfer ünitesi sayısı *NTU*,

$$NTU = \frac{UA}{C_{\min.}} = \frac{1}{C_{\min}} \int_A U dA \ldots\ldots (3.1\text{-}34)$$

U sabit ise yukarıdaki denklemin birinci kısmı, değişken ise ikinci kısmı kullanılır.

Tek geçişli bir ısı değiştiriciyi düşünelim. $C_c > C_h$ ise $C_h = C_{\min.}$ ve $C_c = C_{\max.}$ olur.

$$NTU = \frac{UA}{C_{\min.}} = \frac{1}{C_{\min}} \int_A U dA$$

$$(T_{h2} - T_{c1}) = (T_{h1} - T_{c2}) \exp\left[UA \left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_h} \right) \right]$$

Bu iki formülden;

$$(T_{h2} - T_{c1}) = (T_{h1} - T_{c2}) \exp\left[-NTU \left(\overset{-}{+} 1 - \frac{C_{\min.}}{C_{\max.}} \right) \right]$$

+: Karşıt Akış, -: Paralel Akış

Yukarıda yazdığımız denklem düzenlenirse karşıt akımlı durumdaki etkinlik katsayısı ε;

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU(1 - C_{\min.}/C_{\max.}) \right]}{1 - (C_{\min.}/C_{\max.}) \exp\left[-NTU(1 - C_{\min.}/C_{\max.}) \right]} \ldots\ldots (3.1\text{-}35)$$

Bu denklem $C_c < C_h$ ($C_c = C_{\min.}$ ve $C_h = C_{\max.}$) olduğunda da aynen geçerlidir.

Paralel akım göz önüne alınırsa;

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU(1 + C_{\min.}/C_{\max.}) \right]}{1 + (C_{\min.}/C_{\max.})} \ldots\ldots (3.1\text{-}36)$$

$C_{\min.}/C_{\max.}$ oranının 0 veya 1'e eşit olması 2 önemli durumu gösterir. $C_{\min.}/C_{\max.} = 1$ ise karşıt akımlı durumda $\varepsilon = 0/0$ olur ve LHospital kuralı uygulanarak karşıt akımlı durum için ;

$$\varepsilon = \frac{NTU}{1+NTU} \text{ (karşıt akımlı)……(3.1-37a)}$$

$$\varepsilon = \frac{1-\exp(-2NTU)}{2} \text{ (paralel akımlı)…..(3.1-38b)}$$

$C_{\min.}/C_{\max.} = 0$ olduğunda (buharlaştırıcı veya yoğunlaştırıcı için) hem paralel hem de karşıt akımlı durum için aynı denklem elde edilir ve bu denklem;

$$\varepsilon = 1-e^{-NTU} \text{ …..(3.1-39)}$$

Bu elde ettiğimiz denklemlerden görebildiğimiz gibi ısı değiştirici etkinliği akış düzenlemesinin, $C_{\min.}/C_{\max.}$ oranının, transfer ünitesi sayısının (*NTU*) fonksiyonu olarak elde edilmiştir. Değişik akım düzenlemeleri için önerilen denklemler Kakaç sayfa 55'te bulunmaktadır. Etkinlik transfer ünitesi arasındaki ilişki ayrıca grafiksel olarak da tanımlanmıştır. Şekillerin incelenmesi bize şu sonuçları verir.

1. Belli bir $C_{\min.}/C_{\max.}$ oranı için *NTU*'daki artış ile etkinlikte artış gösterir.
2. Belli NTU değeri için $C_{\min.}/C_{\max.}$ oranı artarken, etkinlik azalmaktadır.
3. $C_{\min.}/C_{\max.}$ oranının ısı değiştirici etkinliği üzerine etkinliğin % 40'dan büyük olan değerlerde gözlenir. Küçük olduğu değerlerde bu değişim gözlenmez.
4. Bu eğrilerin (*NTU*, ε) asimptotik yapısından dolayı büyük etkinlik değerlerinde ε'da küçük bir artış sağlamak için *NTU*'da ve dolayısıyla ısı değiştirici alanında büyük artırımlar yapılmalıdır.
5. Belirli bir *NTU* ve $C_{\min.}/C_{\max.}$ oranı için tüm ısı değiştirici akım düzenleme tipleri içinde karşıt akımlı ısı değiştirici en yüksek etkinliğe sahiptir.

Dolayısıyla belli bir *NTU* ve $C_{\min.}/C_{\max.}$ oranı için maksimum ısı değiştirici verimi karşıt akımlı modelden elde edilir.

Şu ana kadar gördüğümüz tüm temel bağıntılar şu kabuller altında yapılmıştır.

1. Sistem kararlı hal koşuları altında çalışmaktadır.
2. Isı değiştiriciden çevreye olan ısı kayıpları ihmal edilmektedir.
3. Isı değiştirici içinde ısı üretimi bulunmamaktadır.
4. Her akışkan için serbest basınçtaki özgül ısı değerleri de sabittir.
5. Boruda ve akışkanda uzunluk boyunca ısı iletimi yoktur. Isı transferi yarıçap doğrultusunda değişmektedir.
6. Akışkanlar arasındaki toplam ısı transfer katsayısı tüm ısı değiştirici için sabittir.
7. Karşıt ve paralel akımlı ısı değiştiricilerde her akışkan sıcaklığı akış kesiti boyunca uniformdur, ancak çapraz akışlı ısı değiştiricilerde her akışkanın karışıp karışmama özelliği ayrıca dikkate alınmalıdır.
8. Eğer akışkanlardan biri faz değiştiriyorsa faz değişimi sabit basınç ve sıcaklıkta olmaktadır.

Isı değiştirici tasarımında akışkanlardan birinin çıkış sıcaklığı, giriş sıcaklıkları, kütlesel debiler biliniyorsa bilinmeyen çıkış sıcaklığı enerji dengesinden elde edilir ve ortalama sıcaklık farkı uygulanarak çözüm sağlanır.

1. Sıcak ve soğuk akışkana ait enerji denklemleri kullanılarak transfer edilen enerji miktarı ve bilinmeyen çıkış sıcaklığı hesaplanır.
2. Logaritmik ortalama sıcaklık farkı hesaplanır ve gerekiyorsa (F) düzeltme faktörü elde edilir.
3. Toplam ısı transfer katsayıları hesaplanır.
4. $Q = UAF\Delta T_{lm}$ denkleminden alan hesaplanır.

Performans analizi hesaplarında ise akışkan çıkış sıcaklıkları bilinmiyorsa logaritmik ortalama sıcaklık farkının uygulanması iterasyon işlemlerinin uygulanmasını gerektirir. Bu nedenle $\varepsilon - NTU$ yöntemi uygulanır. Çözüm için;

1. Verilenlerden giderek $C_{\min.}/C_{\max.}$ ile $NTU = UA/C_{\min.}$ değeri hesaplanır.
2. Uygun eşitlik veya grafikten ε bulunur.
3. Eğer ε biliniyorsa $Q = \varepsilon C_{\min.}(T_{h1} - T_{c1})$ denkleminden hesaplanır.
4. Bilinmeyen çıkış sıcaklıkları sıcak ve soğuk akışkanların enerji denklemlerinden bulunur.

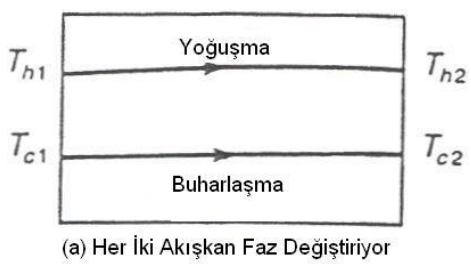
Eğer $\varepsilon - NTU$ yöntemini bir boyutlandırma problemine uygularsak;

1. Giriş ve çıkış sıcaklıkları biliniyorsa ε değeri hesaplanır.
2. $C_{\min.}/C_{\max.}$ oranı bulunur.
3. Toplam ısı transfer katsayısı hesaplanır.
4. ε, $C_{\min.}/C_{\max.}$ ve akım düzenlemesi biliniyorsa uygun bağıntı veya grafiklerden NTU bulunur.
5. $NTU = UA/C_{\min.}$ 'den alan hesaplanır.

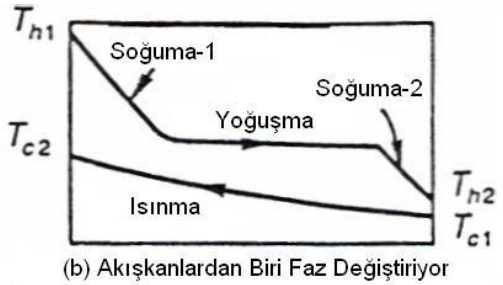
Değişken Toplam Isı Transfer Katsayısı

Çoğu uygulamada toplam ısı transfer katsayısı, ısı değiştiricinin uzunluğu boyunca değişim gösterir. Toplam ısı transfer katsayısı akışkan özelliklerinden, ısı transferinin meydana geldiği yüzeyin geometrisinin ve Re sayısından önemli derecede etkilenir. Toplam ısı transfer katsayısının değişimini içeren metotlar ya da yöntemler paralel akışlı, karşıt akışlı ve çok geçişli ısı değiştiriciler için verilmiştir.

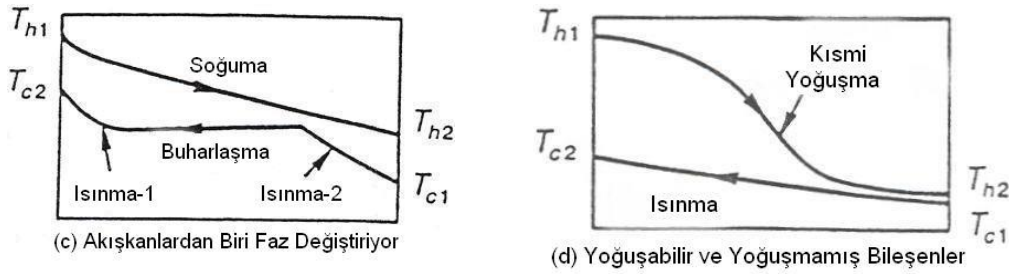
Bazı önemli durumları görelim;



(a) Her İki Akışkan Faz Değiştiriyor



(b) Akışkanlardan Biri Faz Değiştiriyor



Şekil 3.1-7: Isı Değiştiricilerde Toplam Isı Transfer Katsayısının Değiştiği Çeşitli Durumlar

Isı değiştiricilerde toplam ısı transfer katsayısının önemli ölçüde değiştiği tipik durumlar şekillerde görülmektedir. Şekil a'da duyulur ısıtma ve soğutma yok ve sıcaklık sabit gibidir ancak U'daki değişim çok büyüktür. Şekil b'de ise akışkanlardan biri faz değiştirirken diğeri sadece duyulur ısınma göstermektedir. Soğuma birde kızgın buhar doymuş buhar haline soğumakta, ardından yoğuşmakta ve ardından doymuş sıvı halinden sıkıştırılmış sıvı haline kadar soğumaktadır. Şekil c'de ise akışkanlardan biri sadece duyulur ısı transferi ile soğurken diğer akışkan ise sıkıştırılmış sıvı halinden kızgın buhar haline dönüşmektedir. Şekli d'de ise akışkanlardan birinin bileşimi mevcut koşullarda yoğuşabilen ve yoğuşmayan gazlardan oluşmaktadır. Sistemde yoğuşabilen bileşen yoğuşurken diğer bileşen ise yoğuşmadan gaz fazında kalır.

Toplam ısı transfer katsayısında değişimin görüldüğü ikinci ve üçüncü şekillerdeki gibi sistemlerde ısı değiştirici seri olarak bağlı üç ısı değiştirici gibi düşünülür ve hesaplamalar her biri için ayrı ayrı yapılır. Tüm sistemler için geçerli olan diğer bir yaklaşımda ısı değiştiriciyi çok küçük elemanlardan meydana gelmiş gibi düşünmek ve her ünite için U'daki değişimi dikkate alarak o parçada geçerli olacak toplam ısı transfer katsayısını kullanarak hesaplamaları yapmaktır. Bunun için sonlu farklar yöntemi veya diğer sayısal yöntemler uygulanabilir.

Çift borulu paralel akışlı bir ısı değiştiriciyi düşünelim. Isı değiştiricideki yüzey elemanını da ΔA_i olarak alalım ve göz önüne aldığımız bu parçadaki akışkan sıcaklıkları da T_{hi} ve T_{ci} olsun. Toplam ısı transfer katsayısını akışkan sıcaklıklarının fonksiyonu olarak tanımlayalım.

$$U_i = U_i\left(T_{hi}, T_{ci}\right) \text{.....(3.1-40)}$$

ΔA_i yüzey elemanı için enerji korunumunu uygularsak

$$\Delta Q_i = -\left(\dot{m}C_p\right)_{hi}\left(T_{h(i+1)} - T_{hi}\right) = \left(\dot{m}C_p\right)_{ci}\left(T_{c(i+1)} - T_{ci}\right)$$

$$\delta Q_i = U_i \Delta A_i \left(T_h - T_c\right)_i \text{.....(3.1-41)}$$

Paralel akımlı durumu inceleyelim.

$$\frac{d\left(T_h - T_c\right)}{T_h - T_c} = -U\left(\frac{1}{C_h} + \frac{1}{C_c}\right)dA$$

Sonlu farklar yaklaşımı kullanarak yazalım.

$$\frac{(T_h - T_c)_{i+1} - (T_h - T_c)_i}{(T_h - T_c)_i} = -U_i\left(\frac{1}{C_{ci}} + \frac{1}{C_{hi}}\right)\Delta A_i$$

$$(T_h - T_c)_{i+1} = (T_h - T_c)_i(1 - M_i \Delta A_i)$$

$$M_i = U_i\left(\frac{1}{C_{ci}} + \frac{1}{C_{hi}}\right) \text{.....(3.1-42)}$$

Sayısal çözüm incelenirken şu sıra izlenir.

1. Hesaplama için ΔA_i 'nin uygun bir değeri seçilir.
2. Başlangıç ΔA artımı için giriş koşulları dikkate alınarak iç ve dış yüzeye ait ısı transfer katsayıları ile toplam ısı transfer katsayısı hesaplanır.
3. $\Delta Q_i = U_i \Delta A_i (T_h - T_c)_i$ denklemi kullanılarak hesap yapılan adımdaki transfer edilen enerji miktarı hesaplanır.
4. Her akışkana ait enerji korunumu denklemeleri kullanılarak bir sonraki adımdaki kullanılmak üzere akışkan sıcaklıkları elde edilir.

Hesaplamalar sonunda tüm ısı değiştiricide transfer edilen enerji miktarı da her adımda elde edilen enerji miktarları toplanarak elde edilir.

$$Q = \sum_{i \approx 1}^{n} \Delta Q_i \text{ .....(3.1-43)}$$

İlgili kaynaklardan diğer akış modelleri için uygulanacak yöntemle ilgili farklı yöntemler bulunabilir. Bazı ısı değiştiricilerde mevcut koşullarda toplam ısı transfer katsayısı ve ΔT , Q ile doğrusal olarak değişebilir. Bu durumda değişim;

$$Q = U_m A \Delta T_{lm} \text{ .....(3.1-44)}$$

$$Q = \frac{A(U_2 \Delta T_1 - U_1 \Delta T_2)}{\ln[(U_2 \Delta T_1 / U_1 \Delta T_2)]} \text{.....(3.1-45)}$$

Bu denklemde U_1 ve U_2 değerleri ısı değiştiricinin $\Delta T_1 - \Delta T_2$ sıcaklık farklılıkları okunduğu yerlerdeki katsayılardır. ΔT_1 'de U_2 ve ΔT_2 'de U_1 okunur. U'nun değişimini dikkate alan diğer bir yaklaşım $1/U$ ile ΔT 'nin Q ile doğrusal değiştiği durumdur.

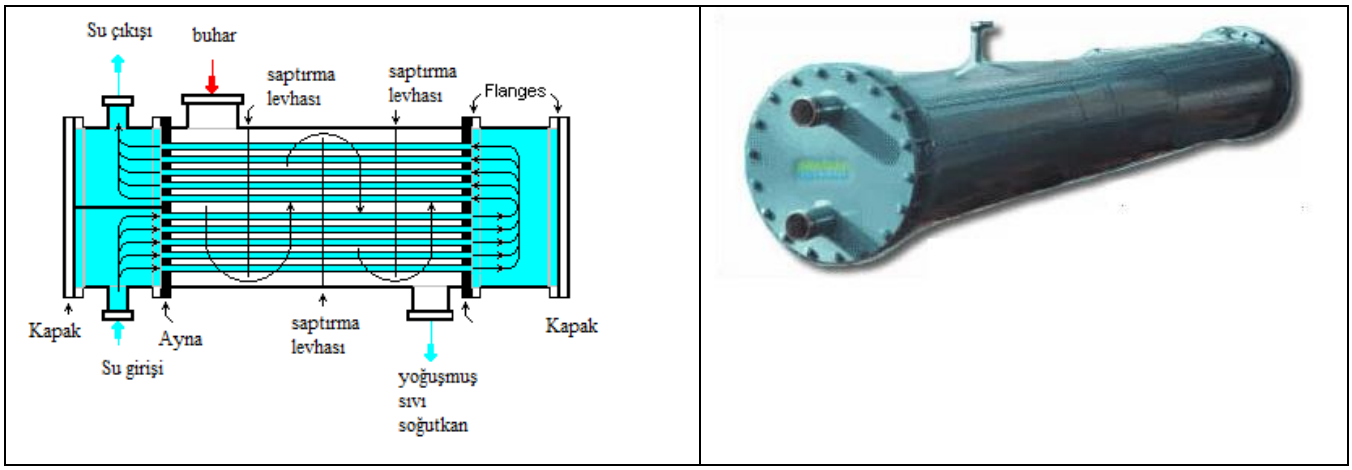
$U_m A \Delta T_{lm}$ .....(3.1-46)

$$\frac{1}{U_m} = \frac{1}{U_1}\left[\frac{\Delta T_{lm} - \Delta T_2}{\Delta T_1 - \Delta T_2}\right] = \frac{1}{U_2}\left[\frac{\Delta T_1 - \Delta T_{lm}}{\Delta T_1 - \Delta T_2}\right] \text{.....(3.1-47)}$$

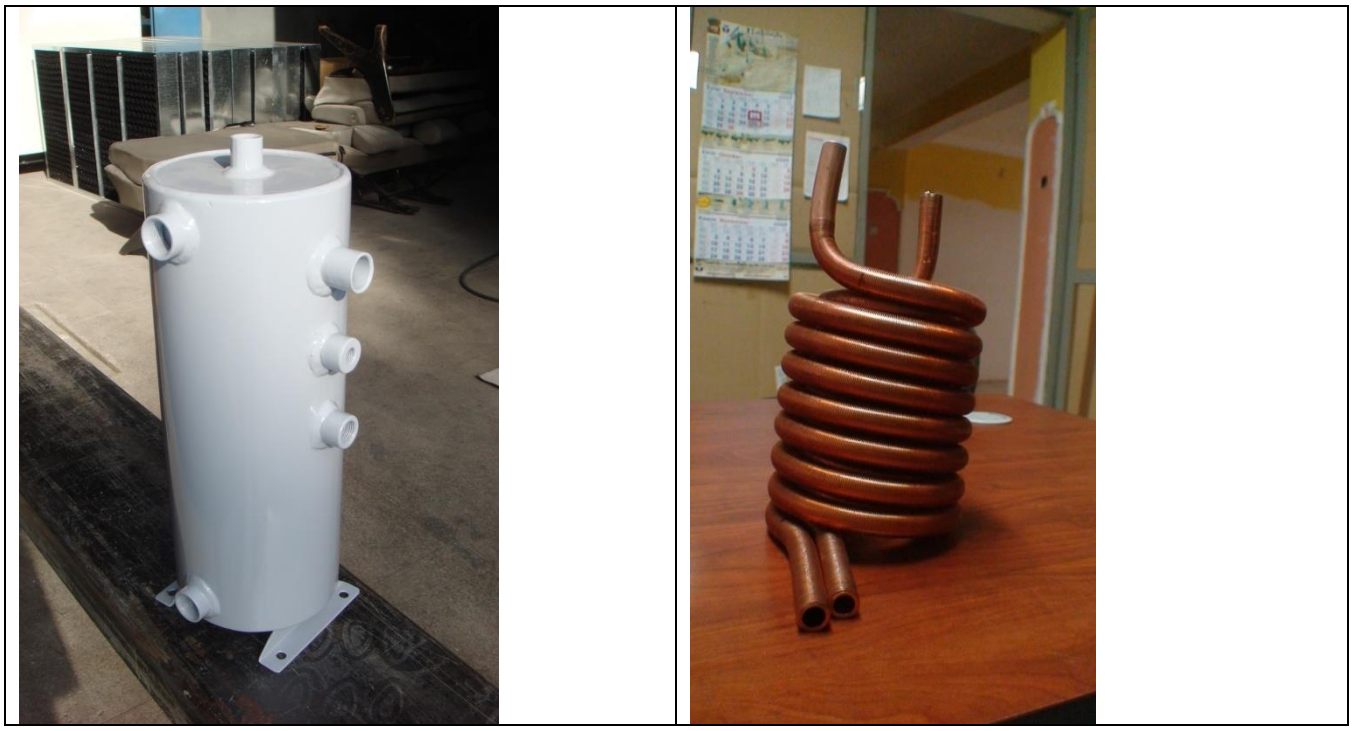
elde edilen son denklemler ısı değiştiricinin faz değişimi olmayan bölgeler için geçerlidir.

3.2 YOĞUŞTURUCULAR

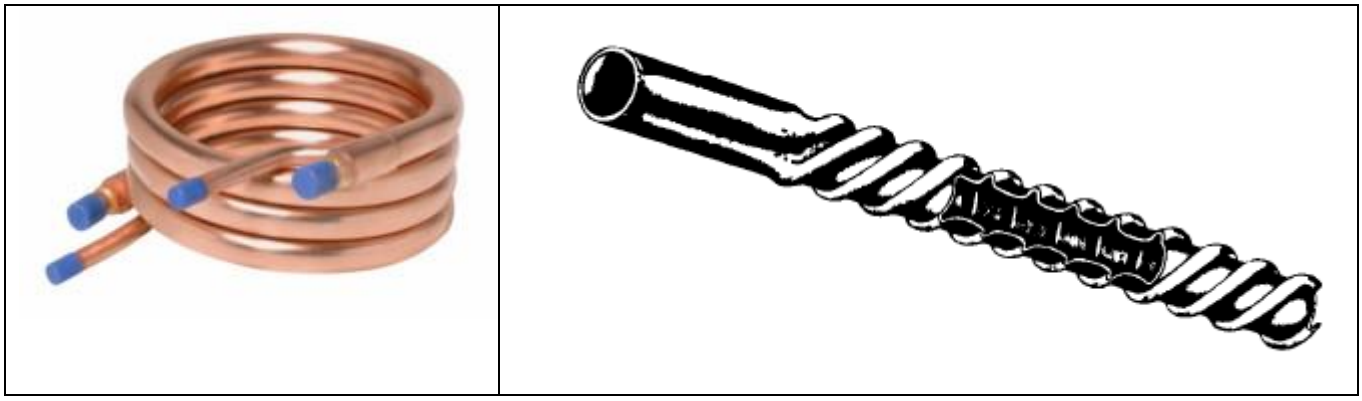
Yoğuşturucular gaz fazında kompresörde çıkan soğutma akışkanını sıvı fazına dönüştüren (yoğuşturan) ısı değiştiricileridir. En yaygın olarak kulanılan tipleri Havalı tip yoğuşturucular ve gövde boru tipi yoğuşturuculardır.



Şekil 3.2-1 Gövde boru tipi yoğuşturucu



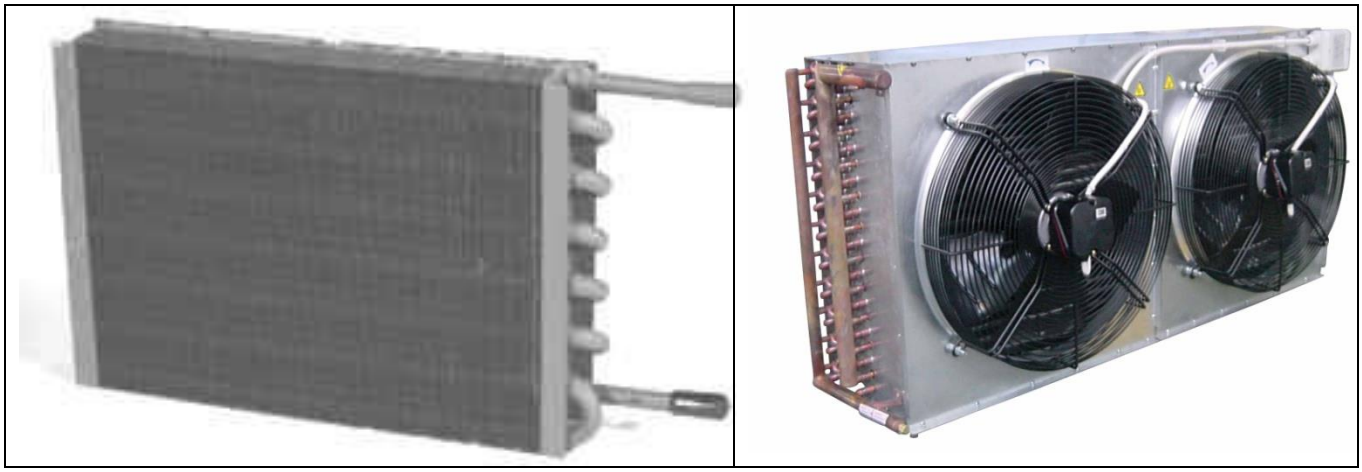
Şekil 3.2-2 Tamamen kapalı gövde boru tipi condenser (YTO Türkoğlu Makine Sanayi ve Tic Ltd. Şti, İzmir)



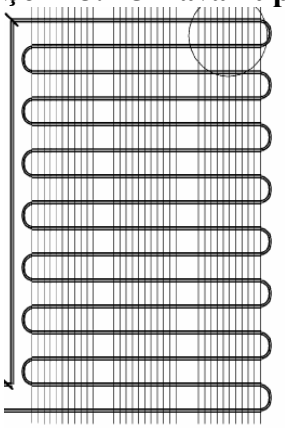
Şekil 3.2-3 Eşeksenli iç içe iki borulu (içteki döner boru) yoğuşturucu



Şekil 3.2-4 Kaynaklı levha tipi yoğuşturucu



Şekil 3.2-5 Havalı tip yoğuşturucu



Şekil 3.2-6 Küçük soğutma sistemlerinde kullanılan doğal taşınım hava soğutmalı tip yoğuşturucu

Önce gövde-boru tipi yoğuşturuculardaısı geçiş hesaplarını nasıl yapacağımızı irdeleyelim. Bu tür ısı değiştiricideısı değiştiricinin dış tarafında genellikle yoğuşan soğutkan, iç tarafında da genellikle soğutma suyu bulunur, ancak bunun tersi uygulamalarda mevcuttur. Soğutkan ısı değiştiriciye gaz fazında girebilir, sonra iki fazlı yoğuşma rejimine girer ve genelde sıvı fazında çıkar. Boru içindeki sıvı akışı için ısı transferi akış rejimine göre değişir. Laminar akış şartlarında (Re<2100) $Nu_D = 3.66$ **(3.2-1a)** alınabilir. Geçiş bölgesinde (2100<Re<3300) Abraham, Sparrow Tong [55] denklemini kullanabiliriz.

$$Nu_D = 2.2407\left(\frac{\mathrm{Re}}{1000}\right)^4 - 29.499\left(\frac{\mathrm{Re}}{1000}\right)^3 + 142.32\left(\frac{\mathrm{Re}}{1000}\right)^2 - 292.51\left(\frac{\mathrm{Re}}{1000}\right) + 219.88 \quad \textbf{(3.2-1b)}$$

Türbülanslı bölgede (Re>3300) Gnielinski[56] denklemini kullanabiliriz. Bu denklem :

$$Nu = \frac{(f/8)(Re - 1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{1/2}(Pr^{2/3} - 1)} \qquad \textbf{(3.2-1c)}$$

Şeklindedir. Buradaki f boru içi sürtünme katsayısı Re Reynolds sayısı, Pr prandtl sayısıdır. f sürtünme katsayısının çözümü için Colebrook denklemi kullanılır. Bu denklem :

$$g = \frac{1}{\sqrt{f}} + 2.0\log\left[\left(\frac{\varepsilon}{D_H}\right)\frac{1}{3.7} + \frac{2.51}{Re\sqrt{f}}\right] = 0 \qquad \textbf{(3.2-2)}$$

şeklinde yazılabilir. Buradaki ε yüzey pürüzlülük katsayısıdır. Denklemden de görüldüğü gibi bu denklemden f sürtünme katsayısının bulunması bir kök bulma prosesidir. Buradan kök değerinin bulunabilmesi için Newton-Raphson metodu gibi bir kök bulma algoritmasına ihtiyaç vardır. Kök bulma işleminde ilk tahmin değeri olarak biraz daha hatalı olan fakat f değerini direk olarak hesaplayan Haaland denklemi gibi bir denklemden yararlanılabilir.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1.8\log\left[\left(\frac{\varepsilon}{3.7D_H}\right)^{1.11} + \frac{6.9}{Re}\right] \qquad \textbf{(3.2-3A)}$$

Eğer Colebrook denklemini hiç kullanmadan f sürtünme katsayısını hassas olarak iterative çözüm kullamadan direk olarak hesaplamak istersek Serghides denklemi veya Goudar denklemini kullanabiliriz.

Serghides denklemi (1984) [18]

$$A = -2\log_{10}\left[\left(\frac{(\varepsilon/D)}{3.7}\right) + \frac{12}{\mathrm{Re}}\right]$$

$$B = -2\log_{10}\left[\left(\frac{(\varepsilon/D)}{3.7}\right) + \frac{2.51A}{\mathrm{Re}}\right]$$

$$C = -2\log_{10}\left[\left(\frac{(\varepsilon/D)}{3.7}\right) + \frac{2.51B}{\mathrm{Re}}\right]$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = A - \frac{(B-A)^2}{C - 2B + A} \qquad \textbf{(3.2-3B)}$$

Goudar- Sonnad denklemi (2008)[19]

$$a = \frac{2}{\ln(10)}$$

$$b = \frac{(\varepsilon/D)}{3.7}$$

$$d = \frac{\ln(10)}{5.02}\mathrm{Re}$$

$$s = bd + \ln(d)$$

$$q = s^{(s/(s+1))}$$

$$\delta_{LA} = \frac{g}{g+1} z$$

$$\delta_{CFA} = \delta_{LA}\left(1 + \frac{z/2}{(g+1)^2 + (z/3)(2g-1)}\right)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = a\left[\ln\left(\frac{d}{q}\right) + \delta_{CFA}\right] \qquad \textbf{(3.2-3C)}$$

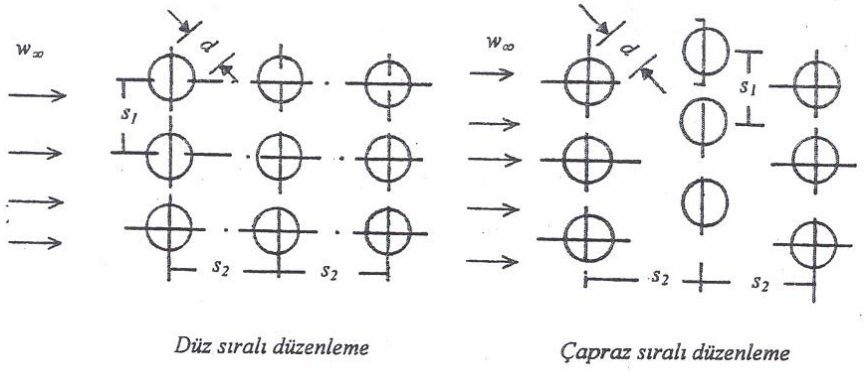
Eğer su akışı boru dışında ise

$$Nu = N'_s A \mathrm{Re}_{d,\max}^{a} \mathrm{Pr}^{1/3}\left(\frac{\mathrm{Pr}_f}{\mathrm{Pr}_0}\right)^{0.25} \qquad \textbf{(3.2-4)}$$

$$\mathrm{Re}_{d,\max} = \frac{V_{\max} d}{\nu} \qquad \textbf{(3.2-5)}$$

$$V_{\max} = V_\infty \frac{S_1}{S_1 - d} \qquad \textbf{(3.2-6)}$$

Denklemleriyle tanımlanabilir. Bu denklemlerdeki $Re_{d,max}$ Reynolds sayısıdır. N, A ve, a katsayıları Re sayısına ve boru demeti sayısına göre alttaki şekil ve tablodan seçilebilir.



Şekil 3.3-7 Boru eksenine dik akış düzenlemeleri

Tablo 3.2-1 Boru demetine dik akış katsayıları

Reynolds sayısı	Düz sıra		Çapraz sıra	
	A	*a*	*A*	*a*
$Re_d < 10^3$	0,52	0,5	0,6	0,5
$10^3 < Re_d < 3.10^5$	0,27	0,63	0,4	0,6
$Re_d > 3.10^5$	0,02	0,84	0,021	0,84

N_s Akışa göre boru sayısı düzeltme katsayısı											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	> 10
Düz sıra	0,68	0,75	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99	1,0	1,0
Çapraz sıra	0,64	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1,0	1,0

İki fazlı (yoğuşan) fazın boru dışında olması durumunda
Bir sırada tek boru varsa :

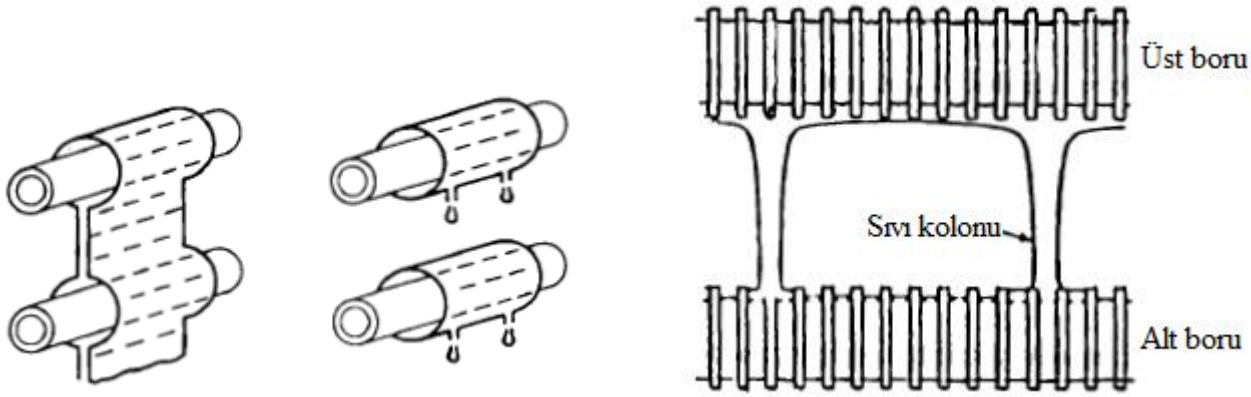
$$h_D = 0.725\left[\frac{g\rho_l(\rho_l-\rho_v)k_l^3 h_{fg}^{'}}{\mu_l(T_{yogus}-T_{boru})D}\right]^{1/4} \qquad \textbf{(3.2-7)}$$

$$h_{fg}^{'} = h_{fg} + 0.68\,C_{pl}(T_{yogus}-T_{boru}) \qquad \textbf{(3.2-8)}$$

Bir sırada birden fazla boru olması durumunda üst sıradan sıvı alt sıraya akacağından yoğuşma ısı transferini azaltıcı etki yapacaktır. N borunun olduğu system için çeşitli düzeltme formülleri mevcuttur, Jacob (1936) [42] tarafından akışın şekil 3.2-9 a şeklinde olması durumunda

$h_{DN} = h_D\left[\frac{1}{N}\right]^{1/4}$ **(3.2-7a)** olacağı varsayılmıştır, ancak yapılan deneylerde bunun genellikle doğru olmadığı, gerçek ısı transferi katsayısının çok daha yüksek olduğu ve akışın damlama akış formuna uyduğu gözlemlendiğinden Kern [42] 3.2.7b denklemini öenermiştir.

$$h_{DN} = h_D\left[\frac{1}{N}\right]^{1/6} \qquad \textbf{(3.2-7b)}$$



a) Levha akış b) damlama akış c) Sıvı kolon akış

Şekil 3.2.8 Yoğuşmada üst diziden alt diziye akış profilleri

Chen[42] [44] boru dizisindeki akışta momentumun etkisini de hesaba katarak

$h_{DN} = h_D\left[\frac{1}{N}\right]^{1/4}\left\{1+0.2\left[\frac{C_{pl}(T_{yogus}-T_{boru})}{h_{fg}}\right](N-1)\right\}$ **(3.2-7c)** Denklemini önermiştir. Bu denklem $\left[\frac{C_{pl}(T_{yogus}-T_{boru})}{h_{fg}}\right]$ teriminin 2 den küçük ve eşit olduğu hallerde geçerlidir. Genel olarak dizaynda 3.2-7b denkleminin kullanılması tavsiye edilmektedir.

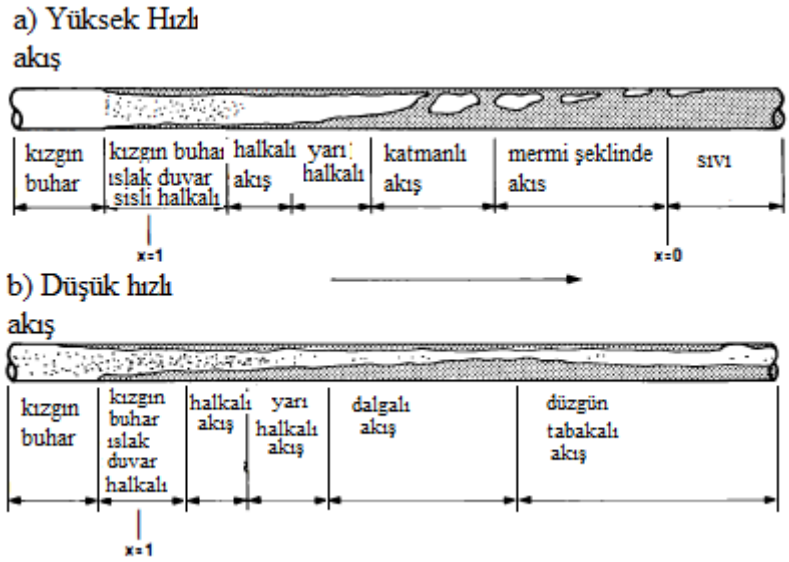
Buradaki l indisi doymuş sıvı fazı v indisi doymuş gaz fazını işaret etmektedir. N aynı sıradaki boru sayısıdır. Genellikle gövde boru tipi ısı değiştiricisinde bir sıradaki boru sayısı değiştiğinden eğer hesabı elde yapıyorsak ortalama boru sayısını alabiliriz.

İki fazlı (yoğuşan) fazın boru içinde olması durumunda yatay boruda yoğuşma

İki fazlı yatay boruların içindeki yağuşmayı incelemek istersek çok daha kompleks bir yapıyla karşılaşırız. Bu tür bir akışı anlıyabilmek için once akış durumlarını inceleyelim. Şekil 3.2-10 da Yüksek hızlarda ve düşük hızlarda olan yoğuşmanın temel bölgelerini görüyoruz. Yükesk hızlı akışta temel olarak çevresel (halkasal) bir akış rejimi mevcutken, düşük hızlı akışlarda sıvı borunun altında toplanır. Temel olarak düzgün tabakalı akış aqdını verdiğimiz borunun alt kısmında düzgün bir sıvı tabakası olan, borunun üst yüzetine doğru bir sıvı filminin çevreşediği bir profil görülür.(Şekil 3.2-9) Bu tür bir akış için ısı taşınım katsayısı denklem 3.2.9 da verilmiştir. Denklemden de görüleceği gibi ısı transferi F katsayısının fonksiyonudur. Bu katsayı da borunun doluluk oranına bağlıdır. Chaddok(1957) İstatistiki olarak 2ϕ açısının 120 C olduğu değerin ortalama ısı transferi katsayısının hesaplanmasında en uygun değer olduğunu bildirmiştir. Bu durumda F=0.557 değerini alır(Tablo



Şekil 3.2-9 boru içi yoğuşmada Düzgün tabakalı akış bölgesi sıvı ve buhar fazı



Şekil 3.2.10 Yatay boru içindeki iki fazlı akış rejimleri

Tablo 3.2-2 Düzgün tabakalı akışta
Açının fonksiyonu olarak F değeri

ϕ	F1	F
0	0.725	0.725
10	0.754	0.712
20	0.775	0.689
30	0.793	0.661
40	0.808	0.629
50	0.822	0.594

60	0.835	0.557
70	0.846	0.517
80	0.857	0.476
90	0.866	0.433
100	0.874	0.389
110	0.881	0.343
120	0.887	0.296
130	0.892	0.248
140	0.896	0.199
150	0.899	0.15
160	0.902	0.1
170	0.903	0.05
180	-	0

$$h_D = F\left[\frac{g\rho_l(\rho_l-\rho_v)k_l^3 h_{fg}^{'}}{\mu_l(T_{yogus}-T_{boru})D}\right]^{1/4} \qquad \textbf{(3.2-9)}$$

Denklemini kullanırız. Denklemimiz **Chaddock[46] ve Chato[45]** denklemi adını alır[42]. Eğer ortalama F değerini denklemde yerine koyarsak

$$h_D = 0.557\left[\frac{g\rho_l(\rho_l-\rho_v)k_l^3 h_{fg}^{'}}{\mu_l(T_{yogus}-T_{boru})D}\right]^{1/4} \qquad \textbf{(3.2-9a)}$$

Dalgalı, katmanlı ve kurşun şeklinde akışta buhar fazındaki kesma kuvvetleri önemli hale gelir. Bu akış rejimine vizkoz turbulanslı akış ismini verebiliriz $\mathrm{Re}_v = \frac{G_v D}{\mu_v} > 2000$ ve

$\mathrm{Re}l = \frac{G_l D}{\mu_l} < 2000$

Borunun üst kısmında denklem 3.2.9 geçerlidir, F değeri denklem 3.2.10 ile hesaplanır.

$$F = 0.31\left[\frac{G_v D}{\mu_v}\right]^{0.12} \qquad (3.2\text{-}10)$$

$$\left[\frac{h_D D}{k_l}\right] = \frac{\phi_{fvt}\sqrt{8\frac{G_l D}{\mu_l}}}{5\left[1+(1/\mathrm{Pr}_l)\ln(1+5\mathrm{Pr}_l)\right]} \qquad (3.2\text{-}11)$$

$$\phi_{fvt}^2 = \left[1+x\left(\frac{\nu_{lv}}{\nu_l}\right)\right]\left[1+x\left(\frac{\mu_{lv}}{\mu_v}\right)\right]^{-1/4} \qquad (3.2\text{-}12)$$

Halkalı akış için Shah(1979) denklemi buhar , soğutkanlar ve su buharı için kullanılabilir.

$$\frac{h_D D}{k_l} = 0.023\mathrm{Re}_l^{0.8}\,\mathrm{Pr}_l^{0.4}\left[(1-x)^{0.8}+\frac{3.8x^{0.76}(1-x)^{0.04}}{P_r^{0.38}}\right] \qquad (3.2\text{-}13)$$

Burada P_r indirgenmiş basınçtır. Bu denklem kütlesel hız G=200 kg/m^{2}s için geçerlidir.

Boru içi yoğuşma durumunda soğutkanın tek fazlı olduğu bölgeleri (gaz ve sıvı fazı) irdelemek için yukarda su için vermiş olduğumuz Gnielinski denklemini kullanabiliriz. Boru içi iki fazlı ısı transferi olarak başka alternatif denklemler de mevcuttur. Bu denklemlerden birkaçını daha burada vermekte fayda görüyoruz.

Cavallini Zecchin denklemi kaynama ısı transferinde kullanılan Dittus-Boeltler denklemine benzer.

Boru iç ve dış ısı değişim katsayılarını bulduktan sonra boru için toplam ısı değişim katsayısı



(3.2-14)



(3.2-15)

$$\mathrm{Re}_g = \frac{4\dot{m}}{\pi D_i \mu_g} \quad \text{ve} \quad \mathrm{Re}_f = \frac{4\dot{m}}{\pi D_i \mu_f} \qquad \textbf{(3.2-16)}$$

İki fazlı (yoğuşan) fazın boru içinde olması durumunda Traviss ve arkadaşları denklemi

$$Nu = \left[\frac{\mathrm{Pr}_f\,\mathrm{Re}_l^{0.9}}{F_2}\right] F_{tt} \quad 0.15<F_{tt}<15 \text{ için}$$

$$F_{tt} = 0.15\left[X_{tt}^{-1} + 2.85\,X_{tt}^{-0.467}\right] \text{ ve}$$

$$F_2 = 0.707\,\mathrm{Pr}_f\,\mathrm{Re}_l \qquad \mathrm{Re}_l < 50 \qquad \mathrm{Re}_l = (1-x)\,\mathrm{Re}_f$$

$$F_2 = 5\,\mathrm{Pr}_f + 5\ln\left[1 + \mathrm{Pr}_f\left(0.09636\,\mathrm{Re}_l^{0.585} - 1\right)\right] \qquad \mathrm{Re}_l \;\; 50 < \mathrm{Re}_l < 1125$$

$$F_2 = 5\,\mathrm{Pr}_f + 5\ln\left[1 + 5\,\mathrm{Pr}_f\right] + 2.5\ln\left[0.00313\,\mathrm{Re}_l^{0.812}\right] \qquad \mathrm{Re}_l > 1125$$

$$X_{tt} = \left[(1-x)/x\right]^{0.9}\left(\rho_g/\rho_f\right)^{0.5}\left(\mu_f/\mu_g\right)^{0.1} \qquad \textbf{(3.2-17)}$$

İki fazlı (yoğuşan) fazın boru içinde olması durumunda Shah denklemi

$$h_{TP} = h_L\left[(1-x)^{0.8} + \frac{3.8x^{0.76}(1-x)^{0.04}}{p_r^{0.38}}\right]$$

$$h_L = 0.023\,\mathrm{Re}_f^{0.8}\,\mathrm{Pr}_f^{0.4}\,k_f/D_i \qquad \textbf{(3.2-18)}$$

Bu denklemde $p_r = p/p_{kritik}$ indirgenmiş basınçtır. x=0.5 de ortalama ısı transferi katsayısı:

$$\bar{h}_{TP} = h_{TP}\left[0.55 + 2.09/p_r^{0.38}\right] \qquad \textbf{(3.2-18a)}$$

İki fazlı (yoğuşan) fazın boru içinde olması durumunda Akers, Dean ve Crosser denklemi

$$\frac{hD_i}{k_f} = 5.03\,\mathrm{Re}_m^{0.333}\,\mathrm{Pr}_f^{0.333} \qquad \mathrm{Re}_g < 5x10^4$$

$$\frac{hD_i}{k_f} = 0.0265\,\mathrm{Re}_m^{0.8}\,\mathrm{Pr}_f^{0.333} \qquad \mathrm{Re}_g > 5x10^4$$

$$\mathrm{Re}_m = \mathrm{Re}_f\left[1 + \left(\rho_g/\rho_f\right)^{0.5}\right] \qquad \textbf{(3.2-19)}$$



(3.2-20)

Denklemi ile hesaplanabilir. Buradaki R_1 ve R_2 yüzeyde biriken kirliliklerden dolayı oluşan ek ısı değişim dirençleridir.

Tek ve çift fazlı boru içi akış için basınç düşümü

$\Delta P = \left(f\frac{L}{D} + K_L\right)\frac{\rho V^2}{2}$ **(3.2-21)** denklemiyle hesaplanabilir. Buradaki ρ yoğunluk, f, boru içi sürtünme katsayısı, L boru boyu, boru iç çapı ve K_L yerel basınç kayıplarıdır. V boru içi ortalama hız değeridir. Baınç düşümü dizaynı etkileyen önemli bir faktördür çok büyük olması durumunda suyun pompalanması için gereken enerji çok artacaktır. Çok küçük olması durumunda ise toplam ısı değişim katsayısı düşük olacağından ısı değiştiricimiz gereğinden çok büyük ve dolasıyla pahalı olacaktır.

Havalı sistemler genellikle kanatlı ısı değiştiricilerdir. Bu değiştiricilerde basınç düşümü kompleks bir olaydır. Burada örnek olarak çok kullanılan 2 sıra borulu ve düz sürekli levha tipi bir havalı ısı değiştiricinin performans eğrisi şekil olarak verilmiştir. Şekilde görüldüğü gibi ısı transfer katsayısı j_H ile ifade edilmiştir. Tanımı :

$G = \frac{m}{A_{min}}$ **(3.2-22)** kütlesel hız

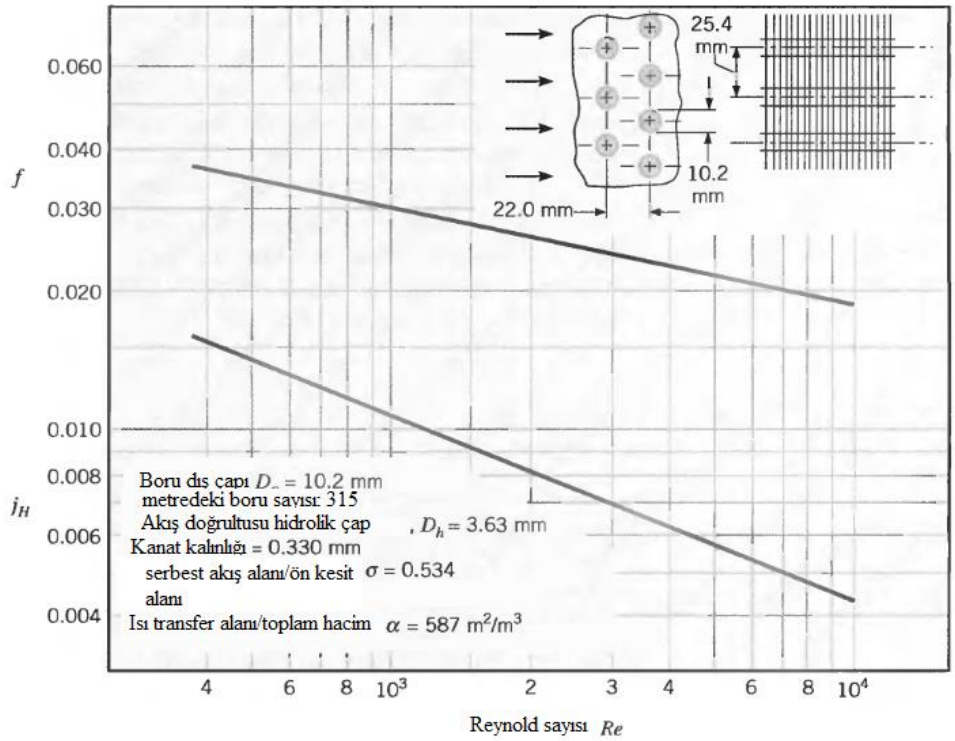
A_{min} = akış doğrultusundaki minimum serbest akış akış alanı
m = kütlesel debi, C_p özgül ısı, μ vizkozite, k ısıl iletim katsayısı, D_H hidrolik yarıçap olmak üzere

$St = \frac{h}{GC_p}$ **(3.2-23)** $\Pr = \frac{C_p\mu}{k}$ **(3.2-24)** $\mathrm{Re} = \frac{GC_p}{\mu}$ **(3.2-25)** $D_H = 4\frac{L A_{min}}{A}$ **(3.2-26)**

$j_H = St\,\Pr^{2/3} = \frac{h}{GC_p}\Pr^{2/3}$ **(3.2-27)**

G, kütlesel hız terimini ifade ederken

$G = \frac{\dot{m}_{akışkan}}{A_{serbestAkış}}$ **(3.2-28)** tanımından da gidebiliriz.



Isı değiştiricinin toplam basınç düşümü

 **(3.2-29)**

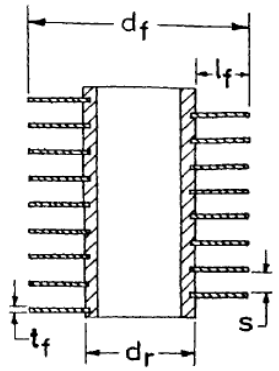
Burada K_c, K_e akış daralma ve genişleme katsayılarıdır. ρ_i ve ρ_o giriş ve çıkış yoğunluklarıdır. ρ_m ortalama yoğunluktur.
Basınç düşümü parantezinde birinci terim giriş etkisini, ikinci terim akıştaki ivmelenme kayıplarını üçüncü terim kanat alanından geçerkenki sürtünme kayıplarını ve son terim çıkış kayıplarını göstermektedir. Genellikle sürtünme kayıpları toplamın %90nından fazlasını teşkil eder.

Yoğuşturucunun dış ısı taşınım katsayısı hesaplandıktan sonra içerden geçen soğutkan için ısı taşınım katsayısı yukarda verilen formülle belirlenebilir. Toplam ısı geçiş katsayısı için bir once kullandığımız denklemlerin bir benzerini kullanacağız, ancak burada kanat verimi terimi de denklemimize eklenir.

 **(3.2-30)**

Buradaki η_0 kanat verimidir.

Üstteki şekilde ısı taşınım katsayısını deneysel veriden elde ettik. Bu tür veriler bir çok ısı değiştirici geometrisi için bulunabilir verilerdir. Ancak daha genel denklemler her zaman için işimize yarayabilir. Bu tür denklemler deneysel değerlere göre belli bir hata barındırırlar, ancak modellerimiz için genelleştirilmiş veri oluşturma imkanı sağlarlar.



Genelleştirilmiş denklemlerimizde kullanacağımız parametreler üstteki kanat profile şeklinde verilmiştir. s=kanatlar arası mesafe, t_f kanat kalınlığı, d_r boru dış çapı, l_f boru boyu ve d_f toplam yarıçap olmak üzere (bu resimde boru etrafında dairesel kanat kabul edilmiş). Modern gövde-boru tipi dış tarafta yoğuşmalı yoğuşturucularda yoğun kullanılan bir boru tipi sık ve küçük kanatlı borulardır. Bu tür borular için genel ısı transferi denklemleri :

Düşük kanat yükseklikliği ve sık kanatlı borular için :

(3.2-31)

Burada $s=3-N_f t_f/N_f$, N_f 1 m boru boyundaki kanat sayısıdır. Denklem Re=1000-20000 arasında eşkenar üçgen şeklinde yerleştirilmiş borular için geçerlidir.

Tüm kanat yükseklikleri için:

(3.2-32)

(3.2-33)

Düşük kanat yükseklikliği ve sık kanatlı borular için (Rabas,Eckels ve Sabatino denklemi):

Üçgen profile yerleştirilmiş borular için

(3.2-34)

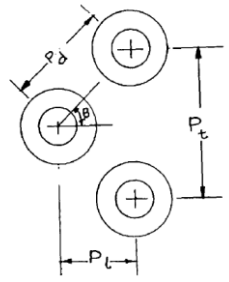
(3.2-35)

(3.2-36)

(3.2-37)

(3.2-38)

Denklemlerdeki P_t ve P_l borular arasındaki mesafelerdir. Alttaki şekilde bu iki parameter gösterilmektedir. α_h, α_n sıcaklık düzeltme katsayılarıdır. T_b kanat dibi sıcaklığı, T_w kanat duvar sıcaklığıdır.



Bu denklemin uygulama sınırları l_f < 6.35 mm, 1000<Re<25000 4.76<d<33.75 mm, 246<N_f<1181 kanat/m, 15.08<P_t<111 mm, P_l <= P_t 10.32<P_l<96.11 mm , d_f/s<40 ve N_r>6 için geçerlidir.

Dairesel veya sürekli dalga verilmiş kanatlı borular için (Elmahdy ve Biggs denklemi):

$$j = C_1 \mathrm{Re}_n^{C_2} \qquad \textbf{(3.2-39)}$$

$$C_1 = 0.1 \left(\frac{t_f}{l_f}\right)^{0.141} \left(\frac{D_h}{t_f}\right)^{0.0} \qquad \textbf{(3.2-40)}$$

$$D_H = 4\frac{LA_{min}}{A} \text{ Hidrolik yarıçap} \qquad \textbf{(3.2-41)}$$

$$C_2 = 0.3 \left(\frac{t_f}{l_f}\right)^{0.049} \left(\frac{s}{t_f}\right)^{0.0} \qquad \textbf{(3.2-42)}$$

Bu denklem
Re=200-2000
D_H/t_f=3-33
t_f/l_f=0.03-0.45
d_f/P_l=0.87-1.27
s/t_f=2-25
d_f/P_t=0.76-1.4
d/d_f =0.37-0.85
σ = 0.35 -0.62 aralığında geçerlidir.

sürekli kanatlı dairesel borular için (Gray ve Webb denklemi):

4 boru sırası olan durum için:

$$j_4 = 0.1 \left(\frac{t_f}{l_f}\right)^{0.5} \left(\frac{s}{d}\right)^{0.0} \qquad \textbf{(3.2-43)}$$

1 ile 3 boru arasında :

$$\frac{j_N}{j_4} = 0.02 \left[\frac{t_f}{l_f}\right]^{0.2} \left(\frac{N_r}{4}\right)^{0.3} \left(\frac{s}{d}\right)^{0.3} \qquad \textbf{(3.2-44)}$$

Bu denklemde N_r, boru dizi sayısı 1 ila 3 arasındadır. 4 sıradan fazla olan ısı değiştiricileri için boru dizi sayısı önemli değildir. Bu durumda basınç düşümü iki bileşenin toplamı olarak hesaplanabilir.

$$\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_f \qquad \textbf{(3.2-45)}$$

Bu denklemdeki ΔP_t borulardan dolayı oluşan basınç düşümü, ΔP_f kanatlardan dolayı oluşan basınç düşümüdür.

$$\Delta P_t = \frac{G^2}{2\rho_i}\left[f\frac{A_t}{A_c}\right] \qquad \textbf{(3.2-46)}$$

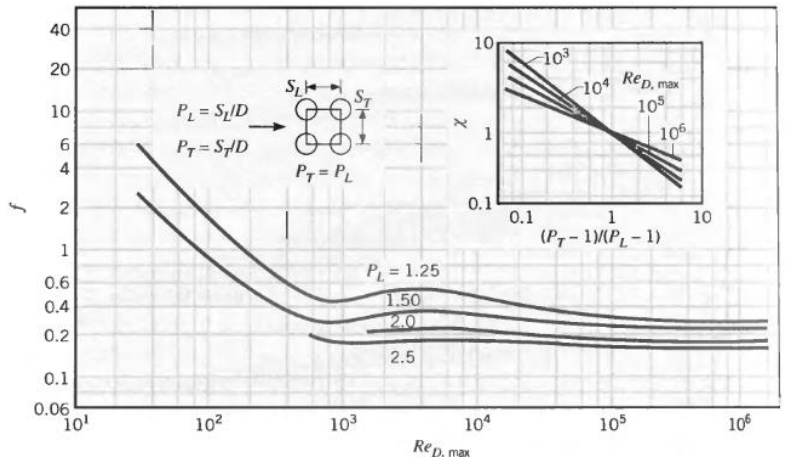
$$\Delta P_t = \frac{G^2}{2\rho_i}\left[f\frac{A_t}{A_c}\right] \qquad \textbf{(3.2-47)}$$

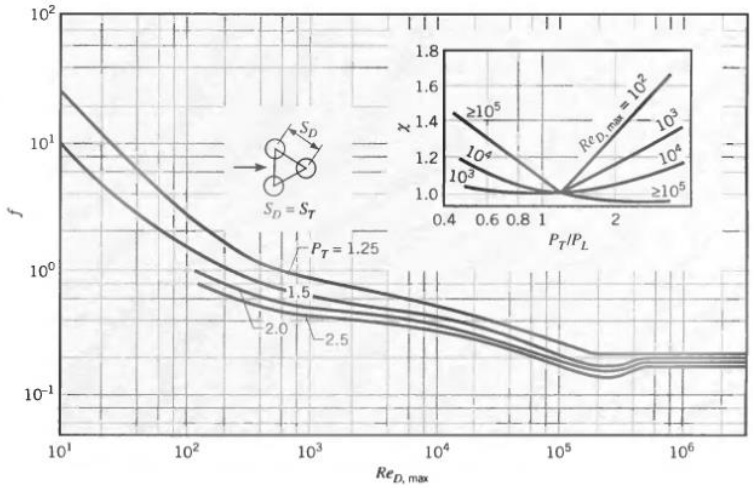
Toplam sürtünme katsayısı:

$$f = f_f\frac{A_f}{A} + f_t\left(1-\frac{A_f}{A}\right)\left(1-\frac{t}{P_l}\right) \qquad \textbf{(3.2-48)}$$

$$f_f = 0.5\,\Theta_d^{0.5}\,\Theta_e^{2}\left(\frac{P_t}{d_o}\right)^{B} \qquad \textbf{(3.2-49)}$$

f_t boru üzerinde akışın basınç düşümü için çeşitli formüller mevcuttur. Biz burada düz ve üçgen boru dizilişi için
grafik formunda değerleri vereceğiz.





Grafikten f ve χ bulunduktan sonra $f_t = f\,\chi$ denkleminden hesaplanır.
Bu denklemin geçerli olduğu bölge :
N_r = 3-8
Re = 500-24700
P_t/d = 1.97-2.55
P_l/d = 1.70-2.58

s/d=0.08-0.64
Re=Gd/μ

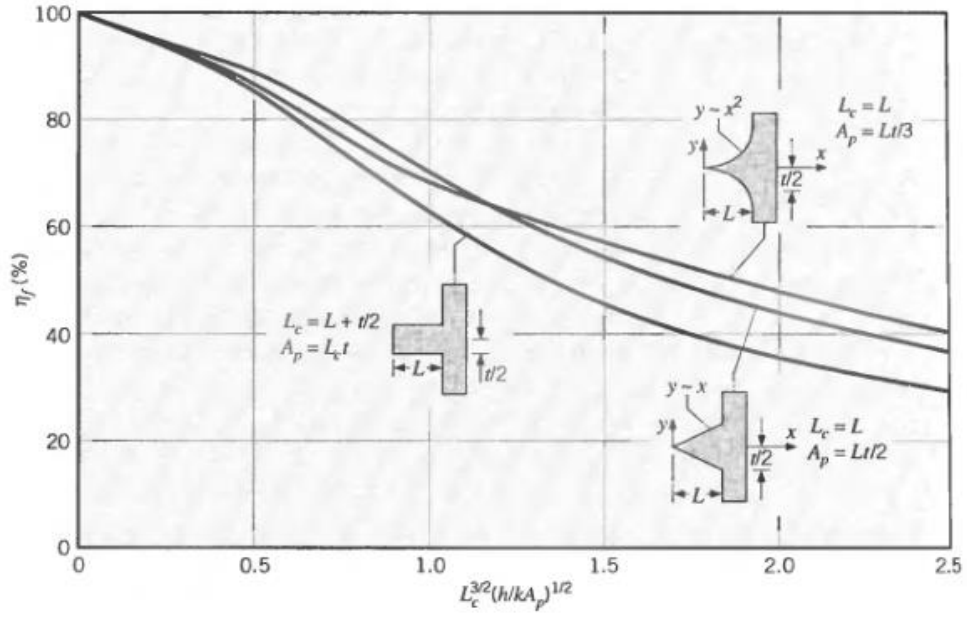
Bu kadar denklemle uğraşamam diyen acele sonuca gitmek isteyenlerimiz için de daha hatalı olmakla birlikte daha basit bir denklem verebiliriz sürekli kanatlı ısı değiştiricileri ve hava için:

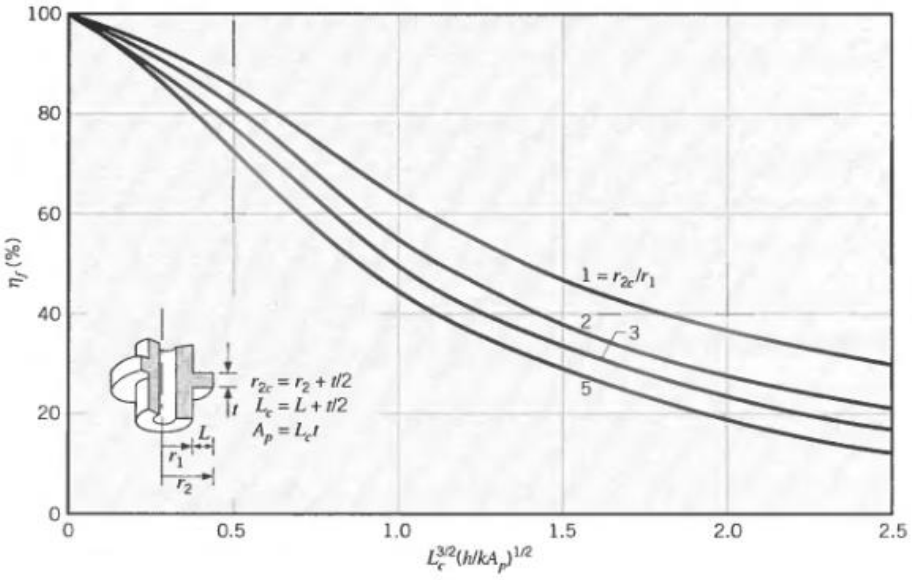
$h_f = 38V^{0.5}$
denklemi verilebilir. Son bir veri olarak kanat verimine bakalım. Eğer kanat düz ve devamlı ise

$$\eta_f = \frac{\tanh mL}{mL} \qquad \textbf{(3.2-50)}$$

$$mL = L\sqrt{\frac{2h}{kt_f}} \qquad \textbf{(3.2-51)}$$

L : kanat boyu, t_f : kanat kalınlığı, h_f ısı taşınım katsayısı, k: kanat malzemesi ısı taşınım katsayısıdır. Sabit olmayan kanat profilleri için altta verilen figürleri kullanabiliriz:





Kanatlı borular kısmınıbitirmeden önce Alman VDI heat atlas [57] (ısı atlası) isimli ısı transferi el ktabında verilen denklemleri de burada verelim. Toplam kanat –boru sistemi için boru ısı transfer katsayısından yararlanılarak sanal ısı transferi katsayısı tanımlanmıştır.

$$h_v = h_m(1-(1-\eta_f)\frac{A_f}{A}) \qquad \textbf{(3.2-52)}$$

Burada h_m ortalama boru taşınım ısı transferi katsayısıdır. η_f kanat verimi, A_f kanat alanı ve A toplam alandır.

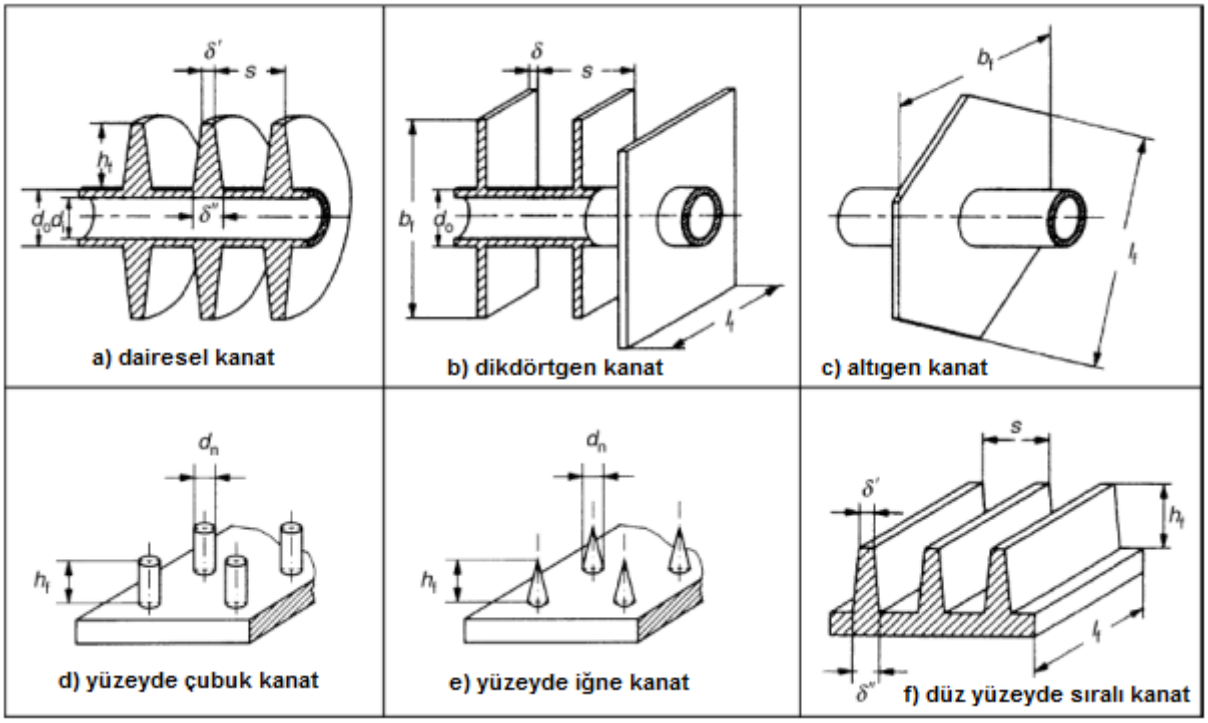
$$\eta_f = \frac{\tanh(X)}{X} \qquad \textbf{(3.2-53)}$$

$$X = \varphi\frac{d_0}{2}\sqrt{\frac{2h_m}{k_f\delta}} \qquad \textbf{(3.2-54)}$$

Burada φ geometri düzeltme katsayısı, k_f kanat ısı iletim katsayısı, δ ortalama kanat kalınlığıdır. Değişik kanat geometrileri aşağıdaki şekilde gösterilmiştir. Kanat kalınlığının sabit olmadığı hallerde ortalama kanat kalınlığı, kanat ucu kalınlığı ve kanat dibi kalınlığının ortalaması alınarak hesaplanır. Toplam ısı transferi katsayısı:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_v} + \frac{A}{A_i}\left(\frac{1}{h_i} + \frac{d_0 - d_i}{2k_t}\right) \qquad \textbf{(3.2-55)}$$

Burada U toplam ısı taşınım katsayısı, h_i boru içi ısı taşınım katsayısı, k_t boru ısı iletim katsayısı, A_i boru içi alanı, A toplam boru dışı alanıdır.



$$\delta = \frac{1}{2}\left(\delta'' + \delta'\right) \qquad \textbf{(3.2-56)}$$

Çeşitli geometriler için düzeltme katsayıları:

Dairesel kanat:

$$\varphi = \left(\frac{D}{d_0} - 1\right)\left[1 + 0.35 \ln\left(\frac{D}{d_0}\right)\right] \qquad \textbf{(3.2-57)}$$

Dikdörtgen kanat (sıralı dizilim):

$$\varphi = \left(\varphi' - 1\right)\left[1 + 0.35 \ln \varphi'\right] \qquad \textbf{(3.2-58)}$$

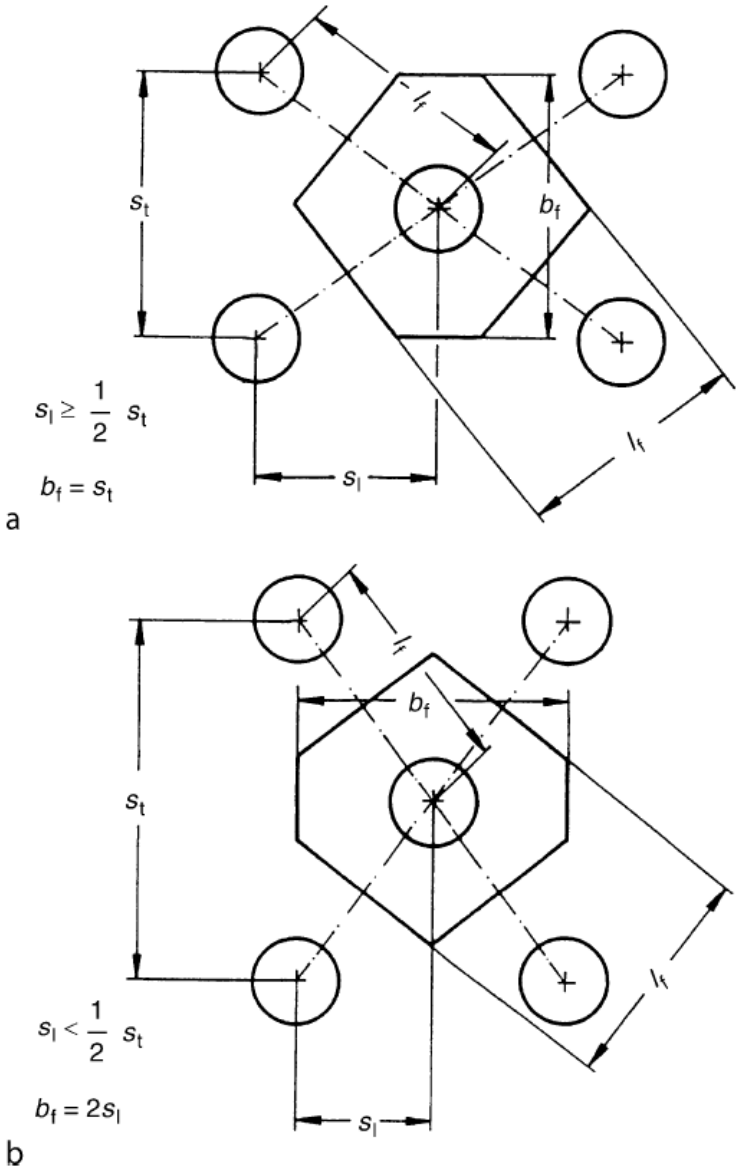
$$\varphi' = 1.25 \frac{b_f}{d_0} \sqrt{\left(\frac{l_f}{b_f} - 0.2\right)} \qquad \textbf{(3.2-59)}$$

Dikdörtgen kanat (şaşırtmalı dizilim):

$$\varphi' = 1.25 \frac{b_f}{d_0} \sqrt{\left(\frac{l_f}{b_f} - 0.3\right)} \qquad \textbf{(3.2-60)}$$

$$l_f = \sqrt{s_l^2 + \frac{s_t^2}{4}} \qquad \textbf{(3.2-61)}$$

Şaşırtmalı dizilim geometrisi aşağıdaki şekilde verilmiştir.



Düz yüzeyde sıralı kanatlar:

$$X = h_f \sqrt{\frac{2h_m}{k_f \delta}} \qquad \textbf{(3.2-62)}$$

$$\delta = \frac{3}{4}\delta'' + \frac{1}{4}\delta' \qquad \textbf{(3.2-63)}$$

Çubuk veya iğne kanatlar:

Çubuk kanatlar için : $\delta = \frac{1}{2} d_n$ **(3.2-64)**

Boru dışı ısı taşınım katsayılarının hesaplanmasında boru ısı taşınım katsayılarının deneysel olarak düzeltilmiş şekilleri:

Sıralı boru sistemleri için : $Nu_d = \frac{h_m k_{hava}}{d_0} = 0.22\,\mathrm{Re}_d^{0.6}\left(\frac{A}{A_{t0}}\right)^{-0.15} \mathrm{Pr}^{1/3}$ **(3.2-65)**

Şaşırtılmış boru sistemleri için: $Nu_d = \frac{h_m k_{hava}}{d_0} = 0.38\,\mathrm{Re}_d^{0.6}\left(\frac{A}{A_{t0}}\right)^{-0.15} \mathrm{Pr}^{1/3}$ **(3.2-66)**

Dairesel kanatlı borularda $\left(\frac{A}{A_{t0}}\right)=1+2\frac{h_f(h_f+d_0+\delta)}{sd_0}$ **(3.2-67)**

Bu denklemlerin nasıl kullanıldığı ile ilgili küçük bir örnek probleme bakalım: Dairesel kanatlı bir boru sisteminde

Dairesel kanatlı borular	D=56 mm, d_0=25.4 mm, δ00.4 MM	
	a=2.42 MM, d_i=21 mm	
Malzeme	Aliminyum k=209 W/mK	
Yerleşim	9 kanat/25.4 mm	
	Kanat aralığı	s=2.82 mm
	Borular arası mesafe	S_t=60 mm
Giriş kesit alanı A_s	1 m^2	
Giriş hızı	2 m/s	
Boru içi ısı iletim katsayısı	k_i=10454 W/m^2K	
Isı değiştirici genişliği	17 paralel boru = 17s_t=1.02 m	
Isı değiştirici yüksekliği	1 m^2/1.02=0.98 m	
Bir borudaki kanat sayısı	0.98/0.00282 m=348 kanat	
Bir kanadın alanı A_f	$A_f=2\frac{\pi}{4}(D^2-d_0^2)=\frac{\pi}{2}(56^2-25.4^2)10^{-6}=3.913.10^{-3}m^2$	
Boru başına kanat alanı	A_f=348x3.913.10^{-3}=1.362 m^2	
Boru başına boru alanı (kanat teması çıkarılmış)	$A_t=(348+1)\pi d_0 a=349x\pi x24.4x2.42.10^{-6}=0.067m^2$	
Net boru alanı	$A_{t0}=\pi d_0 0.98m=0.078\ m^2$	
Toplam boru alanı	$A=A_t+A_f$ =1.362+0.067=1.429 m^2	
Boru içi alanı	A_i=0.98mπd_i=0.98x3.1415926x21e-3=0.065 m^2	

Net akış alanının giriş kesit alanına oranı

$$\left(\frac{A_0}{A_s}\right)=\frac{s_t(a+\delta)}{(s_t-d_0)+(s_t-D)\delta}=\frac{60x2.82}{(60-25.4)2.42+(60-56)0.4}=1.984$$

Giriş kesitinde akış hızı:

$$w_s=w_0\left(\frac{A_0}{A_s}\right)=2\text{m/s}x1.984=3.97\text{ m/s}$$

Sıcaklıkla düzeltilmiş akış hızı

$$w_{st}=w_s\left(\frac{273+\frac{1}{2}}{273+90}(120+90)\right)=3.97x1.04=4.13m/s$$

Yüzey oranı:

$$\left(\frac{A}{A_{t0}}\right)=\frac{1.429}{0.078}=18.321$$

Isı transferi:

$$\text{Re}_d=\frac{d_0 w_{st}\rho_{hava}}{\mu_{hava}}=\frac{0.0254x4.13x0.909}{22.37e-6}=4236$$

$$Nu_d = 0.22\,\mathrm{Re}_d^{0.6}\left(\frac{A}{A_{t0}}\right)^{-0.15}\mathrm{Pr}^{1/3} = 0.22x4263^{0.6}18.321^{-0.15}x0.706_{1/3} = 19.07$$

$$h_m = \frac{Nu_d k_{hava}}{d_0} = \frac{19.07x0.0321}{0.0254} = 24.10\ \mathrm{W/(m^2K)}$$

$$\varphi = \left(\frac{D}{d_0} - 1\right)\left[1 + 0.35\ln\left(\frac{D}{d_0}\right)\right] = 1.54$$

$$X = \varphi\frac{d_0}{2}\sqrt{\frac{2h_m}{k_f\delta}} = 1.54\frac{0.0254}{2}\sqrt{\frac{2x24.24W/(m^2K)}{209\,W/(mK)x0.0004\,m}} = 0.47$$

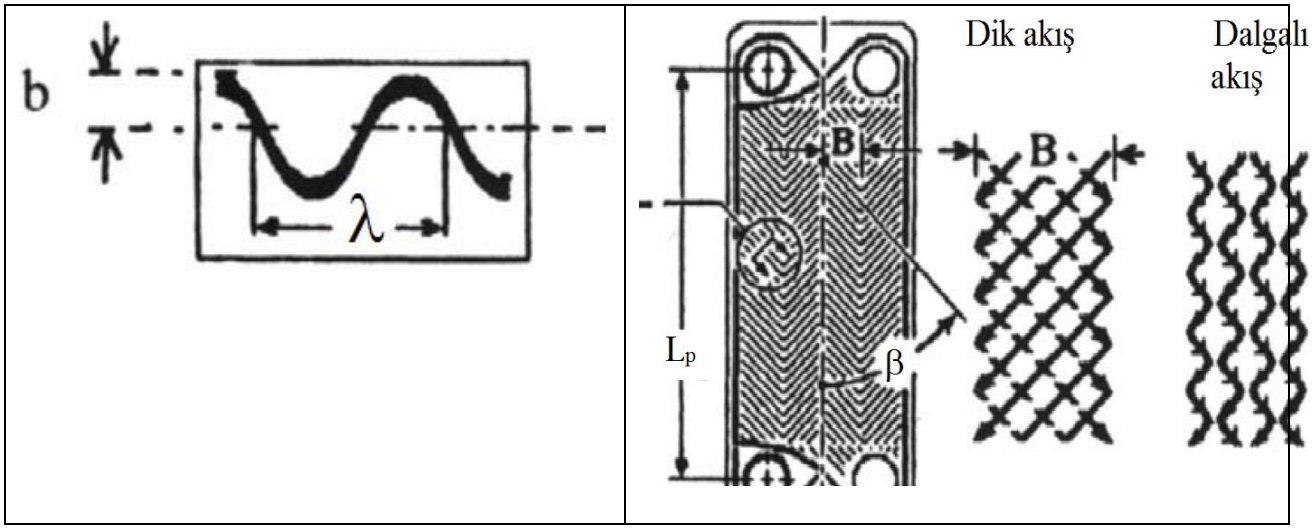
$$\eta_f = \frac{\tanh(X)}{X} = 0.93$$

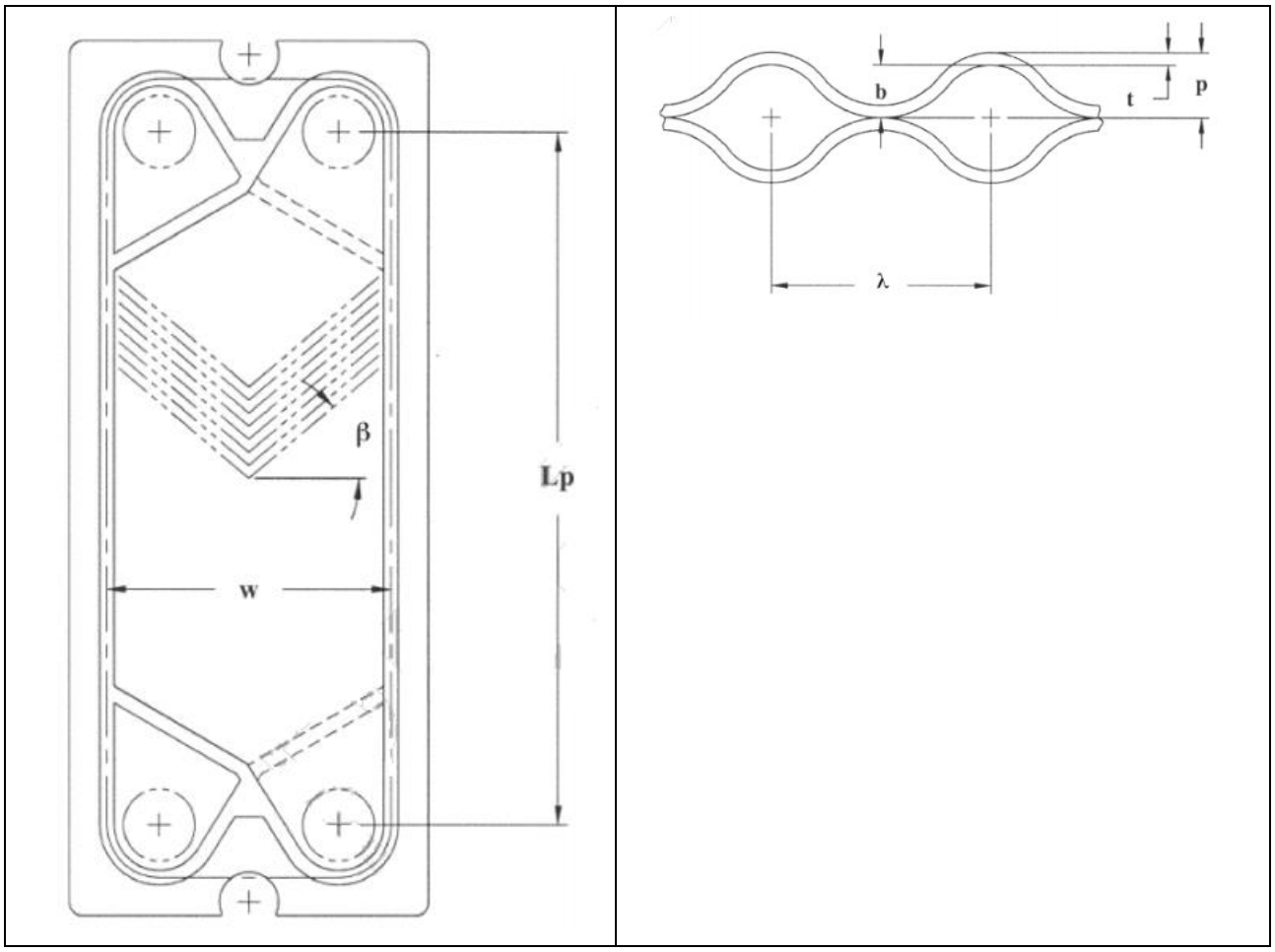
$$h_v = h_m(1-(1-\eta_f)\frac{A_f}{A}) = 24.10\left[1-(1-\eta_f)\frac{A_f}{A}\right] = 24.10\left[1-(1-0.93)\frac{1.362}{1.429}\right] = 22.49\,W/(m^2K)$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_v} + \frac{A}{A_i}\left(\frac{1}{h_i} + \frac{d_0 - d_i}{2k_t}\right) = \left[\frac{1}{22.49} + \frac{1.429}{0.065}\left(\frac{1}{10454} + \frac{0.0254-0.021}{2x209}\right)\right] = 0.0468\,m^2K/W$$

U=21.37 W/m^{2}K

Şevron Levha tipi condenser ısı transferi denklemleri içinde ısı transferi ve basınç düşümü denklemlerine göz atalım. Şevron tipi levhalarda şevron açısı ϕ oldukça önemlidir. Örneğin şekilde görüldüğü gibi küçük açıyla dik akış daha büyük bir açıyla dalgalı akış oluşturabiliriz.





Şevron açısına bağlı olarak levha tipi ısı değiştiricisinde basınç düşümü[13] :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{\cos\beta}{\sqrt{0.045\tan\beta + 0.09\sin\beta + f_0/\cos\beta}} + \frac{1-\cos\beta}{\sqrt{3.8 f_1}} \quad \textbf{(3.2-52)}$$

Bu denklemdeki f_0,

$f_0 = \dfrac{20}{\mathrm{Re}}$ Re<2000 için

$f_0 = (1.56\ln(\mathrm{Re}) - 3.0)^{-2}$ Re > 2000 için

Bu denklemdeki f_1,

$f_1 = \dfrac{149}{\mathrm{Re}} + 0.96$ Re<2000 için **(3.2-52a)**

$f_1 = \dfrac{9.75}{\mathrm{Re}^{0.289}}$ Re>=2000 için **(3.2-52b)**

Hidrolik yarıçap = $d_h = \dfrac{2b}{\Phi}$ **(3.2-52c)**

Alan artış faktörü Φ aşağıdaki bağıntıyla tanımlanır

$\Phi = \dfrac{1}{6}\left(1 + \sqrt{1-\lambda^2} + \sqrt{1+\lambda^2}\right)$ ve **(3.2-52d)**

$X = \frac{2\pi b}{\lambda}$, **(3.2-52e)** buradaki b merkezden şevronun ucuna kadarki mesafe, λ bir şevron dalgasının uzunluğudur.
Re sayısını bulmak için hız tanımı

$u = \frac{m}{\rho b B_p}$ **(3.2-53)** buradaki B_p levha genişliğidir. Martin tarafından geliştirilen bu denklemdeki hata oranının 10-80 derece arasındaki şevron açısı için -50% ile +100% aralığında değiştiği bildirilmiştir..
Sürtünme faktörü bulunduktan sonra Nu sayısını hesalayabiliriz.

$$Nu = 0.205\,\mathrm{Pr}^{1/3}\left(\frac{\mu_m}{\mu_w}\right)^{1/6}(f\,\mathrm{Re}^2\sin 2\beta)^{0.374}$$ (sıvılar için) ve **(3.2-54)**

$$Nu = 0.205\,\mathrm{Pr}^{1/3}(f\,\mathrm{Re}^2\sin 2\beta)^{0.374}$$ (gazlar için) **(3.2-55)**

Bu denklemin hata oranının 10-80 derece arasındaki şevron açısı için -+/- 20% aralığında değiştiği bildirilmiştir.

Muley and Manglik aşağıdaki denklemi önermişlerdir:

$$F_1 = \left[0.268 - 0.006967\,(90-\beta)\beta + 7.244\,x10^{-5}(90-\beta^2)\right]$$

$$F_2 = \left[20.98 - 50.94\Phi + 41.16\Phi^2 - 10.51\Phi^3\right]$$

$$Nu = F_1F_2\,\mathrm{Re}^{\left[0.728+0.0543\sin\left[\frac{\pi(90-\beta)}{45}\right]+3.7\right]}\left(\frac{\mu_m}{\mu_w}\right)^{1/6}(f\,\mathrm{Re}^2\sin 2\beta)^{0.374}\,\mathrm{Pr}^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$ **(3.2-56)**

$$F_3 = \left[2.917 - 0.1277\,(90-\beta) + 2.016\,x10^{-3}(90-\beta^2)\right]$$

$$F_4 = \left[5.474 - 19.02\Phi + 18.93\Phi^2 - 5.431\Phi^3\right]$$

$$f = F_3F_4\,\mathrm{Re}^{-\left[0.2+0.0577\sin\left[\frac{\pi(90-\beta)}{45}\right]+2.1\right]}$$ **(3.2-57)**

Bu denklemdeki β derece olarak alınacaktır ve denklemi 30 ile 60 derece arasında geçerlidir. Re sayısı ise 1000 den büyük olmalıdır.

Dong ve arkadaşları [59] R410A ve R22 kondenserleri için yaptıkları deneysel çalışma sonunda aşağıdaki denklemleri önermişlerdir:

$$Nu = A_1\,\mathrm{Re}_{eq}^{A_2}\,\mathrm{Pr}^{1/3}$$ **(3.2-58)**

$$A_1 = 11.22\left(\frac{\lambda}{2D_h}\right)^{-2.83}\left(\frac{\pi}{2}-\beta\right)^{-4.5}$$

$$A_2 = 0.35\left(\frac{\lambda}{2D_h}\right)^{0.23}\left(\frac{\pi}{2}-\beta\right)^{1.48}$$

$$f = A_3\,\mathrm{Re}_{eq}^{A_4}$$ **(3.2-59)**

$$A_3 = 3521.1\left(\frac{\lambda}{2D_h}\right)^{4.17}\left(\frac{\pi}{2}-\beta\right)^{-7.75}$$

$$A_4 = 1.024\left(\frac{\lambda}{2D_h}\right)^{0.0925}\left(\frac{\pi}{2}-\beta\right)^{-1.4}$$

Burada $m_{eq} = m\left[1 - x + x\left(\frac{\rho_f}{\rho_g}\right)^{0.5}\right]$ **(3.2-60)**

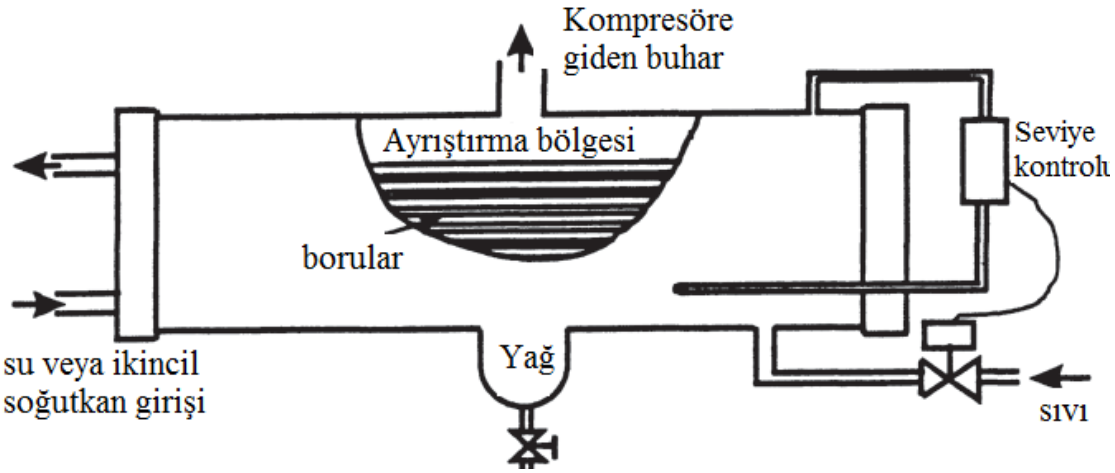
$$\mathrm{Re}_{eq} = \frac{m_{eq} D_h}{\mu_f} \quad \textbf{(3.2-61)}$$

İki fazlı ısı değişiminde sonlu fark adımları hesaplanırken her adımın basınç düşümü termodinamik hesaplarda göz önüne alınmak zorundadır. Her adımda yoğuşma sıcaklığı değişecektir. Yoğuşturucular genelde yüksek basınç altında çalışan ekipmanlardır. Bu yüzden CE basınçlı kaplar talimatı yoğuşturuculer için geçerlidir. Tüm yoğuşturucuların yapım sonrası basınç testinden geçirilmeleri gerekir.

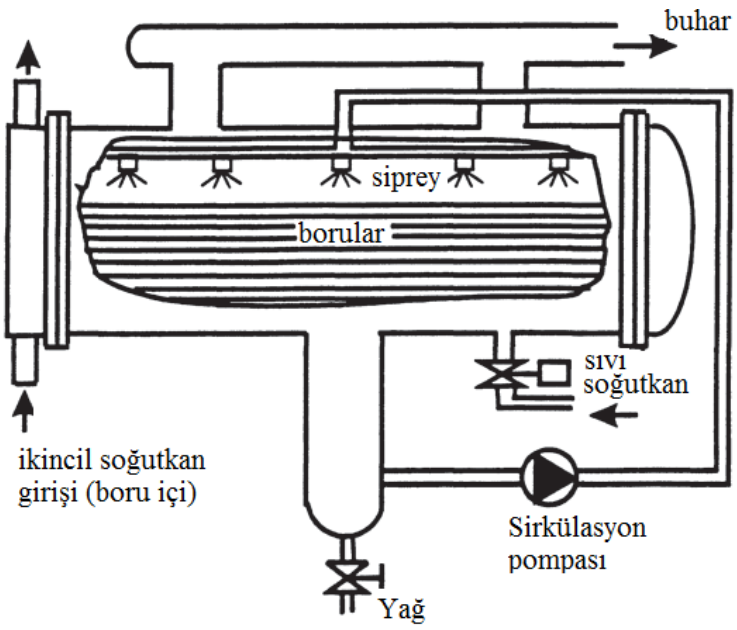
3.3. BUHARLAŞTIRICILAR (EVAPORATÖRLER)



Şekil 3.3-1 Sıvı ikincil soğutkanlı bir buharlaştırıcı



Şekil 3.3-2 Sıvı ikincil soğutkanlı gövdeden buharlaştırmalı bir buharlaştırıcı



Şekil 3.3-3 Sıvı ikincil soğutkanlı gövdeden buharlaştırmalı sprey tipi buharlaştırıcı

Buharlaştırıcılar temel dizaynları olarak yoğuşturuculardan çok farklı değildir. Önemli iki farkı yoğuşma yerine kaynama olması ve çalışma basıncının yoğuşturuculere gore daha düşük olmasıdır. Soğutkan sıvı fazdan gaz fazına geçerken hacmi oldukça artar, bu yüzden boru içi akışlarda çıkış hızları çok artabilir. Bu problem gövde boru tipi buharlaştırıcılerde çıkış borusu sayısını giriş borusu sayısına gore daha fazla yapılarak çözülebilir. Buharlaşma gövde tarafında da olabilir. Bu durumda genelde buharlaştırıcı içi seviye kontrolu ile kontrol edilen bir sistemle sıvı soğutkanla dolu olarak tutulur ve maksimum performans sağlanır.

Boru içi Buharlaşmadaki ısı transferi mekanizmasına bir göz atalım. Buharlaşmada bir problem de çeşitli akış rejimlerini bir arada barındırmasıdır. Bu yüzden buharlaştırıcı dizaynında bu fazları göz önünde bulundurmak zorundayız. İlk bölgemiz sıvı bölgesinde akış için tek fazlı iç akış formüllerini kullanabiliriz. Örneğin

$$Nu=0.023Re^{0.8}Pr^{0.4} \qquad \textbf{(3.3-1)}$$

denklemiyle hesaplayabiliriz. Eş dağılımlı olarak ısıtılmış dikey bir boruyu düşünüldüğünde , düşük ısı akılarında kaynama altı sıvı olarak giren akışkan , boru çıkışına kadar buharlaştırılır(Şekil 2.1) . Akışkan doyma sıcaklığına kadar ısıtıldığı sırada , duvar sıcaklığı çekirdeklenmenin (duvar çevresinde baloncuklar oluşması) meydana geleceği sıcaklıktan daha düşüktür (A bölgesi). Bundan dolayı bu bölgedeki (A bölgesi) ısı transferi işlemi kaynama altı tutulmuş sıvıya tek fazlı ısı transferi olarak meydana gelir . Ardından duvar sıcaklığı doyma sıcaklığına eriştiğinde ve çekirdeklenme kızdırılmış termal sınır tabakada oluştuğunda , kaynama altı tutulan bölgede kaynama (B bölgesinde) meydana gelir . Bu bölgenin sonunda akışkan da doyma sıcaklığına erişir ve baloncuklu akış rejiminin oluşmasıyla (C bölgesi) doymuş kaynama süreci başlar . Doymuş kaynama , kurşun şeklinde akış rejimi (D bölgesi) ve

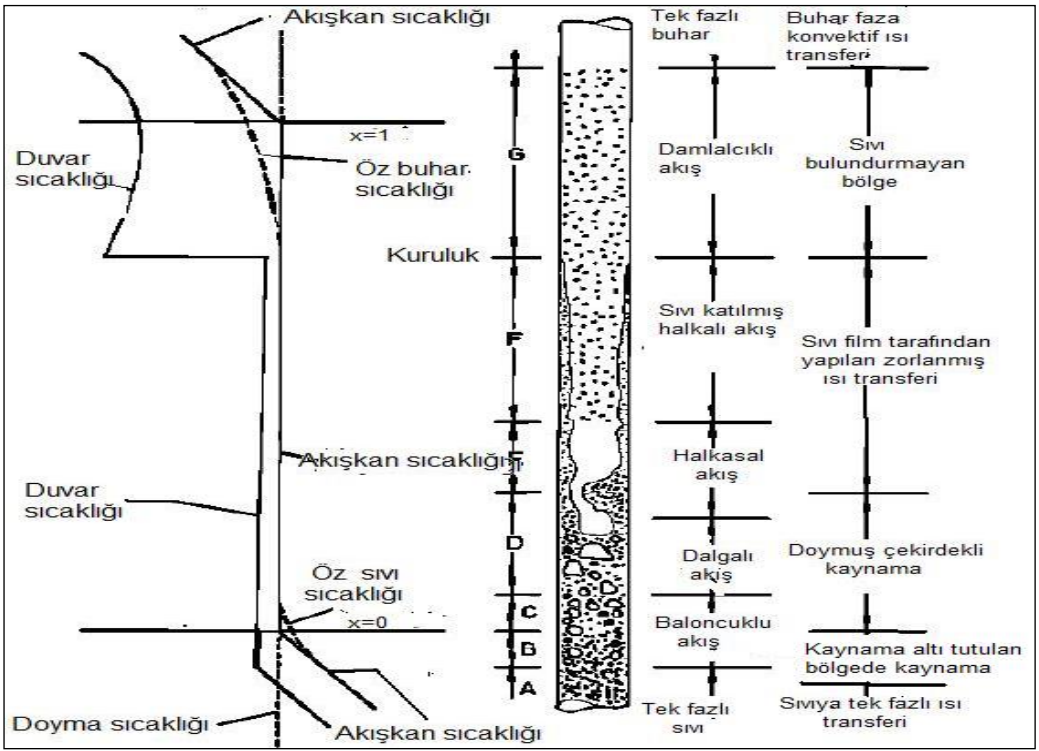
halkasal akış rejimi (E bölgesi) ve merkezinde sıvı damlacıkları bulunduran halkasal akış rejimi (F bölgesi) ile devam eder

F bölgesinin sonunda , halkasal film tamamen kurur . Bu olayın oluştuğu noktaya "kuru bölgenin başladığı nokta" adı verilir . Bu noktayı geçtikten sonra damlacıkların akışkan içinde asılı kalması şeklinde oluşan sisli akış meydana gelir. Sisli akışta duvar sıcaklığı ani bir şekilde artar (G bölgesi) . Bu bölgeyle birlikte akışkan (buhar fazı) doyma sıcaklığının üstüne çıkma eğilimindedir .Bu bölgede ısı transferi dört mekanizma etkisinde gerçekleşmektedir. Bunlar

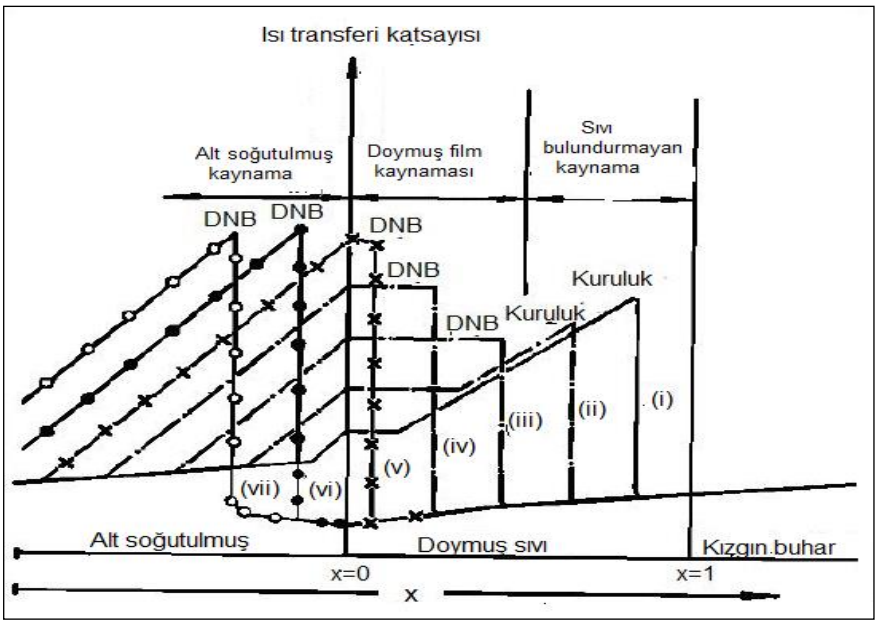
- Tek fazlı konveksiyon (buhar faza),
- Buharın içindeki sıvı damlacıklarına,
- Duvardan sıvı damlacıklarına konveksiyonla,
- Duvardan sıvı damlacıklarına radyasyonla,

ısı transferi mekanizmalarıdır. Bu mekanizmaların sonucunda , tek fazlı buhar rejiminde bile sıvı damlacıkları görülebilecektir (x=1'den sonra bile) .

Şekil 2.2 'de ise buharlaşma ısı transfer ile ilgili "buharlaşma haritası" verilmiştir. Burada bölgesel ısı transferi katsayısının buhar kalitesiyle değişimi verilmiştir. Parametre olarak artan ısı akısı kullanılmıştır . Isı akısı (i) den (vii) ye artan bir şekilde derecelenmiştir. Düşük ısı akılarında , sıvı bulundurmayan bölge halkasal akıştaki kuru bölgeye denk gelirken ; yüksek ısı akılarında doymuş film kaynaması , çekirdekli kaynamadan ayrılma noktasında (Kritik ısı akısı) meydana gelir . Şekilde görüldüğü üzere yüksek ısı akılarında çekirdekli kaynamadan ayrılma noktasına (DNB) kaynama altı tutulan bölgede görülebileceği görülmüştür . Film kaynama ve sıvı bulundurmayan bölgedeki (kuruluk bölgesi) ısı transferi katsayıları görüldüğü üzere ıslak duvar bölgesinden çok daha düşüktür .



Şekil 3.3-1 Dikey tüplerde ısı transferi rejimleri (Collier and Thome 1994)



Şekil 3.3-2 Buharlaşma haritası (Collier ve Thome 1994)

Kaynamalı ısı transferi katsayısını düz boruda hesaplamak için kullanılan denklem aşağıdaki gibidir.

$$h_{tp} = \frac{q}{(T_{duvar} - T_{doyma})} \qquad (3.3\text{-}2)$$

q burada ısı akısını temsil ederken , T_{duvar} bölgesel duvar sıcaklığını göstermektedir. T_{doyma} ise p_{sat} (doyma basıncındaki) akışkanın doyma sıcaklığını belirtir.

Çift fazda kaynama , çekirdekli (h_{nb}) ve konvektif (h_{cb}) kaynama olmak üzere iki çeşit ısı transfer mekanizması içerir . Çekirdekli kaynamada baloncuklar duvar kenarında oluşmaya

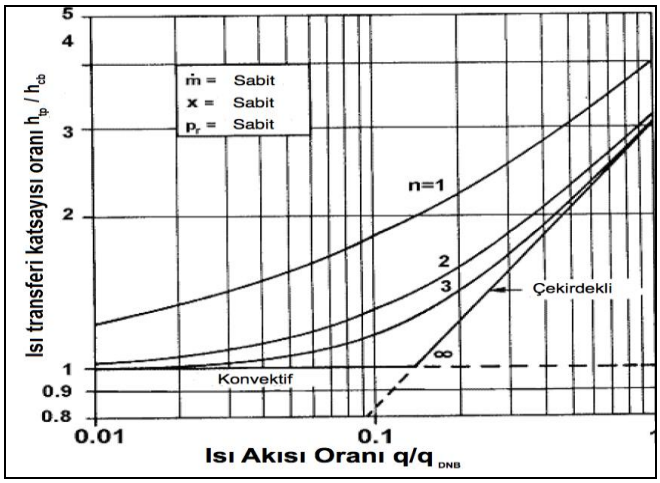
başlar ve eksenel akış nedeniyle belli bir büyümeden sonra söner . Konvektif kaynamalı ısı transferi ise ısıtılan duvar ile sıvı faz arasındaki taşınımla olan ısı transferini gösterir .

Kaynamalı ısı transferi modellerini açıklamadan önce , konvektif ve çekirdekli kaynamanın iki fazlı ısı transfer katsayısını nasıl elde ettiğini göstermek gerekir.

$$h_{tp} = \left[\left(h_{nb} \right)^n + \left(h_{cb} \right)^n \right]^{1/n} \qquad (3.3\text{-}3)$$

Yukarıdaki denklem , konvektif ve çekirdekli kaynamanın üs yasası formatını kullanarak çift fazlı ısı transferi katsayısını (h_{tp}) elde etmek için kullanılır. Şekil 2.3 'te bu denklem grafikle anlatılmıştır . Basıncı , kütlesel hızı ve buhar kalitesini sabit olarak alan bu gösterimde ; konvektif kaynamalı ısı transfer katsayısı(h_{cb}) ısı akısının fonksiyonu olarak düşünülmediğinde , h_{cb} grafikte yatay düzlemde yer alır .

Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı ısı akısının fonksiyonu olarak düşünülebilir fakat kütlesel hızın fonksiyonu değildir. Bu sebepten çekirdekli kaynama eğrisi havuz kaynama eğrisine benzer bir eğri gösterir . (2.2) denkleminde n=1,2,3….∞ değerleri verilerek h_{tp} katsayısı bulunmaya çalışılmıştır. Chen(1963,1966) n=1 değerini kullanmış ve sonunda çekirdekli kaynama sıkıştırma faktörü ve çift faz çarpanı katsayılarını öne sürdü . Kutateladze(1961) ise n=2 katsayısını önermiştir . Steiner and Taborek (1992) en son olarak n=3 katsayısını önermiş . Shah(1982) n=∞ değerini önermiş fakat kesin ve doğru sonuçlara ulaşamamıştır.



Şekil 3.3-3 Steiner – Taborek(1992) grafik modeli

Dikey Borularda Kaynamalı Akış

Şekil 3.3.1'de C-D-E-F 'de gösterilen rejimler konvektif kaynama içermektedir. Bu proses zorlanmış taşınım ve yerçekimi etkisiyle meydana gelir . Yüksek buhar kalitelerinde ve kütlesel debilerde , akış rejimi halkasaldır . Fakat düşük kütlesel debilerde ve yeterli duvar sıcaklıklarında ,boru duvarlarında baloncuklar oluşmaya başlar ve çekirdekli kaynama meydana

gelir. Sınır buhar kalitelerinde , sıvı film kuruyabilir ya da yüksek hızlı buhar fazıyla karşı karşıya kalabilir . Bu durumda ısı transferi katsayısı çok düşük seviyelere iner . Zorlanmış konvektif kaynama buhar kalitesi ve kütlesel hıza bağlıyken çekirdekli kaynamada daha çok ısı akısına bağlıdır . Bu sebepten ısı transferi katsayısını hesaplarken bu iki ısı transferi modeli de hesaba katılmalıdır . Çekirdekli kaynama düşük buhar kalitelerinde ve yüksek ısı akılarında meydana gelirken konvektif kaynama yüksek buhar kalitelerinde ve kütlesel hızlarda ve düşük ısı akılarında meydana gelir .

Aşağıda dikey borularda çift fazlı ısı transfer katsayısı hesaplama yöntemleri irdelenecektir . Genellikle; çekirdekli kaynama katsayısı havuz kaynama denklemlerindeki katsayıları kullanırken, konvektif kaynama denklemleri ise tek fazlı taşınım denklemleri baz alınarak hesaplanmıştır.

Chen Korelasyonu

Chen (1963,1966) ilk dikey boru içi kaynama denklemini önerdi .Chen'in lokal çift fazlı ısı transferi çekirdekli kaynama ile konvektif kaynamanın birleşimi olarak sunulmuştur .

$$h_{tp} = h_{cb} + h_{nb} \qquad (3.3\text{-}4)$$

Chen ; çekirdekli kaynamaya sıkıştırma faktörünü ve konvektif kaynamaya çift fazlı çarpanı ekleyerek,

$$h_{tp} = h_{FZ} S + h_l F \qquad (3.3\text{-}4a)$$

denklemini elde etti .

- Çekirdekli havuz kaynama korelasyonu , çekirdekli kaynama(h_{FZ}) için ,
- Çekirdekli kaynama sıkıştırma faktörü (S) , (h_{FZ}) için .
- Dittus-Boelter (1930) denklemi türbülanslı tek fazlı sıvıyı hesaplmak için (h_L) ve
- İki faz akıştaki sıvı fazın ısı transferindeki artışı çift faz çarpanı için (F) katsayısı kullanılır .

Buradan ;

$$h_{FZ} = 0.00122 \left[\frac{k_l^{0.79} c_{pl}^{0.45} \rho_l^{0.49}}{\sigma^{0.5} \mu_l^{0.29} h_{\mathrm{lg}}^{0.24} \rho_g^{0.24}} \right] \Delta T_{sat}^{0.24} \Delta p_{sat}^{0.75} \qquad (3.3\text{-}5)$$

Sıvı fazı konvektif ısı transferi katsayısı (h_l) ;

$$h_l = 0.023 \,\mathrm{Re}_l^{0.8} \,\mathrm{Pr}_l^{0.4} \left(\frac{k_l}{d_i} \right) \qquad (3.3\text{-}6)$$

Sıvı Reynolds sayısı Re_L ;

$$\mathrm{Re}_l = \frac{\dot{m}(1-x)d_i}{\mu_l} \qquad (3.3\text{-}7)$$

Sıvı Prandtl sayısı Pr_L ;

$$\mathrm{Pr}_l = \frac{\mu_l c_{pl}}{k_l} \qquad (3.3\text{-}8)$$

Çift faz çarpanı F ;

$$F = 2.35\left(\frac{1}{X_{tt}} + 0.213\right)^{0.736} \qquad (3.3\text{-}9)$$

Martinelli parametresi (X_{tt}) ise

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.1} \qquad (3.3\text{-}10)$$

$1/X_{tt} \leq 0.1$ olduğunda F=1.0 olur . Sıkıştırma faktörü S ise ;

$$S = \frac{1}{1+0.00000253\,\mathrm{Re}_{tp}^{1.17}} \qquad (3.3\text{-}11)$$

Çift fazlı Reynolds sayısı ise

$$\mathrm{Re}_{tp} = \mathrm{Re}_l F^{1.25} \qquad (3.3\text{-}12)$$

Akışkan datası olarak su (0.55 ‘ten 34.8 bara değişen basınçlarda) metanol , cyclohexane , n-pentan , n-heptan ve benzen bulunmaktadır . Buhar kalitesi datası 0.01 ve 0.71 arasında değişmektedir .

Shah Korelasyonu

Dikey borular için hazırlanan başka bir metot ise Shah(1982) tarafından geliştirilen korelasyondur . Shah da iki fazlı ısı transferi katsayısının konvektif ve çekirdekli kaynama modelleriyle oluşturulduğunu öne sürmüştür . Shah metodu , konvektif ve çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısının büyük olanını iki fazlı ısı transferi katsayısı olarak öngörmüştür . Dikey ve yatay borulara uygulanabilen bu yöntem N parametresi ve sıvı Froude sayısının (Fr_L) elde edilmesiyle başlar .

$$N = C_o \qquad (3.3\text{-}13)$$

iken

$$C_o = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.8}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} \qquad (3.3\text{-}14)$$

Sıvı Froude sayısı

$$Fr_l = \frac{\dot{m}^2}{\rho_l{}^2 g d_i} \qquad (3.3\text{-}15)$$

denklemiyle bulunur . Konveksiyon etkisini denkleme dahil etmek için (h_l) , (3.3-6) ve (3.3-7) denklemleriyle hesaplanır . Bu durumda konvektif kaynama ısı transferi katsayısı (h_{cb}) ;

$$\frac{h_{cb}}{h_l} = \frac{1.8}{N^{0.8}} \qquad (3.3\text{-}16)$$

Isı akısını denklemde göstermek için Kaynama sayısı (Bo) hesaplanarak

$$Bo = \frac{q}{\dot{m} h_{lg}} \qquad (3.3\text{-}17)$$

maksimum ısı akısının gerçek ısı akısına oranı elde edilir. Boyutsuz N parametresi ,

N>1.0 ve Bo>0.0003 iken h_{nb} hesabı ,

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = 230 Bo^{0.5} \qquad (3.3\text{-}18)$$

N>1.0 ve Bo<0.0003 iken h_{nb} hesabı ,

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = 1 + 46 Bo^{0.5} \qquad (3.3\text{-}19)$$

1.0>N>0.1 iken h_{nb} hesabı ,

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = F_s Bo^{0.5} \exp(2.74 N - 0.1) \qquad (3.3\text{-}20)$$

N<0.1 iken h_{nb} hesabı ,

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = F_s Bo^{0.5} \exp(2.74 N - 0.15) \qquad (3.3\text{-}21)$$

Shah sabiti Bo>0.0011 iken F_s =14.7 , Bo<0.0011 iken F_s=15.43'tür . h_{nb} ve h_{cb} den büyük olanı iki fazlı ısı transferi katsayısı(h_{tp}) olarak ortaya çıkar.

Gungor-Winterton Korelasyonu

Chen korelasyonunun başka bir şekli de Gungor ve Winterton (1986) tarafından geliştirilen çift fazlı kaynama modelidir . Su , soğutucu akışkanlar (R-11 , R-12 , R-22 , R-113 ve R-114) ve etilen glikol veritabanında oluşturulmuş korelasyon ,

$$h_{tp} = E h_l + S h_{nb} \qquad (3.3\text{-}22)$$

Şeklindedir .(h_l) tekrar (3.3-6) ve (3.3-7) denklemleriyle hesaplanırken çekirdekli kaynama ıs transferi katsayısı

$$h_{nb} = 55 p_r{}^{0.12} \left(-0.4343 \ln p_r\right)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} \qquad (2.23)$$

şeklinde tanımlanmıştır . İki fazlı konveksiyon çarpanı E , Martinelli sayısının(X_{tt}) ve Kaynama sayısının (Bo) fonksiyonu olarak

$$E = 1 + 24000Bo^{1.16} + 1.37(1/X_{tt})^{0.86} \qquad (2.24)$$

denklemiyle tanımlanır. Burada Martinelli sayısı ve Kaynama sayısı sırasıyla (3.3-10) ve (3.3-17) denklemleriyle hesaplanabilir. (3.3-7) denklemiyle hesaplanabilen Re_l ve iki fazlı konveksiyon çarpanı E , kaynama sıkıştırma faktörünün(S) fonksiyonu olup

$$S = (1 + 0.00000115E^2\,\mathrm{Re}_l^{1.17})^{-1} \qquad (3.3\text{-}25)$$

Kandlikar Korelasyonu

Kandlikar(1999) denklemi de iki fazlı akışın , çekirdekli kaynama ve konvektif kaynama denklemlerinin birlikte etkimesi sonucunda oluştuğunu ön görür . Kandlikar ; çekirdekli kaynama ya da konvektif kaynama ısı transferi katsayılarından büyük olanının çift fazlı ısı transferi katsayısı olacağını önermiştir.

Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı ;

$$\frac{h_{tp}}{h_l} = 0.6683\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.1} x^{0.16}(1-x)^{0.64} f_2(Fr_l) + 1058Bo^{0.7}(1-x)^{0.8}F_{fl} \qquad (3.3\text{-}26)$$

ve konvektif kaynama ısı transferi katsayısı ;

$$\frac{h_{tp}}{h_l} = 1.136\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.45} x^{0.72}(1-x)^{0.08} f_2(Fr_l) + 667.2Bo^{0.7}(1-x)^{0.8}F_{fl} \qquad (3.3\text{-}27)$$

Sıvı fazlı ısı transferi katsayısı (h_l) Gnielinski denklemi kullanılarak bulunur

$0.5 \le \mathrm{Pr}_l \le 2000$ ve $10^4 \le \mathrm{Re}_l \le 5\mathrm{x}10^6$ için

$$h_l = \frac{\mathrm{Re}_l\,\mathrm{Pr}_l(f/2)(k_l/d_i)}{1.07 + 12.7(\mathrm{Pr}_l^{2/3} - 1)(f/2)^{0.5}} \qquad (3.3\text{-}28)$$

$0.5 \le \mathrm{Pr}_l \le 2000$ and $2300 \le \mathrm{Re}_l \le 10^4$ için

$$h_l = \frac{(\mathrm{Re}_l - 1000)\,\mathrm{Pr}_l(f/2)(k_l/d_i)}{1 + 12.7(\mathrm{Pr}_l^{2/3} - 1)(f/2)^{0.5}} \qquad (3.3\text{-}29)$$

Burada Re_l (2.7) denklemiyle hesaplanır ve sürtünme katsayısı ,

$$f = \left(1.58\ln(\mathrm{Re}_l) - 3.28\right)^{-2} \qquad (2.30)$$

$Fr_L < 0.04$ için yatay borularda

$$f_2(Fr_l) = (25Fr_l)^{0.3} \qquad (2.31)$$

Diğer durumlarda

$$f_2 = 1 \qquad (3.3\text{-}32)$$

olarak kullanılır .

Akışkan	F_{fl}
Su	1.00
R-11	1.30
R-12	1.50
R-22	2.20
R-113	1.30
R-114	1.24

R-134a	1.63
R-152a	1.10
R-32/R-132(60 to 40% wt)	3.30
Kerosen	0.488
Paslanmaz çelik boruda bütün akışkanlar	1.0

Çizelge 3.3.1 Spesifik F_{fl} değerleri

Chaddock ve Brunemann Korelasyonu

Bu korelasyon ; Kaynama numarası (Bo) , Martinelli parametresi (X_{tt}) ve tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısı (h_l) nin birleşimi olarak ;

$$h_{tp} = 1.91 h_l \left[Bo 10^4 + 1.5(1/X_{tt})^{0.67} \right]^{0.6} \qquad (3.3\text{-}33)$$

Tek fazlı ısı transferi katsayısı (3.3-28) ya da (3.3-29) denklemi ile Re_l sayısına bağımlı olarak hesaplanabilir . Sürtünme katsayısını hesaplarken (3.3-30) denklemini kullanmak faydalı olur . Burada Kaynama sayısı (Bo) (3.3-17) denklemi ile hesaplanırken . Martinelli parametresi (3.3-10) denklemi ile hesaplanır.

Bennet ve Chen Korelasyonu

Bennet ve Chen , Chen(1963) modelini geliştirerek sıvı Prandtl sayısı(Pr_L) ve çekirdekli kaynama sıkıştırma faktörünün(S) fonksiyonu E konvektif faktörünü öne sürmüşlerdir . E değeri ;

$$E = (1 + X_{tt}^{-0.5})^{1.78} \left(\frac{\mathrm{Pr}_l + 1}{2} \right)^{0.444} \qquad (3.3\text{-}34)$$

Martinelli parametresi(X_{tt}) için (3.3-10) denklemi ve sıkıştırma faktörü (S) için

$$S = 0.9622 - \tan^{-1}\left(\frac{\mathrm{Re}_l E^{1.25}}{61800} \right) \qquad (3.3\text{-}35)$$

denklemi kullanılır . Re_L (3.3-7) denklemi ile hesaplanırken sıvı faz ısı transferi katsayısı Dittus-Boetler korelasyonu ile hesaplanır (3.3-6) . Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı (3.3-5) denklemi ile hesaplanır . Denklemin en son hali ise ,

$$h_{tp} = h_{nb} S + h_{cb} E \qquad (3.3\text{-}36)$$

Bu korelasyon düşük basınçlı su buharında ve bazı hidrokarbonlarda doğru sonuçlar vermektedir.

Steiner ve Taborek Korelasyonu

Steiner ve Taborek (1992) en son olarak asimptotik modeli önererek buradaki
n katsayısına 3 değer olarak vermiştir . Modellerinde bazı kısıtlamalara giden Steiner ve Taborek bunları aşağıdaki gibi sıralamıştır .

- Çekirdekli kaynamanın başlangıç sınırının altındaki ısı akılarında ($q<q_{onb}$) konvektif etki daha olmasına karşın çekirdekli kaynama etkisi çok azdır.

- Fakat yüksek ısı akılarında çekirdekli kaynama etkisi çok etkilidir .
- Çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısına (h_l) x=0 ve $q < q_{onb}$ iken eşittir . Fakat h_{nb} , $q>q_{onb}$ olduğunda tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısına eklenmelidir.

x=1.0 iken , çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) tek fazlı buhar ısı transferi katsayısına(h_{gt}) yakınsar . **A-B rejimi :** A noktasına kadar, tek fazlı konvektif ısı transferi kaynama altı tutulmuş sıvıya doğru gerçekleşir . A ve B noktaları arasında ise $q<q_{onb}$ ise sıvı fazlı konveksiyon meydana gelirken ,$q>q_{onb}$ olduğu zaman kaynama altı tutulmuş kaynama meydana gelir . Sıvı kaynama altı tutulmuş iken , baloncuklar aniden oluşur ve duvar kenarında çöker . Bu mekanizmayla duvar kenarında ısı transferi değeri artar .

B-C-D rejimi : $q<q_{onb}$ ise konvektif kaynama meydana gelirken $q>q_{onb}$ durumunda çekirdekli kaynama ve konvektif kaynama birlikte ortaya çıkar . Şekil 2.25'te görüldüğü üzere yatay kesikli çizgiler , karşılık gelen ısı akılarındaki çekirdekli kaynama ısı transferi katsayılarıdır . Devamlı çizgiler ise çekirdekli ve konvektif kaynamanın birlikte gösterdiği etkiyi temsil etmektedir .Bu rejimler baloncuklu ve çalkalı akışı içerir.

D-E-F rejimi : $q<q_{onb}$ iken kuruluk noktasının başlangıcına kadar konvektif kaynama meydana gelir. $q>q_{onb}$ durumunda ise ince ve türbülanslı halkalı film rejimi meydana gelir . Bu rejim , duvar kenarında oluşan sıvı tabakası ve merkezde oluşan buhar bölgesi ile karakterize edilir. Bu üç rejim kritik buhar kalitesine (x_{crit}) kadar uzanır .

F-G rejimi : Bu bölgeye "sisli rejim" de denir . Bu bölgedeki ısı transferi katsayısı Steiner ve Taborek modeli ile hesaplanamamıştır .Bu bölgedeki ısı transferi için oluşturulan korelasyonlar sonraki kısımlarda verilecektir.

Yukarıdaki önermelere dayanarak Steiner ve Taborek asimptotik modelde n=3 eşitliğini kullandı ve ;

$$h_{tp} = \left[\left(h_{nb,o} F_{nb} \right)^3 + \left(h_{Lt} F_{tp} \right)^3 \right]^{1/3} \qquad (3.3\text{-}37)$$

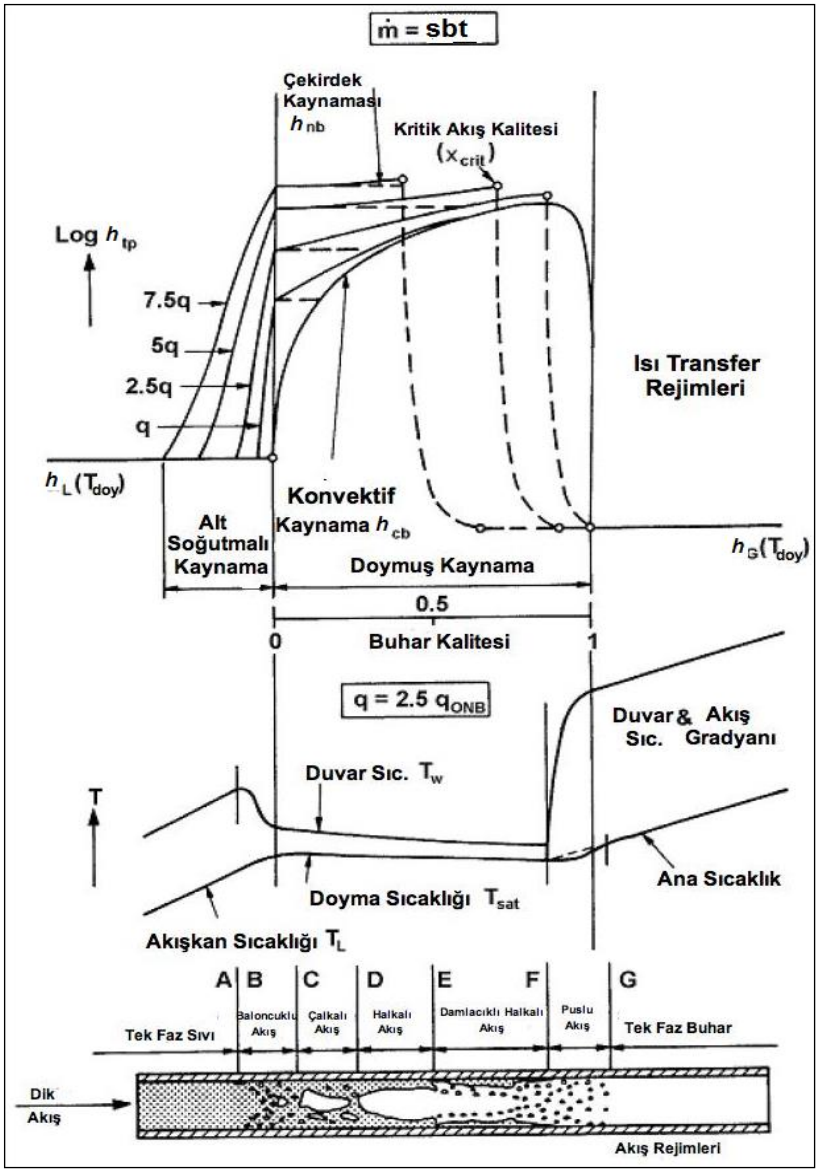
eşitliğini elde etti .

- $h_{nb,o}$,referans ısı akısındaki (q_o) lokal çekirdekli havuz kaynama ısı transferi katsayısı olarak adlandırılır.
- F_{nb} çekirdekli kaynama düzeltme faktörüdür .
- h_{Lt} sıvı faz zorlanmış konvektif ısı transferi katsayısıdır .
- F_{tp} iki fazlı akıştaki hız etkisini arttıran çift faz çarpanıdır .

h_{Lt} (3.3-28) ve (3.3-29) denklemleriyle hesaplanır ve Reynolds sayısı ise

$$\mathrm{Re}_{Lt} = \frac{\dot{m} d_i}{\mu_l} \qquad (3.3\text{-}38)$$

F_{tp} konvektif kaynama için kullanılır . Eğer $x<x_{crit}$ ve $q>q_{onb}$ ya da $q<q_{onb}$ iken bütün buhar kalitelerinde F_{tp} meydana gelir . $x<x_{crit}$ ve $q>q_{onb}$ durumunda oluşan F_{tp} denklemi



Şekil 3.3-4 Dikey tüpler için Steiner –Taborek modeli

$$F_{tp} = \left[(1-x)^{1.5} + 1.9 x^{0.6} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.35} \right]^{1.1} \qquad (3.3\text{-}39)$$

şeklindedir .

Eğer $q<q_{onb}$ ise x=0 ile 1.0 arasında sadece konvektif kaynama meydana gelir. x=1.0 iken çift fazlı ısı transfer katsayısı (h_{tp}) tek fazlı buhar ısı transferi katsayısına (h_g) dönüşür . Tek fazlı buhar ısı transferi katsayısını hesaplamak için (3.3-28) , (3.3-29) ve (3.3-38) denklemleri kullanılır . Fakat sıvı tek faz yerine buhar tek fazı kullanılmalıdır . $q>q_{onb}$ olduğunda F_{tp} ,

$$F_{tp} = \left\{ \left[(1-x)^{1.5} + 1.9 x^{0.6} (1-x)^{0.01} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.35} \right]^{-2.2} + \left[\left(\frac{h_g}{h_l} \right) x^{0.01} (1+8(1-x)^{0.7}) \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.67} \right]^{-2} \right\}^{-0.5} \qquad (3.3\text{-}40)$$

Çekirdekli kaynamaya başlama ısı akısı (q_{onb}) ise ;

$$q_{onb} = \frac{2\sigma T_{sat} h_{Lt}}{r_o \rho_g h_{fg}} \qquad (3.3\text{-}41)$$

Kritik çekirdeklenme yarıçapı olan r_o değeri burada $0.3x10^{-6}$ alınmalıdır . Steiner ve Taborek katsayıları aşağıdaki çizelgede verildiği gibidir .

$$F_{nb} = F_{pf}\left(\frac{q}{q_o}\right)^{nf}\left(\frac{d_i}{d_{io}}\right)^{-0.4}\left(\frac{R_p}{R_{p,o}}\right)^{0.133} F(M) \qquad (3.3\text{-}42)$$

Çekirdekli kaynama düzeltme faktörü , ısı akısı , boru çapı ,yüzey pürüzlülüğü ve moleküler ağırlık etkilerini formülde gösterir . Burada $R_{p,o}$=1μm , d_{io}=0.01 m ve q_o değerleri Çizelge 2.2 de verildiği gibidir. Basınç düzeltme faktörü F_{pf} ise

$$F_{pf} = 2.816 p_r^{0.45} + \left[3.4 + \left(\frac{1.7}{1 - p_r^7}\right)\right] p_r^{3.7} \qquad (3.3\text{-}43)$$

şeklindedir. Çekirdekli kaynama üssü nf ise

$$nf = 0.8 - 0.1\exp(1.75 p_r) \qquad (3.3\text{-}44)$$

ile ifade edilmiştir . Moleküler düzeltme katsayısı ,

$$F(M) = 0.377 + 0.199\ln(M) + 0.000028427 M^2 \qquad (3.3\text{-}45)$$

dir. Bu modelin veri tabanı 10,262 data noktasından oluşan su , 2345 data noktasından oluşan dört soğutucu akışkan (R-11 , R-12 , R-22 , R-113) , yedi hidrokarbon (benzen , n-pentan ,n-heptan , metanol ,etanol ve n-butanol) , üç dondurucu kimyasal madde (nitrojen , hidrojen ve helyum) ve amonyaktan oluşmuştur.

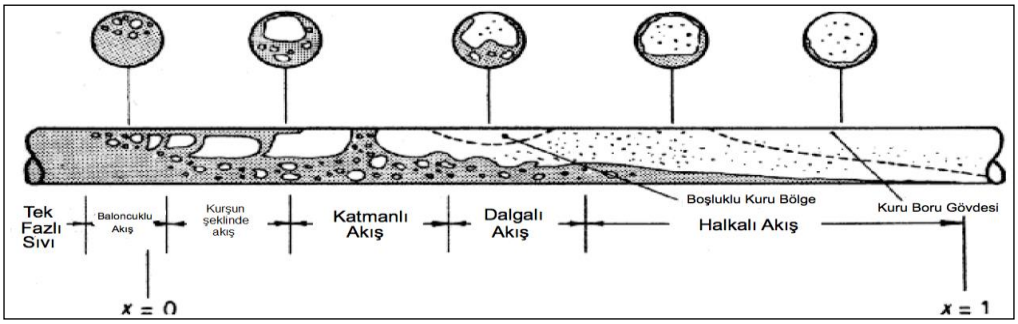
Fluid	p_{crit}	M	q_o	$h_{nb,o}$
R-502	40.8	111.6	20000	2900
Chloromethane	66.8	50.49	20000	4790
Tetrachloromethane	45.6	153.8	20000	2320
Tetrafluoromethane	37.4	88.00	20000	4500
Helium I £	2.275	4.0	1000	1990
Hydrogen (para)	12.97	2.02	10000	12220
Neon	26.5	20.18	10000	8920
Nitrogen	34.0	28.02	10000	4380
Argon	49.0	39.95	10000	3870
Oxygen	50.8	32.00	10000	4120
Water	220.6	18.02	150000	25580
Ammonia	113.0	17.03	150000	36640
Carbon Dioxide +	73.8	44.01	150000	18890
Sulfur Hexafluoride	37.6	146.1	150000	12230

Fluid	p_{crit}	M	q_o	$h_{nb,o}$
Methane	46.0	16.04	20000	8060
Ethane	48.8	30.07	20000	5210
Propane	42.4	44.10	20000	4000
n-Butane	38.0	58.12	20000	3300
n-Pentane	33.7	72.15	20000	3070
Isopentane	33.3	72.15	20000	2940
n-Hexane	29.7	86.18	20000	2840
n-Heptane	27.3	100.2	20000	2420
Cyclohexane	40.8	84.16	20000	2420
Benzene	48.9	78.11	20000	2730
Toluene	41.1	92.14	20000	2910
Diphenyl	38.5	154.2	20000	2030
Methanol	81.0	32.04	20000	2770
Ethanol	63.8	46.07	20000	3690
n-Propanol	51.7	60.10	20000	3170
Isopropanol	47.6	60.10	20000	2920
n-Butanol	49.6	74.12	20000	2750
Isobutanol	43.0	74.12	20000	2940
Acetone	47.0	58.08	20000	3270
R-11	44.0	137.4	20000	2690
R-12	41.6	120.9	20000	3290
R-13	38.6	104.5	20000	3910
R-13B1	39.8	148.9	20000	3380
R-22	49.9	86.47	20000	3930
R-23	48.7	70.02	20000	4870
R-113	34.1	187.4	20000	2180
R-114	32.6	170.9	20000	2460
R-115	31.3	154.5	20000	2890
R-123	36.7	152.9	20000	2600
R-134a	40.6	102.0	20000	3500
R-152a	45.2	66.05	20000	4000
R-226	30.6	186.5	20000	3700
R-227	29.3	170.0	20000	3800
RC318	28.0	200.0	20000	2710

Çizelge 3.3-2 Steiner ve Taborek standart çekirdekli kaynama katsayıları
(p_{crit}=[bar] M=[kg/kmol] q_o=[W/m^2] $h_{nb,o}$=[W/m^{2}K])

Yatay Borularda Kaynamalı Akış

Yatay borularda oluşan kaynamalı akış rejimleri aşağıdaki gibidir .

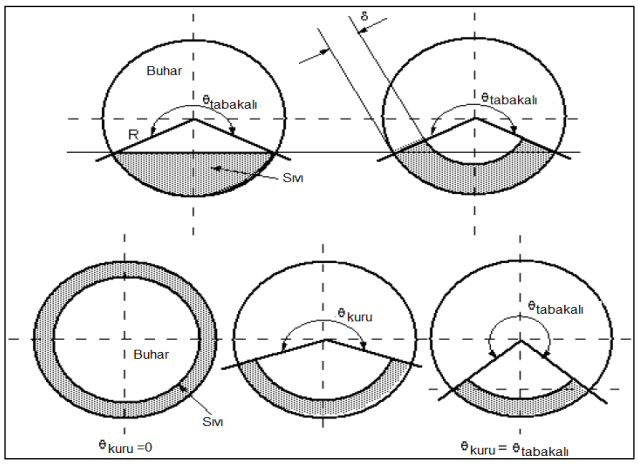


Şekil 2.29 Collier ve Thome (1994) tarafından oluşturulan yatay borular için akış rejimleri

Yerçekiminin etkisiyle , sıvı ve buhar faz dağılımı asimetrik bir şekilde oluşur. Bu da dikey akışa nazaran yeni bir hesaplama yöntemi gerektirir . Dikey borulardaki kaynamayı yatay borulardakinden ayıran en önemli ve en karmaşık fark , boru gövdesinin aralıklı ya da tamamen kuruması olasılığıdır . Halkalı akış bölgesinde sıvı tabaka borunun alt bölgesinde daha yoğun olduğundan bu durum kuruluk bölgesinin başladığını ve akış doğrultusunda devam ettiğini göstermektedir . Fakat dalgalı akış bölgesinde borunun üst kısmı dalgalar tarafından ıslatılırsa bu bölge periyodik olarak kuru kalır ya da bu olay gerçekleşmezse tamamen kuru kalabilir. Bu dalgalar duvar gövdesi dibinde ince sıvı tabakalar meydana getirip bu bölgeler bir dahaki dalgaya kadar buharlaşıp ısı transferini meydana getirirler.

Kattan-Thome-Favrat Akış Rejimi Bazlı Buharlaşma Modeli

Geçerliliği en fazla olan model olan Kattan-Thome-Favrat(1998) modeli lokal akış rejimlerinin bir fonksiyonu olarak oluşturulmuştur . Bu model yine Kattan-Thome ve Favrat 'ın kendilerinin önerdiği akış rejimi modeli üzerine oturtulmuştur . Akış rejimi modeli ; tam katmanlı akış , katmanlı-dalgalı akış , kesikli akış , halkalı akış ve kısmi kuruluk içeren halkalı akış çeşitlerini içerir . Kesikli akış , dolgulu ve katmanlı akışı içeren bir akış rejimi biçimidir . Karmaşık yapısından dolayı halkalı akış rejimine dahil edilmesi hesap kolaylığı sağlamıştır. Yine bu bakış açısından kısmi kuruluk içeren halkalı akış ,katmanlı-dalgalı akış içinde değerlendirilecektir . Baloncuklu ve sisli akış ise modellenmemiştir .



Şekil 3.3-6 Buhar ve sıvı bölgelerin boru içindeki kesit alanları, tabakalı ve kuru bölge açıları , sıvı film kalınlığı

Şekil 3.3-6'de görüldüğü gibi tam katmanlı akış borunun alt tarafından akan sıvı ile karakterize edilir . Sıvının üst tarafından meydana gelen buhar tabakası düz bir yüzeyle

ayrılmıştır . Sıvı film tabakasına olan ısı transferi film kalınlığı (δ) ile birlikte meydana gelmiştir . Film kalınlığının kesit alanı (A_L) sıvının katmanlı (tabakalı) bölgedeki alanına eşittir . .Halkalı akışta film kalınlığı bütün tüp etrafında eşittir . Bu modelin özet olarak formüle edilmesi ;

$$h_{tp} = \frac{d_i \theta_{kuru} h_{buhar} + d_i (2\pi - \theta_{kuru}) h_{ıslak}}{2\pi d_i} \qquad (3.3\text{-}46)$$

θ_{kuru} borunun kuru çevresini temsil eder ve h_{buhar} ile bağlantılıdır . Islak ısı transferi katsayısı ise ($h_{ıslak}$) çekirdekli ve konvektif kaynamanın birleşimi ile oluşur .

$$h_{ıslak} = (h_{nb}{}^3 + h_{cb}{}^3)^{1/3} \qquad (3.3\text{-}47)$$

Cooper(1984) indirgenmiş basınç denklemini kullanarak çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısını hesapladı .

$$h_{nb} = 55 p_r{}^{0.12} (-\log_{10} p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} \qquad (3.3\text{-}48)$$

Konvektif kaynama ısı transferi katsayısı ise

$$h_{cb} = 0.0133 \left[\frac{4\dot{m}(1-x)\delta}{(1-\varepsilon)\mu_L} \right]^{0.69} \left[\frac{c_{pL}\mu_L}{k_L} \right]^{0.4} \frac{k_L}{\delta} \qquad (3.3\text{-}49)$$

şeklinde bulunur.

Faz hacim oranı (ε) Rouhani-Axelsson (1970) tarafından dikey borular için tanımlanmıştır . Steiner (1993) bu korelasyonu yatay borular için modifiye etmiş ve

$$\varepsilon = \frac{x}{\rho_g} \left\{ \left[1 + 0.12(1-x) \right] \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} \right) + \frac{1.18}{\dot{m}} \left[\frac{g\sigma(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L{}^2} \right]^{0.25} (1-x) \right\}^{-1} \qquad (3.3\text{-}50)$$

şeklini almıştır . Buhar fazı ısı transferi katsayısı h_{buhar} ise ,

$$h_{buhar} = 0.023 \left[\frac{\dot{m} x d_i}{\varepsilon \mu_G} \right]^{0.8} \left[\frac{c_{pg}\mu_g}{k_g} \right]^{0.4} \frac{k_g}{d_i} \qquad (3.3\text{-}51)$$

Kuruluk açısı (θ_{kuru}) , tabakalı ve kısmi kuruluk içeren halkalı akış rejimler için sabittir . Kesikli ve halkalı akış rejimleri içinse tüp çevresi her zaman kurudur ve kuruluk açısının sıfır(0) olması önerilir.

A_L faz hacim oranı kesit alanı olarak adlandırılır ve

$$A_L = A(1-\varepsilon) \qquad (3.3\text{-}52)$$

şeklinde ifade edilir . Tam katmanlı(tabakalı) rejim için , katmanlı(tabakalı) açı (θ_{tabaka}) aşağıdaki gibi tanımlanır .

$$A_L = 0.5 r_i^2 \left[(2\pi - \theta_{tabaka}) - \sin(2\pi - \theta_{tabaka}) \right] \qquad (3.3\text{-}53)$$

Bu denklem iteratif bir çözüm içerir ve çözüm için Newton-Raphson iterasyonu önerilir . Kuruluk açısı (θ_{kuru}) , en düşük limit olan θ_{kuru} =0 ‘dan , halkalı akışta m_{high} kütlesel hızıyla , maksimum değer olan $\theta_{kuru} = \theta_{tabaka}$ açısına , tam katmanlı akışta m_{low} kütlesel hızıyla , uzanır . Kesikli ve halkalı akış ile katmanlı(tabakalı) dalgalı akış rejimi arasındaki geçiş sınırı olarak m_{wavy} eğrisi kullanılırken(m_{high}) m_{strat} eğrisi ise m_{low} olarak formülde kullanılır . Bütün bu kabuller Kattan-Thome-Favrat akış rejimi modeline göre öngörülmüştür.

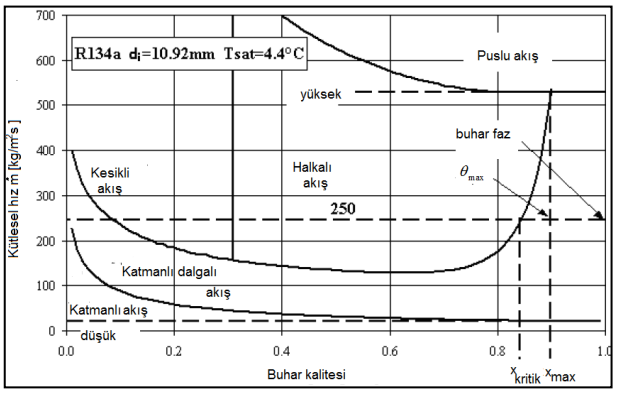
$x<x_{max}$ iken

$$\theta_{kuru} = \theta_{tabaka} \frac{(\dot{m}_{high} - m)}{(\dot{m}_{high} - m_{low})} \qquad (3.3\text{-}54)$$

şeklinde hesaplanırken $x>x_{max}$ iken

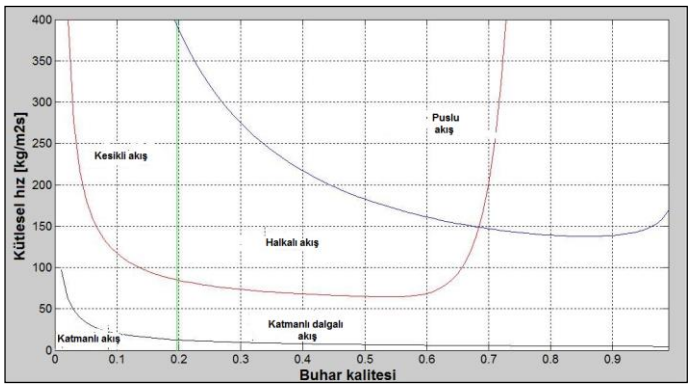
$$\theta_{kuru} = (2\pi - \theta_{\max})\frac{(x - x_{\max})}{(1 - x_{\max})} + \theta_{\max} \qquad (3.3\text{-}55)$$

şeklinde hesaplanır .

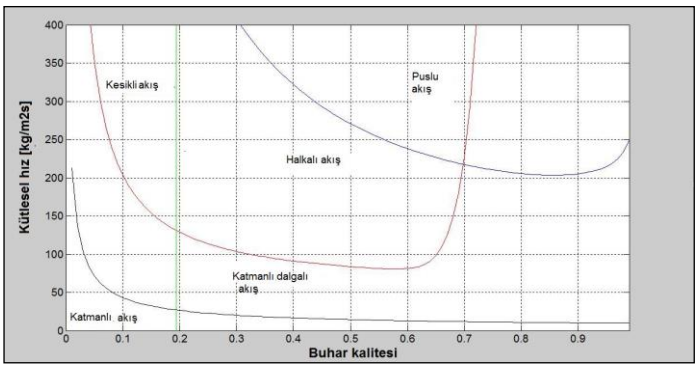


Şekil 3.3-7 $x>x_{max}$ iken kuruluk açısını(θ_{kuru}) bulma

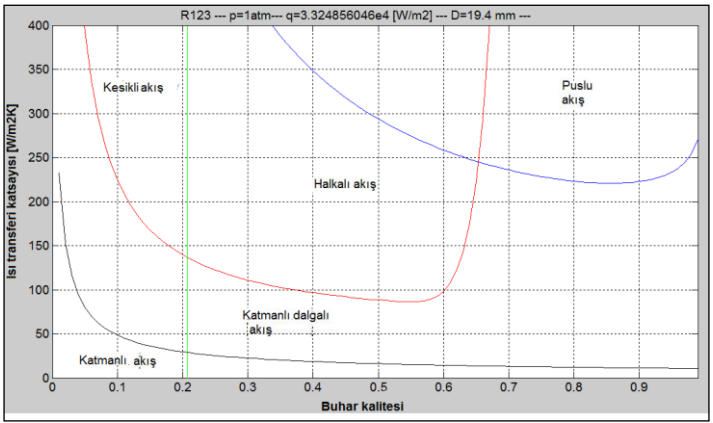
Yukarıdaki şekilde görüldüğü gibi m_{high} , m_{wavy} ile m_{mist} kesişiminde buluşmuştur ve θ_{kuru} ise bu durumda (3.3-55) denklemindeki gibi hesaplanır .



Şekil 3.3-8 R290 akışkanı için akış rejimi haritası



Şekil 3.3-9 R134a için akış rejimi haritası



Şekil 3.3-10 R123 için akış rejimi haritası

Kattan-Thome-Favrat (1998) Modelinin Soğutucu Karışımlara Uyarlanması

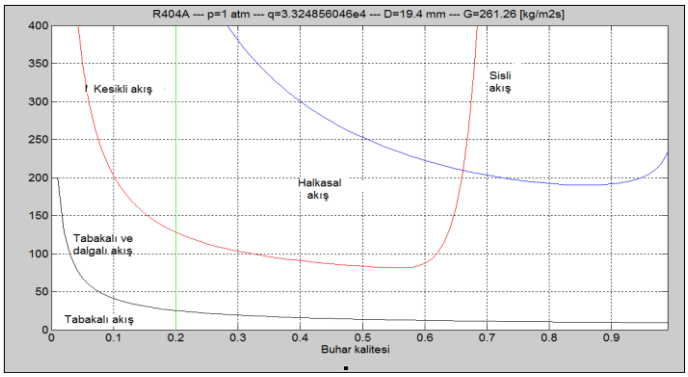
Bu buharlaşma modeli genel olarak saf akışkanlar için hazırlanmıştır. Bu modelin karışımlara uygun hale gelmesi için değişik katsayılar korelasyona eklenir. Eklenen katsayılar ; Thome (1989) ' un karışımlar için oluşturulan kaynama denklemine Cooper(1984) korelasyonunu eklemesiyle başladı . Bu korelasyon

$$F_c = \left\{1+(h_{id}/q)\Delta T_{bp}\left[1-\exp\left(\frac{-q}{\rho_l h_{fg}\beta_L}\right)\right]\right\}^{-1} \qquad (3.3\text{-}56)$$

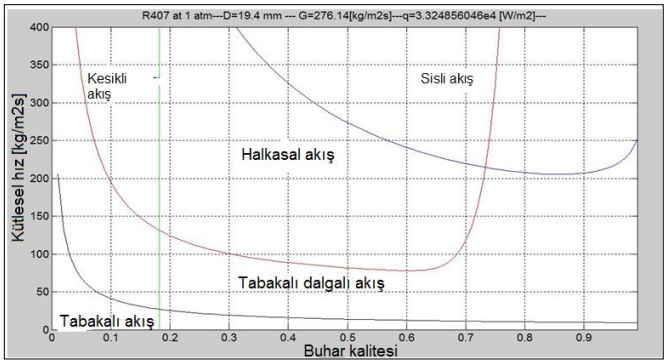
denklemiyle hesap edilir . Burada görüldüğü gibi zeotropik karışımlar da $\Delta T_{bp} > 0$ olduğu için $F_c < 1.0$ olduğu gözlenmektedir. Saf akışkanlar için $\Delta T_{bp}=0$ olduğundan $F_c=1.0$ olacaktır. Ardından bulunan F_c nin Cooper korelasyonuna katkısıyla

$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12}(-\log_{10} p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} F_c \qquad (3.3\text{-}57)$$

denklemi elde edilir . (3.3-56) denklemindeki h_{id} , (3.3-57) denkleminde F_c yerine 1.0 koyarak hesaplanır . Ayrıca ampirik β_L değeri 0.0003 m/s olarak belirlenmiştir.



Şekil 3.3-11 R404A için akış düzeni haritası



Şekil 3.3-12 R407C için akış düzeni haritası

Liu ve Winterton Korelasyonu

Liu ve Winterton (1991) boru içi ve annulus için oluşturulan kaynama denklemini önerdi . Bu model Kutateladze(1961)'nin oluşturduğu asimptotik modeli öneriyordu ve

$$h_{tp} = \sqrt{(Eh_l)^2 + (Sh_{pool})^2} \qquad (3.3\text{-}58)$$

şeklindeydi . Burada E_1 ve S_1 ifadelerinin gösterimleri ise

$$E = \left[1 + x\,\mathrm{Pr}_l((\rho_l / \rho_v) - 1)\right]^{0.35} \qquad (3.3\text{-}59)$$

$$S = (1 + 0.055E^{0.1}\,\mathrm{Re}_l^{0.16})^{-1} \qquad (3.3\text{-}60)$$

gibiydi . En sondaki ifade h_{pool} ise (3.3-23) denkleminden elde edilebilir .

Wattelet Korelasyonu

Wattelet(1994) R12 ve R134a datalarını kullanarak asimptotik model üzerine oluşturduğu korelasyonunu önerdi .

$$h_{tp} = [h_{nb}^{2.5} + h_{bc}^{2.5}]^{1/2.5} \qquad (3.3\text{-}61)$$

Burada çekirdekli kaynama denklemi h_{nb}

$$h_{nb} = 55M^{-0.5}q^{0.67}p_r^{0.12}\left[-\log_{10} p_r\right]^{-0.55} \qquad (3.3\text{-}62)$$

şeklindedir . Konvektif ısı transferi katsayısı ise

$$h_{bc} = F_1 h_l R \qquad (3.3\text{-}63)$$

denklemiyle ifade edilir . Burada

$$F_1 = 1 + 1.925X_{tt}^{-0.83} \qquad (3.3\text{-}64)$$

$$R = 1.32Fr_l^{0.2} \qquad Fr_l < 0.25 \qquad (3.3\text{-}65)$$

$$R = 1 \qquad Fr_l > 0.25$$

dir . Fr_l sayısı ise

$$Fr_l = (G / \rho_l)^2 / (9.80665d_i) \qquad (3.3\text{-}66)$$

denklemindeki gibi ifade edilir . Martinelli parametresi (X_{tt}) ve Sıvı faz ısı transferi taşınım katsayısı (h_l) önceden hesaplandığı gibidir.

Bivens ve Yokozeki Korelasyonu

Bivens ve Yokozeki (1994) , Jung korelasyonu ve Wattelet korelasyonunun bir bileşimi olarak kendi korelasyonlarını önerdiler . R32/R125 ve R32/R125/R134a verilerinden oluşturulan korelasyon

$$h_{tp2} = h_{tp} / \left\{1 + h_{tp}T_{\mathrm{int}} / q\right\} \qquad (3.3\text{-}67)$$

şeklinde özetlenebilir . Burada T_{int}

$$T_{\mathrm{int}} = 0.175(T_{dew} - T_{bubble})\left\{1 - \exp\left(-\frac{q}{1.3e-4\rho_l h_{fg}}\right)\right\} \qquad (3.3\text{-}68)$$

denklemiyle ifade edilmiştir. Çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) ise (3.3-61) denklemiyle tanımlanır . Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı (h_{nb}) (3.3-62) denklemiyle . Konvektif ısı transferi katsayısı (h_{cb}) ise (3.3-63) denklemiyle hesaplanır . Burada F ve R değerleri

$$F = (0.29 + 1/X_{tt})^{0.85} \qquad (3.3\text{-}69)$$

$$R = 2.838Fr_l^{0.2} \qquad Fr_l \le 0.25$$

$$R = 2.15 \qquad Fr_l > 0.25 \qquad (3.3\text{-}70)$$

gibi hesaplanmıştır.

Turgut ve Çoban Korelasyoları

İlk korelasyon **R134a** için geliştirilmiştir. Temel olarak çeşitli araştırmalarda elde edilen verilere hata minimizasyonu üzerinden lineer olmayan eğri uydurmaya dayanır.

$$h_{cb} = \left(0.023\,\mathrm{Re}_l^{0.8}\,\mathrm{Pr}_l^{0.4}\,\frac{k_l}{D_h}\right)\left(A_1\left(\frac{1}{X_{tt}}\right)^{A_2}\right) \qquad (3.3\text{-}71)$$

Burada *Bo* ve X_{tt} kaynama (boiling) sayısı ve and Lockhart – Martinelli parametresidir. Bu terimler $Bo = \dfrac{q}{Gh_{fg}}$ (3.3-72)

ve $X_{tt} = \left(\dfrac{1-x}{x}\right)^{0.9}\left(\dfrac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5}\left(\dfrac{\mu_l}{\mu_v}\right)^{0.1}$ (3.3-73)

formülleriyle hesaplanır. Burada çekirdekli kaynama denklemi h_{nb}

$h_{nb} = A_3 h_{Goren}^{A_4} p_r^{A_5} \left(1-x\right)^{A_6}$ (3.3-74) denklemi ile verilmiştir.

Bu denklemdeki h_{Goren} is the fluid specific reduced pressure correlation proposed by Gorenflo [57] tarafından verilen akışkana özgü indirgenmiş basınç korelasyonudur.

$$h_{Goren} = h_0 F_{PF}\left(\frac{q}{q_0}\right)^{nf}\left(\frac{R_p}{R_{p0}}\right)^{0.133} \qquad (3.3\text{-}75)$$

denklemdeki h_0 referans ısı transferi katsayısıdır (R134a, için $h_0 = 4500\ \mathrm{W/m^2K}$);

$q_0 = 20{,}000\ \mathrm{W/m^2}$ referans ısı akısıdır; $p_{r0} = 0.1$ referans indirgenmiş basınç ve F_{PF} is the pressure correction factor defined basınç düzeltme faktörüdür.

$$F_{PF} = 1.2\,p_r^{0.27} + \left(2.5 + \frac{1}{1-p_r}\right)p_r \qquad (3.3\text{-}77)$$

nf terimi indirgenmiş basınç cinsinden yazılabilir. $nf = 0.9 - 0.3\,p_r^{0.3}$

Eğer verilmemişse yüzey kalitesi terimini , R_p , 0.4 olarak alabiliriz. Bu denklemlerden toplam ısı transferi

$h_{tp} = \sqrt{\left(h_{cb}^2 + h_{nb}^2\right)}$ (3.3-78)

olarak bulunur. Denklemdeki katsayılar aşağıdaki tabloda verilmiştir:

Denklem katsayıları	**değerler**
A_1	1.63366808272
A_2	0.94494371774
A_3	9.86075275101
A_4	0.80244504007
A_5	0.28773046320
A_6	0.40317004810

Burada ısı transferi katsayısının ısı akısının fonksiyonu olarak verildiği için çözüm prosesinde iteratif bir yaklaşımın söz konusu olduğunu belirtelim.

İkinci korelasyonumuz **R-22(klorodiflorometan)** ve **R-744 (karbondioksit)** için geçerli ve temel olarak çeşitli araştırmalarda elde edilen verilere hata minimizasyonu üzerinden lineer olmayan eğri uydurmaya dayanan bir korelasyondur. Burada bu korelasyonları diğer soğutkanlar için de kullanabileceğimizi, fakat hata oranının bu soğutkanlara göre daha büyük olacağını belirtelim. Temel denklemlerimiz şu şekilde verilmiştir:

$$h_{cb} = \left(0.023\,\mathrm{Re}_l^{0.8}\,\mathrm{Pr}_l^{0.4}\,\frac{k_l}{D_h}\right)\left(A_1\left(\frac{1}{Co}\right)^{A_2}\right) \qquad (3.3.79)$$

Buradaki A_1 ve A_2 eğri uysurmayla bulduğumuz sabitler, Re_l sıvı Reynolds sayısı Co is ısı taşınım(convection) sayısıdır. Bu sayı Martinelli sayısının modifiye edilmiş bir formudur.

$$Co = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.8}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} \qquad (3.3.80)$$

Burada çekirdekli kaynama denklemi h_{nb}

$$h_{nb} = A_3 h_{cooper}^{A_4} p_r^{A_5} (1-x)^{A_6} \qquad (3.3.81)$$

denklemi ile tanımlanmıştır. Denklemdeki h_{cooper} Cooper [58] denklemidir ve alttaki formda verilmiştir :

$$h_{cooper} = 55 p_r^{0.12-0.087\ln\varepsilon}\left(-0.4343\ln p_r\right)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} \quad (3.3.83)$$

denklemdeki ε yüzey pürüzlülük faktörüdür ve am değeri bilinmiyorsa 1 olarak alınmalıdır. p_r indirgenmiş basınçtır. Toplam ısı transferi katsayısı

$h_{tp} = \left(h_{cb}^3 + h_{nb}^3\right)^{1/3}$ (3.3.84) formundadır.

R-22 ve R-744 için denklem katsayıları

	R-22	**R-744**
A_1	1.41386119520875	1.9246533128433
A_2	0.88078846453026	0.9518395312523
A_3	3.64323982301551	0.5740708489546
A_4	1.03457978786336	1.0097850898120
A_5	0.80972363638993	-0.673980526542
A_6	-0.1058096311456	0.1260865942051

Şeklinde verilmiştir.

Eğer buharlaşma boru dışında ise Rohsenow denklemini kullanabiliriz.



(3.3-85)

Bu denklemde C_f soğutkan sıvı fazının özgül ısısı, ΔT_x soğutkanla boru yüzeyi arasındaki sıcaklık farkı, h_{fg} , doymuş soğutkan gaz ve sıvı entalpi farkı, σ, yüzey gerilim kuvveti, C_{sf} yüzey pürüzlülük katsayısı bu katsayı yüzeye ve soğutkan cinsine bağlıdır. Bakır yüzeyde kaynayan hidrokarbonlar için 0.013 olarak alınabilir. (Q/A) ısı akısı, μ_f sıvı vizkozitesi, ρ_f, ρ_g doymuş soğutkan sıvı ve gaz yoğunlukları, Pr_f doymuş sıvı Parndtl sayısı, s soğutkan su için 1, diğer soğutkanlar için 1.7 olan bir katsayıdır. Bu denklem göreceli temiz yüzeyler için geçerlidir. Yüzey pürüzlülüğü çok arttığında veya yüzey çok kirlendiğinde geçerliliğini yitirir.

Çift fazlı akışta basınç düşümü

Çift fazlı akışta basınç düşümü dizayn parametrelerinin en başında gelir . Momentum değişimi basınç düşümü, statik basınç düşümü ve sürtünmeli basınç düşümü toplam basınç düşümünü oluşan temel elemanlardır. Bunlar kinetik ve potansiyel enerjilerin boru içindeki değişimi ile oluşur . İki fazlı basınç düşümlerini tahmin eden korelasyonların bulduğu sonuçlar çok değişik sonuçlar vermektedir . Bu da sonuç olarak evaporatör ve kondenser performansını etkileyecektir . Bundan dolayı en uygun korelasyonu seçip ısı değiştirgecini bu

denkleme göre oluşturmak gerekecektir . Aşağıda çift fazlı basınç düşümleri listelenecek ve birbirileriyle karşılaştırılacaktır. Akışkanlara en uygun korelasyon önerilecektir .

Boru İçi Akış İçin Homojen Model

Homojen akışkan tek fazlı sıvı ile benzer özellikler gösterebilen bir yarı-akışkandır. Homojen akışkan sıvı ve buhar fazın ortalama özellikleri ile karakterize edilir. Bu model ,

$$\Delta p_{toplam} = \Delta p_{statik} + \Delta p_{momentum} + \Delta p_{sürtünme} \quad (3.3.86)$$

şeklinde özetlenebilir . Statik basınç kaybı

$$\Delta p_{statik} = \rho_H g H \sin\theta \quad (3.3.87)$$

denklemindeki gibi özetlenebilir . Burada H dikey yükseklik , θ boru ile yatay düzlem arasındaki açıdır . ρ_H homojen yoğunluk olarak adlandırılır ve

$$\rho_H = \rho_L(1-\varepsilon_H) + \rho_G \varepsilon_H \quad (3.3.88)$$

burada ε_H homojen faz hacim oranını temsil etmektedir . Denklemsel gösterimi ise

$$\varepsilon_H = \frac{1}{1+(\frac{u_g(1-x)\rho_g}{u_l x \rho_l})} \quad (3.3.89)$$

şeklindedir . Denklemde u_g/u_l kayma oranı olarak adlandırılır ve homojen modelde bu oran 1.0'e eşittir . Birim uzunluktaki momentum basınç gradyanı gösterimi

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{mom} = \frac{d(\dot{m}/\rho_H)}{dz} \quad (3.3.90)$$

gibidir . Sürtünmeli basınç düşümü f_{tp} 'nin bir fonksiyonudur ve

$$\Delta p_{sürtünme} = \frac{2 f_{tp} L \dot{m}^2}{d_i \rho_H} \quad (3.3.91)$$

ile gösterilir . Sürtünme faktörü f_{tp} ise Blassius denklemi ile ifade edilir .

$$f_{tp} = \frac{0.079}{\mathrm{Re}^{0.25}} \quad (3.3.92)$$

Burada Reynolds sayısı

$$\mathrm{Re} = \frac{\dot{m} d_i}{\mu_{tp}} \quad (3.3.93)$$

ile ifade edilir . Ortalama vizkozite ise

$$\mu_{tp} = x\mu_G + (1-x)\mu_L \quad (3.3.94)$$

dir . Bu korelasyon yüksek kütlesel hızlarda ve yüksek indirgenmiş basınçlarda kullanışlıdır. Dikkat edilmesi gereken nokta ise buhar kalitesinin boru uzunluğu boyunca aynı kalması gerektiğidir . Yani doğru ve kesin sonucu elde etmek için boru giriş ve çıkış buhar kalitesi aynı olmalıdır .

Boru İçi Akış İçin Ayrık Model

Boru içi akış için kullanılan çift fazlı modellerden olan ayrık model de statik basınç düşümü Δp_{statik} , momentum basınç değişimi Δp_{mom} ve sürtünmeli basınç düşümü $\Delta p_{sürtünme}$ etkilerinin birleşimi sonucu elde edilir. Statik basınç düşümü (3.2) denklemi ile bulunurken , momentum değişimi basınç düşümü

$$\Delta p_{momentum} = \dot{m}^2 \left\{ \left[\frac{(1-x)^2}{\rho_L (1-\varepsilon)} + \frac{x^2}{\rho_G \varepsilon} \right]_{out} - \left[\frac{(1-x)^2}{\rho_L (1-\varepsilon)} + \frac{x^2}{\rho_G \varepsilon} \right]_{in} \right\} \qquad (3.3.95)$$

eşitliğiyle bulunur .

Ayrık akış modelinin temel felsefesi iki ayrı fazı ayrı olarak incelemektir . Açıklamak gerekirse boru içindeki her ayrı faz birbirinden bağımsız hareket etmelidir. Bu varsayımı sağlamak içinde faz hacim oranı (ε) kullanılmalıdır . Steiner(1993) , Rouhani-Axelsson(1970) modelini güncelleştirerek

$$\varepsilon = \frac{x}{\rho_G} \left[\left[1 + 0.2(1-x) \left(\frac{g d_i \rho_L^{\,2}}{\dot{m}^2} \right)^{0.25} \right] \left(\frac{x}{\rho_G} + \frac{1-x}{\rho_L} \right) + \frac{1.18(1-x)\left[g\sigma(\rho_L - \rho_G) \right]^{0.25}}{\dot{m} \rho_L^{\,0.5}} \right]^{-1} \qquad (3.3\text{-}96)$$

denklemine dönüştürdü .

Sürtünmeli basınç düşümü için bir çok korelasyon düzenlenmiştir .Bunlardan ilki Lockhart ve Martinelli (1949) tarafından meydana getirilmiştir Ardından gelen korelasyonlar da değişik basınç düşümleri elde etmiş , hangi korelasyonun doğru olduğu tam olarak anlaşılamamıştır.

Friedel Korelasyonu

Friedel korelasyonu (1979) çift fazlı çarpanı

$$\Delta p_{sürtünme} = \Delta p_L \Phi_{fr}^{\,2} \qquad (3.3.97)$$

Δp_L 'yi hesaplamak için ise

$$\Delta p_L = 4 f_L (L / d_i) \dot{m}^2 (1/2\rho_L) \qquad (3.3\text{-}98)$$

Sıvı sürtünme faktörü f_L ve Reynolds sayısı

$$f = \frac{0.079}{\mathrm{Re}^{0.25}} \qquad (3.3\text{-}99)$$

$$\mathrm{Re} = \frac{\dot{m} d_i}{\mu_L} \qquad (3.3\text{-}100)$$

Çift faz çarpanı ise

$$\Phi_{fr}^{\,2} = E + \frac{3.24FH}{Fr_H^{\,0.045} We_L^{\,0.035}} \qquad (3.3\text{-}101)$$

Fr_H , E , F and H değerleri sırayla

$$Fr_H = \frac{\dot{m}^2}{g d_i \rho_H^{\,2}} \qquad (3.3\text{-}102)$$

$$E = (1-x)^2 + x^2 \frac{\rho_L f_G}{\rho_G f_L} \qquad (3.3\text{-}103)$$

$$F = x^{0.78} (1-x)^{0.224} \qquad (3.3\text{-}104)$$

$$H = \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.91} \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0.19} \left(1 - \frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0.7} \qquad (3.3\text{-}105)$$

şeklindedir . Sıvı Weber sayısının (We_L) tanımı ise

$$We_L = \frac{\dot{m}^2 d_i}{\sigma \rho_H} \qquad (3.3\text{-}106)$$

gibidir . Homojen yoğunluk (ρ_H) buhar kalitesinin bir fonksiyonudur ve

$$\rho_H = \left(\frac{x}{\rho_G} + \frac{1-x}{\rho_L} \right)^{-1} \qquad (3.2\text{-}107)$$

denklemi ile gösterilir .

Lockhart ve Martinelli basınç düşümü Korelasyonu

İki faz çarpanı üzerine kurulan bu metot Lockhart ve Martinelli (1949) tarafından meydana getirilmiştir . İki faz çarpanlı sürtünmeli basınç düşümü faktörü sıvı ve buhar fazlar için ,

$$\Delta p_{sürtünme} = \Phi_{Ltt}{}^2 \Delta p_L \qquad (3.3\text{-}108)$$

$$\Delta p_{sürtünme} = \Phi_{Gtt}{}^2 \Delta p_G \qquad (3.3\text{-}109)$$

Δp_L değeri (3.13) denklemi ile hesaplanabilir fakat kütlesel hız katsayısına $(1\text{-}x)^2$ değeri eklenmelidir . Δp_G değeri ise

$$\Delta p_G = 4 f_G (L/d_i) \dot{m}^2 x^2 (1/2\rho_L) \qquad (3.3\text{-}110)$$

ile hesaplanabilir . Sürtünme faktörü f_G ve f_L değerleri ise (3.96) denkleminde sırasıyla akışkanın buhar ve sıvı fiziksel özellikleri uygulanarak bulunur . Çift faz çarpanları ise

$$\Phi_{Ltt}{}^2 = 1 + \frac{C}{X_{tt}} + \frac{1}{X_{tt}{}^2} \qquad \mathrm{Re_L}>4000 \qquad (3.3\text{-}111)$$

$$\Phi_{Gtt}{}^2 = 1 + CX_{tt} + X_{tt}{}^2 \qquad \mathrm{Re_L}<4000 \qquad (3.3\text{-}112)$$

şeklindedir . Martinelli parametresi (X_{tt}) ,

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0.1} \qquad (3.3\text{-}113)$$

(3.3-97) ve (3.3-98) deki C parametresi , akışkanın bulunduğu faza göre oluşturulan bir parametredir ve aşağıdaki tabloda verilmiştir.

Sıvı	Buhar	C
Türbülans	Türbülans	20
Laminar	Türbülans	12
Türbülans	Laminar	10
Laminar	Laminar	5

Çizelge 3.3-3 Akış rejimine göre C değerleri

Grönnerud basınç düşümü korelasyonu

Grönnerud(1972) metodu soğutucu akışkanlar için oluşturulan ve çift faz çarpanına dayalı bir metottur.

$$\Delta p_{sürtünme} = \Phi_{gd} \Delta p_L \qquad (3.3.114)$$

Çift faz çarpanı modeli

$$\Phi_{gd} = 1 + \left(\frac{dp}{dz}\right)_{Fr} \left[\frac{\left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)}{\left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0.25}} - 1 \right] \qquad (3.3.\text{-}115)$$

şeklindedir . Δp_L (3.13) denklemi ile hesaplanır. Sürtünmeyle oluşan basınç gradyanı $\left(\frac{dp}{dz}\right)_{Fr}$ ile gösterilir ve sıvı Froude sayısının bir fonksiyonudur .

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{Fr} = f_{Fr}\left[x + 4\left(x^{1.8} - x^{10} f_{Fr}{}^{0.5}\right)\right] \qquad (3.3\text{-}116)$$

Eğer sıvı Froude sayısı $Fr_L \geq 1$ ise , sürtünme faktörü $f_{Fr} = 1.0$ 'dür . Fakat $Fr_L < 1$ durumunda f_{Fr} değeri

$$f_{Fr} = Fr_L{}^{0.3} + 0.0055\left(\ln\left(\frac{1}{Fr_L}\right)\right)^2 \qquad (3.3\text{-}117)$$

gibidir . Burada Fr_L sayısı

$$Fr_L = \frac{\dot{m}^2}{g d_i \rho_L{}^2} \qquad (3.3\text{-}118)$$

ile tanımlanır.

Chisholm basınç düşümü Korelasyonu

Chisholm(1973) yaptığı geniş çaplı araştırmalardan sonra ampirik bir metot önerdi . Metot iki fazlı sürtünmeli basınç düşümü gradyanı içerir .

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sürtünme} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_L \Phi_{Ch}{}^2 \qquad (3.3\text{-}119)$$

Sıvı ve buhar fazlar için sürtünmeli basınç düşümü gradyanı ,

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_L = f_L \frac{2\dot{m}^2}{d_i \rho_L} \qquad (3.3\text{-}120)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_G = f_G \frac{2\dot{m}^2}{d_i \rho_G} \qquad (3.3\text{-}121)$$

şeklindedir . Sıvı ve buhar fazlar için sürtünme faktörü (3.3.103) ve (3.3.104) denklemleriyle hesaplanır . Y parametresi ise basınç düşümü gradyanlarının oranıyla elde edilir ve

$$Y^2 = \frac{(dp/dz)_G}{(dp/dz)_L} \qquad (3.3\text{-}122)$$

ile formülize edilir gösterilir. Çift faz çarpanı ise ,

$$\Phi^2_{Ch} = 1 + (Y^2 - 1)\left[B x^{(2-n)/2} (1-x)^{(2-n)/2} + x^{2-n} \right] \qquad (3.3.123)$$

ile ifade edilir . Burada n=0.25 değeri deneysel olarak elde edilmiştir.
Chisholm parametresi B , 0<Y<9.5 için ,

$$B = \frac{55}{\dot{m}^2} \qquad \dot{m} \geq 1900 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$B = \frac{2400}{\dot{m}} \qquad 500 \leq \dot{m} \leq 1900 \text{ kg/m}^2\text{s} \qquad (3.3.124)$$

$$B = 4.8 \qquad \dot{m} < 500 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

9.5< Y<28 için B parametresi

$$B = \frac{520}{Y\dot{m}^{0.5}} \qquad \dot{m} \le 600\ \text{kg/m}^2\text{s} \qquad (3.3.125)$$

$$B = \frac{21}{Y} \qquad \dot{m} > 600\ \text{kg/m}^2\text{s}$$

Y>28 için B parametresi

$$B = \frac{15000}{Y^2\dot{m}^2} \qquad (3.3\text{-}126)$$

Bankoff basınç düşümü Korelasyonu

Bankoff 'un (1960) önerdiği çift fazlı basınç düşümü homojen modelin bir uzantısı olarak tanımlanabilir . İki fazlı sürtünmeli basınç düşümü gradyanı ,

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sürtünme} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_L \Phi_{Bf}{}^{7/4} \qquad (3.3\text{-}127)$$

Sıvı faz sürtünmeli basınç gradyanı (3.35) denklemi ile hesaplanır . Çift faz çarpanı ise

$$\Phi_{Bf} = \frac{1}{1-x}\left[1-\gamma\left(1-\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)\right]^{3/7}\left[1+x\left(\frac{\rho_L}{\rho_G}-1\right)\right] \qquad (3.3\text{-}128)$$

$$\gamma = \frac{0.71+2.35\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)}{1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)} \qquad (3.3\text{-}129)$$

3.2.2 Chawla Korelasyonu

Chawla(1967) korelasyonu buhar fazı basınç gradyanına göre oluşturuldu ve denklem

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sürtünme} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_G \Phi_{Chawla} \qquad (3.3\text{-}130)$$

şeklinde özetlendi . Buhar fazı sürtünmeli basınç gradyanı (3.36) denkleminden elde edilir . Çift faz çarpanı ise ,

$$\Phi_{Chawla} = x^{1.75}\left[1+S\left(\frac{1-x\rho_G}{x\rho_L}\right)\right]^{2.375} \qquad (3.3\text{-}131)$$

ile modellendi . Kayma oranı (S) ise

$$S = \frac{u_G}{u_L} = \frac{1}{9.1\left[\frac{1-x}{x}\left(\text{Re}_G\, Fr_H\right)^{-0.167}\left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{-0.9}\left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{-0.5}\right]} \qquad (3.3\text{-}132)$$

Fr_H (3.17) denklemi ile hesaplanır ve Re_G ise (3.15) denklemiyle bulunabilir .

3.2.2 Müller – Steinhagen ve Heck Korelasyonu

Müller-Steinhagen and Heck (1986) sıvı ve buhar fazların ampirik inerpolasyonu bazlı çift fazlı basınç düşümü gradyanını önerdi . Buna göre ,

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sürtünme} = G(1-x)^{1/3} + Bx^3 \qquad (3.3\text{-}133)$$

gibidir . G değeri ise

$$G = A + 2(B-A)x \qquad (3.3\text{-}134)$$

şeklindedir . A ve B sürtünmeli basınç düşümü gradyanlarıdır ve sırasıyla $(dp/dz)_L$, $(dp/dz)_G$ şeklinde ifade edilmektedir . Bu değerler (3.35) ve (3.36) denklemlerinden bulunur .

Zeotropik Karışımlar İçin Oluşturulan Korelasyonlar

Zeotropik karışımlar için oluşturulmuş olan korelasyonlar saf soğutucu akışkanlar için oluşturulanlardan biraz daha farklıdır . Aşağıda bu çeşit akışkanlar için oluşturulmuş korelasyonlar verilecektir .

Zeotropik Karışımlar İçin Martinelli ve Nelson Korelasyonu

Martinelli ve Nelson korelasyonu (1948) yatay borular için hazırlanmış ve en çok kabul görülen korelasyonlardan biridir . Çift faz basınç düşümü

$$\Delta P_{MN} = \frac{2 f_{fo} G^2 L}{D \rho_l}\left[\frac{1}{x}\int_0^x \phi_{fo}^2 dx\right] + \frac{G^2}{\rho_l}\left[\frac{x^2}{\alpha}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) + \frac{(1-x)^2}{(1-\alpha)} - 1\right] \qquad (3.3\text{-}135)$$

şeklinde ifade edilmiştir . Burada pürüzsüz borular için hazırlanmış Blasius sürtünme katsayısı

$$f_{fo} = 0.079\,\mathrm{Re}^{-0.25} \qquad (3.3\text{-}136)$$

gibi gösterilmektedir . Lokal çift fazlı sürtünme çarpanı ϕ_{fo}^2 ifadesinin gösterimi

$$\phi_{fo}^2 = \phi_l^2 (1-x)^{1.75} \qquad (3.2\text{-}137)$$

denklemdeki gibi olmakla birlikte ϕ_l ifadesi

$$\phi_l = \left(1 + \frac{1}{x^{0.5}}\right)^2 \qquad (3.3\text{-}138)$$

denklemindeki gibi tanımlanmıştır . Bu denkleme özel olarak tanımlanan faz hacim oranı ise

$$\alpha = (1 + x^{0.8})^{-0.378} \qquad (3.3\text{-}139)$$

gibidir.

Zeotropik Karışımlar İçin Jung ve Radermacher Korelasyonu

Jung ve Radermacher (1989) R12 , R22 , R114 , R152a ve R12/R152a akışkanlarını inceleyerek korelasyonlarını meydana getirdi . Bu korelasyon Martinelli ve Nelson korelasyonu'nun geliştirilmiş bir modelidir .

$$\Delta P_{tp} = \frac{2 f_{fo} G^2 L}{D \rho_l}\left[\frac{1}{\Delta x}\int_{x1}^{x2} \phi_{tp}^2 dx\right] + \frac{G^2}{\rho_l}\left[\frac{x^2}{\alpha}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) + \frac{(1-x)^2}{(1-\alpha)} - 1\right] \qquad (3.3\text{-}140)$$

Şeklinde ifade edilen denklemde f_{fo} değeri (3.51) denkleminden elde edilebilir . Çift faz çarpanı ise buhar kalitesi ve indirgenmiş basıncın bir fonksiyonu olarak .

$$\phi_{tp}^2 = 30.78 x^{1.323} (1-x)^{0.477}\, \mathrm{P}_r^{-0.7232} \qquad (3.3\text{-}141)$$

denklemiyle ifade edilir .

Zeotropik Karışımlar İçin Souza ve Pimenta Korelasyonu

Souza ve Pimenta (1995) R12 , R22 , R134a , R152a , R22/R152/R124a akışkanları üzerinde çalıştı ve Chisholm'un (1973) oluşturdu modelin geliştirilmiş bir versiyonu olarak

$$\Delta P_{tp} = \frac{2 f_{fo} G^2 L}{D \rho_l}\left[\frac{1}{\Delta x}\int_{x1}^{x2} \phi_{tp}^2 dx\right] + \frac{G^2}{\rho_l}\left[\frac{x^2}{\alpha}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) + \frac{(1-x)^2}{(1-\alpha)} - 1\right] \qquad (3.3\text{-}142)$$

denklemini önerdi . Bu denklemde yine sürtünme faktörü (3.51) denkleminden bulunabilir . Çift faz çarpanı ϕ_{tp} ise

$$\phi_{tp}^2 = 1 + \left(\Gamma^2 - 1\right) x^{1.75} (1 + 0.9524 \Gamma X_{tt}^{0.4126}) \qquad (3.3\text{-}143)$$

denklemindeki gibidir . Bu denklemde Γ simgesi

$$\Gamma = \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{0.125} \qquad (3.3\text{-}144)$$

ifadesi ile gösterilmiştir . Martinelli parametresi (X_{tt}) (3.3-10) denkleminde hesaplandığı gibidir.Sürtünme faktörü yine (3.51) denkleminden bulunabilir .

Kuruluk Bölgesi Sonrası Isı Transferi Mekanizmaları

Kuruluk bölgesi ısı transferi rejiminde iki çeşit buharlaşma prosesi meydana gelir . Bunlardan ilki "*dağınık akış"* rejimdir . Bu akış rejiminde buhar faz sürekli akış rejimindedir ve sıvı damlacıklar buhar fazın içinde dağılmış haldedir . İkinci proses ise "*ters halkasal akış*" rejimidir . Bu rejimde buhar kanal duvarlarında halkasal bir film oluşturur . Sıvı akışkan faz ise boru içinde sürekli akış halindedir . Dağınık akış rejimi , halkasal film akışından hemen sonra meydana gelir .

Yatay ve eğimli tüplerde , kuruluk boru içerisinde eşit dağılımlı meydana gelmez .Borunun üst tarafı kuruluk rejimindeyken , alt tarafı daimi olarak ıslaktır .Bu durum dikey ya da eğimli eşit dağılımlı ısıtılmayan tüplerde de meydana gelir.

Kuruluk bölgesi sonrası ısı transferi mekanizmaları sırası ile gösterilmiştir .

- **Duvardan buhar faza ısı transferi :** Isı , duvardan sürekli buhar faza taşınım yoluyla dağınık akış rejiminde geçer . Ters halkasal rejiminde ise ısı buhar filmden sıvı ara yüzeyine iletim yoluyla geçer .
- **Duvardan sıvı damlacığa ısı transferi :** Duvara yapışan sıvı parçacıkları ince film buhar tabakası tarafından buharlaştırılır . Bir diğer mekanizma da duvar içindeki buharcık oluşumu gelişmişse burada oluşan baloncukların oluşturduğu çekirdekli kaynamadır .
- **Buhar fazdan sıvı damlacığa ısı transferi :** Isı , buhar fazından sıvı damlacıklardaki doymuş sıvıya taşınım yoluyla geçer . Sıvı damlacığın çapı doyma sıcaklığının bir fonksiyonudur ve damlacığın çapı küçüldükçe buharlaşma süreci de zorlaşacaktır .
- **Duvardan sıvı damlacığına ve buhara radyasyonla ısı transferi :** Bu mekanizma sadece büyük kızdırmalarda oluşur . Buhar faz termal radyasyona duyarlıdır bu sebepten sıvı damlacıkları ısıyı emer iletir ve yansıtır .

Dikey Borularda Sisli Akışta Isı Transferi

Sisli akış rejimi için yapılan korelasyonlar , Dittus-Boetler(1930) tek fazlı ısı transferinin birer modifikasyonudur.

Dougall ve Rohsenow Metodu

Tek fazlı türbülanslı akış için Dittus-Boetler (1930) korelasyonunu kullanmak uygundur .

$$Nu = a\,\mathrm{Re}^{b}\,\mathrm{Pr}^{c} \qquad (3.3\text{-}145)$$

Burada a=0.023 , b=0.8 ve c=0.4 değerlerindedir. Akışkanın ortalama hızı ise , homojen çift fazlı hız u_H ile belirlenir .

$$u_H = \frac{\dot{m}}{\rho_H} = \dot{m}\left(\frac{x}{\rho_G} + \frac{1-x}{\rho_L}\right) \qquad (3.3\text{-}146)$$

Homojen buhar Reynolds sayısı ise bununla birlikte

$$\mathrm{Re}_{GH} = \frac{\dot{m} d_i}{\mu_G}\left[x + \frac{\rho_G}{\rho_L}(1-x)\right] \qquad (43\text{-}3\text{-}147)$$

şeklindedir. Böylece sisli akışı , homojen akış farz ederek

$$Nu_G = \frac{h_G d_i}{k_G} = 0.023\,\mathrm{Re}_{GH}^{0.8}\,\mathrm{Pr}_G^{0.4} \qquad (4.3\text{-}148)$$

gibi bir ısı transferi katsayısı elde edilebilir . Aynı modifikasyon Gnielinski(1976) korelasyonuna da uyarlanarak,

$$Nu_G = \frac{(f/2)(\mathrm{Re}_{GH} - 1000)\,\mathrm{Pr}_G}{1 + 12.7(f/2)^{0.5}(\mathrm{Pr}_G^{2/3} - 1)} \qquad (3.3\text{-}149)$$

bağıntısıyla da bulunabilir.

Groeneveld Metodu

Dougall ve Rohsenow ‘un uyguladığı homojen yaklaşımda , Reynolds sayısının homojen akış akış teorisiyle çeliştiği görülmüştür . Çünkü bazı gaz özellikleri homojen akış özellikleriyle birlikte kullanılmakta , bu da sonucun sapmasına yol açmaktadır . Bu bakış açısıyla , Groeneveld(1973) yeni bir çarpım faktörü ekledi . Bunu da ;

$$Y = 1 - 0.1\left[\left(\frac{\rho_L}{\rho_G} - 1\right)(1-x)\right]^{0.4} \qquad (3.3\text{-}150)$$

şeklindedir . Nusselt sayısı için yeni denklem ise

$$Nu_G = a\left\{\frac{\dot{m} d_i}{\mu_G}\left[x + \frac{\rho_G}{\rho_L}(1-x)\right]\right\}^{b} \mathrm{Pr}_G^{c}\, Y^{d} \qquad (3.3\text{-}151)$$

bağıntısı gibidir . Burada a=0.00327 , b=0.901 , c=1.32 ve d=-1.50 olarak ele alınmıştır . Bu korelasyon dikey ve yatay borular için geçerlidir. Denklemin oluşturulma koşulları ise

- 2.5 mm < d_i < 25 mm
- 34 bar < p < 215 bar
- 700 kg/m^2s < $\dot{m}$ < 5300 kg/m^2s
- 0.0 < x < 0.9
- 120 kW/m^2 < q < 2100 kW/m^2

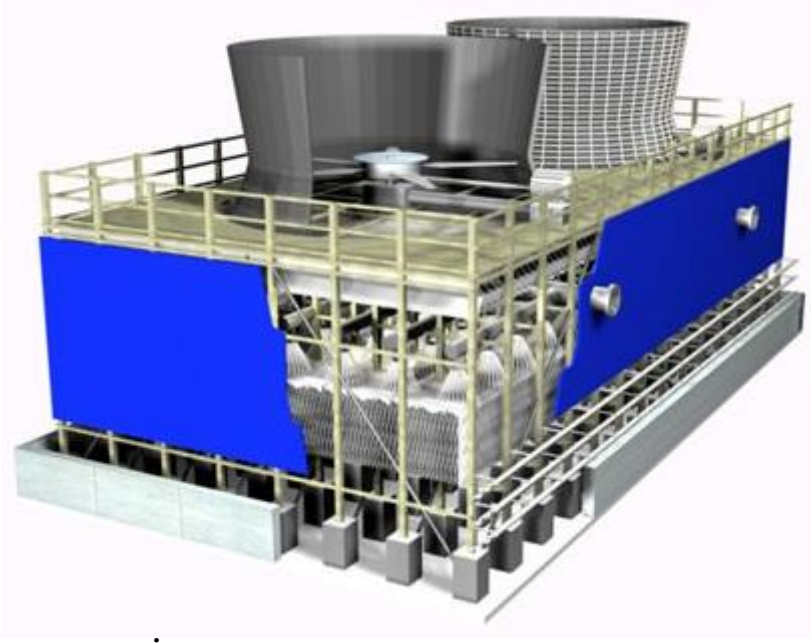
gibidir .

4.0 SU SOĞUTMA KULELERİ VE EVAPORATİF YOĞUŞTURUCULAR

4.1 SU SOĞUTMA KULESİ NEDİR

Soğutma kuleleri sistemlerin soğutulması için suyun buharlaşması sırasında ısı alma temel prensibini kullanan temel soğutma sistemleridir. Su soğutma kulelerinde bir tarafta dış hava su soğutma kulesine girer. Diğer taraftan sistemden gelen sıcak su kuleye gönderilir. Bu su dolgu ismini verdiğimiz yapıların üzerinden akıtılarak parçalanır ve giren havayla iyi bir temas yüzeyi sağlanır. Bu yüzey boyunca suyun bir kısmı buharlaşır ve buharlaşırken ısı çeker. Buharlaşan su havaya karışarak havanın su içeriğini arttırır. Böylece akan yaş havanın toplam entalpisi hem giren hava ile giren su arasındaki sıcaklık farklarından dolayı artarken geriye kalan sıvı suyun entalpisi azalır. Burada suyun buharlaşması ile enerji çektiğimiz için teorik olarak doymuş yaş hava sıcaklığına kadar suyun sıcaklığını düşürebilmek mümkündür. Pratik olarak yaş hava sıcaklığına 3-5 dereceye kadar su sıcaklıkları elde edebiliriz. Kısaca soğutma kulelerini atmosfer sıcaklığının altındaki sıcaklıklara su soğutabilen su soğutma ekipmanları olarak tanımlıyabiliriz.

Su soğutma kulelerinin yaygın kullanım alanları arasında klima sistemleri, üretim tesisleri ve enerji santralleri vardır. Günümüzde su soğutma kulelerinin olmadığı bir üretim tesisi görmenin zor olduğunu söyleyebilirz. Sera etkisinden dolayı çevre sıcaklıklarının daha da artması dış havayı bir soğtma ortamı olarak kullanma sınırlarını da zorlamaya başlamıştır. Bu yüzden günümüzde kuru soğutma kulesi dediğimiz kanatlı atmosferik hava soğutucularının yerine yaş soğutma kulelerinin kullanım yüzdesinin artmasını bekleyebiliriz. Şekil 1 de inşai tip bir soğutma kulesinin genel görünümü verilmiştir.

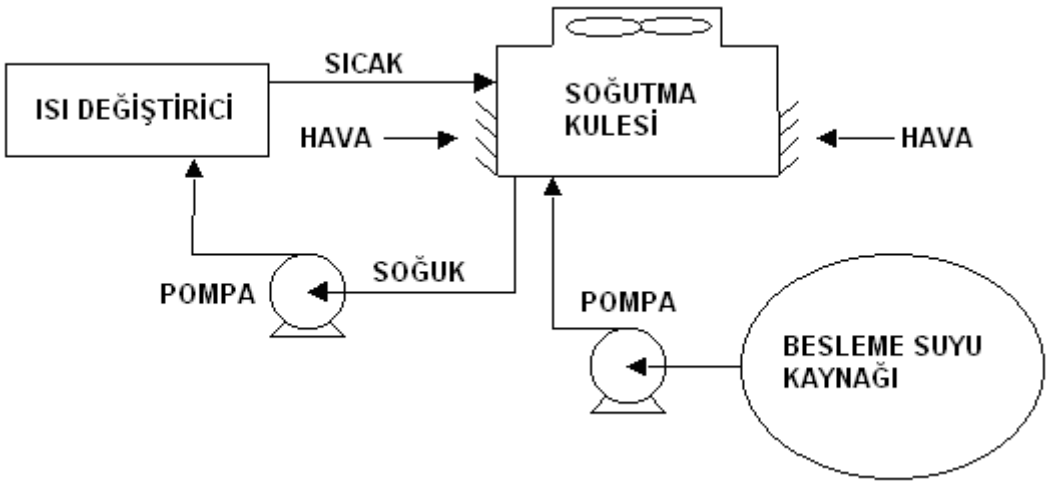


Şekil 4.1-**1 İnşai tip bir soğutma kulesinin görünümü**

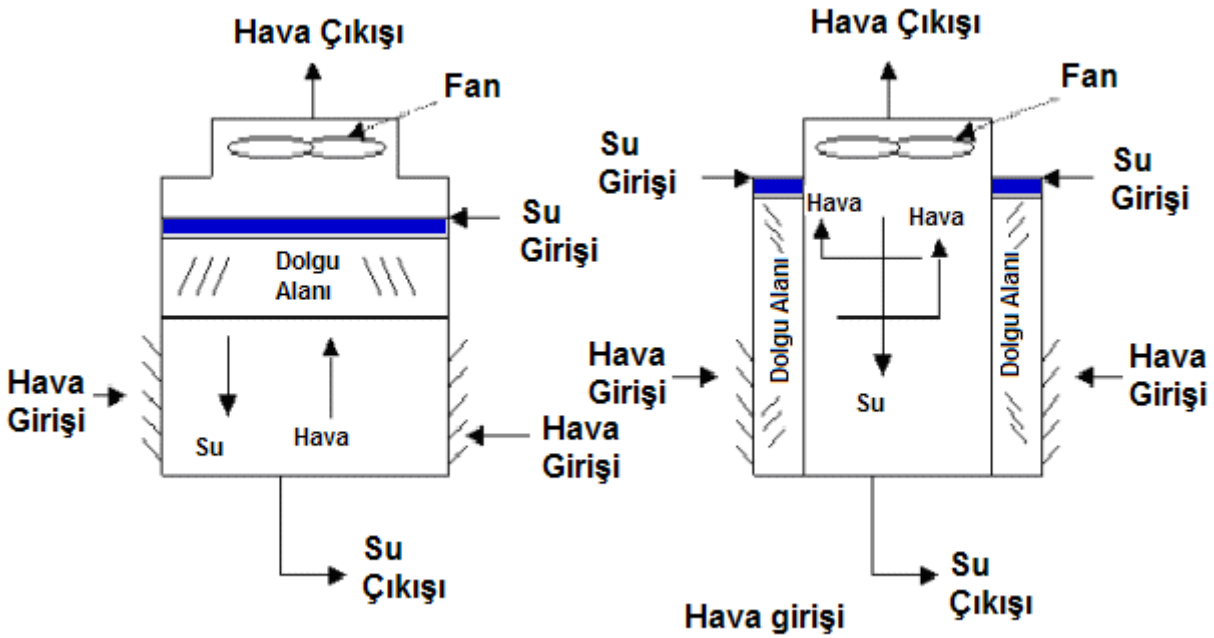
Soğutma kulelerinde suyun bir kısmı buharlaştığında buharlaşan suyun yerine sisteme besleme suyu eklenir. Şekil 2 de açık sistem bir soğutma kulesinin genel akış diagramı görülmektedir.

4.2 SU SOĞUTMA KULESİ ÇEŞİTLERİ

Su soğutma kulelerini hava ve suyun birbirlerine göre akış geometrileri göre karşı akışlı ve çapraz akışlı kuleler diye eki sınıfa ayırabiliriz. Şekil 3 de karşı akışlı ve çapraz akışlı kulelerin akış geometrileri görülmektedir.



Şekil 4.2-1 Açık Bir soğutma kulesinin sistemde kullanım şeması



Şekil 4.2-1 Karşı ve Çapraz Akışlı kule dizaynı

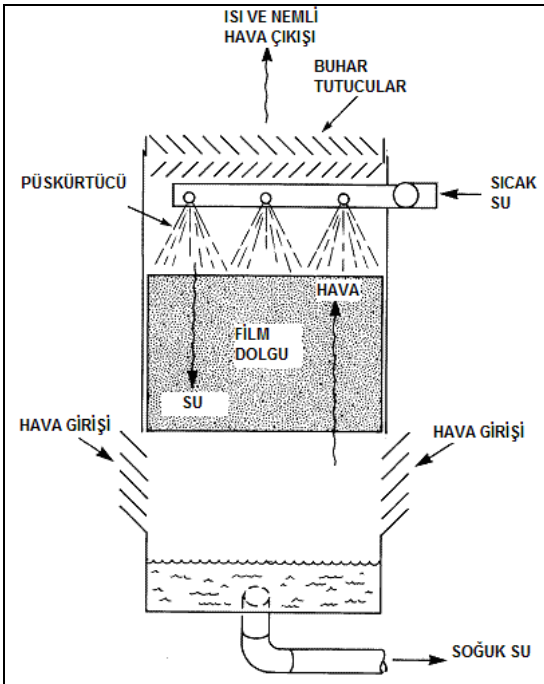
Kulelerin diğer bir sınıflandırması da inşaat tip kuleler ve paket veya fabrika üretim tipi kuleler olarak yapılabilir. İnşaai tip kuleler genellikle santralar ve yüksek kapasitede ısı çekimi yapan yerlerde kullanılır. Fabrika üretim tipi veya paket tipi kuleler 2-5 MW kapasitelere kadar üretilebilirler. Bu kapasitelerin üzerine çıkıldığında genellikle bunların yerini inşai tip kuleler alır. Şekil 4 de fabrika üretim (Paket) tipi bir soğutma kulesi görülmektedir. Diğer bir önemli sınıflandırma da Sistem ısı değiştiricinin yeriyle ilgilidir. Isı değiştiriciler soğutma kulesinin içinde entegre bir yapı olarak bulunabilirler. Bu durumda kapalı devre (üretim sistemine giden suyun açık suyla karışmadığı) bir sistem söz konusudur. Açık devre ısı değiştiricilerinde (üretim sistemine gönderilen soğutulmuş suyun bir kısmı buharlaştırılarak soğutulan açık su olduğu) önemli bir dezavantaj mevcuttur. Suyun bir kısmı süekli buharlaştığı ve bu buharlaşan suyun yerine sürekli olarak besleme suyu eklendiğinden suyun içerdiği mineral ve iyon madde miktarı sürekli artar. Bu maddelerin bir kısmı sistem borularının içini kaplayabilir, sistemimizde korozyon veya birikme olabilir. Bunun sonucunda üretim sistemindeki ısı değiştiricilerinin performansı düşecektir. Eğer açık sistem soğutma kuleleri kullanılıyorsa kullanılan su periodik olarak tamamen değiştirilmeli ve periodik sistem bakımları ihmal edilmeden gerçekleştirilmelidir. Kapalı tip kulelerde de periodik kule bakımı gerekir. Ancak bu bakım kule içinde kalmakta, üretim sistemini ve fabrikayı kapsamamaktadır. Dolayısıyla daha ucuz bir bakım işlevidir. Ancak kapalı sistem kuleler aslında bir kule ısı değiştirici entegrasyonu olduklarında daha pahalı ekipmanlardır. Soğutma kulesi ısı değiştiricisi bir soğutma sisteminin kondenseri olarak da görev görebilir. Bu

durumda boru içinden direk olarak soğutucu akışkan geçecektir. Bu tür yoğuşturuculara evaporatif tip yoğuşturucu adı verilir.

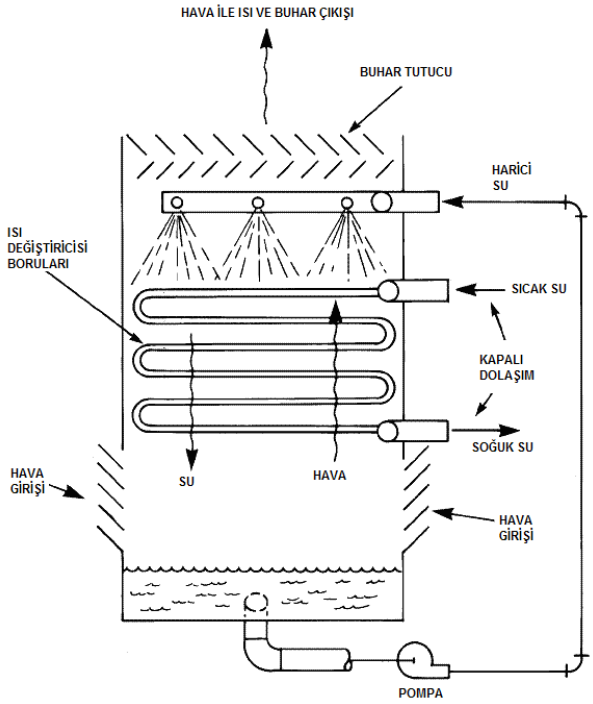


Şekil 4.2-3 Fabrika üretim (Paket) tipi bir soğutma kulesi

Şekil 4.2.4 ve 4.2.5 de açık ve kapalı tip su soğutma kulelerinin şematik görüntüleri verilmektedir. Suyun buharlaştırılması prensibine dayanan yaş soğutma kuleleri, kuru soğutma kulesi diye de adlandırdığımız kanatlı hava değiştiricilerle entegre olarak da kullanılabilir. Bu kullanımın en önemli nedeni İklim değişimleriyle gitgide değer kazanan suyun büyük miktarlarda kullanımının önlenmesidir. Eğer prosesten gelen suyun sıcaklıkları çevre sıcaklıklarının çok üzerindeyse yaş soğutma kuleleri çok miktarda suyu buharlaştıracaktır. Buharlaşan su önemli miktarlarda olduğunda bu ek bir kayıp ve maliyet olarak karşımıza çıkar. Kuru soğutma kuleleri ise yüksek sıcaklıklardaki sıvıları atmosferik sıcaklıklara 5-10 C yaklaştırmak için ideal ısı değişim araçlarıdır. Ancak atmosfer sıcaklıklarına yakın sıcaklıklar ve atmosfer altı sıcaklıklar söz konusu olduğunda yetersiz kalmaktadırlar. Bunun bir çözümü iki kademeli soğutma prosesi olabilir. Birinci kademede kuru soğutma kulesinde soğutulan su ikinci kademe olarak yaş kulede soğutulur. Böylece aşırı su kayıplarının önüne geçilmiş olur. Şekil 7 de böyle bir kuru-yaş hibrit soğutma kulesi sistemi görülmektedir. Eğer kullanılan kanatlı ısı değiştirici üzerinden hava suyu almış ve soğutulmuş olursa üretim sisteminden gelen soğutulacak su sadece kanatlı ısı değiştiricinin içinden geçirilerek de atmosfer sıcaklığının altına düşürülebilir. Ancak bu durumda havayı soğutmak için kullanılan su üretim sisteminden gelen sudan bağımsız olmalıdır. Böyle bir sistem Şekil 8 de görülmektedir.



Şekil 4.2-4 Açık tip soğutma kulesi



Şekil 4.2-5 Kapalı tip soğutma kulesi

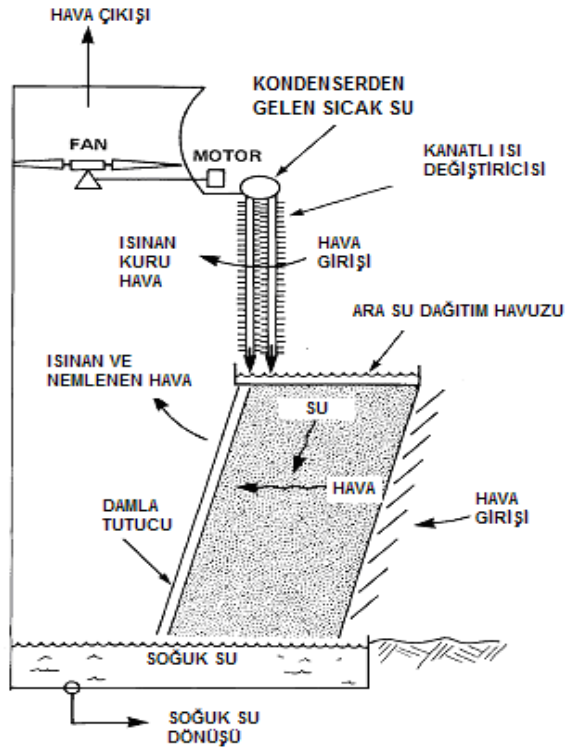
Soğutma kuleleriyle ilgili son sınıflamamız kullandıkları dolgu maddelerine göre yapılabilir. Dolgular Kuleye gelen su akımını daha küçük akımlara bölerek havayla su zerreciklerinin temasını maksimize eden kule elemanlarıdır. Bir sonraki bölümümüzde kule elemanlarını daha detaylı inceleyeceğiz. Ancak burada iki temel dolgu tipini belirtmekle yetinelim sıçratmalı ve film tipi dolgu elemanları iki temel dolgu tipini oluşturur.

4.3. SU SOĞUTMA KULESİ TEMEL EKİPMANLARI

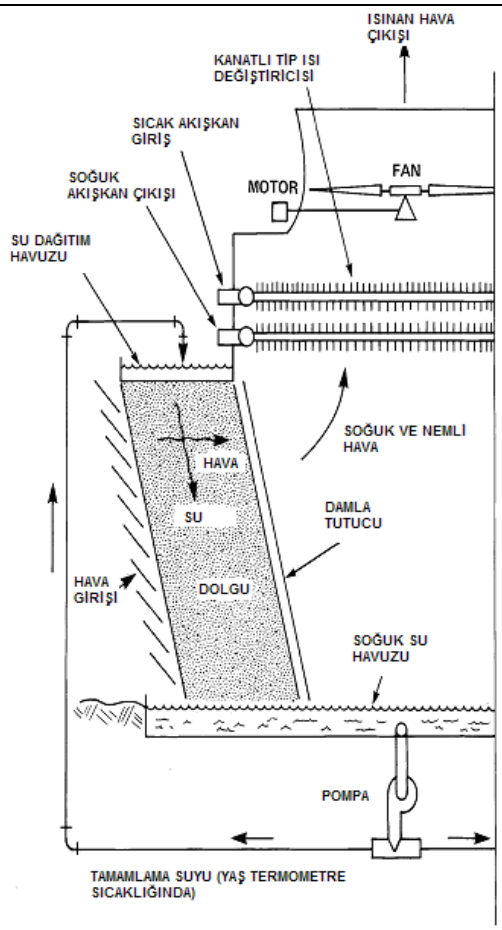
İnşai Tip Su Soğutma Kulesi Malzeme ve Elemanları

İnşai tip su soğutma kuleleri, su debisi saatte 200 m^3 ü aşan tesislerde kullanılırlar. Mesela enerji santralleri, petrokimya tesisleri, rafineriler ve demir çelik fabrikaları inşai tip su soğutma kulesi kullanır. Bu kuleler, ana taşıyıcı kirişler ve kolonlar üzerine kurulurlar. Kulelerin diğer parçaları sahaya getirilerek montajları yapılır.

Kulenin taşıyıcı ana konstrüksiyon malzemesinin belirlenmesinde ekonomik ömür, yatırım maliyeti ve yapım süresi rol oynar. Yaygın olarak emprenyeli ahşap kullanıldığı gibi, betonarme veya cam takviyeli polyester (CTP) de ana taşıyıcı konstrüksiyon malzemeleri olarak kullanılabilir. Kulenin diğer elemanlarını oluşturan damla tutucu, su dağıtım sistemi, dolgu elemanları gibi soğutma suyu ile direk temasta olan parçalar ise paslanmaya karşı dayanıklı PVC, PP (Polipropilen), CTP ve paslanmaz metalden oluşur. Su soğutma kulesinin yerleştirileceği betonarme alt yapı, aynı zamanda soğutulmuş su havuzu olarak kullanılır.



Şekil 4.3-1 kuru-yaş tip hibrit soğutma kulesi



Şekil 4.3-2Doymuş yaş havanın kanatlı tip ısı değiştiriciden geçtiği kapalı yaş su soğutma kulesi

A- Hava Girişi
B- Dolgu
C- Havuz
D- Drift Eliminator
F- Su Dağıtım Sistemi
G- Hava Girişi
H- Korkuluk
I- Fan bacası
J- Fan ve Mekanik Ekipman
K- Motor
L- Fan Güvertesi
M- Ara Bölme

İnşai tip su soğutma kulelerini sınırsız sayıda bitişik hücreden oluşturmak mümkündür. Hücre sayısını belirlerken, işletmenin randımanı, bakımının kolaylığı ve arıza durumlarında devre dışı kalmasının maliyeti göz önünde tutulur. Bu tip kulelerde proje, müşterinin işletme şartları ve ihtiyaç duyduğu soğutma kapasitesine göre, üretici şirket ile yapacağı fikir alış-verişi sonucu şekillenir.

Paket Tip Su Soğutma Kulesi Malzeme ve Elemanları

Soğutma endüstrisinde genel olarak paket tip su soğutma kuleleri kullanıldığından biz eleman detayı olarak bu tür kulelerde yoğuşacağız. Paket tipi su soğutma kulelerinin başlıca ekipmanları şunlardır :

6. Fan grubu
7. Damla tutucular
8. Su dağıtım sistemi
9. Nozullar
10. Dolgu
11. Hava giriş panjurları
12. Taşıyıcı yapı

Bu ekipmanları biraz detaylı inceleyelim

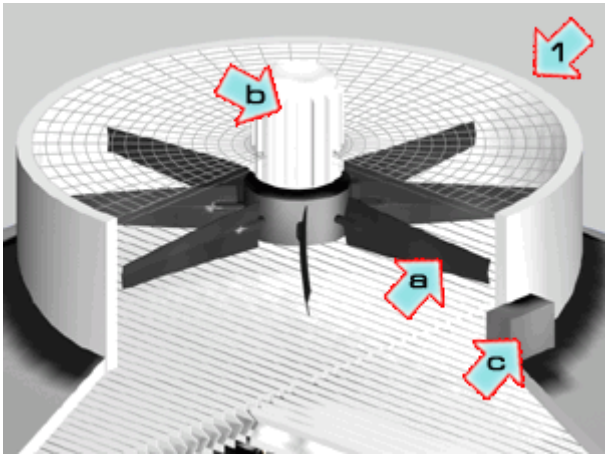
Fan Grubu

Fan grubu, kulenin çatı bölümünde fan bacası içerisinde bulunmaktadır. İşlevi, buharlaşmanın gerçekleşmesi için dışarıdaki havanın emilerek soğutma dolguları üzerinden geçirilip fan bacasından atmosfere atılmasını sağlamaktır. Fan grubu, elektrik motoru veya redüktör miline doğrudan bağlanabilir (direk akuple) ve böylece enerji tasarrufu sağlanır. Bu sistemde şaft, kayış, kasnak gibi aktarma organlarına ihtiyaç duyulmadığından bakım giderleri az olur ve problem olasılığını azaltır.

a –Fan kanatları: Fan kanatları camelyaf takviyeli polipropilen veya camelyaf takviyeli polyester (CTP) malzemeden üretilirler ve alüminyum alaşımdan enjeksiyon yöntemi ile üretilmiş fan tablasına monte edilirler. Bunlar, özel oluşturulmuş yuvalar ve 304 kalite paslanmaz çelik bağlantı elemanları kullanılarak fan grubu haline getirilirler.

Fan çapı büyük olan paket kulelerde CTP veya alüminyum kanat kullanılır. CTP fan kanatları, çok iyi derecede sıcak daldırma galvaniz kaplanmış fan tablaları üzerine, PP kanat muylu yatakları ve 304 kalite paslanmaz çelik bağlantı elemanları ile oluşturulur. Kanatların alüminyum olması tercih edilirse bu konuda uzman fan üreticilerinden bunlar set olarak tedarik edilmektedir. Üç tip kanat seçeneğinde de kullanılan kanatların açılarının ayarlanabilir

olması hava akımını kontrol etme imkânı sağlamaktadır. Kanat açıları proje değerlerine göre uygun açılarda ayarlanır. Fan kanatlarının mutlaka statik ve dinamik balansları alınmalıdır.



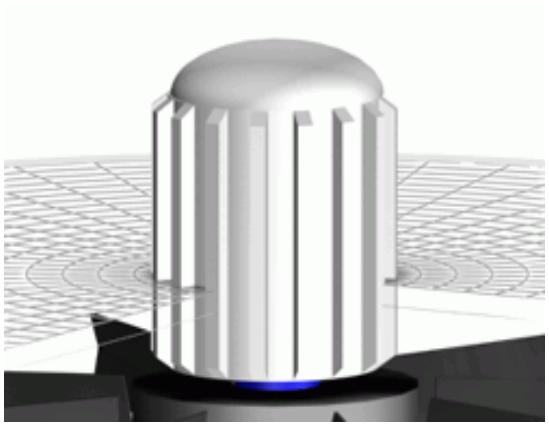
Şekil 4.3-3 Fan grubu ve elemanları



Şekil 4.3-4 Yerli fan



Şekil 4.3-5İthal Multi-Wings fan



Şekil 4.3-6 Fan motoru ve redüktör

b –Fan motoru ve redüktör grubu: Kulenin en üst kotunda fan bacası içerisinde özel olarak dizayn edilmiş çanak içerisinde bulunmaktadır. Fan uç hızına uygun devire sahip elektrik motorları direk olarak kullanılır. Büyük çaplı fan gruplarında ise hız sınırlamasından dolayı motor, redüktör ile birlikte çalıştırılır. Dizayn değerlerine uygun elektrik motoru kullanılır. Redüktör seçiminde ise yerli ve ithal seçenekleri vardır.

Elektrik motorları ve redüktörler düşey V1 konumda çalışır. Bunlar, ısıya karşı F sınıfı izole olup toz, yağ ve neme karşı IP 55 -56 koruma sınıfında seçilmektedir.

Redüktörlerin gövde malzemesi kır dökme demirden imal edilmektedir. Düz helisel dişlileri sementasyon çeliğinden imal edilmiş, gürültüsüz çalışacak şekilde taşlanmış

olmalıdır. Milleri imalat çeliğinden imal edilerek, taşlama işlemine tabi tutulmuştur. Rulmanları çalışma şartlarındaki yük durumuna bağlı olarak kuvvetlendirilmiş rulmanlardır.

Damla Tutucu

Damla tutucu, kule içerisinde fan grubunun bulunduğu platform ile su dağıtım sistemi arasında yer alır. Görevi, nozullarda zerreciklere ayrılan su taneciklerinin cebri emilen hava ile sürüklenip fan bacasından kaçmasını engelleyerek su kaybını önlemektir. Kule oturma alanının tamamını kaplayacak şekilde monte edilirler.

Damla tutucu çeşitleri;

a. Yüksüklü damla tutucular

b. V-Tipi damla tutucular

c. C-Tipi (sinüzoidal) damla tutucular

d. C-Tipi yüksek (sinüzoidal) damla tutucular

e. Emprenyeli ahşap özel damla tutucular



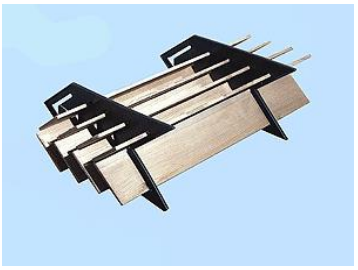
a. Yüksüklü



b. V-Tipi



c. C-Tipi



e. Emprenyeli ahşap

Şekil 4.3-7 Damla tutucu çeşitleri

Su Dağıtım sistemi

Su dağıtım sistemi, kule içerisinde damla tutucular ile kule dolguları arasında bulunur. PVC'den mamul ana ve tali borulardan oluşur. Suyu kule oturma alanına üniform olarak

dağıtacak şekilde tasarlanmıştır. Fıskiyeler, temizlik ve bakım için kolay sökülüp takılabilir şekilde imal edilebilir.

Su sıcaklığının yüksek olduğu yerlerde su dağıtım sistemi CTP, Paslanmaz Boru veya Polipropilen malzemeden üretilir. İşletmeden kaynaklanan suyun kirli olduğu durumlarda, kolay temizlenebildiğinden açık kanal sistemi önerilir.

Su dağıtım sistemi çeşitleri;

a. PVC boru tipi

b. CTP boru tipi

c. CTP açık kanal

Lüleler(Nozıllar)

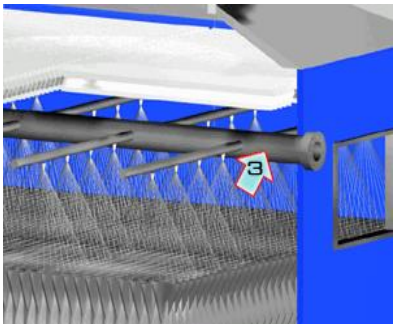
Dağıtım sistemindeki suyun dolgu üzerine püskürtülmesi için kullanılırlar. Debi ve basınç ayarlamalarının kolayca yapılabilmesi için nozul içine yerleştirilen ve değişebilen çapta huniler kullanılmaktadır.

Lüle çeşitleri;

a. Elekli nozul

b. Kademeli nozul

c. Papatya nozul



Şekil 4.3-8 Su dağıtım sistemi



Şekil 5.3-9 PVC boru tipi

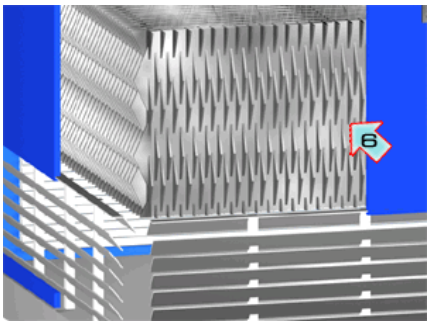


a **b** **c**

Şekil 4.3-10 Lüle çeşitleri

Dolgu Su soğutma kulesi dolgusu, hava giriş panjurlarının üzerinde ve su dağıtım sisteminin altında bulunur. İşletme suyunun kirlilik derecesine göre PP'den mamul splash grid

(sıçratmalı grid) ve splash bigudi (sıçratmalı bigudi) veya PVC'den mamul petek tip dolgu kullanılır. Dolgunun üzerine üniform olarak su yağmurlaması yapılır. Böylece su damlacıkları sürekli sıçratılarak veya dolgu üzerinde süzülerek kolayca buharlaşır. Dolgu, yüksek verim alınabilmesi için optimum ıslak yüzeyin sağlanacağı şekilde tasarlanıp monte edilir.



Şekil 4.3-11 Dolgu

Aşağıdaki tablo işletme suyunun kalitesine göre kullanılan dolgularla ilgili bilgi vermektedir.

Tablo 4.3-1. Suyun kalitesine göre dolgu seçimi

Sirkülasyon Suyu Kalitesi	**Aslıda Katı Madde Miktarı**		**Dolgu Türü**	**Dolgu Islak Yüzeyi**
	Kısa Süreli Çalışma < 10 saat	Sürekli Çalışma 24 saat		m²/m³
İşletme suyunun çok temiz ve temiz olduğu yerlerde	100-200ppm	70-120ppm	PVC Petek	˜150–240
İşletme suyunun orta kirlilikte olduğu yerlerde	500ppm	300ppm	PP Bigudi	˜90–150
İşletme suyunun kirli ve çok kirli olduğu yerlerde	Limitsiz	Limitsiz	PP Splash	<90

Dolgu çeşitleri;

a. Splash grid dolgu

b. Splash bigudi dolgu

c. PVC petek dolgu

a –Splash grid dolgu: PP'den mamul splash gridler, üniform olarak yağmurlama yapılan dolgu katları arasında, sürekli sıçratılarak parçalanmasını sağlayacak şekilde dizayn ve monte edilirler. Sıçratılan su taneciklerinde buharlaşma yüzeyi oluşturulması sağlanır. Yüksek sıcaklıklarda dahi deforme olmaz. (sürekli çalışmada yaklaşık 80°C ve kısa süreli çalışmalarda yaklaşık 90°C sıcaklıklarda çalışabilir.) Askıdaki katı madde miktarı (ppm) çok yüksek sirkülasyon sularının olduğu yerlerde (limitsiz kirliliklerde) rahatlıkla kullanılabilir. Zaman içinde tıkanma ve birikmeler olmayacağından, kulede kirlilik yükü oluşturarak tahribata sebebiyet vermez.

Kule içerisinde Ctp konstrüksiyona PP malzemeden özel olarak imal edilmiş kolaylıkla sökülür-takılır özelikte saportlar ve paslanmaz tellerden oluşan taşıyıcı askılar vasıtası ile asılırlar. Başlangıçta oluşturulan (ilk sıra) dolgu platformu saportlara asıldıktan sonra, 2. sıra dolguları 1. sıra dolgularına göre şaşırtmalı olacak şekilde asılır. Tüm dolgular bir birine komşu katlar arasında şaşırtmalı olarak saportlara asılır. Böylece suyun nozuldan, soğutulmuş su havuzuna seyahatinde geçen zaman içerisinde devamlı olarak parçalanması sağlanmış olacaktır.

b –Splash bigudi dolgu: Yeni bir dolgu türüdür. PP bigudi dolgu, yüksek sıcaklıklarda (kısa süreli çalışmada yaklaşık 80°C) ve kirli sularda tercih edilmektedir. Yeniden kullanılmak üzere temizlenebilmesi kolaylığından faydalanılmaktadır. Yeniden kullanılması özelliği ile işletme maliyeti ucuzdur.



Şekil 5.3-12 Splash grid dolgu



Şekil 5.3.13 Splash bigudi dolgu

c –PVC petek dolgu: PVC petek dolgu ise, işletme suyunun daha temiz olduğu yerlerde (toz ve kirliliklerden arındırılmış), suyu kontrol edilen ve besleme suyunun sürekli yumuşatıldığı proseslerde tercih edilmektedir.

55°C'ye kadar giriş suyu olan kulelerde, ıslak yüzeyinin daha fazla olmasından dolayı iyi performansından faydalanılmaktadır. Kirli kireçli sularda kullanıldığı takdirde temizlenme imkanı yoktur. Dolgu levha ara mesafeleri 12, 19 ve 27 mm olmak üzere 3 farklı tipte imal edilmektedir.



Şekil 5.3.14 PVC petek dolgu

Hava Giriş Panjurları

Hava giriş panjurları, kulenin dışında gövde üzerinde, soğutulmuş su havuzu ile dolgu kotu arasında yer alırlar. Kuleye giren havanın üniform olarak dolguya geçişini sağlarlar. Havuzda biriken suyun sıçramalar ile kaybını önlerler. Güneş ışınlarını belli ölçüde engelleyerek yosun oluşumunu azaltırlar ve kulenin bu bölümündeki boşluğu kapatırlar. Güzel görünüm için kulenin dört tarafında hava giriş panjurları bulunur. Panjurlar PVC'den imal edilirler. Kolay takılır ve sökülürler. Panjurlar minimum hava direnci sağlayacak şekilde monte edilirler.

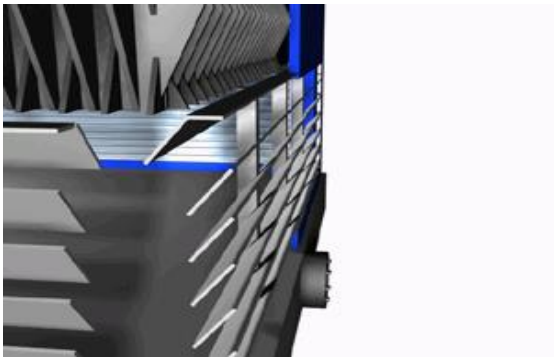


Şekil 5.3-15 Hava giriş panjurları

Hava giriş panjur çeşitleri;

a. CTP Panjur

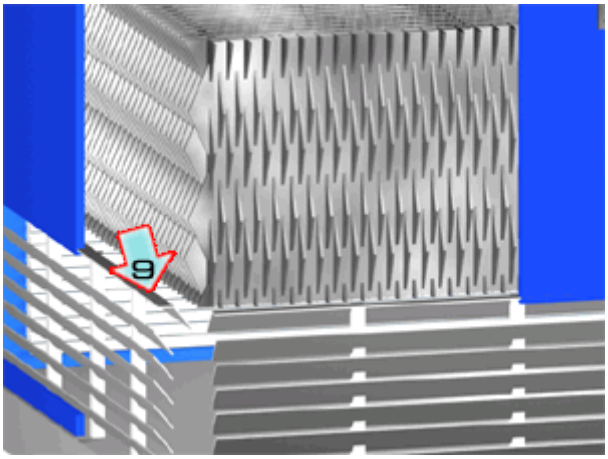
b. PVC panjur



Şekil 5.3-16 CTP ve PVC panjur

Su Yönlendiriciler

Su yönlendiriciler, kulenin içinde hava giriş panjurlarının üzerinde ve kule dolgularının altında yer almaktadır. CTP malzemeden imal edilip kule gövdesine 45° eğimli olarak monte edilirler. Fanın çalışmadığı zamanlarda kulenin yan duvarlarından süzülen suyun sıçrayarak havuz dışına çıkmasını engeller ve havuzun merkezine doğru yönlendirilmesini sağlarlar.



Şekil 5.3-17 Su yönlendiriciler

4.4 SU SOĞUTMA KULESİ BOYUTLANDIRILMASI

4.4.1. TERS AKIŞLI SU SUĞUTMA KULESİ

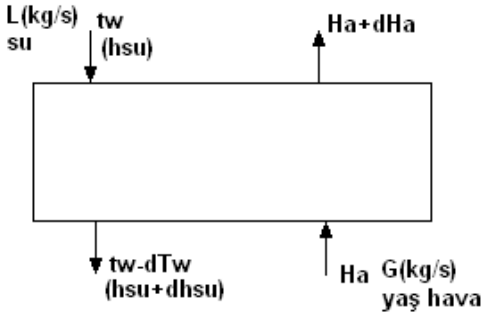
Soğutma kuleleri sistemlerin soğutulması için suyun buharlaşması sırasında ısı alma temel prensibini kullanan temel soğutma sistemleridir. Su soğutma kulelerinde bir tarafta dış hava su soğutma kulesine girer. Diğer taraftan sistemden gelen sıcak su kuleye gönderilir. Bu su dolgu ismini verdiğimiz yapıların üzerinden akıtılarak parçalanır ve giren havayla iyi bir temas yüzeyi sağlanır. Bu yüzey boyunca suyun bir kısmı buharlaşır ve buharlaşırken ısı çeker. Buharlaşan su havaya karışarak havanın su içeriğini arttırır. Böylece akan yaş havanın toplam entalpisi hem giren hava ile giren su arasındaki sıcaklık farklarından dolayı artarken geriye kalan sıvı suyun entalpisi azalır. Burada suyun buharlaşması ile enerji çektiğimiz için

teorik olarak doymuş yaş hava sıcaklığına kadar suyun sıcaklığını düşürebilmek mümkündür. Pratik olarak yaş hava sıcaklığına 3-5 dereceye kadar su sıcaklıkları elde edebiliriz. Kısaca soğutma kulelerini atmosfer sıcaklığının altındaki sıcaklıklara su soğutabilen su soğutma ekipmanları olarak tanımlıyabiliriz.

Su soğutma kulelerinin yaygın kullanım alanları arasında klima sistemleri, üretim tesisleri ve enerji santralleri vardır. Günümüzde su soğutma kulelerinin olmadığı bir üretim tesisi görmenin zor olduğunu söyleyebilirz. Sera etkisinden dolayı çevre sıcaklıklarının daha da artması dış havayı bir soğutma ortamı olarak kullanma sınırlarını da zorlamaya başlamıştır. Bu yüzden günümüzde kuru soğutma kulesi dediğimiz kanatlı atmosferik hava soğutucularının yerine yaş soğutma kulelerinin kullanım yüzdesinin artmasını bekleyebiliriz. Şekil 1 de inşai tip bir soğutma kulesinin genel görünümü verilmiştir.

4.4.2 TERS AKIŞLI SU SUĞUTMA KULESİ ISIL ANALİZİ

Bu bölümde su akış yönünün ve hava akış yönünün birbirine ters olduğu (karşı akışlı) su soğutma kulesinde kule temel boyutlandırılma ve ısıl analizlerinin yapılması verilecektir. Burada once dolgu miktarı ve buna bağlı olarak soğutma kulesi boyutu irdelenecektir. Şekil 6 da karşı akışlı bir hava kulesinde akan suyun ve havanın dolgu üzerindeki diferansiyel kontrol hacmi görülmektedir.



Şekil 5.4.2-1. hava kulesinin diferansiyel kontrol hacmi

Şekildeki tw su sıcaklığı, hsu suyun entalpisi, Ha yaş hava giriş entalpisidir. L su kütlesel debisi, G kuru hava kütlesel debisidir. Bu durumda diferansiyel kontrol hacmi enerji denklemi:

$LC_{pw}dt_w = L\ dh_{su} = G\ dHa$

(5.4.2-1)

Su damlacığının enerji transferinde 2 temel mekanizma söz konusudur. Birincisi sıcaklık farkından dolayı ısı taşınımı diğeri ise kütle transferinden dolayı (damlacık yüzeyinden suyun

belli bir kısmı buharlaşmaktadır) oluşan mühendislik hesaplarında gizli ısı olarak adlandırılan enerji transferi. (1) denklemini ısı ve kütle transferi yönünden yazacak olursak :

$LC_{pw}dt_w = L\ dh_{su} = h_{taşınım}\ a\ dV(t_w - t_a) + Ka\ dV\ (W_w - W_a)h_{fg}$

(5.4.2-2)

Buradaki

$h_{taşınım}$ = taşınım ısı transferi katsayısı (W/m^2K)

K = su – hava temas yüzeyindeki kütle transferi katsayısı

a = dolgu maddesinin birim hacmi başına su ile havanın temas yüzeyi (m^2)

C_{pw} = suyun özgül ısısı (KJ/kg K)

h_{su} = suyun entalpisi (KJ/kg)

$h_{fg} = h_{buhar} - h_{su}$ = suyun buharlaşma entalpisi

W_w = su sıcaklığındaki doymuş havanın mutlak nemi (kg su buharı/kg kuru hava)

W_a = su sıcaklığındaki doymuş havanın mutlak nemi (kg su buharı/kg kuru hava)

Su hava temas yüzeyinde Lewis benzeşim bağıntısı genellikle geçerlidir. Bu bağıntı

$K = h_{taşınım}/C_{phava}$

(5.4.2-3)

bu bağıntıdaki C_{phava} havanın sabit basınçta su – hava temas yüzeyindeki özgül ısısıdır. K su-hava yüzeyindeki kütle transferi katsayısı ($kg/(s.m^2)$), $h_{taşınım}$, taşınım ısı transferi katsayısı (W/m^2K), C_{phava} yaş havanın özgül ısısıdır. a birim hacimdeki su-hava temeas yüzey alanıdır (m^2/m^3)

Denklem (5.4.2-2) ve (5.4.2-3) ü bir araya getirirsek :

$LC_{pw}dt_w = L\ dh_{su} = K\ a\ dV(C_{phava}\ t_w - C_{phava}\ t_a + W_w\ h_{fg} - W_a\ h_{fg})$

(5.4.2-4)

Denklemini elde ederiz. Yaş havanın entalpisi

$H_w = C_{phava}\ t_w + W_w\ h_{fg}$

(5.4.2-5)

$H_a = C_{phava}\ t_w + W_a\ h_{fg}$

(5.4.2-6)

Olduğu göz önüne alınırsa denklemimiz

$LC_{pw}dt_w = L\ dh_{su} = K\ a\ dV(H_w + H_a)$

(5.4.2-7)

Formunu alır. Buradan

$$\int_0^V \frac{KadV}{L} = \int_{tsuc}^{tsug} \frac{C_{pw}dt_w}{H_w - H_a} = \int_{tsuc}^{tsug} \frac{dh_{su}}{H_w - H_a} \qquad (5.4.2\text{-}8)$$

$$\frac{KaV}{L} = \int_{tsuc}^{tsug} \frac{C_{pw}dt_w}{H_w - H_a} = \int_{tsuc}^{tsug} \frac{dh_{su}}{H_w - H_a} \qquad (5.4.2\text{-}9)$$

denklemi elde edilir. Bu denklem **Merkel denklemi** adı ile anılır. Buradaki $\frac{KaV}{L}$ terimi kule karekteristiği adını alır. Kule dizaynında kule karekteristiği ısı değiştirici dizaynındaki NTU gibi önemli bir parametredir. Anlam olarak da NTU'ya benzer. Diğer bir terimle çok büyük $\frac{KaV}{L}$ değerine sahip olan bir kule gereğinden büyüktür (yani çok pahalıdır), çok küçük bir $\frac{KaV}{L}$ değerinde ise gereğinden küçüktür diyebiliriz. Denklem (9) analitik olarak çözüme pek uygun bir denklem değildir. Sayısal olarak çözülmesi çok daha kolaydır. Sayısal çözümde genel uygulama sıcaklığın küçük stepler halinde değiştirilerek her step için olan terimlerin toplanmasıdır.

$$\frac{KaV}{L} = \sum_{i=0}^{n} \frac{C_{pw}\Delta t_w}{H_w - H_a} = \sum_{i=0}^{n} \frac{\Delta h_{su}}{H_w - H_a}$$

(5.4.2-10)

$\Delta t_w = \frac{t_{sug} - t_{suc}}{n}$ (5.4.2-11) veya $\Delta h_{su} = \frac{h_{sug} - h_{suc}}{n}$

(5.4.2-12) denklemleriyle verilir. Denklemdeki H_a yaş hava giriş entalpisinin ilk değerini hava giriş yaş hava sıcaklığı ve kuru hava sıcaklığından (veya kuru hava sıcaklığı ve bağıl nemden) saptadıktan sonra her stepteki değişimi denklem (1) de verdiğimiz enerji dengesini kullanarak hesaplayabiliriz.

$$H_a^{i+1} = H_a^i + \frac{L}{G}\Delta h_{su} = H_a^i + \frac{L}{G}C_{pw}\Delta t_w$$

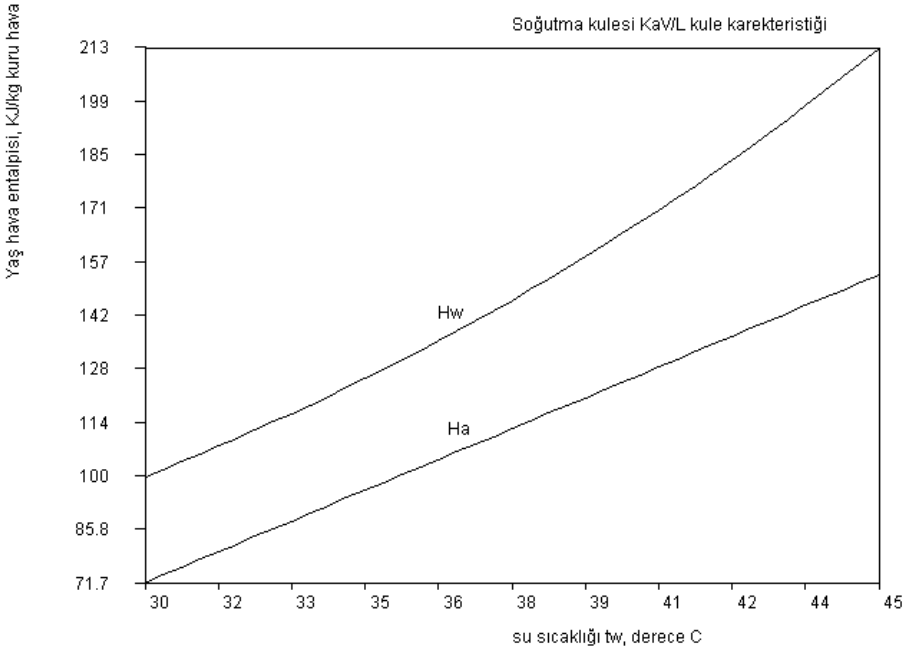
(5.4.2-13)

Bu denklemin çözümünü yapmak için java programlama dilinde bir program geliştirilmiştir(sogutmakulesi.java). Bu programı kullanarak bir örnek problemi irdeleyelim. Sıcak su kuleye 45.0 C de girmekte ve 30 C de çıkmaktadır. Kuru hava sıcaklığı 34 C ve yaş hava sıcaklığı 24 C ise ve su hava debi oranı (L/G)=1.3 ise kule karakteristik denklemini hesaplayalım : program çıktısı olarak $\frac{KaV}{L}$ = 1.8195099755983606 bulundu. Bu değeri elde

etmek için 40 stepli sayısal integrasyon kullanıldı. Her stepteki değerler Tablo 1 de verilmiştir.

Tablo 5.4.2-1 örnek problemdeki hesaplanan entalpi değerleri

T derece C	Hw (kJ/kg)	Ha(kJ/kg)	dhsu	dtw
30	99.63004	71.69137	1.567001	0.375
30.375	101.6045	73.72847	1.566918	0.375
30.75	103.6127	75.76546	1.566839	0.375
31.125	105.6552	77.80235	1.566763	0.375
31.5	107.7328	79.83915	1.56669	0.375
31.875	109.8461	81.87584	1.566621	0.375
32.25	111.9959	83.91245	1.566555	0.375
32.625	114.1829	85.94897	1.566491	0.375
33	116.4078	87.98541	1.566432	0.375
33.375	118.6715	90.02177	1.566375	0.375
33.75	120.9747	92.05806	1.566321	0.375
34.125	123.3182	94.09428	1.56627	0.375
34.5	125.7028	96.13043	1.566223	0.375
34.875	128.1294	98.16652	1.566178	0.375
35.25	130.5989	100.2025	1.566136	0.375
35.625	133.112	102.2385	1.566097	0.375
36	135.6698	104.2745	1.566061	0.375
36.375	138.2731	106.3103	1.566028	0.375
36.75	140.9229	108.3462	1.565998	0.375
37.125	143.6201	110.382	1.56597	0.375
37.5	146.3657	112.4177	1.565945	0.375
37.875	149.1608	114.4535	1.565923	0.375
38.25	152.0063	116.4892	1.565903	0.375
38.625	154.9033	118.5248	1.565886	0.375
39	157.8529	120.5605	1.565871	0.375
39.375	160.8561	122.5961	1.565859	0.375
39.75	163.9142	124.6317	1.565849	0.375
40.125	167.0283	126.6673	1.565841	0.375
40.5	170.1995	128.7029	1.565836	0.375
40.875	173.4291	130.7385	1.565833	0.375
41.25	176.7184	132.7741	1.565833	0.375
41.625	180.0685	134.8097	1.565835	0.375
42	183.4809	136.8453	1.565839	0.375
42.375	186.9568	138.8809	1.565845	0.375
42.75	190.4976	140.9165	1.565853	0.375
43.125	194.1048	142.9521	1.565863	0.375
43.5	197.7798	144.9877	1.565875	0.375
43.875	201.5241	147.0233	1.56589	0.375
44.25	205.3391	149.059	1.565906	0.375
44.625	209.2266	151.0947	1.565924	0.375
45	213.1879	153.1304	1.565944	0.375



Şekil 5.4.2-7 karşı akışlı hava kulesinde entalpi değişimi grafiği

Bu değerleri grafik formunda Şekil 7 de gösterilmiştir. Şekil 7 görsel olarakta bize H_w nun değişiminin lineer olmadığını göstermektedir.

4.4.3 ÇAPRAZ AKIŞLI SOĞUTMA KULELERİ ISIL ANALİZİ

Şekil 4.2.3.1 de çapraz akışlı bir kule kesiti görülmektedir. Su tepeden girmekte ve alttan çıkmaktadır. Hava, sol taraftan girmekte ve sağ taraftan çıkmaktadır. Hava bir fan tarafından sürülmekte ve su akış yönüne çapraz olarak hareket etmektedir. Dolgu derinliğini 1 birim olarak alırsak

$$-(dx)(1)(L)(C_{pw})(dT_w) = (dy)(1)(G)(dH_a) \qquad (5.4.3\text{-}1)$$

denklemi düzenlediğimizde

$$-LC_{pw}\left(\frac{dT_w}{dy}\right) = G(\frac{dH_a}{dx}) \qquad (5.4.3\text{-}2)$$

formunu alır. Bu denklemdeki

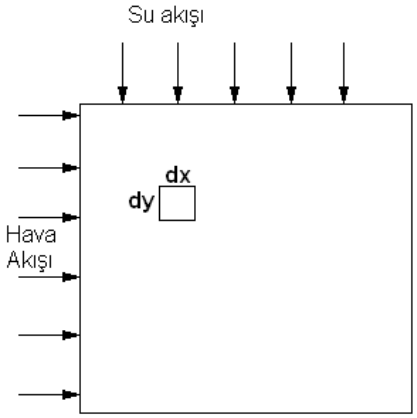
T_w = su sıcaklığı , derece C

H_a = yaş havanın entalpisi kJ/kg kuru hava

L = birim alandan geçen su debisi kg/(s m^2)

G = birim alandan geçen kuru hava debisi kg/(s m^2)

C_{pw} = suyun özgül ısısı (KJ/kg K)



Şekil 4.4.3-1 Çapraz akışlı kule kesiti

Denklem 5.4.3-2 suyun kaybettiği ısıyı havanın kazanmasını gösteren bir kısmi diferansiyel denklemdir. Diferansiyel hacmi tekrar inceler ve suyun ısı kaybını su hava sınır tabakasındaki ısı transferine eşitlersek ve Lewis yaklaşımının doğru olduğunu Kabul edersek (Lewis eşitliği denklem 3 de verilmiştir)

$$-(dx)(1)(L)(C_{pw})(dT_w) = (Ka)(dy)(dx)(1)(G)(H_w - H_a) \qquad (4.4.3\text{-}3)$$

$$-LC_{pw}\left(\frac{dT_w}{dy}\right) = Ka(H_w - H_a) \qquad (4.4.3\text{-}4)$$

Burada H_w su sıcaklığındaki doymuş (bağıl nem ϕ=1) nemli havanın entalpisidir. (5.4.3-3) ve (5.4.3-4) bağıntıları birleştirilirse

$$G\left(\frac{dH_a}{dx}\right) = Ka(H_w - H_a) \qquad (4.4.3\text{-}5)$$

denklemi oluşturulabilir. 15a ve 16 denklemleri temel olarak su-hava yüzeyindeki ısı transferini gösteren denklemlerdir. Isı transferi mechanizmasını oluşturan temel parameter entalpi farkıdır. Diferansiyel denklem kısmi diferansiyel denklem olduğundan çözüm için iki sınır şartı gerekmektedir.

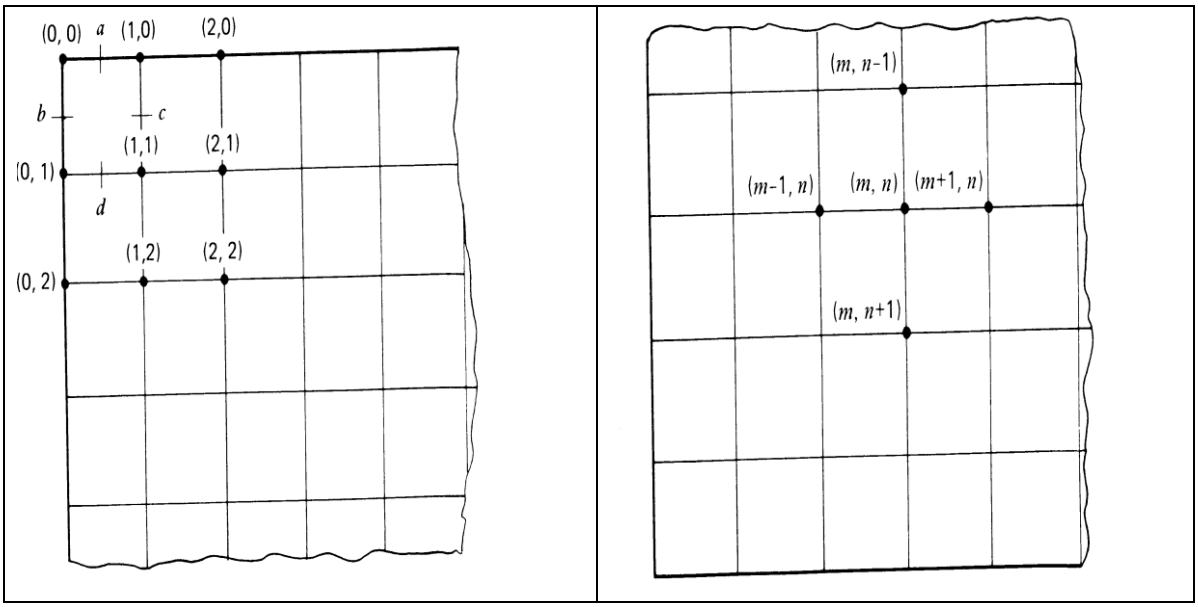
$H_a(0,y)=C_1$

$T_w(x,0)=C_2$

Bu denklemlerin oluşturulmasında karşı akışta verilen Merkel denklemiyle aynı ön kabuller kullanılmıştır.

Matematik model oldukça lineer olmıyan bir model oluşturduğundan doğrudan bir çözümü mevcut değildir.Çözüm için sonlu farklar metodlarından yararlanmamız gerekir. Sonlu farklar metodunda sistemi x ve y doğrultusunda eşit büyüklükte küçük parçalara bölüp diferansiyel

denklemi fark denklemine dönüştürürüz.



Şekil 4.4.3-2 Çapraz akışlı kule kesitinde sonlu farklar elemanları

Şekil 4.4.3-2 da sonlu eleman sisteminde kullanacağımız koordinat sistemi görülmektedir. m x doğrultusundaki, n y doğrultusundaki artışların indeksidir. Biz her noktadaki su sıcaklığını ve yaş havanın entalpisini bilmek istiyoruz. Önce su girişinin olduğu tepe bölgesindeki şartlar hesaplanır. Bunun için 5.4.3-5 denklemi sonlu elemanlar sitemine uygulanırsa:

$$G\left[H_a(1,0)-H_a(0,0)\right]=Ka\Delta x(H_w-H_a)_a \qquad (4.4.3\text{-}6)$$

$(H_w-H_a)_a$ a noktasındaki (bakınız şekil 5.4.3-2) entalpi farkıdır. Bir yaklaşım olarak aşağıdaki gibi hesaplanabilir:

$$(H_w-H_a)_a=\frac{\left[H_w(0,0)-H_a(0,0)\right]}{2}+\frac{\left[H_w(1,0)-H_a(1,0)\right]}{2} \qquad (4.4.3\text{-}7)$$

Bu durumda

$$H_a(1,0)=\frac{H_a(0,0)+\frac{M_x}{2}\left[2H_w(0,0)-H_a(0,0)\right]}{1+\frac{M_x}{2}} \qquad (4.4.3\text{-}8)$$

Buradaki $M_x=\dfrac{Ka\Delta x}{G}$ (4.4.3-9)

Genel durumda yukarıdaki denklem

$$H_a(m,0)=\frac{H_a(m-1,0)+\frac{M_x}{2}\left[2H_w(m-1,0)-H_a(m-1,0)\right]}{1+\frac{M_x}{2}} \qquad (4.4.3\text{-}10)$$

formunu alır.

Denklem 5.4.3-10 su girişindeki yaş hava entalpilerini hesaplamak için kullanılabilir. Hava girişindeki su sıcaklıklarını hesaplamak için de denklem 5.4.3-4 sonlu fark denklemine dönüştürülür.

$$-LC_{pw}\left[T_w(0,1)-T_w(0,0)\right]=Ka\Delta y(H_w-H_a)_b \qquad (4.4.3\text{-}11)$$

$$(H_w-H_a)_b=\frac{H_w(0,0)-H_a(0,0)}{2}+\frac{H_w(0,1)-H_a(0,1)}{2} \qquad (4.4.3\text{-}12)$$

Ve buradan

$$T_w(0,1)=T_w(0,0)-\frac{M_y}{2C_p}\left[H_w(0,0)+H_w(0,1)-2*H_a(0,0)\right] \qquad (4.4.3\text{-}13)$$

Buradaki $M_y=\frac{Ka\Delta y}{L}$ (4.4.3-14)

Daha genel formda denklem :

$$T_w(0,n)=T_w(0,n-1)-\frac{M_y}{2C_p}\left[H_w(0,n-1)+H_w(0,n)-2*H_a(0,n-1)\right] \qquad (4.4.3\text{-}15)$$

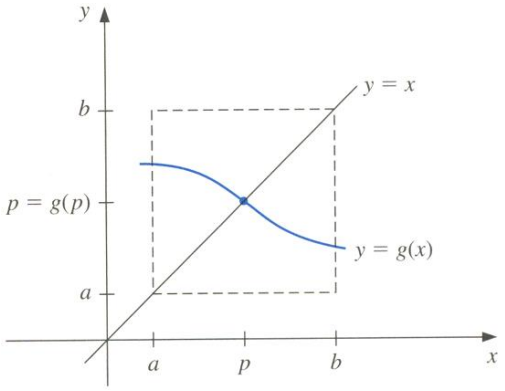
Formunu alır. Denklemde birbirine bağımlı iki değişken mevcuttur : $T_w(0,n)$ ve $H_w(0,n)$ Bu yüzden bu denklem normal bir denklem değildir ve problem bir kök bulma problemidir. Sınır şartlar bulunduktamn sonar iç noktaların hesaplanması için sonlu farklar denklemlerimizin genel formlarını kullanabiliriz.

$$T_w(m,n)=T_w(m,n-1)-\frac{M_y}{2C_p}\left[H_w(m,n-1)-H_a(m,n-1)+H_w(m,n)-H_a(m,n)\right] \qquad (4.4.3\text{-}16)$$

$$H_a(m,n)=\frac{H_a(m-1,n)+\frac{M_x}{2}\left[H_w(m,n)+H_w(m-1,n)-H_a(m-1,n)\right]}{1+\frac{M_x}{2}} \qquad (4.4.3\text{-}17)$$

Denklem 5.4.3-16 ve 5.4.3-17 de aslında birlikte çözülmesi gereken tek bir denklem oluşturmaktadır. Bu denklemlerin birlikte çözümü kök bulma işlemi gerektirmektedir. Burada kök bulma metodu olarak Aitken interpolasyon düzeltmeli direk yerine koyma metodu kullanılacaktır. Bu metodda f(x) fonksiyonundan bir x değeri çekilerek f(x)=0 fonksiyonu, x=g(x) fonksiyonuna dönüştürülür. Buna sabit nokta iterasyonu veya direk yerine koyma iterasyonu ismi verilir.

Aitken interpolasyon prosesinden yararlanarak direk yerine koyma metodu iyileştirilebilir. Metod ilk olarak Steffensen tarafından önerilmiştir. İlk once Aitken interpolasyonunu tanımlıyalım: Temel olarak k çok büyük bir değer olduğunda



Şekil 5.4.3-3 direk yerine koyma metodunun grafik gösterimi

$$\frac{x_{k+2}-a}{x_{k+1}-a} \approx \frac{x_{k+1}-a}{x_k-a} \qquad k >> 1 \qquad (4.4.3\text{-}18)$$

bu bağıntıdan dördüncü bir noktanın değerini bulmak istersek

$$x_e = \frac{x_k x_{k+2} - x_{k+1}^2}{x_k - 2x_{k+1} + x_{k+2}} \qquad (4.4.3\text{-}19)$$

3 önceki nokta bilindiğinde 4üncü noktayı tahmin edebiliriz.

$\Delta x_k = x_{k+1} - x_k$

(31)

$\Delta^2 x_k = x_{k+2} - 2x_{k+1} + x_k$ (4.4.3-20)

$$x_e = x_k - \frac{(\Delta x_k)^2}{\Delta^2 x_k} \qquad (4.4.3\text{-}21)$$

Denklem 5.4.3-21 Aitken interpolasyon denklemi adını alır. Şimdi direk yerine koyma metoduna geri dönersek :

$p_0^{(0)}$ ilk tahmin değeri verildiğinde, $p_1^{(0)}=g(p_0^{(0)})$ ve , $p_2^{(0)}=g(p_1^{(0)})$ 4.4.3-22

normal direk yerine koyma adımı olarak hesaplanır, sonra bir Aitken interpolasyon stebi kullanılır.

$p_0^{(1)} = p_0^{(0)} - (p_1^{(0)} - p_0^{(0)})^2/(p_2^{(0)} - 2\, p_1^{(0)} + p_0^{(0)})$ (4.4.3-23)

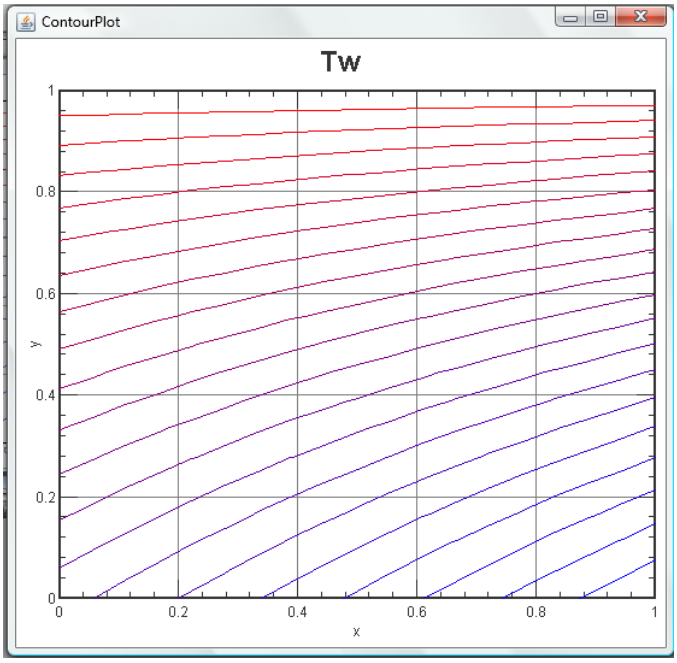
bundan sonra yine

$p_1^{(1)}=g(p_0^{(1)})$ ve , $p_2^{(1)}=g(p_1^{(1)})$ (4.4.3-24)

stepleriyle devam edilir. Çözüm parametrelerini sadeleştirmek amacıyla genellikle sonlu farklar çözümlerinde $\Delta x = \Delta y$ alınır. Bu durumda

$$M_x = M_y \frac{L}{G} \qquad (4.4.3\text{-}25)$$

olur.



4.4.3-4 Çapraz akış örnek problemindeki su sıcaklığı kontur grafiği (su giriş T_w=48.8, su çıkış ortalama $T_{wçıkış}$=38.8)

Bu denklemin çözümünü yapmak için java programlama dilinde bir program geliştirilmiştir (sogutmakulesi1.java). Bu programı kullanarak bir örnek problemi irdeleyelim. Sıcak su kuleye 48.8 C de girmekte ve 38.8 C de çıkmaktadır. Kuru hava sıcaklığı 34 C ve yaş hava sıcaklığı 24 C ise ve su hava debi oranı (L/G)=1.0 ise kule karakteristik denklemini hesaplayalım : program çıktısı olarak

$\frac{KaY}{L}$ = 0.475 bulundu.

4.5 SU SOĞUTMA KULESİ KULE KÜTLE TRANSFER KATSAYISININ VE DOLGU BASINÇ DÜŞÜMÜNÜN TAYİNİ

Soğutma endüstrisinde kullanılan soğutma kulelerinde dolgu malzemesi olarak genellikle plastik malzemeler kullanılır. Her üreticinin plastik dolgu malzemelerinin kütle transfer karekteristikleri değişiktir. Biz burada soğutma endüstrisinde çok kullanılan plastik levha tipi dolgu malzemesi için olan kütle transferi ve basınç denklemi tanımlayacağız. Bu tür bir dolgunun şekli Şekil 12 de verilmektedir.

Tablo 5.5-1 Film tipi dolguların performans sabitleri

Film Tipi	Dolgu boyutu Yükseklik(m) X En(m)	Ka denkleminin sabitleri C	m	n
Çapraz akış	1.524 X 0.6096	0.61	0.23	0.77
XF12560/15	1.524 X 0.9144	0.6	0.2	0.8
	2.286 X 0.6096	0.61	0.2	0.8
	2.286 X 0.9144	0.54	0.22	0.78
	2.286 X 1.2192	0.51	0.23	0.77

Çapraz akış	**2.286 X 0.9144**	**0.19**	**0.54**	**0.46**
XF19060	**2.286 X 1.2192**	**0.23**	**0.23**	**0.51**
	Yükseklik			
Karşı Akış	**0.3048**	**1.08**	**0.25**	**0.75**
CF12060	**0.6096**	**0.93**	**0.14**	**0.86**
	0.9144	**0.8**	**0.12**	**0.88**
	1.2192	**0.71**	**0.13**	**0.87**
Karşı Akış	**0.6096**	**0.5**	**0.16**	**0.84**
CF19060	**0.9144**	**0.5**	**0.09**	**0.91**
	1.2192	**0.49**	**0.04**	**0.96**
	1.524	**0.45**	**0.08**	**0.92**

Bu tür dolgular için Kütle transfer katsayısı

$Ka=0.004449577*C*(L)^m(G)^n$ (4.5-1)

denklemiyle tanımlanabilir. Burada Ka kg/(s m^3) dür G ve L kg/(s m^2) birimlerinde verilmiştir. Denklemdeki katsayılar her bir dolgu tipi için değişiktir. Munters Carporation tarafından üretilen bazı film dolgular için katsayıların değerleri Tablo 2 de verilmiştir. Bu denklemi Bölüm 2 de verilen kule karakteristiği denklemi ile birlikte kullandığımızda bize gerekli olan dolgu miktarını, dolayısıyla kule boyutlarını verecektir. Değişik dolguların dolgu karekteristiklerinin çıkarılması için deneysel çaışmalar gereklidir.

4.6. SU SUĞUTMA KULESİ ISI DEĞİŞTİRİCİ BOYUTLANDIRMASI

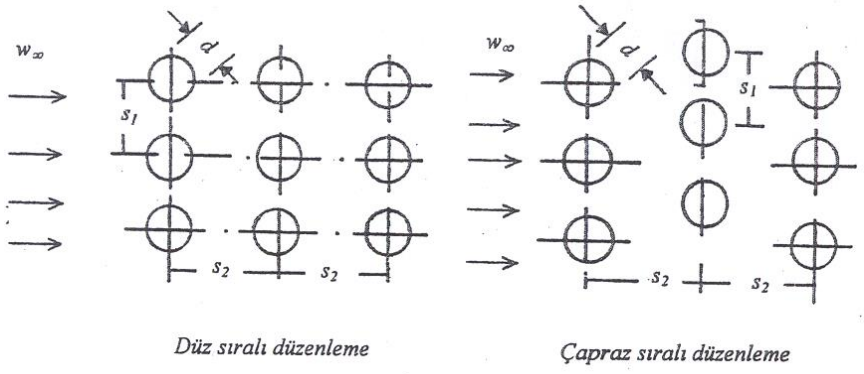
Soğutma kulesindeki ısı değiştirici ya direk su akışına dik olarak yerleştirilen boru demetlerinden oluşan bir eşanjör olur. Bu durumda temel soğutucu dıştan geçen su akışıdır. Şekil 5.6-1 de bir boru demeti üzerinden akıştaki boru geometrileri verilmiştir. Bu durumda boru dışındaki ısı transferi katsayısı

$$Nu = N'_s A Re^a_{d,max} Pr^{1/3} \left(\frac{\mathrm{Pr}_f}{\mathrm{Pr}_o} \right)^{0.25} \quad (4.6\text{-}1)$$

$$Re_{d,max} = \frac{V_{\max} d}{\nu} \quad (4.6\text{-}2)$$

$$V_{\max} = V_\infty \frac{s_1}{s_1 - d} \quad (4.6\text{-}3)$$

Denklemleriyle tanımlanabilir. Bu denklemlerdeki $Re_{d,max}$ Reynolds sayısıdır. N, A ve, a katsayıları Re sayısına ve boru demeti sayısına göre Tablo 3 den seçilebilir.



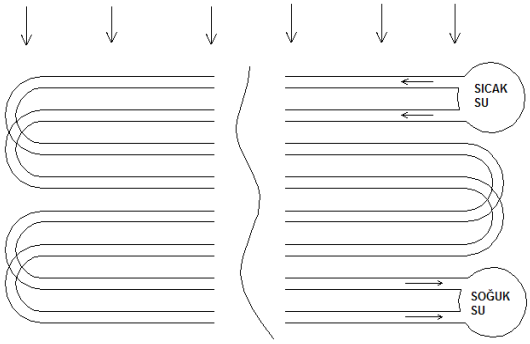
Şekil 4.6-1 Boru eksenine dik akış düzenlemeleri

Tablo 4.6-1 Boru demetine dik akış katsayıları

Reynolds sayısı	Düz sıra		Çapraz sıra	
	A	*a*	*A*	*a*
$Re_d < 10^3$	0,52	0,5	0,6	0,5
$10^3 < Re_d < 3.10^5$	0,27	0,63	0,4	0,6
$Re_d > 3.10^5$	0,02	0,84	0,021	0,84

N_s *Akışa göre boru sayısı düzeltme katsayısı*											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	> 10
Düz sıra	0,68	0,75	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99	1,0	1,0
Çapraz sıra	0,64	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1,0	1,0

Şekil 4 de boru dizinlerinden oluşan bir ısı değiştiricisinin şemetik görünüşü verilmiştir. Şekil 5 de bu tür bir ısı değiştiricinin resmi yer almaktadır.



Şekil 4.6-2 Su püskürtmeli ısı değiştiricisi



Şekil 4.6-3 Su püskürtmeli ısı değiştiricisi görünümü (YTO Türkoğlu Makine Sanayi ve Tic Ltd. Şti, İzmir)

Boru içi ısı transferi için Gnielinski denklemini kullanabiliriz. Bu denklem :

$$Nu_D = \frac{(f/8)(\mathrm{Re}_D - 1000)\,\mathrm{Pr}}{1 + 12.7(f/8)(\mathrm{Pr}^{2/3} - 1)} \qquad (4.6\text{-}4)$$

Şeklindedir. Buradaki f boru içi sürtünme katsayısı Re Reynolds sayısı, Pr prandtl sayısıdır. f sürtünme katsayısının çözümü için Colebrook denklemi kullanılır. Bu denklem :

$$g = \frac{1}{\sqrt{f}} + 2.0\log_{10}\left[\frac{\left(\frac{\varepsilon}{D_H}\right)}{3.7} + \frac{2.51}{\mathrm{Re}_D\sqrt{f}}\right] = 0 \qquad (4.6\text{-}5)$$

şeklinde yazılabilir. Buradaki ε yüzey pürüzlülük katsayısıdır. Denklemden de görüldüğü gibi bu denklemden f sürtünme katsayısının bulunması bir kök bulma prosesidir. Buradan kök değerinin bulunabilmesi için Newton-Raphson metodu gibi bir kök bulma algoritmasına ihtiyaç vardır. Kök bulma işleminde ilk tahmin değeri olarak biraz daha hatalı olan fakat f değerini direk olarak hesaplayan Haaland denklemi gibi bir denklemden yararlanılabilir.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1.8\log_{10}\left[\left(\frac{\left(\frac{\varepsilon}{D_H}\right)}{3.7}\right)^{1.11} + \frac{6.9}{\mathrm{Re}_D}\right] \qquad (4.6\text{-}7)$$

Boru içi akışı çok fazlı ise Gnielinski denklemini kullanamayız. Kulemizi evaporatif yoğuşturucu(condenser) olarak kullanıyorsak yoğuşturucu ısı değişim formüllerini kullanmamız gerekir. Yoğuşturucu ısı transfer denklemleri ilgili bölümde verilmişti, bu yüzden burada tekrarlamayacağız.

Boru iç ve dış ısı değişim katsayılarını bulduktan sonra boru için toplam ısı değişim katsayısı

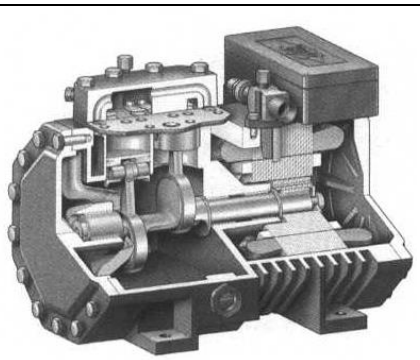
$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_1}\frac{A_d}{A_i} + R_1\frac{A_d}{A_i} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi L k_1}A_d + R_2 + \frac{1}{h_2} \qquad (4.6\text{-}8)$$

Denklemi ile hesaplanabilir. Buradaki R_1 ve R_2 yüzeyde biriken kirliliklerden dolayı oluşan ek ısı değişim dirençleridir.

5. KOMPRESÖRLER

Kompresörler standart soğutma çevriminin soğutkan basıncı sağlama ekipmanlarıdır. Soğutma sistemlerinde soğutkanın zaman içindeki kaybı önemli bir problemdir. Günümüzde oldukça gelişmiş mekanik salmastralar dizayn edilmiştir ve soğutkan kaybı oldukça azaltılmıştır, ancak tamamen engellenemez. Soğutma sistemlerinin uzun süreler bakım görmeden çalışması önemlidir. Bu yüzden tamamen kapalı kompresör sistemleri geliştirilmiştir. Ancak bunlar göreceli olarak küçük system uygulamalarında kullanılırlar. Çok büyük sistemlerde yine açık kompresörler kullanılır. Soğutkan kompresöreleri genellikle piston silindir , döner piston, vidalı kompresör ve sarmal kompresör tiplerindedir. Türbokompresörlerin çok yaygın kullanımı yoktur.

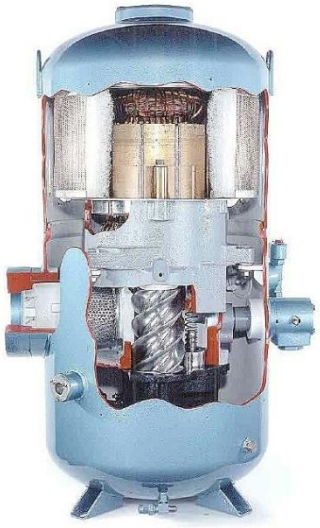




Şekil 5.1 Açık pistonlu kompresörler



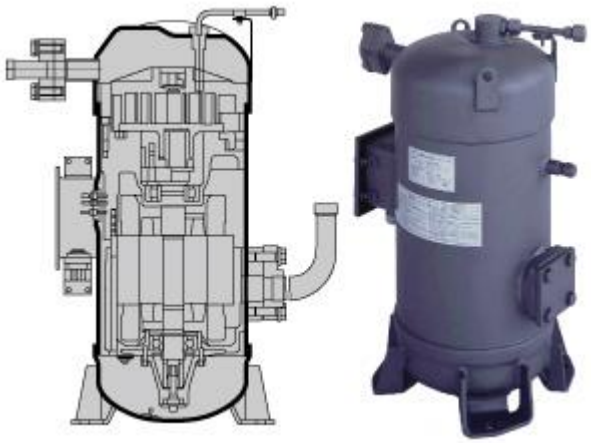
Şekil 5.2 Tam kapalı pistonlu kompresör



Şekil 5.3 Tam kapalı vidalı kompresör

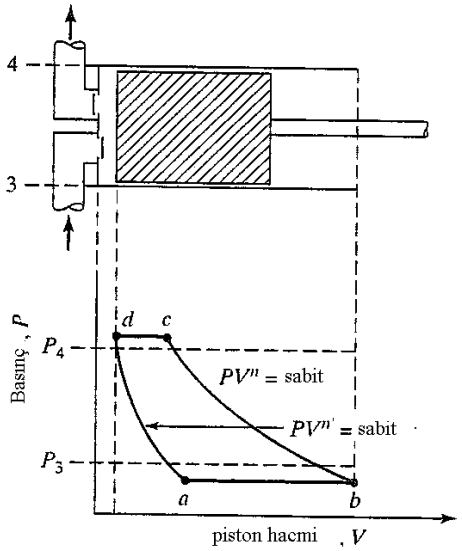


Şekil 5.4 Açık vidalı kompresör gurubu

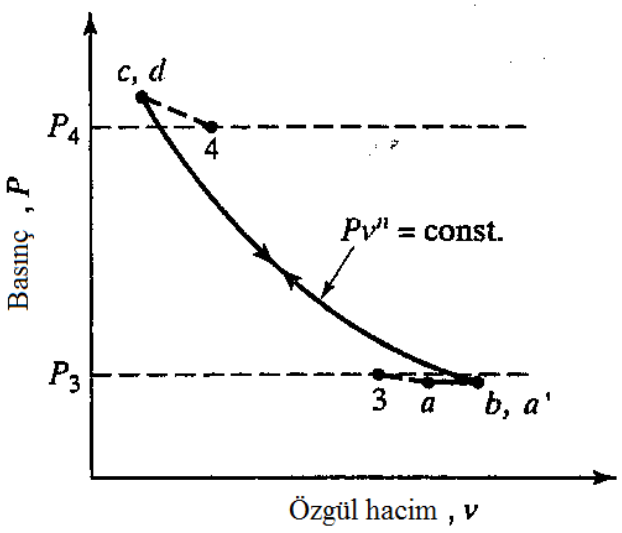


Şekil 5.5 Tam kapalı sarmal(scroll) tip kompresör

Piston silindir sistemli kompresörlerden başlayarak bir termodinamik aygıt olarak kompresörleri inceleyelim.
Alttaki şekil piston silindirli bir kompresörün sıkışma prosesini göstermektedir. b de c'ye sıkıştırma prosesi için genel politropik prosesin oluştuğunu varsayalım. PV^n=sabit denklemine uyumlu olarak sıkışma gerçekleşecektir. Bu proses için $P_b v_b^n = P_c v_c^n$
Ancak sıkışma sonunda gazın hepsini silindirden atamayız. Az miktadra gaz silindirimizde kalır. Piston tekrar geriye giderken bu gaz genleşir. Bu genleşmenin denklemi $PV^{n'}$=sabit şeklinde gerçekleşir. Bu proses için $P_d v_d^{n'} = P_c v_c^{n'}$ yazılabilir.



a) Genel olarak piston silindir prosesi



b) giriş çıkışkayıpları

Şekil 5.6 Pistonlu kompresörün P-V diagramında görünümü

Bir Çevrimde pistondan dışarıya verilen kütlesel debi :

$$m = \frac{V_b}{v_b} - \frac{V_a}{v_{a'}} = \frac{V_b - V_a}{v_b}$$

Bir piston silindirli kompresörde hacmsel verim kompresörün gerçek olarak pompaladığı kütlesel debinin teorik olarak aktarabileceği maksimum kütlesel debiye oranı olarak tanımlanır.

$$\eta_v = \frac{(V_b - V_a)v_3}{(V_b - V_d)v_b}$$

Aynı zamanda

$V_b - V_a = (V_b - V_d) - (V_a - V_d)$

$$V_a = V_d\left(\frac{P_d}{P_a}\right)^{1/n} = V_d\left(\frac{P_c}{P_b}\right)^{1/n}$$

Bir silindir boşlık faktörü tanımlayacak olursak :

$$C = \frac{V_d}{V_b - V_d}$$

$\frac{V_b - V_a}{V_b - V_d} = 1 + C - C\left(\frac{P_c}{P_b}\right)^{1/n}$ bu durumda hacimsel verim

$$\eta_v = \left[1 + C - C\left(\frac{P_c}{P_b}\right)^{1/n}\right]\frac{v_3}{v_b}$$

Hacimsel verimin temel tanımından

$\eta_v = \frac{mv_3}{C.D.}$ buradaki C.D. piston süpürme hacmidir. M kütlesel debidir. Bu durumda kütlesel debi için

$$m = \left[1 + C - C\left(\frac{P_c}{P_b}\right)^{1/n}\right]\frac{C.D.}{v_b} = \frac{\eta_v C.D.}{v_b}$$

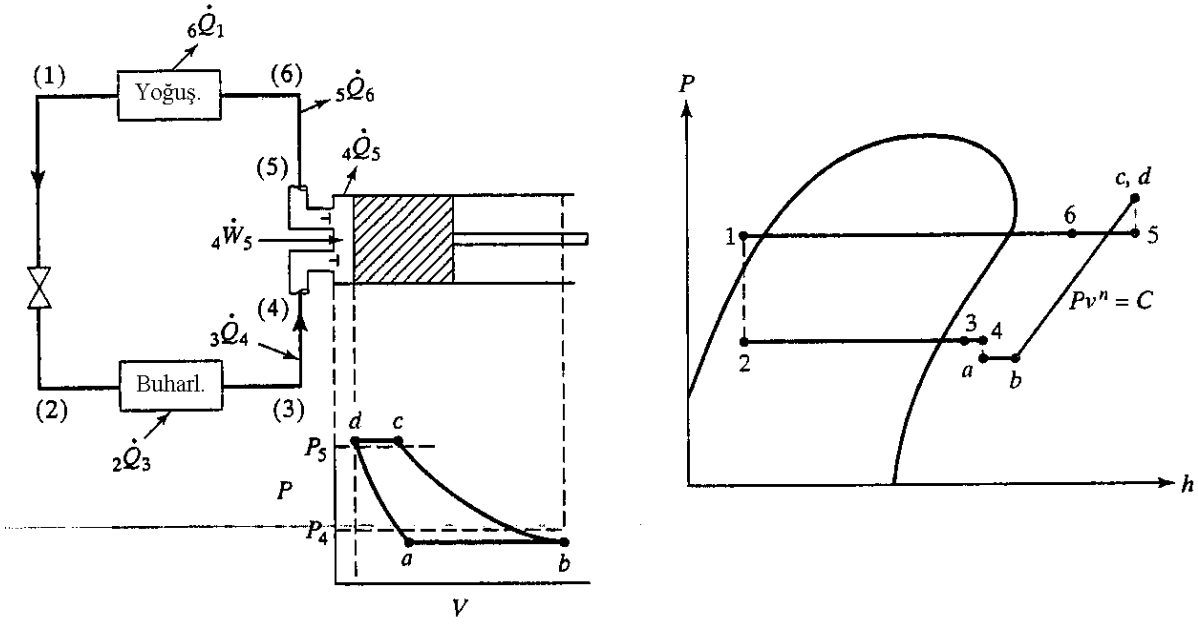
Pistonlu kompresörler için n politropik genleşme katsayısını R22 için 1.12 Amonyak için 1.29 alabiliriz.

Pistonlu kompresörün işi için termodinamikten çıkan genel denklem:

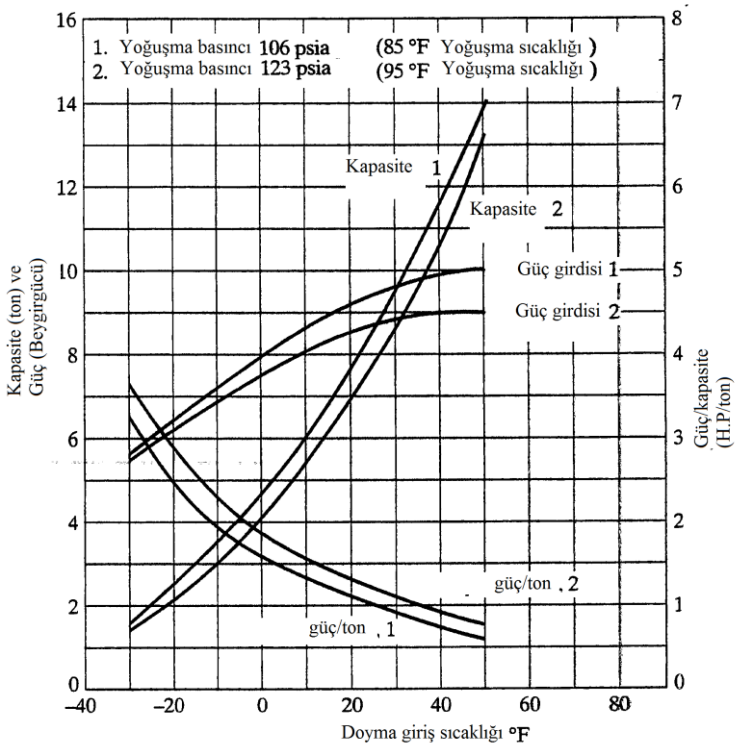
$w = \frac{n}{n-1}P_b v_b\left[\left(\frac{P_c}{P_b}\right)^{(n-1)/n} - 1\right]$ bu durumda toplam elektrik kompresör güç girişi için

$$W_{elektrik} = \frac{nP_b C.D.}{(n-1)\eta_m\eta_e}\left[1 + C - C\left(\frac{P_c}{P_b}\right)^{1/n}\right]\left[\left(\frac{P_c}{P_b}\right)^{(n-1)/n} - 1\right]$$

Buradaki η_m mekanik verim ve η_e elektrik verimdir.



Şekil 5.7 Tek kademeli bir soğutma çevriminin pistonlu kompresörle çalışmasının görünümü

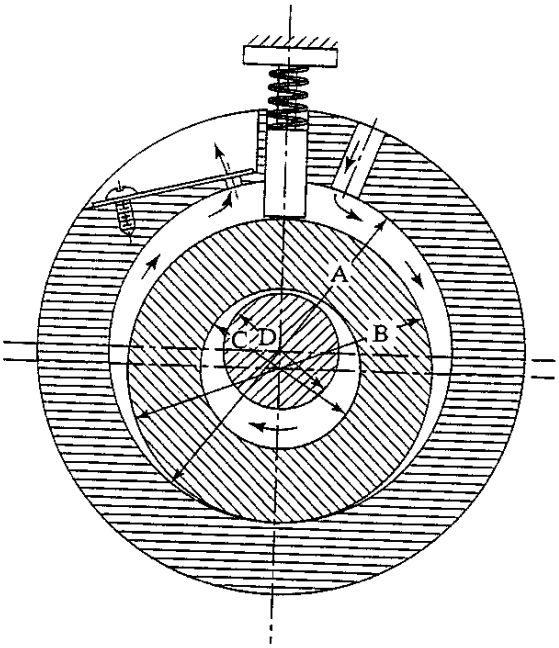


Şekil 5.8 Pistonlu kompresörle beraber çalışan R12 soğutkanlı bir sistemin performans eğrileri

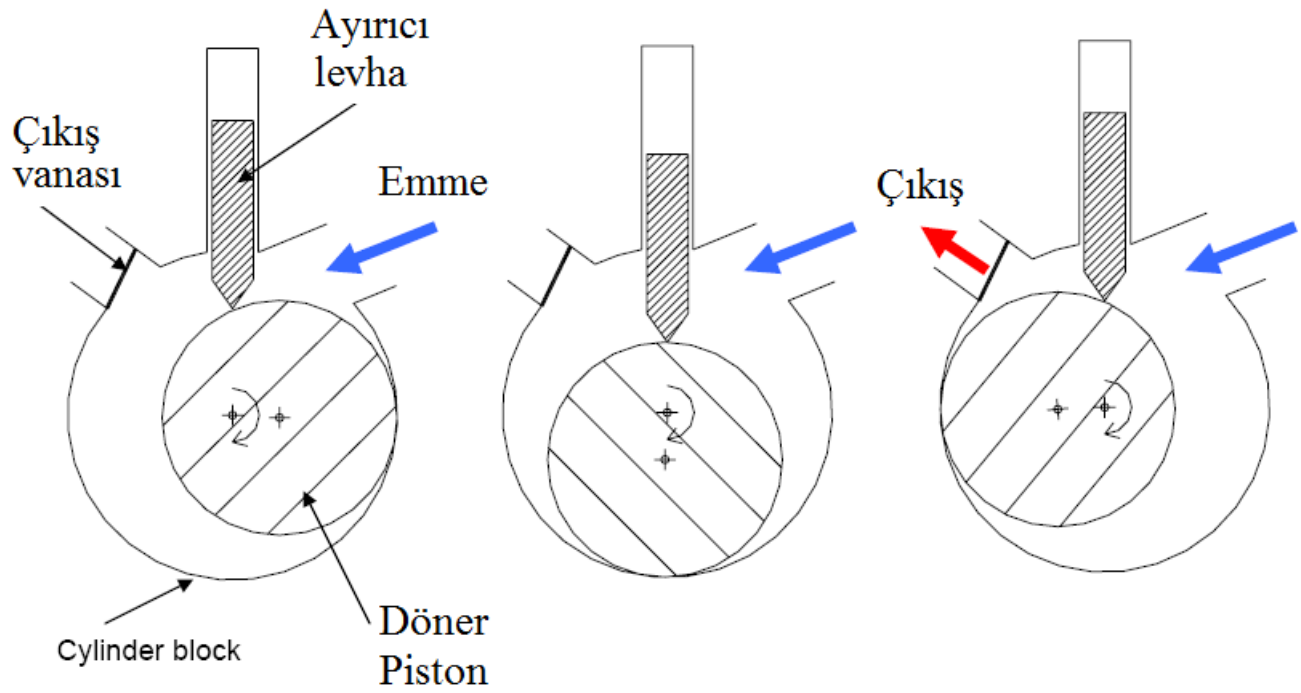
Şekil 5.8 de R12 gazı ile çalışan piston silindirli kompresör kullanan bir sistemin 2 değişik işletim şartındaki performasınsı görülmektedir. BU değerler gerçek deneysel verilerle saptanmış değerlerdir. Buradan buharlaşma doyma giriş sıcaklığı (buharlaştırıcı sıcaklığı)

düştükçe system veriminin hızlı bir düşüş gösterdiğini görebiliriz. Kondenser basıncı(sıcaklığı) arttıkça da system veriminin düştüğünü gözlemleyebiliriz.

Şimdi de döner pistonlu kompresörlere bir göz atalım. Şekil 5.9 ve şekil 5.10 da iki değişik tür döner pistonlu kompresör görmekteyiz. Şekil 5.9 deki kompresörde yay tarafından pistunun üzerine basan bir levha giriş ve çıkış tarafını birbirinden ayırıyor. Sol taraftaki boşluktaki gaz sıkıştırılarak dışarı atılırken sağ tarafta gaz emilmektedir.



Şekil 5.9 döner pistonlu döner kompresör



Şekil 5.9a döner pistonlu döner kompresörün çalışma evreleri

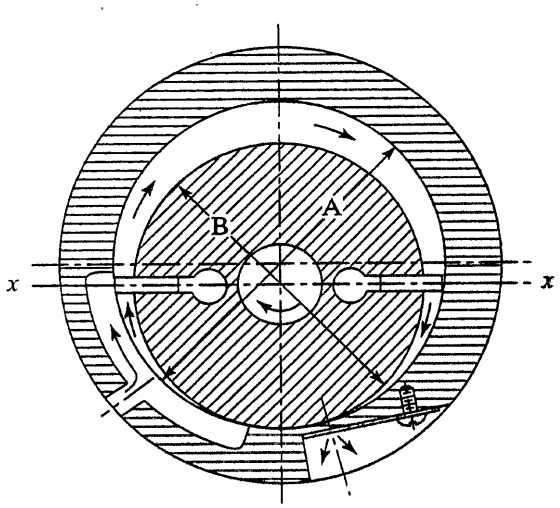
Bu yüzden bu kompresör çift etkili bir kopresördür. Kompresörün süpürme hacmi :

$$V_s = \frac{\pi W}{4}(A^2 - B^2)$$

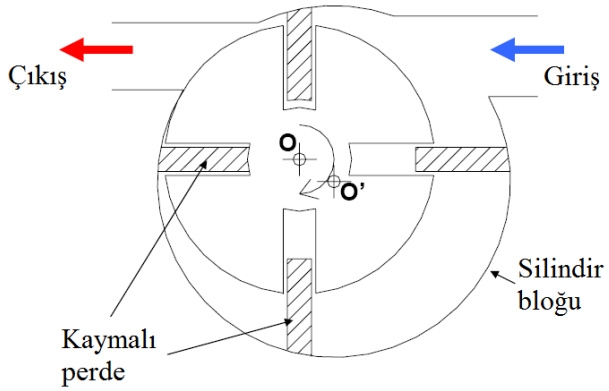
Buradaki W ayırma levhasının ve kompresörün enidir. Hacimsel verim kompresörden gaz atılduığı anda içerde kalan gaz hacmiyle belirlenir. Kompresör süpürme hacmi: C.D.=V_s($w_{kompresör}$) Kompresör iş çıkışı<.

$w_{kompresör} = w_{mil} / \left[\left(\frac{A}{B} - 1\right)\frac{A}{B}\right]$. Bu durumda süpürme hacmi için

$$C.D. = \frac{\pi W}{4}(A^2 - B^2)(w_{mil})\left[\left(\frac{A}{B} - 1\right)\frac{A}{B}\right]$$



Şekil 5.10a 2 kanatlı kaymalı perdeli döner kompresör



Şekil 5.10b 4 kanatlı kaymalı perdeli döner kompresör

Kaymalı perdeli kompresör performans açısından döner pistonlu kompresöre benzer. Burada iç piston tam bir dönme hareketi yapar. Pistonun üzerinde kaymalı perde (sliding vane) ismini verebileceğimiz dışarı doğru çıkan ve hareket ederek dış gövdeyle aradaki boşluğu kapatan ayırıcı levhalar mevcuttur. Bu kanatlar emme odasının karşısına geldiğinde gazı emer, basma kapağının karşısına geldiğinde ise boşaltır. Emilen gazın maksimum hacmi silindirin tam x-x eksenini geçtiği noktada oluşur. Bu noktadaki hacim hesaplanabilir

$$V_{x-x} = W\left[\frac{A^2}{4}\cos^{-1}\left(\frac{A-B}{A}\right) + \frac{C}{4}(B-A)\right]$$

Burada

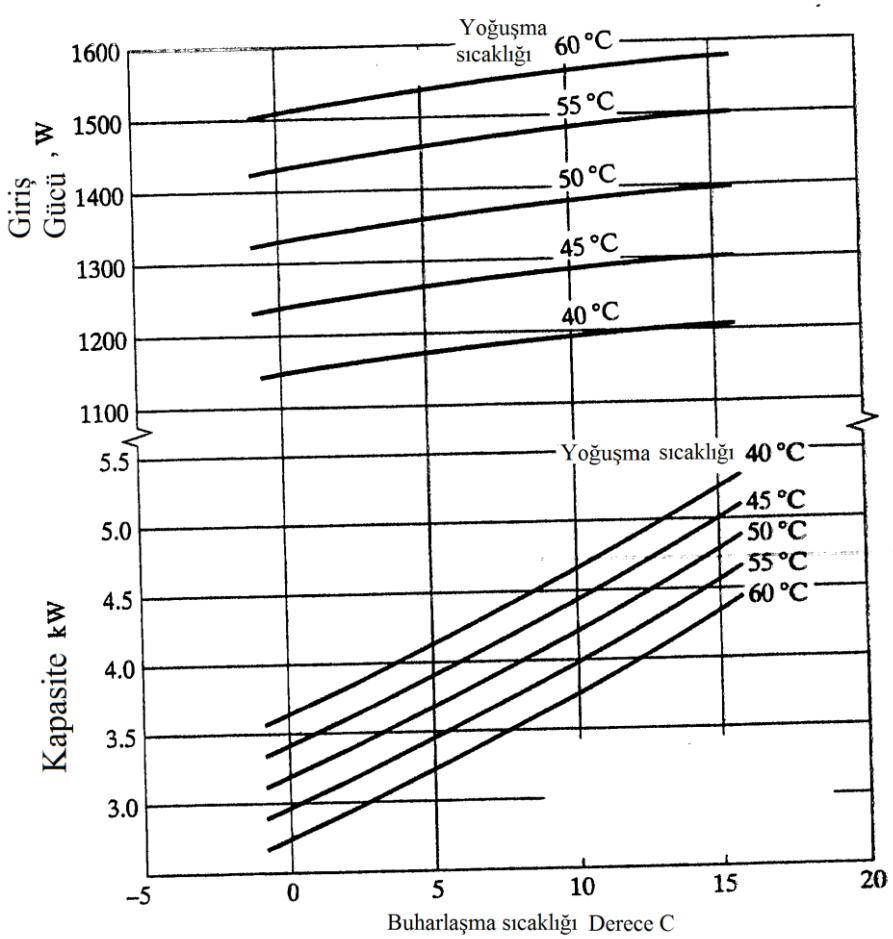
$$C = \sqrt{B(2A-B)}$$

Süpürülen hacim

$$V_s = \frac{W}{4}\left[\pi(A^2 - \frac{B^2}{2})\cos^{-1}\left(\frac{A-B}{A}\right) + \frac{C}{4}(B-A) - 2t(C-B)\right]$$

t kanal kalınlığıdır. Pompa tarafından basılan süpürme hacmi

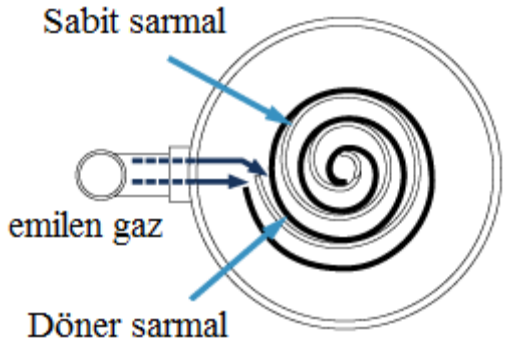
C.D=2V_s(w_{mil}) şeklindedir.



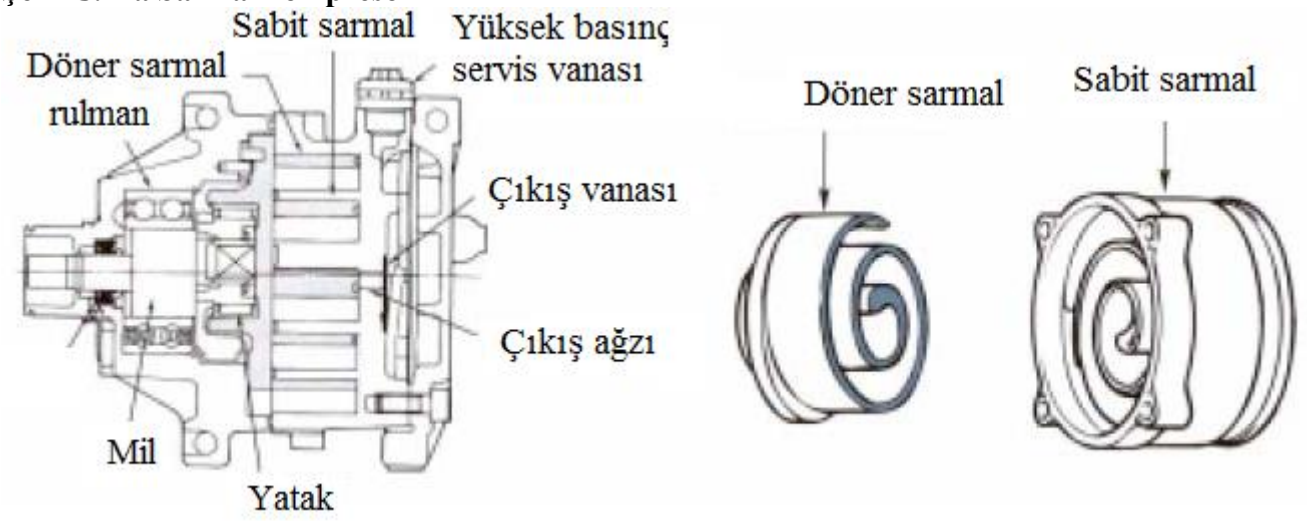
Şekil 5.11 Tipik bir döner pistonlu kompresörün perfonrmans eğrileri. Soğutkan : R22, hız : 58 devir/s,
33 C çevre sıcaklığı, 33 derec C emme sıcaklığı, 0.25 C sıvı soğutma

Şekil 5.12 de tipik bir döner pistonlu kompresörle donatılmış, R22 soğutkanlı sistemin performans eğrilerini görmekteyiz.

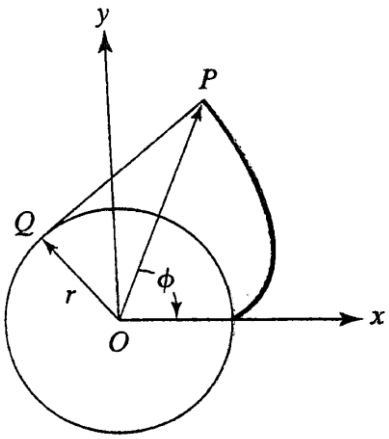
Döner kompresörler gibi sarmal kompresörler de sabit hacim aktarım makinalarıdır. Sarmal kompresördeki temel geometri bir sipiral şeklindedir. Şekil 3.1.13 de sipiralin hareket geometrisi görülmektedir.



Şekil 5.12a Sarmal kompresör



Şekil 5.12b Sarmal kompresör

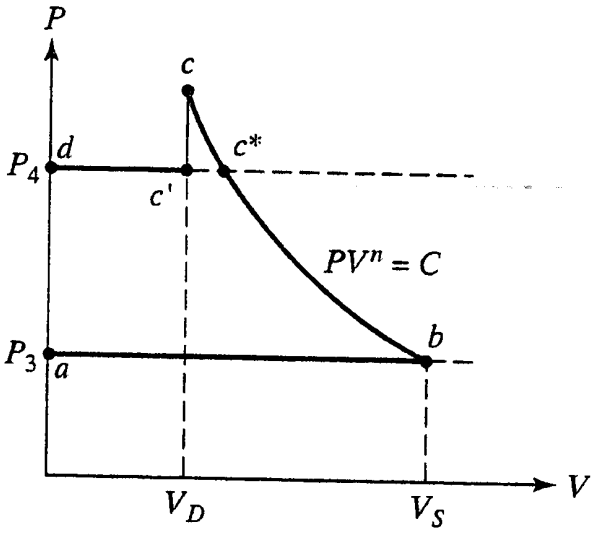


Şekil 5.13 Sarmal kompresörün sipiral hareketi

P noktasının x ve y koordinatı hareket denklemlerini yazacak olursak:

$x_p = r(\cos\phi + \phi\sin\phi)$

$y_p = r(\sin\phi - \phi\cos\phi)$ olur. Bu denklemlerde r temel dönme çemberinin çapı, ϕ merkez noktasıyla sipiral yayın uç noktası arasındaki açıdır. Sipirallerin kalınlığı t, yüksekliği h dir.



Şekil 5.14 Sarmal kompresörün P-V diyagramı

Şekil 3.1.14 de sarmal kompresörün P-V diyagramı görülmektedir. a nokrası kompresörün giriş noktasıdır. Akış a-b arasında çok az bir basınç düşümü olmaktadır, bu yüzden bu prosesde basınç düşümü olmadığını kabul edebiliriz. Sıkıştırma sonucu systemde istenilen basıncın üzerinde bir basınç oluşması mümkündür.

$\frac{P_c}{P_b} = \frac{P_c}{P_3} = \left(\frac{V_b}{V_c}\right)^n = \left(\frac{V_s}{V_d}\right)^n = V_r^n$ buradaki V_r kompresörün hacim oranıdır.

Bu kompresörün hacimsel verimini teorik denklemlerle vermek oldukça zordur, genellikle imlatçıların deneysel verilerini kullanmamız gerekir. Ancak bir yaklaşım olarak

$\eta_v = (1 - L_{uç} - L_{yan})\frac{v_3}{v_b}$ yaabiliriz. Burada $L_{uç}$ sarmal kompresörün ucundan sızan(kaçan) gaz yüzdesi, $L_{uç}$ sarmal kompresörün sipiralinin yan yüzeyinden sızan(kaçan) gaz yüzdesidir. Kompresörde pompalanan kütlesel debi

$$m = \frac{\eta_v C.D.}{v_3} = (1 - L_{uç} - L_{yan})\frac{C.D.}{v_b}$$

Çevrim başına iş gereksinimi :

$$W/çevrim = \int_b^c VdP - \int_{c'}^c VdP$$

$$W/çevrim = \frac{n}{n-1} P_3 V_s \left[\left(\frac{P_c}{P_3}\right)^{(n-1)/n} - 1\right] - (P_c - P_4)V_d$$

Aynı denklemi hacim oranı V_r cinsinden yazarsak :

$$W/çevrim = \frac{n}{n-1} P_3 V_s \left[V_r^{(n-1)} - 1\right] - (P_3 V_r^n - P_4)\frac{V_s}{V_r}$$

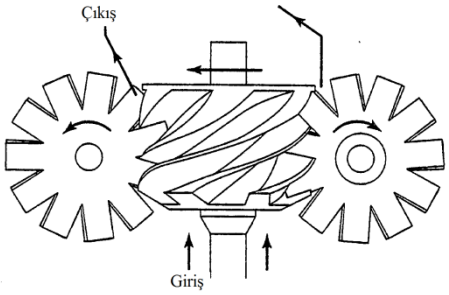
Tüm çevrim için iş girişi:

$$w = \frac{n}{n-1} P_3 v_b \left[V_r^{(n-1)} - 1 \right] - (P_3 V_r^n - P_4) \frac{v_b}{V_r}$$

Elektrik motoru iş gereksinimi:

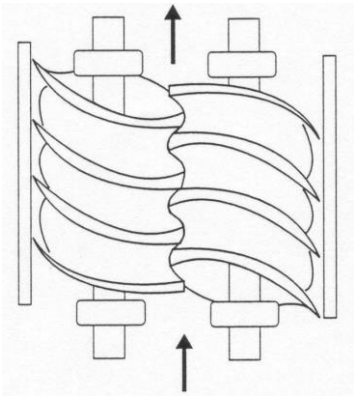
$$W_{elektrik} = \frac{\eta_v C.D.}{\eta_m \eta_e} \left[\frac{n}{n-1} P_3 \left[V_r^{(n-1)} - 1 \right] - \frac{(P_3 V_r^n - P_4)}{V_r} \right]$$

Vidalı kompresörler temel olarak iki türlü imal edilebilen pozitif hacim süpürme kompresörleridir. Tek vida veya çift vida türlerinde olurlar. Tek vidalı türü şekil 3.1.15 de gösterilmiştir. Helical bir vida iki adet yıldız tipi çıkış ağzı olan mile hareket verir.

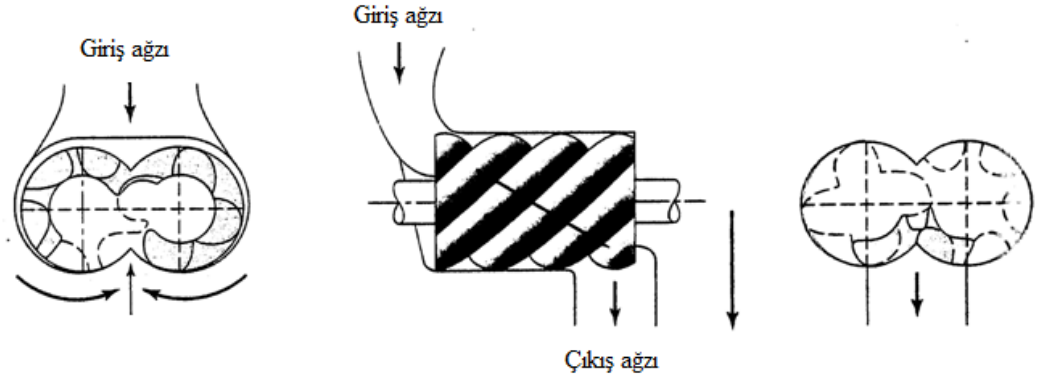


Şekil 5.15 Tek vidalı kompresör

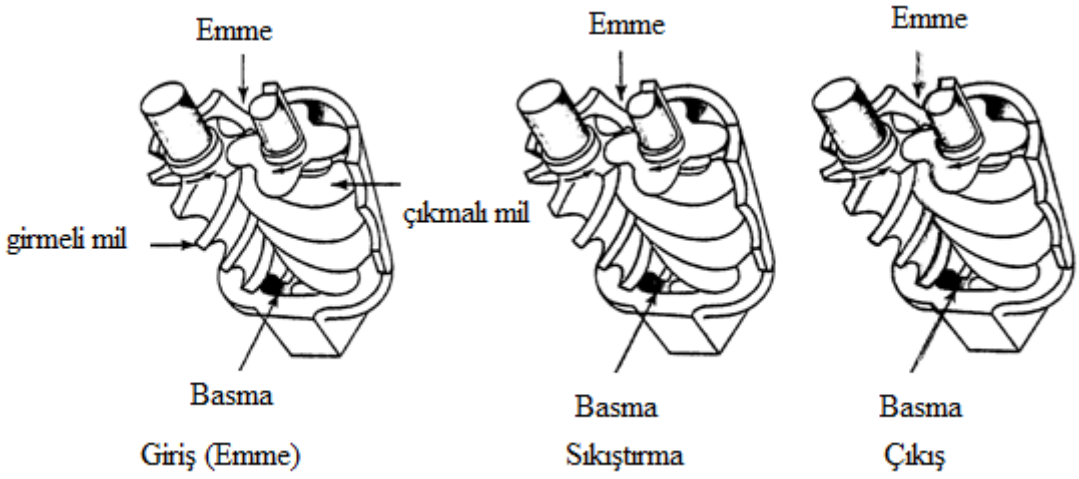
Çift vidalı kompresörde yıldız tipi mil yerine ikinci bir helical vida alır, ikinci vidanın yüzeyi birinci ile aradaki hacimleri kapatacak şekilde ters büküme sahiptir.



Şekil 5. 16a Çift vidalı kompresör



Şekil 5.16b Çift vidalı kompresör



Şekil 5.17 Çift vidalı kompresörün temel proseslerinin oluşması

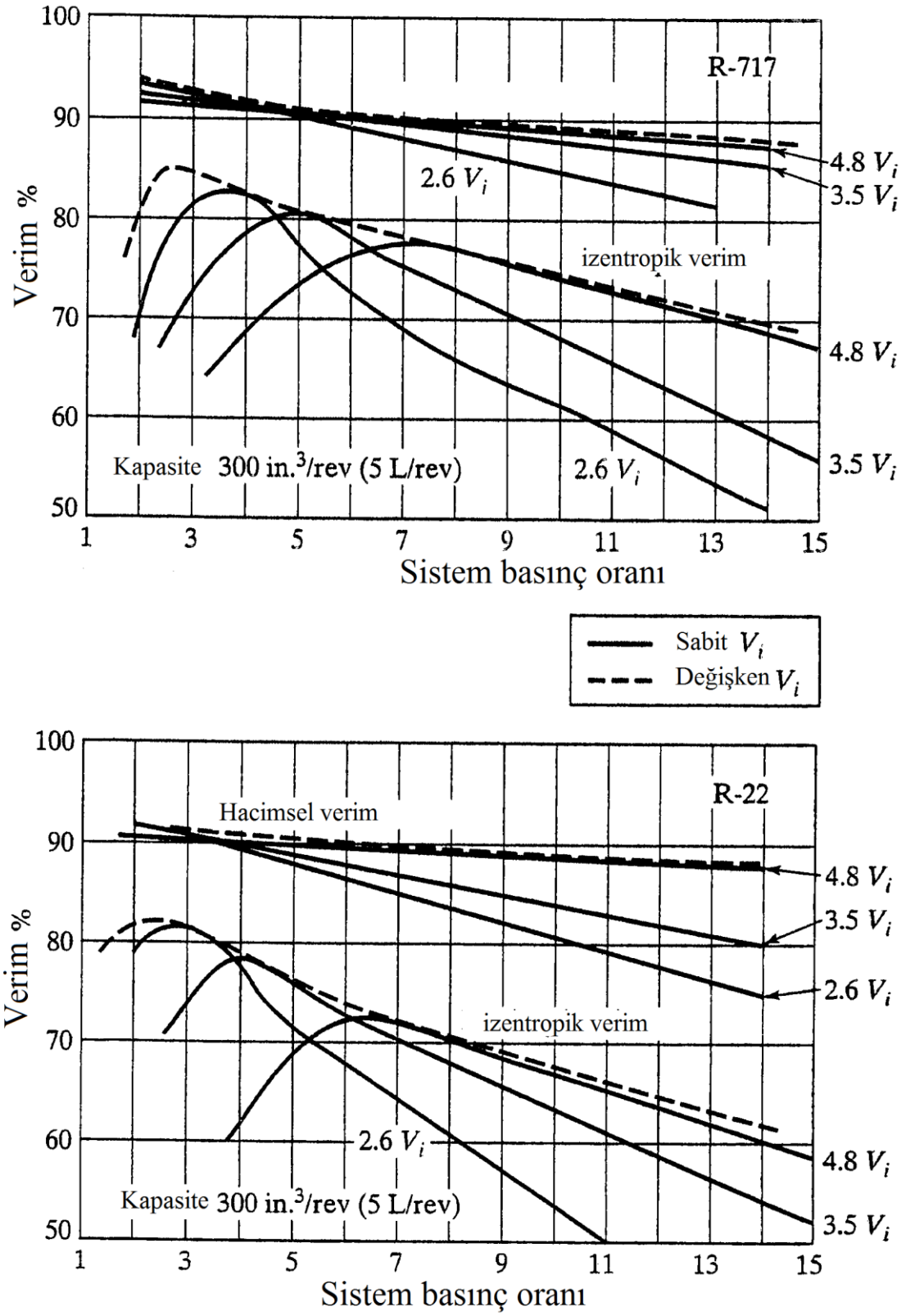


Şekil 5.18 Çift vidalı kompresörün vidalarının görünümü



Şekil 5.1918 Çift vidalı kompresörün montaj görünümü

Şekil 5.20 de çift vidalı bir kompresörün deneysel verim eğrileri R717 ve R22 soğutkanları için verilmiştir.



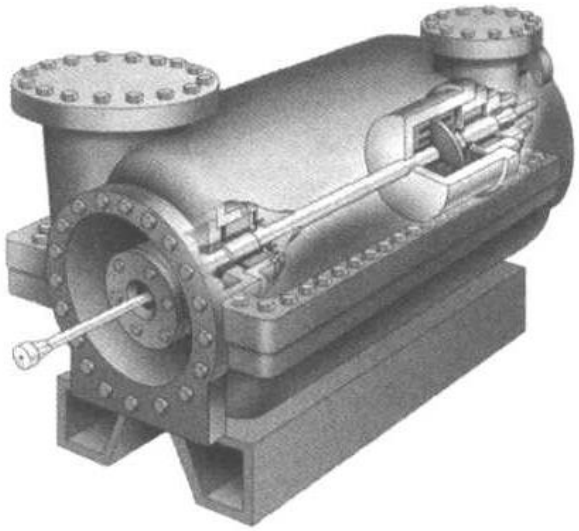
Şekil 5.20 Çift vidalı kompresörün R717(Amonyak) ve R22 için kapasite eğrileri

Çok büyük klima uygulamalarında kompresör olarak santrifüj kompresörlerin kullanılması mümkündür. Bu tür makinalar pozitif yerdeğiştirme prensibi ile değil turbokomöpresö prensibi ile çalışırlar.Bu tür kompresörlerde her kompresör kademesinde elde edebileceği

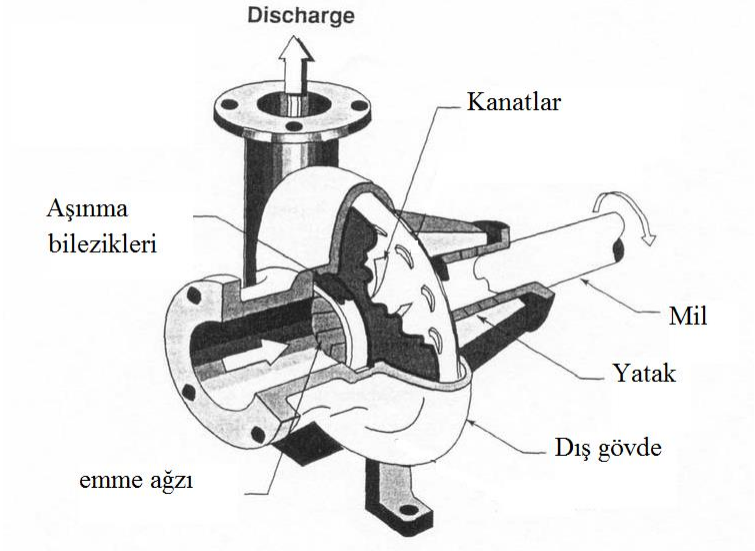
basınç sınırlıdır, ancak bu tür kompresörler seri bağlanak 30 a kadar varan basınç oranları elde edilebilir.



Şekil 5.21 Santrifuj bir kompresörün kanatlarının görünümü



Şekil 5.22 Manyetik yataklı (tam kapalı) santrifuj bir kompresör



Şekil 5.23 Tek kademeli açık santrifuj bir kompresör

Bu tür bir kompresörün genel denklemi:

$$w = \int_{P_1}^{P_2} v dP$$

Politropik proses için pv^n=sabit olduğundan

$$w_p = \frac{n}{n-1} P_3 v_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right]$$

Santrifüj pompa prosesi adyabtik prosese yaklaşır. Adyabatik bir proseste ideal gaz yaklaşımı yapılırsa:

$$w_s = \frac{k}{k-1} P_3 v_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right]$$

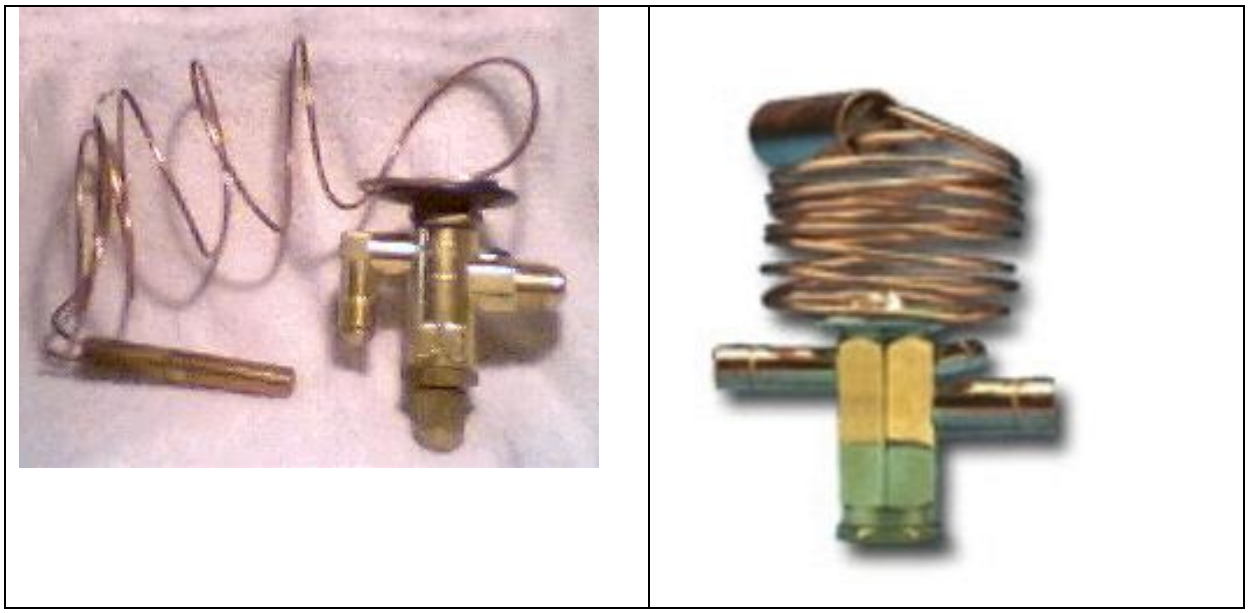
Adyabatik proses için :

$w_s = (h_2 - h_1)$ yazılabilir. Politropik iş gereksinmesi için daha genel bir formül olarak

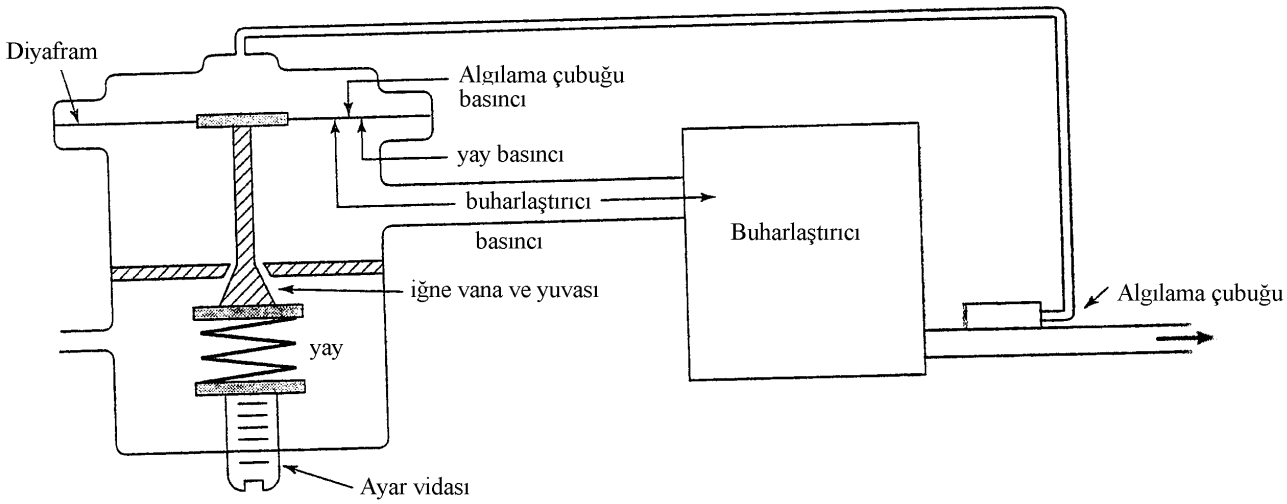
$w_p = \frac{w_p}{w_s}(h_2 - h_1)$ denkleminden yararlanabiliriz.

6. GENLEŞME CİHAZLARI

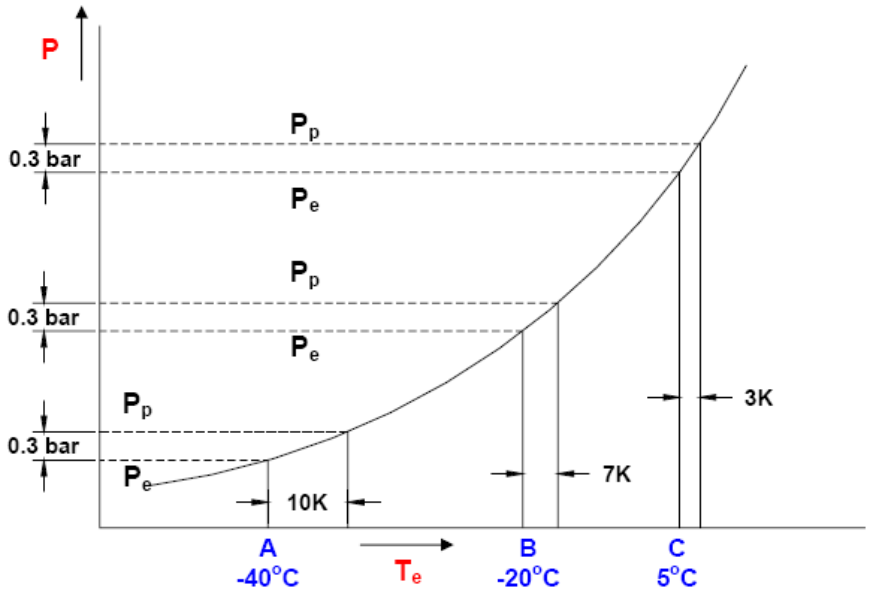
Standart soğutma çevriminde genleşme cihazının iki temel görevi vardır. İlki basıncı ve dolayısı ile gaz sıcaklığını düşürmektir. İkinci görevi ise buharlaştırıcının işlevine gore soğutkan alış rejimini ayarlamaktır. Genellikle sistemde yoğuşturucu basıncı yoğuşturucuda atılan ısı ve buharlaştırıcı basıncı tarafından ayarlanır. Buharlaştırıcı basıncı yüke bağlı olarak değişebilir. Bu yüzden genleşme cihazı her zaman sabit bir basınç düşümü oluşturacak demek doğru olmayabilir. Genleşme vanası sadece mevcut yoğuşturucu basıncı ile mevcut buharlaştırıcı basıncı arasında basınç düşümünü sağlar. Eğer sistemde ayrı bir buharlaştırıcı basınç control sistemi yoksa evaporator basıncı genleşme cihazının akış kontrolunun indirek bir sonucu olarak oluşur. Sabit basınç oranı ayarlayan otomatik ayarlı genleşme vanaları da mevcuttur. Bu durumda akış basınç oranının indirek bir sonucu olarak (kesikli olarak) oluşabilir. Evaporatör çıkışının çok az kızgın gaz bölgesinde olması kompresörü koruma açısından her zaman istenilen bir özelliktir. Bu özellik aynı zamanda akış kontrolunu oluşturmakta da kullanılır. Eğer buharlaştırıcı çıkışı çok fazla kızgın bölgeye kayarsa bunun sonucu kompresör güç harcamının artması, kompresör kütlesel pompalama debisinin azalması ve kompresör çıkış sıcaklığının artması şeklinde kendini gösterir. Burada üç türlü genleşme cihazından bahsedeceğiz. Birincisi termostatik genleşme vanası, ikincisi atomatik genleşme vanası ve üçüncüsü kılcal boru olacak.



Şekil 5.1 Termostatik genleşme vanasının görünümü

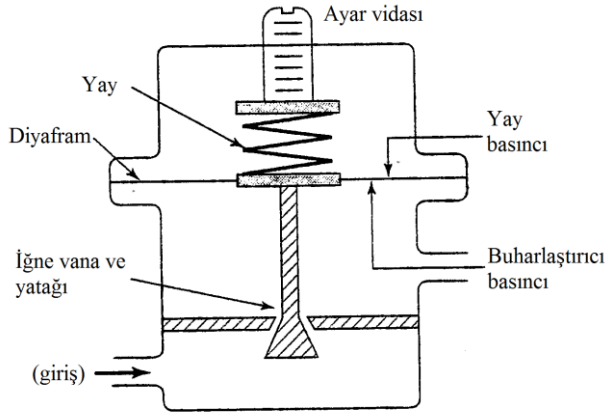


Şekil 5.2 Termostatik genleşme vanasının kesit görünümü ve çalışma prensibi



Şekil 5.3 Termostatik genleşme vanasında basınç farkı ve buhar kızgınlık miktarı arasındaki ilişki

Şekil 7.1 termostatik genleşme vanasını göstermektedir. Termostatik vananın çalışması daima sistemin buharlaştırıcı çıkışının belli bir kızgınlıkta çalışması prensibine dayanır. Böylece sıvının kompresöre gitmesi de engellenmiş olur. Eğer system yük durumu sürekli değişiyorsa veya system geniş bir yük aralığında çalışıyorsa termostatik genleşme vanası ideal bir çözümdür. Şekil 7.2 termostatik genleşme vanasının temel çalışma prensibini göstermektedir. Şekilde de görüldüğü gibi genleşme vanamızda bir diyafram ve diaframın altında basıncı elle ayarlanabilen bir ayar vidası vey ay sistemi olan bir yapı mevcuttur. Diagramın üst tarafı bir boru ile algılama çubuğuna bağlıdır. Algılama çubuğu buharlaştırıcnın çıkışına yerleştirilir. Bu yüzden algılama çubuğunun içindeki gaz sıcaklığı buharlaştırıcı çıkış sıcaklığına ulaşır. Bu durumda tamamen kapalı olan algılama çubuğu –kılcal boru sistemi bu sıcaklık için olan doyma basıncına gelecek ve bu basıncı membranın üst tarafına uygulayacaktır. Bu basınç evaporator girişindeki doyma basıncından yüksektir. Kararlı rejim operasyonunda bu basınç farkı yayın uyguladığı basınca eşit olunca iğne vana açılacak ve yeni doymuş sıvı-gaz karışımı buharlaştırıcıya gönderilecektir. Şekil 3.2.3 te Termostatik genleşme vanasında basınç farkı ve buhar kızgınlık miktarı arasındaki ilişki görülmektedir. Termostatik genleşme vanaları göreceli olarak pahalı sistemlerdir, Bu küçük sistemlerde kullanılmalarını sınırlar.

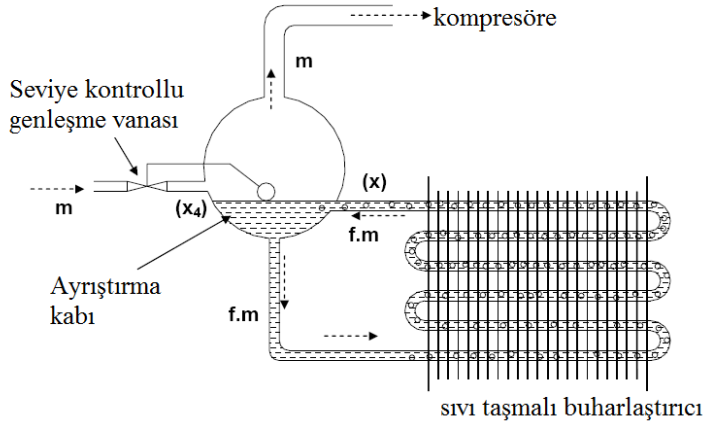


Şekil 5.4 Otomatik genleşme vanasının kesit görünümü

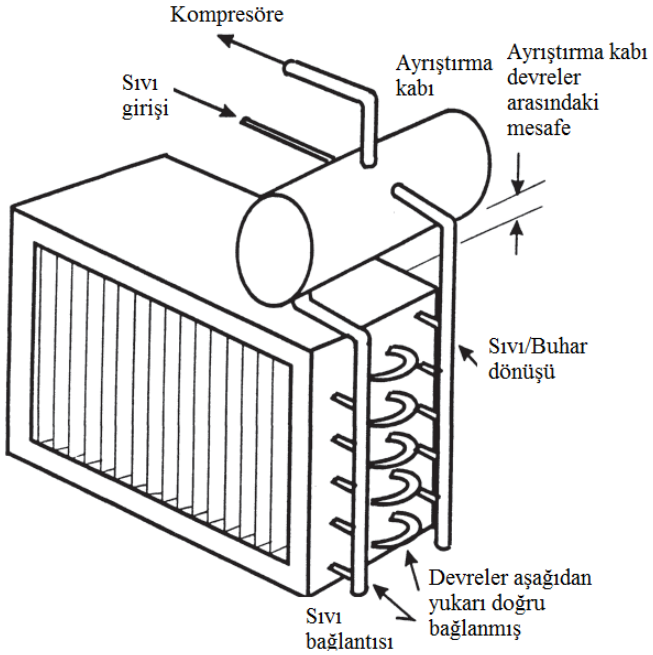
Otomatik genleşme vanaları buharlaştırıcı basıncını sabit tutmaya çalışan sistemlerdir. Sabit buharlaştırıcı basıncı yaklaşık olarak buharlaştırıcı yükü sabitse işimize yarar. Eğer buharlaştırıcı yükü çok fazla değişiyor ise bu tür vanalar bize gerekli kontrolu veremez. Bu sistemlerin kullanılmasında ek olarak kompresör sıvı kaçış kontrollarının kullanılmasında yarar vardır. Genellikle küçük sistemler için kullanılır.

Genleşme vanası bir ayrıştırma kabına bağlı olarak çalışan mekanik veya elektronik bir seviye control cihazı ile control edilebilen bir sistem de olabilir. Bu dizaynın avantajı buharlaştırıcının her zaman sıvı ile dolu olması ve böylece maksimum ısı transferini sağlaması ve tüm buharlaştırcı yüzeyinden maksimum verimin alınmasıdır. Aynı zamanda kompresöre giden sıvının buhar fazında olması garanti edilirken aşırı kızdırmaya gidilmediğinden buradan doğacak verim kayıpları da yoktur. Buharlaştırıcıdan sıvı ve gaz birlikte döner. Seviye kontrolü ile control edilen bir ayrıştırma kabına gelir. Burada ayrılan buhar kompresöre gönderilirken sıvı tekrar buharlaştırıcıya gider. Sıvı seviyesi düştüğünde genleşme vanası açılarak yeni sıvı besler. Şekil 3.2.3 te bu sistemin çalışma prensibi

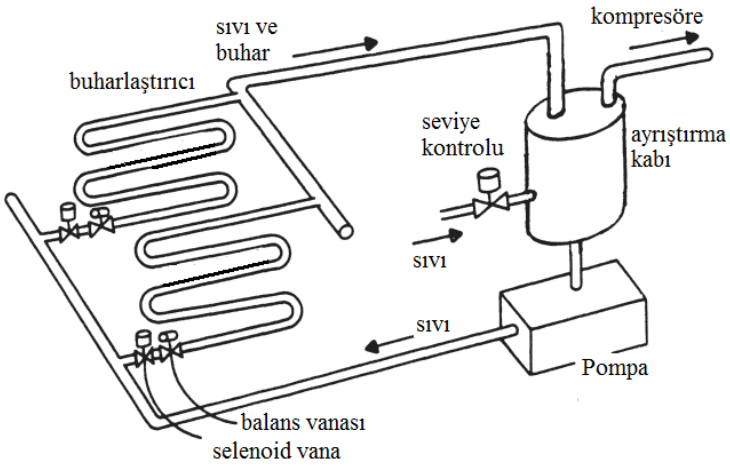
görülmektedir. Şekil 3.2.4 de ise böyle bir sistemin buharlaştırıcı bağlantısı şematik olarak gösterilmiştir. Burada Ayrıştırma kabı buharlaştırıcı borularının belli bir seviye üzerine yerleştirilmiştir ve yerçekimi kullanılarak akış sağlanmaktadır. Büyük sistemlerde yerçekimli sıvı geri akış sisteminin yerini bir pompayla geri akışın yapıldığı sistemler alabilir. Şekil 3.2.5 de böyle bir system görülmektedir.



Şekil 6.5 Ayrıştırma kabı ve genleşme vanası kontrollu bir genleşme sistemi



Şekil 6.6 Ayrıştırma kabı ve genleşme vanası kontrollu yerçekimiyle sıvı geri akışını sağlayan bir buharlaştırıcının şematik görünümü



Şekil 6.7 Ayrıştırma kabı ve genleşme vanası kontrollu pompayla sıvı geri akışını sağlayan bir buharlaştırıcının şematik görünümü

Kapiler boru geneleşme sistemleri çok ince bir borudan akışkan akarken yüksek basınç düşümü oluşturması esasına dayanır. Bu sistemler göreceli olarak en ucuz genleşme sistemleridir. Genellikle sabit yük koşullarında kullanılırlar.

7. SOĞUTMA MAKİNALARI

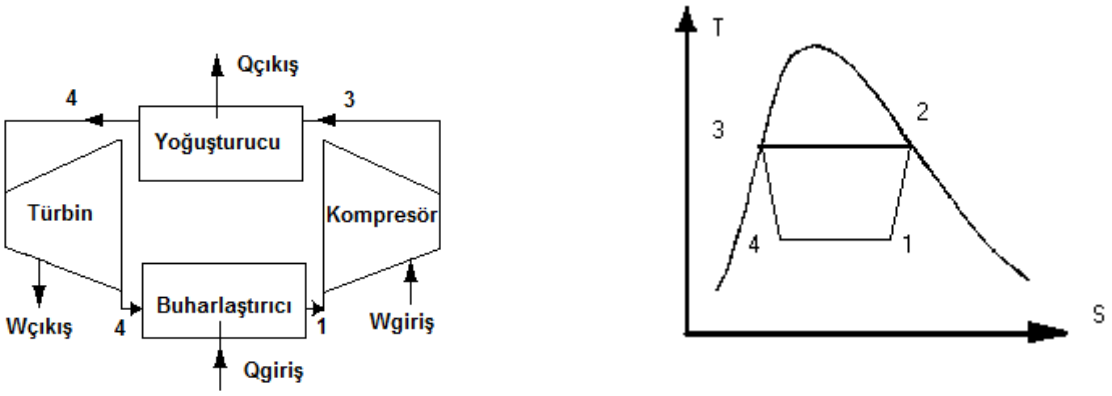
Soğutma makinaları bir bölgeyi çevre sıcaklığının altında tutmak için kullanılan sistemlerdir. Bu tür sistemlerde tek fazlı akışkan kullanılabileceği gibi iki fazlı akışkanlar da kullanılabilir. Genelde soğutma uygulamaları, yiyeceklerin saklanması, binaların soğutulması gibi uygulamalar için düşünülür, fakat bir çok farklı uygulaması da mevcuttur. Örneğin uzay araçlarının sıvı yakıtlarının eldesi, demir çelik fabrikalarında kullanılan oksijenin elde edilmesi , doğal gazin taşınması ve depolanması gibi alanları kapsayabilir.
Soğutma makinaları temel olarak güç üretme makinalarının tersi prensiple çalışır. Dışardan iş girerek soğu enerjisi elde edilir. Hepimiz elimize dökülen kolonyanın serinlik verdiğini biliriz. Bunun temel nedeni kolonyanın içindeki alkolün buharlaşması sonucu çevresinden (elimizden) ısı enerjisi çekmesidir.

Soğutma makinalarının çoğu genel olarak bir çalışma akışkanının (soğutkanın) düşük basınçta buharlaştırılması ve yüksek basınçta tekrar sıvılaştırılması prensibine dayanır. Bundan başka bir gazın yüksek basınca sıkıştırıldıktan sonra soğutulması sonrada düşük basınca genleştirilmesi prensibine dayanan soğutma sistemleri de vardır. Bu tür sistemler gazların sıvılaştırılmasında ve uçaklarda sıkça kullanılırlar. Termo-iyonik soğutuculardа (Peltier soğutucuları) gittikçe daha fazla kullanım bulunmaktadır. Bu soğutuculardа uçlarından birbirine bağlanmış iki değişik tür alaşımdan elektrik akımı geçirilir ve bir uç ısınırken diğeri uç soğur.
Soğutma akışkanlarının sıkıştırılması genelde kompresör dediğimiz aygıtlarla gerçekleşir. Kompresörler genel olarak piston silindir tipi, turbokompresörler, vida tipi kompresörler, ses dalgalarıyla sıkıştırma gibi değişik tiplerde olabilir. Absorbsiyon tipi soğutuculardа basınç sıvı pompası ve birden fazla sıvının fazlarının ayrılması sistemiyle de oluşturulabilir

Soğutma akışkanlarının aynı zamanda genleştirilmesi de gerekmektedir. Genleşme ideal olarak bir türbin veya genleşme makinasında yapılabilir, fakat genel uygulama bir genleşme vanası veya lüle, kılcal bir boru veya delikli levhalar kullanmaya dayanır. Şimdi bu makinaların bazılarını daha detaylı olarak inceleyelim.

7.1. KARNOT SOĞUTMA MAKİNASI

Karnot soğutma makinası teorik olarak soğutma akışkanının sıkıştırıldığı bir kompresör, soğutma akışkanının buharlaştırıldığı bir evaporatör, soğutma akışkanının genleştirildiği bir türbin ve bir kondenserden (yoğuşturucu) oluşur. En yüksek çalışma verimine ulaşabilecek makinadır. Akışkan olarak doymuş sıvı – buhar karışımını kullanılabilir. Teoride bu çevrim en iyi verim vermekle beraber, pratik kullanımda sıvı buhar karışımının kompresörde sıkıştırılması ve türbinde genleştirilmesi çok zordur. Aynı zamanda türbin pahalı bir araçtır. Bu yüzden bu çevrim pratik uygulamalarda çok fazla yer bulmamıştır.

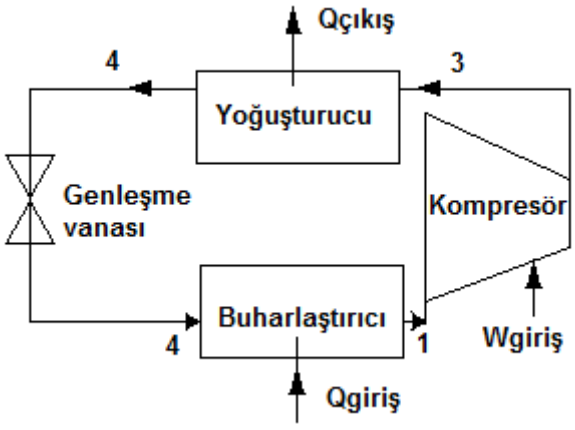


Şekil 7.1-1 Karnot çevrimi şematik görünüm ve T-s (sıcaklık entropi) diyagramı.

Burada 1-2 kompresörü, 2-3 kondenseri, 3-4 türbini, 4-1 evaporatörü göstermektedir.

7.2. STANDART SOĞUTMA ÇEVRİMİ (MAKİNASI)

Carnot çevrimindeki problemler bu çevrimi biraz değiştirerek giderilebilir. Kompresöre doymuş sıvı-buhar karışımı gönderilecek yerde karışım kızdırılarak tamamen doymuş veya kızgın buhar haline getirilebilir. Pahalı olan türbin bir genleşme vanasıyla değiştirilebilir. Bu değişiklikler yapıldığında günümüzde en fazla kullanılan soğutma sistemi oluşmuş olur.Şekil 8.2-1 de bu çevrimin bileşenlerini şematik olarak görmekteyiz.



Şekil 7.2-1 Standart soğutma çevrimi

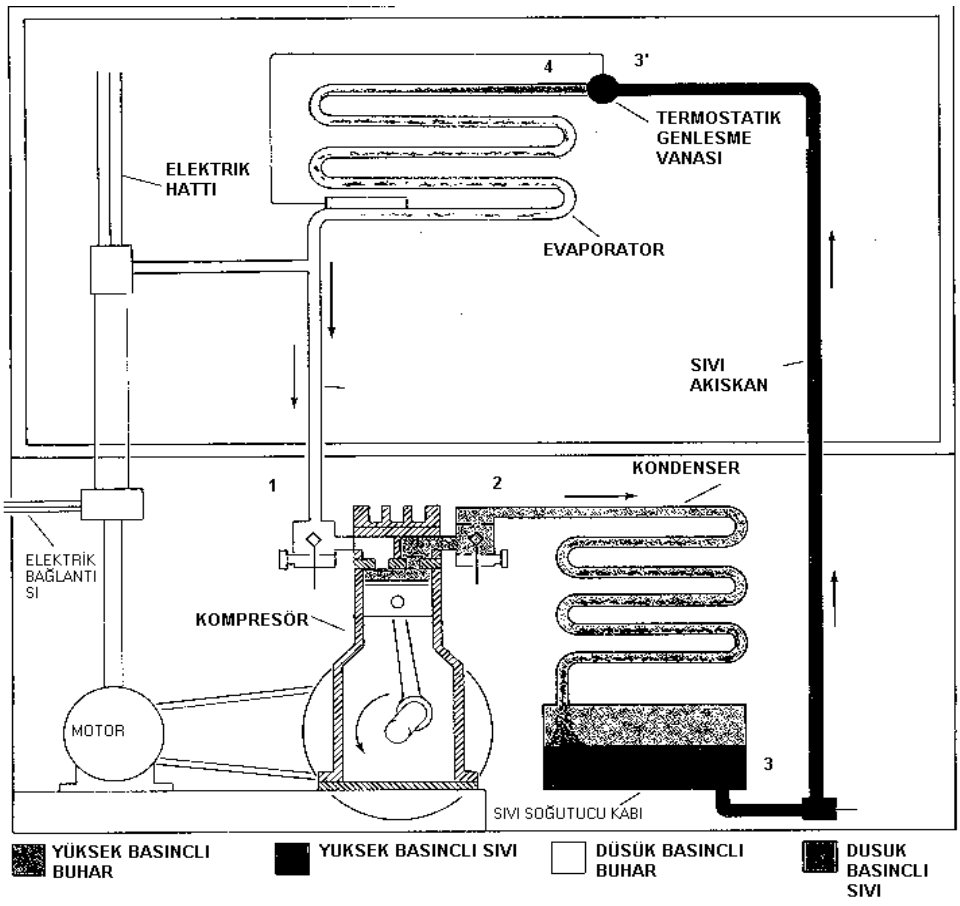
Şekil 8.2-2 de böyle bir soğutma sisteminin daha ayrıntılı ve gerçekçi bir diyagramını görmekteyiz. Şekil 8.2-3 de ise aynı çevrimin sıcaklık entropy (T-S) diyagramında gösterilişini görmekteyiz. Şekillerden de görüldüğü gibi soğutma makinası temel olarak bir buharlaştırıcı (evaporatör), bir Yoğuşturucu (Kondanser), bir kompresör ve bir genleşme vanasından oluşmaktadır. Evaporatörde

ortamdan ısı enerjisi çekilir, kondenserde ise ısı çevreye verilir. Kondenser ve evaporatör olarak genelde hava veya suya veya soğutulacak besin maddesine ısı aktaracak ısı değiştirgeçlerinden yararlanılır. Kompresör girişine 1, kompresör çıkışı-kondenser girişine 2, kompresör çıkışına 3 ve evaporator girişine 4 dersek, Bu sistemdeki evaporatörün çevreden çektiği ısı :
$Q_{evaporatör} = m * (h_1 - h_4)$ formülü ile hesaplanabilir.
Burada m akışkan debisi (kg/s) ve h entalpidir (KJ/kg).
Burada m akışkan debisi (kg/s) ve h entalpidir (KJ/kg). Soğutma çevriminde değişik akışkanlar kullanılabilir. Bu akışkanlar ve termodinamik özelliklerinin detayları bir sonraki bölümümüzde verilecektir.

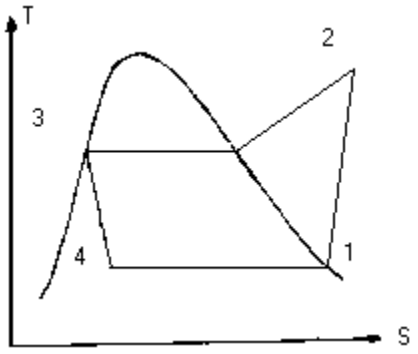
Evaporatör giriş ve çıkış şartları bilindiğinde entalpi değerleri termodinamik tablo, diagram veya programlar yardımıyla bulunabilir.
Kondenserde dışa atılan ısı ise
$Q_{kondenser} = m * (h_2 - h_3)$ formülü ile hesaplanabilir.
Kompresörün çektiği elektrik enerjisi :
$W_{kompresör} = m (h_2 - h_1) / \eta_{mekani-elektrik}$ formülü ile hesaplanır. Buradaki $\eta_{mekani-elektrik}$ kompresör mekanik ve elektrik verimini ifade eder. Kondenser veya evaporatördeki ısı transferinin kompresöre verilen mekanik işe oranına etkinlik katsayısı (COP) adı verilir.

$COP_{evaporatör} = Q_{evaporatör} / W_{kompresör}$
$COP_{kondenser} = Q_{kondenser} / W_{kompresör}$

Evaporator etkinlik katsayısı soğutma sistemlerinde, Kondenser etkinlik katsayısı ısıtma sistemlerinde (Isı pompalarında) kullanılır.



Şekil 7.2-2 Standart soğutma çevriminin ayrıntılı grafik gösterimi



Şekil 7.2-3 Standart soğutma çevriminin T-S diyagramında gösterimi

Bu hesabı küçük bir örnek problemle görelim :

Örnek 1 :

Bir standart soğutma makinasında soğutma akışkanı olarak Freon-12 kullanılmaktadır. Akışkan kompresöre 1.4 Bar basınç ve –20 °C de 0.05 kg/s debi ile girmekte ve 8 bar 50 °C de çıkmaktadır. Akışkan kondenserden 26 °C de ve 7.2 de barda çıkmıştır. Akışkan genleşma vanasından 1.5 bar basınçta çıkmıştır. Evaporatördeki ısı çekimi, kondenserdeki ısı transferini bulunuz. Kompresörün mekanik-elektrik verimi 0.9 ise kompresöre giren elektrik enerjisini bulunuz. Sistemin soğutma sistemi ve ısı pompası olarak etkinlik katsayısını bulunuz.
bir Freon-12 tablosundan entalpi değerleri aşağıdaki gibi bulunabilir. Burada şunu hemen belirtelim mutlak entalpi değerleri değişik referans değerleri kullanıldığından değişik değişik tablo ve programlarda değişik olabilir, fakat entalpi farkları değişmez.

evaporatör çıkışı :
P_1 = 1.4 bar
T_1 = -20°C de
h_1 = 179.01 KJ/kg olarak bulunur.
Kompresör çıkışı :
P_2 = 8 bar
T_2 = 50°C de
h_1 = 179.01 KJ/kg olarak bulunur.
Kondenser çıkışı :
P_3 = 7.2 bar
T_2 = 26 °C de
h_3 = 60.68 KJ/kg olarak bulunur.
h4=h3=60.68 KJ/kg (genleşme vanasında dışarıya enerji kaçağı-ısı transferi yoksa entalpi sabit kalır.)
Bu değerleri kullanırsak :
$Q_{evaporatör} = m * (h_1 – h_4) = 0.05kg/s * (179.01- 60.68) = 5.92$ KW
$Q_{kondenser} = m * (h_2 – h_3) = 0.05kg/s * (213.45 – 60.68) = 7.6385$ KW
$W_{kompresör} = m * (h_2 – h_1) / h_{mekani-elektrik} = 0.05kg/s/0.9*(213.45-179.01) = 1.913$ KW
$COP_{evaporatör} = Q_{evaporatör} / W_{kompresör} = 5.91/1.913 = 3.094$
$COP_{kondansör} = Q_{kondansör} / W_{kompresör} = 7.6385/1.913 = 3.9929$

Burada hemen belirtelim ki biz bu makinayı hem ısıtma hem de soğutma amacıyla kullanabilirsek verdiğimiz enerjinin yaklaşık 7 katını, sadece soğutma olarak kullanırsak 3 katını, sadece ısıtma için kullanırsak 4 katını almaktayız. Enerji kazanımı bakımından fabrikamızda makinamızı hem soğutma

hem de ısıtma olarak kullanmamız bize büyük avantajlar sağlayabilir. Burada zor olan hem ısıtma hem de soğutma uygulamasını aynı prosessler içinde bulmaktan kaynaklanabilir.

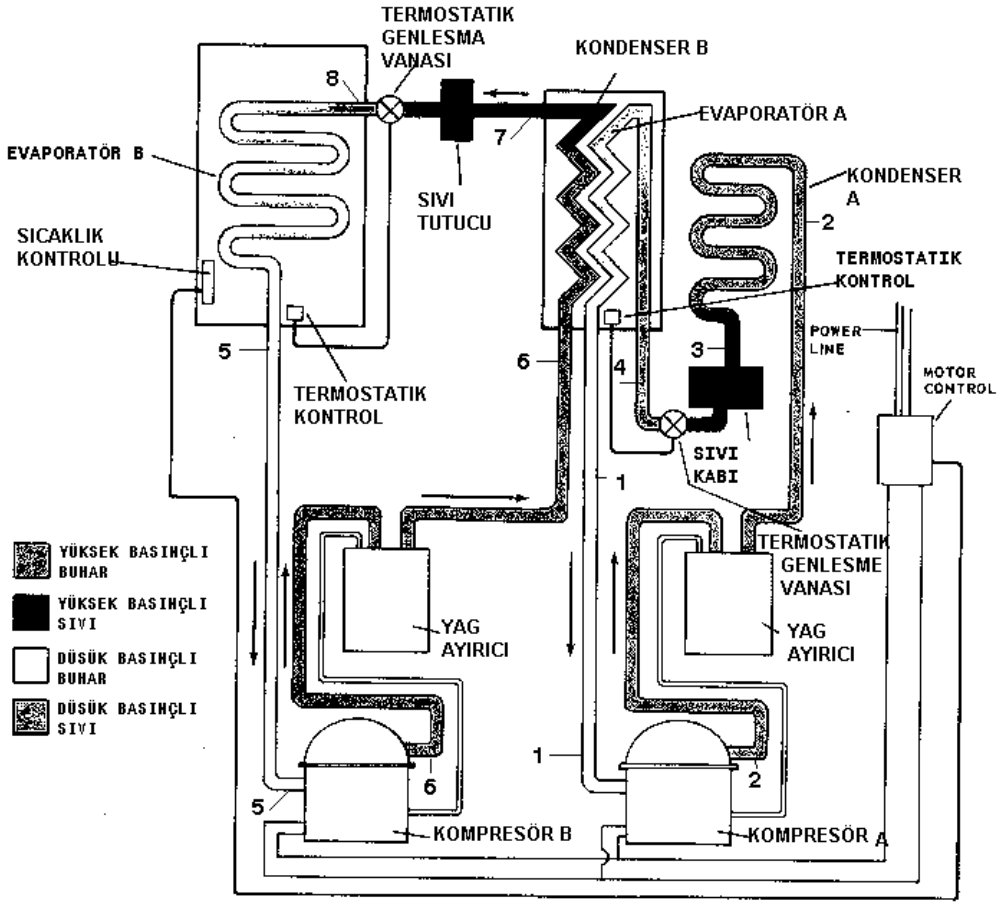
7.3. KASKAD SOĞUTMA ÇEVRİMİ (MAKİNASI)

Yoğuşturucu (Kondenser) sıcaklığıyla buharlaştırıcı (evaporatör) sıcaklığı arasındaki fark çok büyük olduğunda kompresör çok fazla giriş işi (elektrik enerjisi) harcar. Bu elektrik enerjisi miktarını azaltmanın ve sistemin toplam etkinlik katsayısının arttırılmasının bir yolu Kaskad soğutma sistemlerinin kullanılmasıdır. Bu tür sistemler temel olarak iki bağımsız soğutma gurubundan oluşur. Düşük sıcaklıktaki sistemin yoğuşturucusunun ısısı yüksek sıcaklıktaki sistemin buharlaştırıcısı tarafından çekilir. Böylece kompresörün istediği toplam enerji düşeceği gibi, toplam çekilen soğu yükü de artar. Şekil 6 da bir Kaskat soğutma sistemi görülmektedir.

Sistemin yüksek basınç ve alçak basınç taraflarında aynı akışkan kullanılacağı gibi, değişik akışkanların kullanılması da mümkündür. Temel olarak bu çevrim yukarıda anlattığımız çevrimin iki tanesinin bir araya gelmesinden oluştuğu için aynı denklemler kullanılarak hesaplanabilir. Temel ayrılık düşük basınç kondenseriyle yüksek basınç evaporatörünün ısıyı bir ısı değiştirgecinde birbirlerine aktarmalarıdır.

$Q_{evaparotör-\,A} = Q_{kondenser-\,B} = m_A\,(h_5 - h_8) = m_B(h_2 - h_3)$

Şimdi bir örnekle kaskad soğutma sisteminin nasıl hesaplanacağını görelim :



Şekil 7.3-1 Kaskad soğutma çevrimi

Örnek 2 :

İki kademeli bir kaskad soğutma sistemini göz önüne alalım. Bu sistemin her kademesinde aynı soğutma sıvısının kullanıldığını varsayalım. Bu sistem ideal standart soğutma çevrimiyle çalışsın ve soğutma akışkanı Freon 12 olsun. Sistem çalışma basıncı 1.4 bar ile 8 bar arasında ise ve aradaki ısı değiştirgeci 3.2 barda çalışıyorsa, yüksek basınçlı soğutma sisteminin debisi 0.05 kg/s ise sistem soğutma etkinlik katsayısını bulunuz.

Not : ideal standart soğutma çevrimi deyince kompresörde ısı transferi olmadığını, kompresör girişinin doymuş buhar ve kondenser çıkışının doymuş sıvı olduğunu kabul ediyoruz.

Yüksek basınç soğutucumuz 8 bar ile 3.2 bar arasında çalışmaktadır.
P_5 = 3.2 bar
T_5 = 1.11 °C (kuruluk derecesi 1)
h_5 = 188 KJ/kg
P_6 = 8 bar
Entropi $s_6 = s_5$= 0.69595 KJ/kg K (bu şart kompresörde ısı transferinin olmaması anlamına gelir)
T_6 = 37.43 °C
h_6 = 204.18 KJ/kg

$P_7 = P_6$ = 8 bar
T_7 = 32.74 °C (kuruluk derecesi 0)
h_7 = 67.3 KJ/kg

P_8 = 3.2 bar
$h_7 = h_8$ = 67.3 KJ/kg
T_8 = 1.11 °C (kuruluk derecesi 0.2)

Alçak basınç soğutucumuz 1.4 ile 3.2 bar arasında çalışmaktadır.

P_1 = 1.4 bar
T_1= -21.92 °C (kuruluk derecesi 1)
h_1 = 177.87 KJ/kg
s_1 = 0.710150

P_2 = 3.2 bar
T_2 = 7.16 °C ($s_1=s_2$ = 0.710150 kompresörde ısı transferinin olmadığı kabul edildi)
h_2= 191.84 KJ/kg

P_3 = 3.2 bar
T_3 = 1.1
h_3=37.08 KJ/kg

P_4 = 1.4 bar
$h_4 = h_3$ = 37.08
T_4 = -21.92 °C (kuruluk derecesi 0.1297)

Düşük basınç soğutma sisteminin debisi ortadaki ısı değiştirgecinin enerji değişiminden bulunabilir.

$Q_{evaparotör- A} = Q_{kondenser- B} = m_A (h_5 – h_8) = m_B(h_2 – h_3)$
$= 0.05 (188 – 67.3) = m_B(191.94 – 37.08)$
m_B = 0.039 kg/s
$Q_{kondenser- A} = m_B (h_6 – h_7) = 0.05*(204.18 – 67.3) =$ 6.844 KW
$Q_{evaparatör- B} = m_A (h_1 – h_4) = 0.039*(177.87-37.08) =$ 5.49 KW
$W_{kompresör} = m_A (h_6 – h_5) + m_B (h_2 – h_1) =$

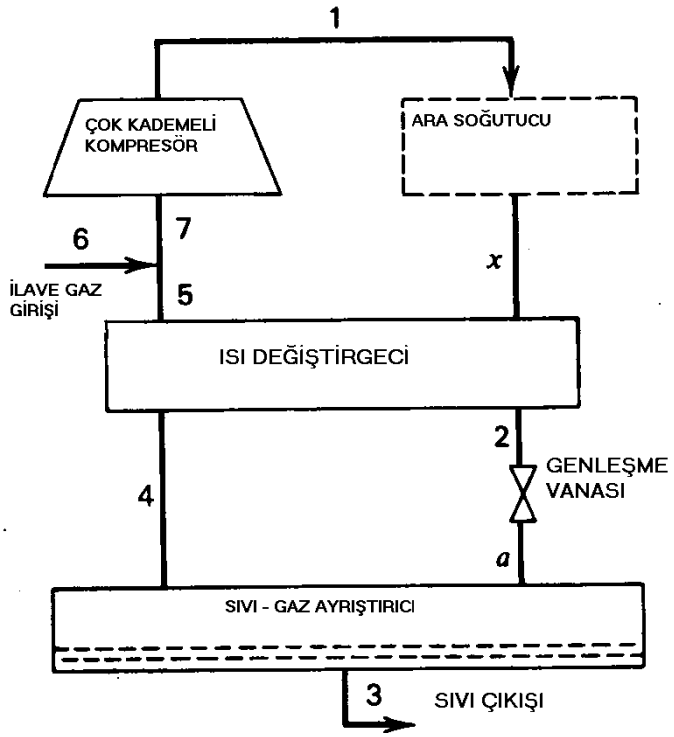
0.05*(294.18-188)+0.039*(191.97-177.87) = 1.36 KW
$COP_{evaparatör-B} = Q_{evaparatör-B} / W_{kompresör} = 5.49/1.36 = 4.04$

8 bar ile 1.4 bar arasındaki ideal standart soğutma çevrimini hesaplarsak COP değeri 3.59 olarak bulunur. (bunu ödev olarak siz hesaplayınız)
kaskad sistemde ise 4.04 e tırmanmıştır. Daha fazla kaskad stepleri kullanarak verimi daha da arttırmamız mümkündür.

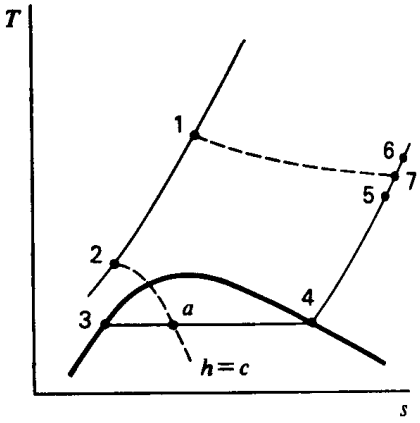
Kompresörü ara soğutma kademeli olarak birden fazla kademeler halinde yaparak da belli bir enerji tasarrufu sağlanabilir. Kaskat sistemlerde aynı zamanda toplam soğutma ısı transferi de artmaktadır.

7.4. GAZLARIN SIVILAŞTIRILMASI

Günümüzde –75 derece santigradın altındaki sıcaklıklarda gazların sıvılaştırılması, sanayideki önemli bir prosestir. Doğal gazların kullanımının artması bu prosesin önemini daha da arttırmıştır. sıvılaştırılmış doğal gaz bir çok sanayide temel enerji girdisi olarak kullanılmaktadır.



Şekil 7.4-1 Gaz sıvılaştırma çevriminin şematik görünümü

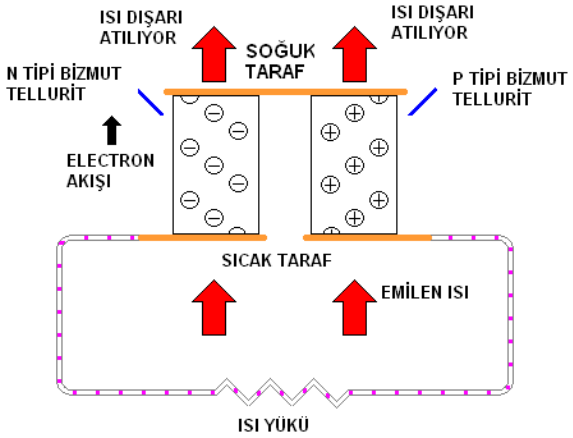


Şekil 7.4-2 Gaz sıvılaştırma çevriminin T-S diyagramı

Bu tür sıvılaştırma işlemleri için standart soğutma çevriminin modifiye edilmiş şekilleri kullanılır. Şekil 8.4-1 de bu tür bir sıvılaştırma sisteminin diyagramı ve şekil 8.4-2 çok kademeli bir kompresörde sıkıştırılmakta, daha sonra bir soğutucuda soğutulduktan sonra bir ısı değiştirgecinde daha fazla soğutulmakta ve genleşme vanasında genleştirilmektedir. Genleşme sonunda gazın bir kısmı sıvılaşmakta, sıvı kısım sıvı gaz ayrıştırıcısında ayrılırken geri kalan gaz önce ısı eşanjöründe ısınmakta, sonra da kompresöre gitmektedir. Bu tür proseslerin kullanımında enerji veriminin yükseltilmesinde ısı değiştirgecinin verimi ve kompresör verimi çok önemlidir. Verimi arttırmak için kompresörün her kademede soğutulması gerekir. Bu tür çevrimlerde çok yüksek basınçlar kullanıldığından genleşme vanası yerine türbin kullanılması ve kompresör enerjisinin bir kısmının türbinden sağlanması büyük sistemlerde ekonomik olabilir.

7.5 TERMOELEKTRİK (PELTİER) SOĞUTMA SİSTEMLERİ

Birbirinden ayrı malzemeden yapılmış iki teli uçlarından birbirine bağlar ve devreden elektrik akımı geçirirsek bir ucun ısınırken diğer ucun soğuduğunu görürüz. Eğer ısınan tarafdaki ısıyı devreden atarsak, soğuyan taraftan sürekli olarak ısı çekebiliriz. İlk defa Thomas Seebeck tarafından bulunan bu etki soğutma makinası olarak kullanılabilir. Soğutma makinası olarak kullanım ilk defa peltier tarafından gerçekleştirilmiştir ve Peltier etkisi olarak anılır. Günümüzde bilhassa küçük elektrik devrelerinin soğutulmasında pratik olarak kullanılan bu sistem, COP katsayısı standard soğutma makinasının verimine henüz ulaşmadığı için büyük sistemlerde pek kullanılmamaktadır. Bu sistemlerin tercih nedeni küçük boyutlarda kullanılabilmesi, sessiz çalışması ve güvenilirliğidir. Peltier sistemlerinin COP değerlerini arttırmak için yeni metal çiftleri üzerinde çalışmalar sürmektedir, bu çalışmalar sonucunda gelecekte standard soğutma çevriminin üzerinde COP değerlerinin yakalanması mümkün olabilecektir. Şekil 8 de elektronik devreleri soğutmakta kullanılan bir seebek-peltier sistemi şematik olarak gösterilmiştir.



Şekil 7.5.1 Seebeck devresiyle ısının dışarıya atılması (sistemin soğutulması)

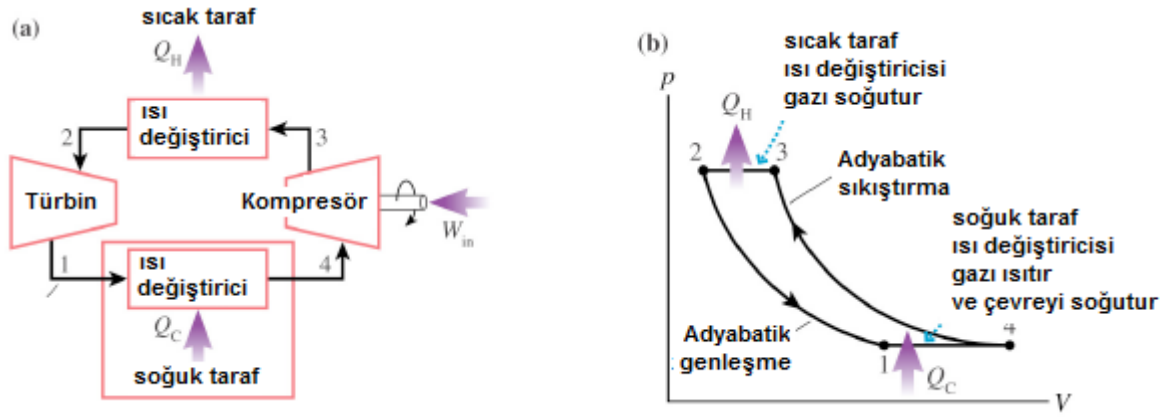
Peltier soğutucuları bilhassa ufak alandaki soğutma ihtiyaçlarının giderilmesinde önem kazanmaktadır. Bilgisayar ve elektronik devrelerinin soğutulması, soğutmalı araç koltukları, küçük soğutucu üniteler (örneğin bira soğutucuları) gibi çeşitli uygulamalarda kullanılmaktadır. Şekil 9 da bir bilgisayar ana belleğinin bu tür bir peltier soğutucusu kullanılarak soğutulması görülmektedir.



Şekil 7.5.2 Peltier devresikullanarak bilgisayarana işlemcisinin soğutulması

7.6 GAZ TÜRBİNİ SOĞUTMA MAKİNASI (BRAYTON ÇEVRİMİ)

Gaz türbini soğutma makinası bir gaz türbini, bir kompresör ve iki ısı değiştirgecinden oluşur. Gaz kompresörde sıkıştırıldıktan sonra bir ısı eşanjöründe soğutulur (çevreye ısı atılır). Daha sonra bir türbinde genleştirilen ve soğuyan gaz ikinci bir ısı eşanjöründe ortamdan ısı çekmek için kullanılır. Eğer çalışma gazı havaysa ve ortam soğutulmasında kullanılıyorsa bu ısı değiştirgecine gerek kalmadan soğuyan hava direk olarak ortama gönderilebilir. Bu sistemin etkinlik katsayısı (COP değeri) de standard soğutma sistemine göre daha kötüdür. Şu andaki en önemli uygulaması uçak kabinlerinin soğutulması (veya ısıtılmasıdır) dır. Bu uygulamada uçak gaz türbinin kompresöründen alınan sıkışmış hava bir ısı değiştirgecinde soğutulduktan sonra küçük bir türbinde genleştirilerek kabin içine verilir.



Şekil 7.6-1 Brayton çevrimi çalışma prensibi

7.7 TERMO-AKUSTİK SOĞUTMA SİSTEMLERİ

Bir gazın içinde yaratılan ses dalgaları gazın içinde osilasyonlar yaratarak gazı sıkıştırır ve genleştirir. Bu etki aynı zamanda gazın soğumasına ve ısınmasına da yol açar. Mekanizmayı daha iyi anlayabilmek için içi bir gaz dolu bir ucu kapalı bir boru düşünelim.Diğer ucunda titreşen bir piston ileri geri hareket etsin. Termoakustik çevrimin çalışmasını anlamak için pistonun içindeki duvar boyunca hareket eden küçük bir gaz hacminde ne olduğunu inceleyelim. Normalde pistonun hareketi sinizoidaldır, fakat biz bunu basitleştirmak için hızlı bir hareket ve bekleme sonra tekrar hızlı bir hareket ve bekleme olarak düşünebiliriz. Bu hareketler termo-akustik termodinamik çevrimi oluşturur. 2 tersinir adyabatik(ısı transferi olmıyan) proses ve 2 sabit basınç ısı transferi prosesinden oluşur. Diğer bir deyimle çevrimi brayton çevrimine benzer bir çevrimdir. Çevrimin ilk prosesinde piston kapalı uca doğru hareket eder ve içerdeki gazı sıkıştırır ve dolayısıyla ısıtır. Bu durumda duvara çok yakın durumdaki gaz parçacığının sıcaklığı duvar sıcaklığından yüksek olacağından ısıyı duvara iletir. Üçüncü proseste piston dışa doğru hareket ederken gaz paketçiği genleşir ve soğur, bu yüzden sıcaklığı duvar sıcaklığının altına düşer ve ısı duvardan gaz parçacığına doğru akar. Eğer piston sisteme iş ilave edecek şekild çalıştırılırsa içteki gaz ısınacağından ısıyı cidardan dışarıya atacaktır, yani bir soğutma sistemi veya ısı pompası oluşacaktır. Termo-akustik sistemde pistonun yerini yüksek enerjili ses dalgaları almaktadır. En uçta yüksek ses yaratıcı bir hoperlör yer alır. Hoperlörden sonra bir rezonans tüpü mevcuttur. Hoperlörden çıkan yüksek enerjili ses dalgaları resonatörün içindeki gazın rezonansına sebep olur. Isınan gaz dizi dediğimiz bölümde ısısı ısı değiştirici mekanizmasıyla çekilerek soğutulur. Böylece ısı çekilmiş olur. Şekil 11 de bu tür bir soğutma sistemi şematik olarak gösterilmiştir



.

Şekil 7.7-1. Termoakustik soğutucu temel prensibi



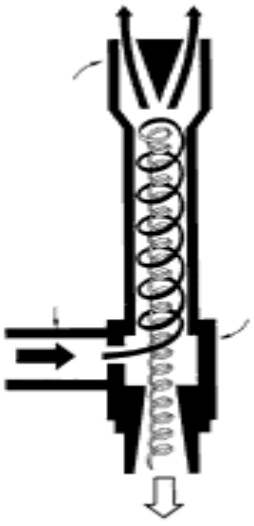
Şekil 7.7-2. Termoakustik soğutucu



Şekil 7.7-3. Termoakustik soğutucu

7.8 VORTEKS BORULU SOĞUTMA SİSTEMLERİ

Vortex borusu 1930 da Fransız fizikçi Georges Ranque tarafından bulunmuştur. Temel çalışma prensibini şöyle özetleyebiliriz: Belli bir eksen etrafında yüksek hızla dönen akışkan (genellikle hava kullanılır) bu dönüş esnasında biri soğuk biri sıcak olmak üzere iki ayrı dönüş hareketine ayrışır.
Basınçlı hava silindir şeklindeki boruya bir radyal dönüş sağlayacak şekilde giriş yapar. Merkezkaç kuvvetiyle borunun dış yüzeyine doğru itilen hava 1000000 devir/dakikayı bulan hızlarda tayfundakine benzer bir yapı içinde dönerek yukarı doğru akar. Borunun sonunda (üst ucunda) sıcak havanın bir kısmı iğne vanadan dışarı atılır. Geri kalan hava giriş havasının içinde daha küçük çaplı ve daha yavaş bir vorteks olarak aşağı dogru akar. İç akıştaki yavaş dönen havanın ısısı dış tarafta hızlı dönen hava tarafından emilerek iç havanın soğuması sağlanır. Soğuyan içteki hava soğuk hava çıkış bağlantısından çekilir.



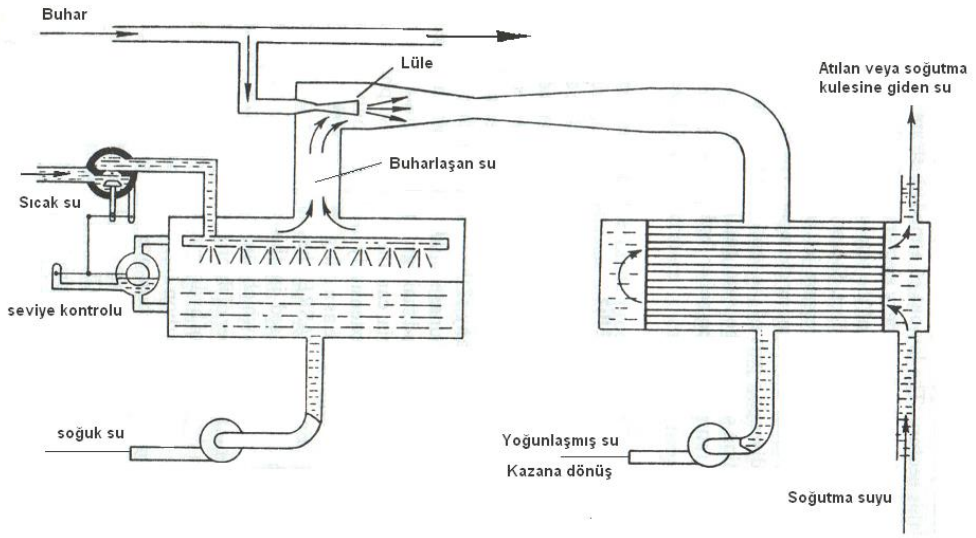
Şekil 7.8-1. vorteks borusu soğutucu temel prensibi



Şekil 7.8-2. vorteks borusu görünümü

7.9 SU JETLİ SOĞUTMA SİSTEMLERİ

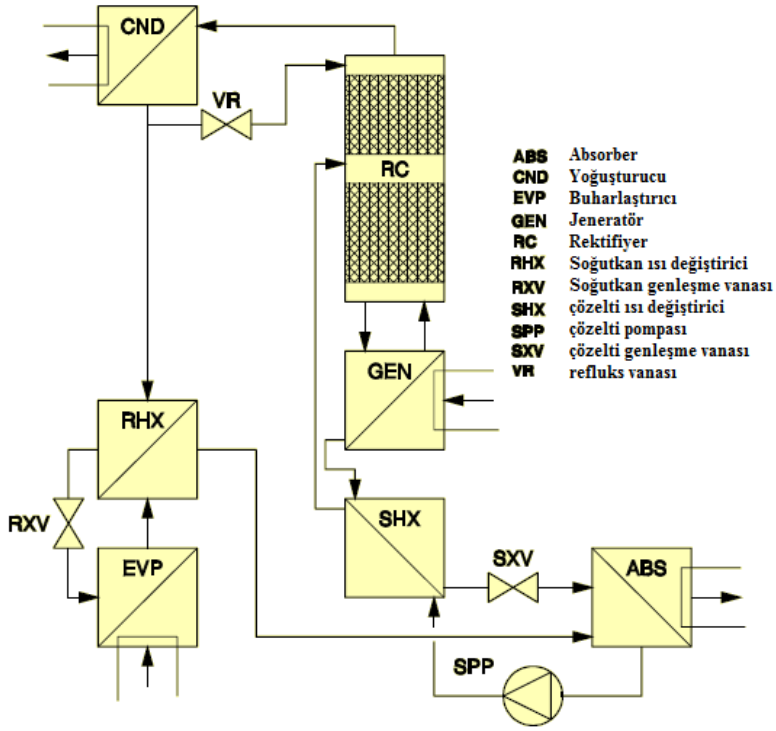
Çevresel olarak Hiçbir zararlı etkisi olmayan bir soğutucu akışkan olan su oldukça cazip bir soğutma akışkanı olarak kabul edilebilir, ancak soğutucu akışkan olarak kullanılma bölgelerindeki yoğuşma basıncının çok düşük olması bir çok uygulamada soğutma akışkanı olarak kullanılmasını engelleyen bir faktör olarak ortaya çıkar.
Örneğin 4 C de buharlaşma basıncı 0.008129 bar civarındadır. Aynu zamanda su ile ulaşabileceğimiz soğutma sıcaklıkları da bir çok uygulama için yeterince düşük değildir. Su buharı kullanırken standart çevrimdeki kompresörün yerini ejektör adını verdiğimiz çok basit bir mekanizma alabilir. Su sıvı fazda kazana gönderilmeden önce pompalarla basınçlı hale getirilebilir. Sıvı fazı basınçlandırma maliyeti gaz fazını basınçlandırmaya göre çok daha ucuzdur. Yüksek basınçtaki buhar bir lüle(nozzle) den fışkırtılırken oluşan kinetik enerjiyle buharlaştırıcı(evaporatör)daki oluşan su buharını da çeker. Karışım yoğuşturucuya gönderilerek tekrar yoğuşturulur, böylece gaz buharlaştırıcının düşük basıncından yüksek basınca çıkarılmış olur. Yoğuşan suya pompada tekrar basınç sağlanarak kazana gönderilir.



Şekil 7.91-. su jetli (standart soğutma çevrimli) soğutucu sistemi

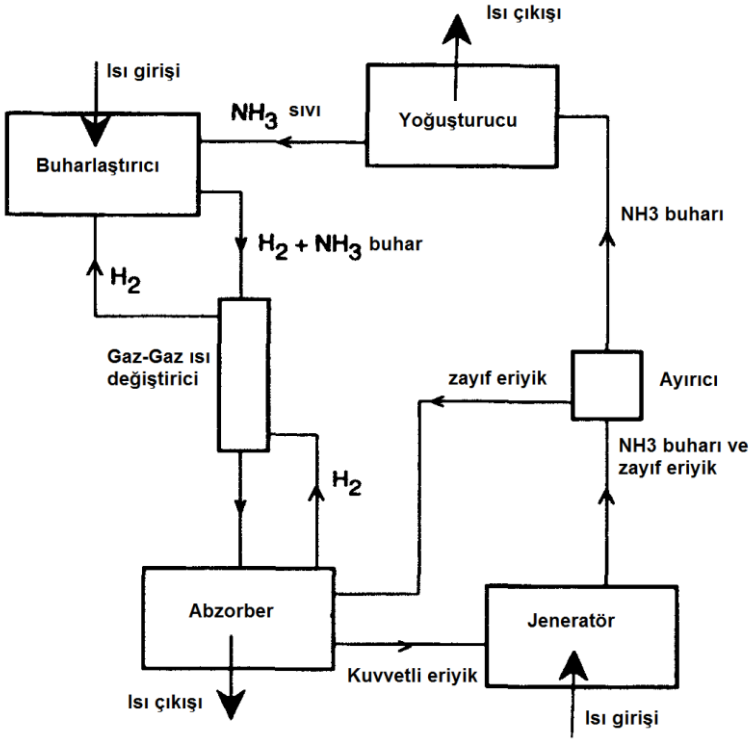
7.10 ABSORBSİYONLU SOĞUTMA SİSTEMLERİ

Asorbsiyonlu soğutma sistemleri iki sıvılı ve sıvılardan birisinin diğeri içinde eriyerek orak faz tşkil edebilme özelliklerine dayanır. Karışımdan ısı çekildiğinde ikincil sıvının içinde ergime artar, ısı verildiğinde fazlar ayrışır. Sıvılar bir arada ergidikten sonra (gz sıvı içine absorbe olduktan sonra) sıvı normal bir sıvı pompasıylabasınçlandırılır ve Jeneratöre gönderilir. Jeneratörde ısı verilen karışımdan gaz fazında soğutkan ayrılarak yoğuşturucuya gönderilir. Bu çevrim kompresöre göre çok düşük bir iş girişine gereksinme duyduğundan ve teml olarak ısı enerjisi ile çalıştığından atık ısının olduğu yererde cazip olabilmektedir. Sistem etkinlik katsayısı standart soğutma çevrimine göre düşüktür. En çok kullanılan absorbsiyon çiftleri su-amonyak (çevrim soğukanı amonyak, amonyağı emen sıvı olarak su) ve Lityum bromid-su (çevrim soğutkanı su ve suyu emen sıvı olarak Lityum bromid) çifti sayılabilir. Diğer pratik soğutkan absorbant çifleri ile ilgili araştırmalar sürmektedir.



Şekil 7.10-1 Aborbsiyonlu soğutma makinası sistemi

Günümüzde etkinlik katsayısı daha yüksekolan çift kademeli absorbsiyonlu sisemler üzerinde de yoğun çışmalar mevcuttur. Bu sistemlerin en büyük dezavantajı değişik yüklere adaptasyonlarının zayıf olmasıdır. Bu çevrimin Einstein tarafından patenti alınmış olan üç sıvılı (Hidrojen-amonyak-su) bir versiyonu hiç pompa kullanmadığı ve sadece ısı enerjisiyle çalıştığı için ilginçtir. Bu çevrim genelde küçük sistemlerde kullanılır.



Şekil 7.10-2 Aborbsiyonlu Einstein üç sıvılı çevrimi soğutma makinası sistemi

7.11 ADSORBSİYONLU SİSTEMLER

Soğutkanın bir üst bölümde anlatıldığı gibi bir sıvı tarafından değilde bir katı tarafından emildiği sistemlere Adsorbsiyonlu sistemler adı verilir. Adsorpsiyon işleminde gaz fazındaki maddeye (soğtkana) adsorbat, katı fazındaki maddeye ise absorbent denilmektedir. Adsorpsiyon, fiziksel ve kimyasal olarak ikiye ayrılmaktadır. Desorpsiyon olayının olmadığı yani reaksiyonun tersinmez olduğu adsorbatın adsorbent yüzeyine tutunmasına kimyasal olarak adsorplama denir. Bu adsorpsiyon türünde, adsorplanan adsorbatın adsorbent yüzeyinden uzaklaşması söz konusu değildir. Fiziksel adsorplamada ise adsorbat, adsorbent yüzeyine fiziksel bağlarla tutunur. Desorpsiyon olayının gerçekleştiği bu adsorplama şeklinde adsorpsiyon ortam sıcaklığının artışı ile azalmaktadır. Fiziksel adsorpsiyon işleminde reaksiyon sırasında adsorpsiyon ısısı açığa çıkar.

Adsorpsiyonlu soğutma sistemlerinde soğutucu adsorbat (soğutkan) olarak çoğunlukla su kullanılmakta, bunu yanında metanol ve amonyak da kullanılmaktadır. Gereken buharlaşma ısısını çevresinden alan su, oda sıcaklığında vakum altında buharlaşır. Bu işlem sırasında devrede soğutma meydana gelir. Adsorpsiyonlu soğutma sistemi kapalı sistem olduğundan buharlaşmış absorbat çevreye buhar olarak bırakılmaz, sistemin içerinde tekrar yoğuşur. Termodinamik yasalara göre buharlaşmış absorbatın doğrudan yoğuşması mümkün olmadığına göre absorbat, katı adsorbent tarafından adsorbe edilir. Adsorbent malzemeleri başta silika-jel olmak üzere aktif karbon ve zeolit olarak sayabiliriz.

Soğutma sistemlerinde adsorpsiyon prensibi, soğutkan buharının adsorbentler tarafından emilmesidir. Sisteme ısı verilmesiyle adsorbentteki adsorbe soğutkan tekrar buharlaşır. Böylece adsorbent malzeme eski durumuna geri dönmüş olur. Buharlaşma prosesi sıcaklık ve basınca bağlıdır. Normal atmosferik basınç (760 mmHg) altında absorbat su 100 ^{o}C'de buharlaşır. Basınç düşürüldüğünde buharlaşma sıcaklığı da düşmektedir. Yeterli yüksek vakum değerlerinde adsorbat su düşük sıcaklıkta buharlaşır. Adsorpsiyonlu soğutucular için 10-20 mm Hg vakum basıncı yeterlidir

Adsorpsiyon işleminde en önemli faktörleri bir kez daha hatırlatmak gerekirse ;

- Adsorbent yapısal değişikliğe ve hacimsel genişlemeye uğramadan adsorbatı kolaylıkla adsorbe edebilir.
- Adsorbent, depoladığı adsorbatı sıcaklık artışı ile rahatlıkla bırakabilir. Bu işlem tersinir ve sürekli tekrarlanır.

Adsorpsiyonlu soğutma sisteminde, evaporatör ve kondenser sıcaklığına, üçüncül ısı kaynağının sıcaklığına ve sistemin kullanım amacına bağlı olarak absorbat ve absorbent seçimi yapılır ve uygun çalışma basıncı belirlenir. Örneğin; evaporatör sıcaklığı 0 ^{o}C'nin altında olan bir sistem için zeolit-su çifti kullanılamamakta, bu durumda aktif karbon-metanol çiftinin kullanımı daha uygun olmaktadır. Tablo 1.12.1'de adsorbent-adsorbat çiftlerinin gerekli çalışma aralıkları için özellikleri verilmiştir.

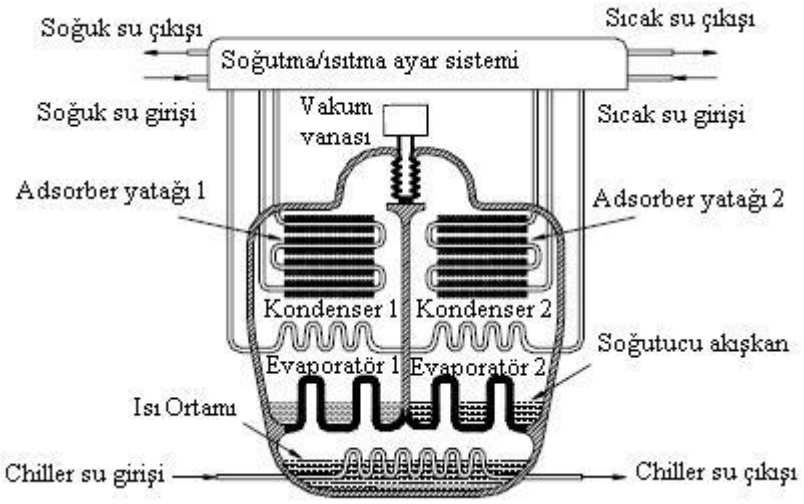
Absorbentin adsorplama kapasitesinin artması ile birlikte çevrim verimi de artmaktadır. Adsorbat-adsorbent çiftine ait özgül ısılar, ısı iletim katsayısı ve yoğunluk adsorpsiyon işleminde önem taşımaktadır. Adsorpisyonlu soğutma sistemlerinde adsorbent yatağının kütle ve ısı transfer hızlarının kontrol edilmesi de önem taşımaktadır. Adsorbentin ısı transfer katsayısının düşüklüğü, ısı transfer hızını düşürmektedir. Bu etki adsorpsiyon ve desorpsiyon periyotlarını uzatmaktadır.

Tablo 1.1 *Adsorbent- adsorbat çiftinin çalışma sıcaklıklarına göre özellikleri[1]*

Adsorbat-Adsorbent Çifti	Maksimum	Adsorpsiyon ısısı	Çalışma sıcaklığı

	adsorplama kapasitesi (kg/kg)	($kJ/kg_{absorbat}$)	(^oC)
Su-Zeolit 4A	0.22	4400	0 - 350
Su-Zeolit 13X	0.30	4400	0 - 350
Su-Mordenit	0.11	4000	0 - 250
Su-Silika Jel	0.37	2560	0 - 150
Metanol-Aktif Karbon	0.32	1400	-20 - 140

Şekil 1'de adsorpsiyonlu soğutma sisteminde absorbat-absorbent çiftinin çalışma sistemi gösterilmektedir. Şekilden de görüldüğü gibi sistem, ısıtma-soğutma besleme hattı, vakum vanası, adsorbent yatakları, kondenser ve evaporatörün dahil olduğu adsorpsiyon/desorpsiyon çalışma odaları ve ısı pompası çalışma odasından oluşmaktadır. Adsorpsiyon/desorpsiyon çalışma odalarında adsorpsiyon ve desorpsiyon işlemleri sırasıyla gerçekleşir. Her bir adsorpsiyon/desorpsiyon odası bir kondenser, bir absorbent yatağı ve evaporatörden oluşur. Bu soğutma sistemi iki sistemin bir arada olduğu tek bir sistem olarak çalışmaktadır. Çalışma odalarındaki evaporatörler soğutma sistemini desteklemektedir. Isı pompası odasının üst kısmını absorbat evaporatör, alt kısmını ise metanol evaporatör oluşturmaktadır. Metanol evaporatörde borunun dışından metanol, içinde ise soğutulmak istenen su geçmektedir.



Şekil 7.11-1 Adsorpsiyonlu soğutma sisteminin şematik gösterimi [9]

Sistemde düşük sıcaklıktaki ısı kaynağını kullanılmasında yardımcı olan kütle geçiş işlemini sağlayan bir adet vakum vanası kullanılmıştır. Absorbent yatağında kanatçıklı ısı değiştiricisi, kondenserde ise gövde-boru tipi ısı değiştiricisi bulunmaktadır. Absorbent yataklarındaki kondenserler birbirine seri bağlanmıştır. Birinci absorbent yatağına giren soğutma suyu ikinci absorbent yatağına geçmektedir. Adsorpsiyon, desorpsiyon, kütle ve ısı geri kazanım işlemlerinin ard arda uygulanmasıyla soğutma çevrimi gerçekleşir.

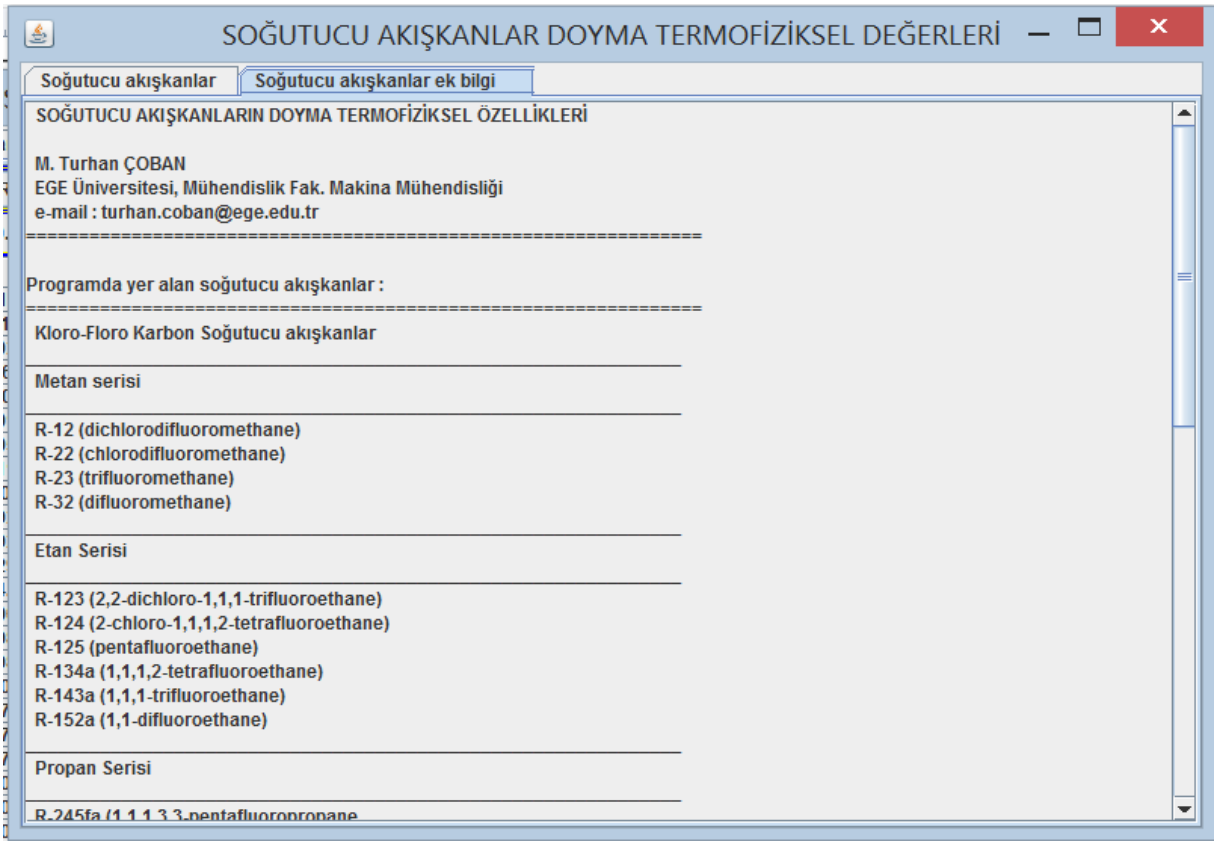
8. SOĞUTMA VE ISI POMPASI ÇEVRİMLERİ TERMODİNAMİK MODELLENMESİ

Bir önceki bölümde çeşitli soğutma makinalarını genel olarak tanıdık, bu bölümümüzde de bu makinaların temel çevrimlerini termodinamik açıdan daha detaylı olarak tanımlayarak, bilgisayar modelleriyle nasıl hesaplanacağının detaylarını vereceğiz. Termodinamik

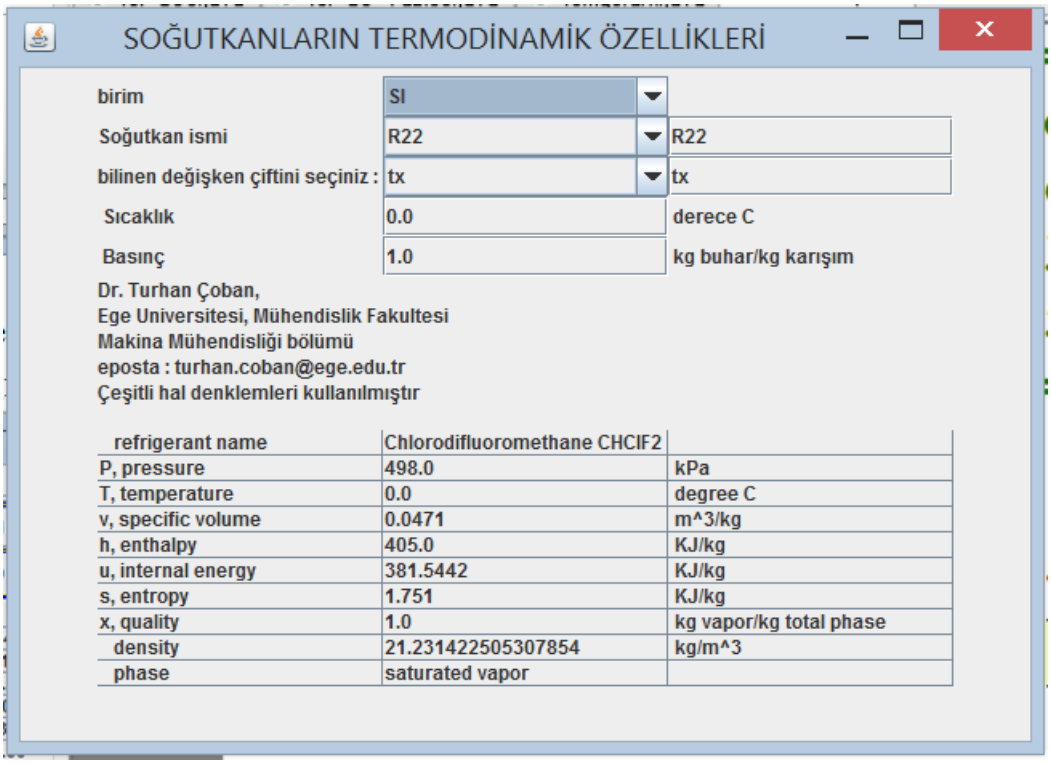
çevrimlerin hesabı herşeyden önce kullanılann soğutkanların termodinamik özelliklerinin bilinmesine bağlıdır. Denklemsel bazda termodinamik özelliklerini hesaplamak için gerekli hal denklemlerinin neler olduğu ve nasıl hesaplanacağına ikinci bölümümüzde değinmiştik. Elbetteki bunların bilgisayar ortamında simülasyonlarda kullanılmaları bilgisayar programlarına çevrilmeleriyle mümkün olmaktadır. Kod listeleri ekte verilmiştir. Ayrıca www.turhancoban.con adresinden de bilgisayar formunda temin edilebilirler. Genellikle programlar bilgisayarı sadece veri elde etmek için kullananlar için insan arayüzü programları da içermektedir. Soğutucu akışkanların doyma termodinamik ve termofiziksel özelliklerini içeren ref_CS3.java programının GUI programı olan ref_CS_Table3.java grafik çıktı pencereleri:



İsim	Değer	Birimler
Soğutucu akışkan adı	R134a	
Soğutucu akışkan formülü	1,1,1,2-tetrafluoroethane CF3CH2F	
M, Soğutucu akışkan molekül ağırlığı	102.03	kg/kmol
Tb, kaynama noktası	-26.074	derece C
Td, donma noktası	-103.3	derece C
Tc, kritik sıcaklık	101.06	derece C
Pc, kritik basınç	4059.3	kPa
ρc, kritik yoğunluk	511.9	kg/m^3
t doyma sıcaklığı	0.0	derece C
Psb, doymuş sıvı basıncı	292.93	kPa
Psd, doymuş buhar basıncı	292.93	kPa
ρ_l, doymuş sıvı yoğunluğu	1293.3	kg/m^3
ρ_v, doymuş buhar yoğunluğu	14.430014430014428	kg/m^3
h_l, doymuş sıvı entalpisi	200.00000000000003	KJ/kg
h_v, doymuş buhar entalpisi	398.8	KJ/kg
h_lv, kaynama entalpisi	198.79999999999998	KJ/kg
s_l, doymuş sıvı entropisi	1.0	KJ/kgK
s_v, doymuş buhar entalpisi	1.7278	KJ/kgK
s_lv, kaynama entropisi	0.7278	KJ/kgK
μ_l, doymuş sıvı viskozitesi	2.7110000000000003E-4	Pa.s
μ_v, doymuş buhar viskozitesi	1.0729999999999999E-5	Pa.s
k_l, doymuş sıvı ısıl iletkenlik katsayısı	0.09200000000000001	KJ/mK
k_v, doymuş buhar ısıl iletkenlik katsayısı	0.011510000000000001	KJ/mK
Cp_l, doymuş sıvı özgül ısı	1.341	KJ/kgK
Cp_v, doymuş buhar özgül ısı	0.8969999999999999	KJ/kgK

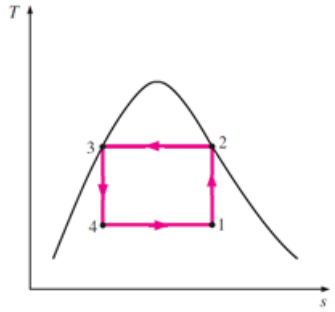


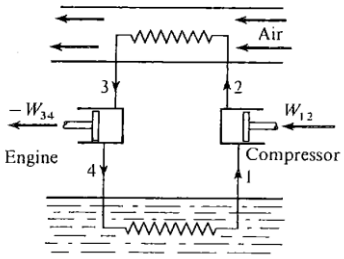
Soğutucu akışkanların termodinami özelliklerini (hal denklemleri) hesaplayan refrigerant.java programı GUI çıktı programı ref_Table.java çıktı grafik ekranı:



Şimdi bu prohramları kullanarak çeşitli soğutma çevimlerini nasıl hesaplıyacağımızı inceleyelim.

8.1 CARNOT ÇERİMİ





Carnot çevrimi ideal bir çevrim olup temel olarak referans çevrimi olarak kullanılır. 2 izotermal ve iki isentropik prosesten oluşur. Burada Canot çevrimini oluşturmak için bir isentropik kopmpresör, bir isentropik türbin, ve iki izotermal ısı değiştiriciden yararlanılmaktadır. Bu çevrim aşağıda verilen denklemler kullanılarak hesaplanabilir.

$W_{isentropic\ compressor} = m(h_2 - h_1)$ $\quad s_2 = s_1$ (8.1.1)

$Q_{condenser} = m(h_2 - h_3) = mT_2(s_2 - s_3) = mT_2(s_1 - s_4)$ (8.1.2)

$W_{isentropic\ turbine} = m(h_3 - h_4)$ $\quad s_3 = s_4$ (8.1.3)

$Q_{evaporator} = m(h_1 - h_4) = mT_1(s_1 - s_4)$ (8.1.4)

$W_{net\ in} = W_{isentropic\ compressor} - W_{isentropic\ turbine} = Q_{condenser} - Q_{boiler}$ (8.1.5)

$W_{net\ in} = mT_2(s_1 - s_4) - mT_1(s_1 - s_4) = m(T_2 - T_1)(s_1 - s_4)$ (8.1.6)

Buharlaştırıcı etkinlik katsayısı $\text{COP} = \dfrac{Q_{evaporator}}{W_{compressor} - W_{turbine}} = \dfrac{mT_1(s_1 - s_4)}{m(T_2 - T_1)(s_1 - s_4)} = \dfrac{T_1}{(T_2 - T_1)}$ (8.1.7)

Yoğuşturucu etkinlik katsayısı $\text{COP} = \dfrac{Q_{condenser}}{W_{compressor} - W_{turbine}} = \dfrac{mT_2(s_1 - s_4)}{m(T_2 - T_1)(s_1 - s_4)} = \dfrac{T_2}{(T_2 - T_1)}$ (8.1.8)

Çevrimi detaylı olarak hesaplamak için küçük bir program örneği hazırlandı

Program 8.1.1 ideal soğutma Carnot çevrimi

```
 public class carnot1T
{
// R134 ideal carnot soğutma çevrimi
// refrigerant b=new refrigerant("R134a");
// double a[]=b.property("tp",30.0,1.01325);
///---- String s değerleri ve anlamları --------
//    tv=sıcaklık-özgül hacim
//    tp=sıcaklık-basınç
//    th=sıcaklık-enthalpy
//    tu=sıcaklık-iç enerji
//    ts=sıcaklık-entropi
//    tx=sıcaklık-doygunluk derecesi
//    pv=basınç-özgül hacim e
//    pt=basınç-sıcaklık
//    ph=basınç-enthapi
//    pu=basınç-iç enerji
//    ps=basınç-entropy
//    px=basınç-qualiti
//    vp=özgül hacim - basınç
//    vt=özgül hacim - sıcaklık
//---- çıktı değerleri  ---------
// r[0] P basınç kPa
// r[1] t sıcaklık degree C
// r[2] v özgül hacim m^3/kg
// r[3] h enthapi KJ/kg
// r[4] u iç enerji KJ/kg
// r[5] s entropi KJ/kgK
// r[6] x doygunluk derecesi kg buhar/kg toplam
// r[7] ro yoğunluk kg/m^3
```

```
double T[];
double P[];
double h[];
double s[];
double x[];
double COP_condenser,COP_ebuharator,COP_evap_carnot,COP_condenser_carnot;
double m;//kg/s
double Wt,Wp,W;//work
double Qebuharator,Qcondenser;
refrigerant b;
double c1[][];
double c3[][];
public carnot1T(double mi,double P1, double P2)
{
m=mi;
b=new refrigerant("R134a");
T=new double[9];
P=new double[9];
h=new double[9];
s=new double[9];
x=new double[9];

P[1]=P1;//compressor inlet
P[2]=P2;//compressor outlet
c1=new double[2][20];
c3=new double[2][20];
}
public void cycle()
{
// izentropik kompresör çıkışı
double a1[]=b.property("px",P[2],1.0);
h[2]=a1[3];
s[2]=a1[5];
T[2]=a1[1];
// izentropik kompresör girişi
s[1]=s[2];
a1=b.property("ps",P[1],s[1]);
T[1]=a1[1];
h[1]=a1[3];
x[1]=a1[6];

//izentropik türbin girişi
P[3]=P[2];
a1=b.property("px",P[3],0.0);
h[3]=a1[3];
s[3]=a1[5];
T[3]=a1[1];
//izentropik türbin çıkışı
P[4]=P[1];
s[4]=s[3];
a1=b.property("ps",P[4],s[4]);
h[4]=a1[3];
s[4]=a1[5];
T[4]=a1[1];
x[4]=a1[6];
// izentropik kompresör
Wp=m*(h[2]-h[1]);
Wt=m*(h[3]-h[4]);
W=Wp-Wt;
Qebuharator=m*(h[1]-h[4]);
Qcondenser=m*(h[2]-h[3]);
COP_ebuharator=Qebuharator/W;
COP_condenser_carnot=(T[2]+273.15)/(T[2]-T[1]);
COP_condenser=Qcondenser/W;
COP_evap_carnot=(T[1]+273.15)/(T[2]-T[1]);
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="R134a Carnot soğutma çevrimi\n";
ss+=" kompresör işi = "+Wp+" kW\n";
ss+=" türbin işi = "+Wt+" kW\n";
ss+=" net iş çıktısı= "+W+" kW\n";
ss+=" yoğuşturucu ısı çıkışı = "+Qcondenser+" kW\n";
ss+=" buharlaştırıcı ısı çıkışı = "+Qebuharator+" kW\n";
```

```
ss+=" COP buharlaştırıcı    = " + COP_ebuharator+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu    = " + COP_condenser+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı  carnot = " + COP_evap_carnot+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu  carnot = " + COP_condenser_carnot+" kW\n";
ss+=" h1 kompresör giriş = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresör giriş = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresör giriş = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresör giriş = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x1 kompresör giriş = "+x[1] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" T2 kompresör çıkış = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P2 kompresör çıkış = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s2 kompresör çıkış = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 kompresör çıkış = "+x[2] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h3 türbin giriş = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T3 türbin giriş = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P3 türbin giriş = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s3 türbin giriş = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x3 türbin giriş = "+x[3] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h4 türbin çıkış = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 türbin çıkış = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" s4 türbin çıkış = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 türbin çıkış = "+x[4] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
return ss;
}
public double[][] TS1()
{
double a[][]=Text.readDoubleT("R134a_Ps.txt");
return a;
}

public double[][] TS()
{
double a[][]=new double[2][421];
double tc=b.r.Tc;
System.out.println("tc="+tc);
double dt=(tc-10.0)/100.0;
int i=0;
double t;
for(t=-90.0;t<=tc;t+=dt)
{double a1[]=b.property("tx",t,0.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a1[5];
 i++;
}
double a3[]=b.property("tx",tc,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a3[5];
 i++;
for(t=tc;t>=-90;t-=dt)
{double a2[]=b.property("tx",t,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a2[5];
 i++;
}
return a;
}

public void plot()
{
 Plot pp=new Plot(TS());
 double t1[]={T[1],T[2],T[3],T[4],T[1]};
 double s1[]={s[1],s[2],s[3],s[4],s[1]};
 pp.setPlabel("Ideal Carnot soğutma R134a çevrimi");
 pp.setYlabel("T, derece C");
 pp.setXlabel("s entropi kJ/kgK");
 pp.addData(s1,t1);
 pp.plot();
}}
```

Program 8.1.2 ideal soğutma Carnot çevrimi test programı

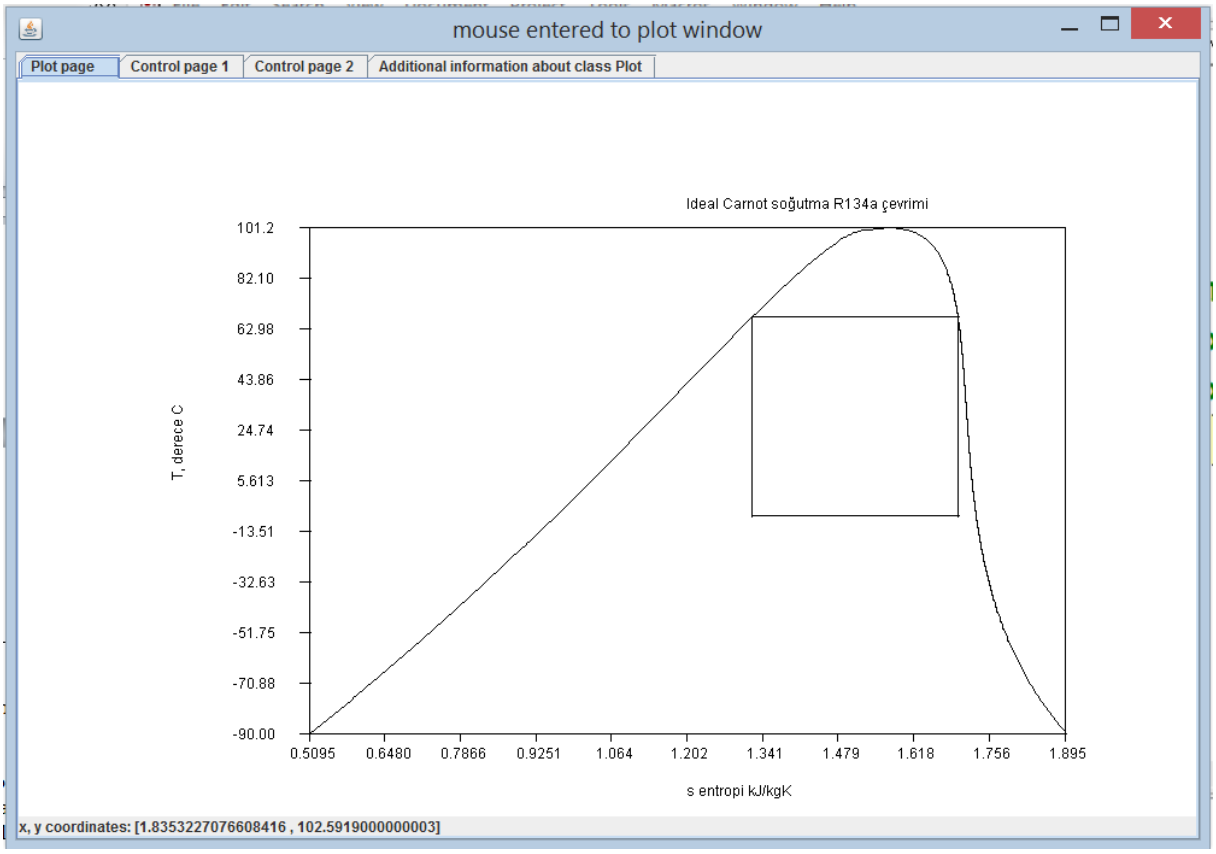
```
 public class carnot1T
{
// R134 ideal carnot soğutma çevrimi
// refrigerant b=new refrigerant("R134a");
// double a[]=b.property("tp",30.0,1.01325);
```

```
///---- String s değerleri ve anlamları --------
//    tv=sıcaklık-özgül hacim
//    tp=sıcaklık-basınç
//    th=sıcaklık-enthalpy
//    tu=sıcaklık-iç enerji
//    ts=sıcaklık-entropi
//    tx=sıcaklık-doygunluk derecesi
//    pv=basınç-özgül hacim e
//    pt=basınç-sıcaklık
//    ph=basınç-enthapi
//    pu=basınç-iç enerji
//    ps=basınç-entropy
//    px=basınç-qualiti
//    vp=özgül hacim - basınç
//    vt=özgül hacim - sıcaklık
//---- çıktı değerleri  ---------
// r[0] P basınç kPa
// r[1] t sıcaklık degree C
// r[2] v özgül hacim m^3/kg
// r[3] h enthapi KJ/kg
// r[4] u iç enerji KJ/kg
// r[5] s entropi KJ/kgK
// r[6] x doygunluk derecesi kg buhar/kg toplam
// r[7] ro yoğunluk kg/m^3

double T[];
double P[];
double h[];
double s[];
double x[];
double COP_condenser,COP_ebuharator,COP_evap_carnot,COP_condenser_carnot;
double m;//kg/s
double Wt,Wp,W;//work
double Qebuharator,Qcondenser;
refrigerant b;
double c1[][];
double c3[][];
public carnot1T(double mi,double P1, double P2)
{
m=mi;
b=new refrigerant("R134a");
T=new double[9];
P=new double[9];
h=new double[9];
s=new double[9];
x=new double[9];

P[1]=P1;//compressor inlet
P[2]=P2;//compressor outlet
c1=new double[2][20];
c3=new double[2][20];
}
public void cycle()
{
// izentropik kompresör çıkışı
double a1[]=b.property("px",P[2],1.0);
h[2]=a1[3];
s[2]=a1[5];
T[2]=a1[1];
// izentropik kompresör girişi
s[1]=s[2];
a1=b.property("ps",P[1],s[1]);
T[1]=a1[1];
h[1]=a1[3];
x[1]=a1[6];

///izentropik türbin girişi
P[3]=P[2];
a1=b.property("px",P[3],0.0);
h[3]=a1[3];
s[3]=a1[5];
T[3]=a1[1];
//izentropik türbin çıkışı
P[4]=P[1];
s[4]=s[3];
a1=b.property("ps",P[4],s[4]);
```

```
h[4]=a1[3];
s[4]=a1[5];
T[4]=a1[1];
x[4]=a1[6];


// izentropik kompresör
Wp=m*(h[2]-h[1]);
Wt=m*(h[3]-h[4]);
W=Wp-Wt;
Qebuharator=m*(h[1]-h[4]);
Qcondenser=m*(h[2]-h[3]);
COP_ebuharator=Qebuharator/W;
COP_condenser_carnot=(T[2]+273.15)/(T[2]-T[1]);
COP_condenser=Qcondenser/W;
COP_evap_carnot=(T[1]+273.15)/(T[2]-T[1]);
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="R134a Carnot soğutma çevrimi\n";
ss+=" kompresör işi = "+Wp+" kW\n";
ss+=" türbin işi = "+Wt+" kW\n";
ss+=" net iş çıktısı= "+W+" kW\n";
ss+=" yoğuşturucu ısı çıkışı = "+Qcondenser+" kW\n";
ss+=" buharlaştırıcı ısı çıkışı = "+Qebuharator+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı    = " + COP_ebuharator+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu    = " + COP_condenser+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı  carnot = " + COP_evap_carnot+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu  carnot = " + COP_condenser_carnot+" kW\n";
ss+=" h1 kompresör giriş = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresör giriş = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresör giriş = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresör giriş = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x1 kompresör giriş = "+x[1] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" T2 kompresör çıkış = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P2 kompresör çıkış = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s2 kompresör çıkış = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 kompresör çıkış = "+x[2] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h3 türbin giriş = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T3 türbin giriş = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P3 türbin giriş = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s3 türbin giriş = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x3 türbin giriş = "+x[3] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h4 türbin çıkış = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 türbin çıkış = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" s4 türbin çıkış = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 türbin çıkış = "+x[4] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
return ss;
}
public double[][] TS1()
{
double a[][]=Text.readDoubleT("R134a_Ps.txt");
return a;
}

public double[][] TS()
{
double a[][]=new double[2][421];
double tc=b.r.Tc;
System.out.println("tc="+tc);
double dt=(tc-10.0)/100.0;
int i=0;
double t;
for(t=-90.0;t<=tc;t+=dt)
{double a1[]=b.property("tx",t,0.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a1[5];
 i++;
}
double a3[]=b.property("tx",tc,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a3[5];
 i++;
for(t=tc;t>=-90;t-=dt)
```

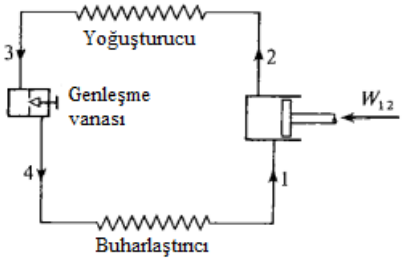
```
{double a2[]=b.property("tx",t,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a2[5];
 i++;
}
return a;
}

public void plot()
{
 Plot pp=new Plot(TS());
 double t1[]={T[1],T[2],T[3],T[4],T[1]};
 double s1[]={s[1],s[2],s[3],s[4],s[1]};
 pp.setPlabel("Ideal Carnot soğutma R134a çevrimi");
 pp.setYlabel("T, derece C");
 pp.setXlabel("s entropi kJ/kgK");
 pp.addData(s1,t1);
 pp.plot();
}
}
```

```
 ---------- Capture Output ----------
> "C:\java\bin\java.exe" carnottest
R134a Carnot soğutma çevrimi
 kompresör işi = 2.9194665890306633 kW
 buharlaştırıcı işi = 1.019143155011926 kW
 net iş çıktısı= 1.9003234340187372 kW
 yoğuşturucu ısı çıkışı = 8.611038292271756 kW
 buharlaştırıcı ısı çıkışı = 6.710714858253018 kW
 COP buharlaştırıcı    = 3.5313540516949975 kW
 COP yoğuşturucu    = 4.531354051694998 kW
 COP buharlaştırıcı  carnot = 3.5351212616738557 kW
 COP yoğuşturucu  carnot = 4.535121261673855 kW
 h1 kompresör giriş = 385.2301064454953 kJ/kg
 T1 kompresör giriş = -7.63976989535311 derece C
 P1 kompresör giriş = 220.0 kPa
 s1 kompresör giriş = 1.6991352552692158 kJ/kgK
 x1 kompresör giriş = 0.9566957691465375 kgbuhar/kgtoplam
 T2 kompresör çıkış = 67.46662970207672 derece C
 P2 kompresör çıkış = 2000.0 kPa
 s2 kompresör çıkış = 1.6991352552692158 kJ/kgK
 x2 kompresör çıkış = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
 h3 türbin giriş = 300.39617385297873 kJ/kg
 T3 türbin giriş = 67.46662970207672 derece C
 P3 türbin giriş = 2000.0 kPa
 s3 türbin giriş = 1.3222852352261514 kJ/kgK
 x3 türbin giriş = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
 h4 türbin çıkış = 285.2056559745564 kJ/kg
 T4 türbin çıkış = -7.63976989535311 derece C
 s4 türbin çıkış = 1.3222852352261514 kJ/kgK
 x4 türbin çıkış = 0.46733390915649975 kgbuhar/kgtoplam

tc=101.06
> Terminated with exit code 1.
```



8.2 STANDARD SOĞUTMA ÇEVRİMİ

Carnot çevriminin ideal bir çevrim olduğundan söz etmiştik. Bu çevrim bir çok bakımdan gerçekleştirmesi oldukça zor bir çevrimdir. Türbin veya izotermal genleşme makinası oldukça pahalıdır, bu yüzden bunun yerine bir genleşme vanası kullanılabilir. BU elbette COP değerinin düşmesine sebep olacaktır, ancak prosesi de oldukça basit bir hale getirecektir.



Bu değişimlerden sonra temel hesaplama denklemlermiz:

$W_{izentropic\ \ kompresor} = m(h_2 - h_1)$ $\quad s_2 = s_1$ (8.2.1)

$Q_{yogusturucu} = m(h_2 - h_3) = mT_2(s_2 - s_3) = mT_2(s_1 - s_4)$ (8.2.2)

Throttle valve: $h_3 = h_4$ (8.2.3)

$Q_{buharlastirici} = m(h_1 - h_4) = mT_1(s_1 - s_4)$ (8.2.4)

$W_{net} = W_{izentropic\ \ kompresor} = Q_{yogusturucu} - Q_{buharlastirici}$ (8.2.5)

Etkinlik katsayısı buharlaştırıcı $COP = \dfrac{Q_{buharlastirici}}{W_{kompresor}}$ (8.2.6)

Etkinlik katsayısı yoğuşturucu $COP = \dfrac{Q_{yogusturucu}}{W_{kompresor}}$ (8.2.7)

```
public class ref_cycle1T
```

```
{
// R134 ideal carnot soğutma çevrimi
// refrigerant b=new refrigerant("R134a");
// double a[]=b.property("tp",30.0,1.01325);
///---- String s değerleri ve anlamları --------
//    tv=sıcaklık-özgül hacim
//    tp=sıcaklık-basınç
//    th=sıcaklık-enthalpy
//    tu=sıcaklık-iç enerji
//    ts=sıcaklık-entropi
//    tx=sıcaklık-doygunluk derecesi
//    pv=basınç-özgül hacim e
//    pt=basınç-sıcaklık
//    ph=basınç-enthapi
//    pu=basınç-iç enerji
//    ps=basınç-entropi
//    px=basınç-qualiti
//    vp=özgül hacim - basınç
//    vt=özgül hacim - sıcaklık
//---- çıktı değerleri  ---------
// r[0] P basınç kPa
// r[1] t sıcaklık derece C
// r[2] v özgül hacim m^3/kg
// r[3] h enthapi KJ/kg
// r[4] u iç enerji KJ/kg
// r[5] s entropi KJ/kgK
// r[6] x doygunluk derecesi kg buhar/kg toplam
// r[7] ro yoğunluk kg/m^3

double T[];
double P[];
double h[];
double s[];
double x[];
double COP_condenser,COP_ebuharator,COP_evap_carnot,COP_condenser_carnot;
double m;//kg/s
double Wp,W;//work
double Qebuharator,Qcondenser;
refrigerantEN b;
double c1[][];
double c3[][];
public ref_cycle1T(double mi,double P1, double P2)
{
m=mi;
b=new refrigerantEN("R134a");
T=new double[9];
P=new double[9];
h=new double[9];
s=new double[9];
x=new double[9];

P[1]=P1;//kompresör girişi
P[2]=P2;//kompresör çıkışı
c1=new double[2][20];
c3=new double[2][20];
}
public double[][] line(double P1,double P2,double hi,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
double p;
for(int i=0;i<n;i++)
{p=P1+i*(P2-P1)/(n-1);
 aa=b.property("ph",p,hi);
 TT1[i]=aa[1];
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}

public void cycle()
{
// izentropik kompresör çıkışı
double a1[]=b.property("px",P[2],1.0);
```

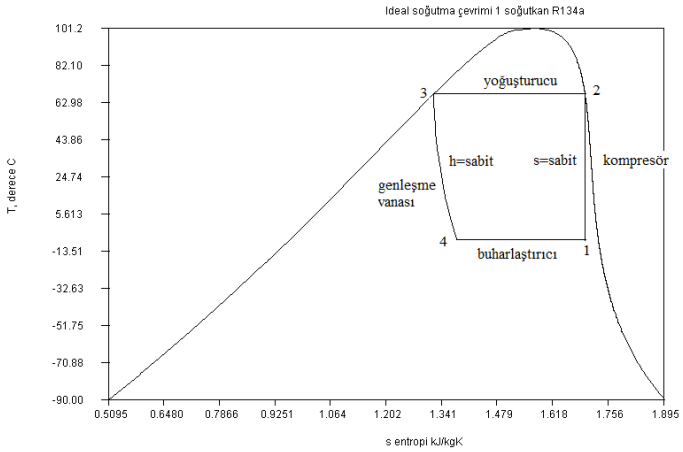
```
h[2]=a1[3];
s[2]=a1[5];
T[2]=a1[1];
// izentropik kompresör girişi
s[1]=s[2];
a1=b.property("ps",P[1],s[1]);
T[1]=a1[1];
h[1]=a1[3];
x[1]=a1[6];

// genleşme vanası girişi-yoğuşturucu çıkışı
P[3]=P[2];
a1=b.property("px",P[3],0.0);
h[3]=a1[3];
s[3]=a1[5];
T[3]=a1[1];
//genleşme vanası çıkışı-buharlaştırıcı girişi
P[4]=P[1];
h[4]=h[3];
a1=b.property("ph",P[4],h[4]);
s[4]=a1[5];
T[4]=a1[1];
x[4]=a1[6];


// izentropik kompresör
Wp=m*(h[2]-h[1]);
W=Wp;
Qebuharator=m*(h[1]-h[4]);
Qcondenser=m*(h[2]-h[3]);
COP_ebuharator=Qebuharator/W;
COP_condenser_carnot=(T[2]+273.15)/(T[2]-T[1]);
COP_condenser=Qcondenser/W;
COP_evap_carnot=(T[1]+273.15)/(T[2]-T[1]);
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="R134a ideal soğutma çevrimi 1\n";
ss+=" kompresör işi = "+Wp+" kW\n";
ss+=" net iş çıktısı= "+W+" kW\n";
ss+=" yoğuşturucu ısı çıktısı = "+Qcondenser+" kW\n";
ss+=" buharlaştırıcı ısı girdisi = "+Qebuharator+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı    = " + COP_ebuharator+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu     = " + COP_condenser+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı  carnot = " + COP_evap_carnot+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu   carnot = " + COP_condenser_carnot+" kW\n";
ss+=" h1 kompresör girdisi = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresör girdisi = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresör girdisi = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresör girdisi = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x1 kompresör girdisi = "+x[1] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" T2 kompresör çıktısı = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P2 kompresör çıktısı = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s2 kompresör çıktısı = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 kompresör çıktısı = "+x[2] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = "+x[3] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" s4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = "+x[4] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
return ss;
}

public double[][] TS()
{
double a[][]=new double[2][421];
double tc=b.r.Tc;
System.out.println("tc="+tc);
double dt=(tc-10.0)/100.0;
int i=0;
```

```
double t;
for(t=-90.0;t<=tc;t+=dt)
{double a1[]=b.property("tx",t,0.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a1[5];
 i++;
}
double a3[]=b.property("tx",tc,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a3[5];
 i++;
for(t=tc;t>=-90;t-=dt)
{double a2[]=b.property("tx",t,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a2[5];
 i++;
}
return a;
}

public void plot()
{
 Plot pp=new Plot(TS());
 double a[][]=line(P[3],P[4],h[3],15);
 double tt[]=a[0];
 double ss[]=a[1];
 System.out.println("n="+tt.length);
 double t1[]=new double[19];
 double s1[]=new double[19];
 t1[0]=T[1];t1[1]=T[2];t1[2]=T[3];
 s1[0]=s[1];s1[1]=s[2];s1[2]=s[3];
 for(int i=0;i<tt.length;i++)
 {t1[i+3]=tt[i];s1[i+3]=ss[i];}
 t1[18]=T[1];
 s1[18]=s[1];
 pp.setPlabel("Ideal soğutma çevrimi 1 soğutkan R134a ");
 pp.setYlabel("T, derece C");
 pp.setXlabel("s entropi kJ/kgK");
 pp.addData(s1,t1);
 pp.plot();
}
}
```

```
 import javax.swing.*;

public class ref_cycle1Ttest
{
public static void main(String arg[])
{
double m=50/745.25928;  // kg/s çevrim R134a debisi
double P2=2000.0;         //  bar türbin giriş basıncı
double P1=220.0 ;         //  bar türbin çıkış basıncı
ref_cycle1T r=new ref_cycle1T(m,P1,P2);
System.out.println(r.toString());
r.plot();
}
}
```

```
 ---------- Capture Output ----------
> "C:\java\bin\java.exe" ref_cycle1Ttest
R134a ideal soğutma çevrimi 1
 kompresör işi = 2.9194665890306633 kW
 net iş çıktısı= 2.9194665890306633 kW
 yoğuşturucu ısı çıktısı = 8.611038292271756 kW
 buharlaştırıcı ısı girdisi = 5.691571703241092 kW
 COP buharlaştırıcı    = 1.9495245208923035 kW
 COP yoğuşturucu     = 2.9495245208923038 kW
 COP buharlaştırıcı  carnot = 3.5351212616738557 kW
 COP yoğuşturucu   carnot = 4.535121261673855 kW
 h1 kompresör girdisi = 385.2301064454953 kJ/kg
 T1 kompresör girdisi = -7.63976989535311 derece C
 P1 kompresör girdisi = 220.0 kPa
 s1 kompresör girdisi = 1.6991352552692158 kJ/kgK
 x1 kompresör girdisi = 0.9566957691465375 kgbuhar/kgtoplam
```

```
T2 kompresör çıktısı = 67.46662970207672 derece C
P2 kompresör çıktısı = 2000.0 kPa
s2 kompresör çıktısı = 1.6991352552692158 kJ/kgK
x2 kompresör çıktısı = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
h3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = 300.39617385297873 kJ/kg
T3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = 67.46662970207672 derece C
P3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = 2000.0 kPa
s3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = 1.3222852352261514 kJ/kgK
x3 yoğuşturucu çıktısı-genleşme vanası girdisi = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
h4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = 300.39617385297873 kJ/kg
T4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = -7.63976989535311 derece C
s4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = 1.3788234773837613 kJ/kgK
x4 genleşme vanası çıktısı-buharlaştırıcı girdisi = 0.540763706713116 kgbuhar/kgtoplam
```



Bir önceki çevrimdeki kompresör giriş noktaları da çok uygun değildir. Kompresörün ömrü ve çevrimin daha rahat gerçekleştirilebilmesi açısından kompresör girişi doymuş buhar veya kızgın buhar olmalıdır. İkinci örneğimizde doymuş buharlı bir kompresör girdi noktası olan çevrimimizi irdeliyoruz.

```
 public class ref_cycle2T
{
/// R134 ideal carnot soğutma çevrimi
// refrigerant b=new refrigerant("R134a");
// double a[]=b.property("tp",30.0,1.01325);
///---- String s değerleri ve anlamları --------
//    tv=sıcaklık-özgül hacim
//    tp=sıcaklık-basınç
//    th=sıcaklık-enthalpy
//    tu=sıcaklık-iç enerji
//    ts=sıcaklık-entropi
//    tx=sıcaklık-doygunluk derecesi
//    pv=basınç-özgül hacim e
//    pt=basınç-sıcaklık
//    ph=basınç-enthapi
//    pu=basınç-iç enerji
//    ps=basınç-entropi
//    px=basınç-qualiti
//    vp=özgül hacim - basınç
//    vt=özgül hacim - sıcaklık
//---- çıktı değerleri  ---------
// r[0] P basınç kPa
// r[1] t sıcaklık derece C
// r[2] v özgül hacim m^3/kg
// r[3] h enthapi KJ/kg
// r[4] u iç enerji KJ/kg
// r[5] s entropi KJ/kgK
// r[6] x doygunluk derecesi kg buhar/kg toplam
// r[7] ro yoğunluk kg/m^3

double T[];
double P[];
double h[];
```

```
double s[];
double x[];
double COP_condenser,COP_ebuharator,COP_evap_carnot,COP_condenser_carnot;
double m;//kg/s
double Wp,W;//iş
double Qebuharator,Qcondenser;
refrigerantEN b;
double c1[][];
double c3[][];
public ref_cycle2T(double mi,double P1, double P2)
{
m=mi;
b=new refrigerantEN("R134a");
T=new double[9];
P=new double[9];
h=new double[9];
s=new double[9];
x=new double[9];

P[1]=P1;//kompresör giriş
P[2]=P2;//kompresör çıkış
c1=new double[2][20];
c3=new double[2][20];
}
public double[][] line(double P1,double P2,double hi,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
double p;
for(int i=0;i<n;i++)
{p=P1+i*(P2-P1)/(n-1);
 aa=b.property("ph",p,hi);
 TT1[i]=aa[1];
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}
public double[][] line1(double T1,double T2,double Pi,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
for(int i=0;i<n;i++)
{TT1[i]=T1+i*(T2-T1)/(n-1);
 aa=b.property("tp",TT1[i],Pi);
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}

public void cycle()
{

// izentropik kompresör girişi
double a1[]=b.property("px",P[1],1.0);
T[1]=a1[1];
h[1]=a1[3];
s[1]=a1[5];
x[1]=a1[6];
// // izentropik kompresör çıkışı-yoğuşturucu girişi
s[2]=s[1];
a1=b.property("ps",P[2],s[2]);
h[2]=a1[3];
T[2]=a1[1];
//yoğuşma noktası
P[5]=P[2];
a1=b.property("px",P[5],1.0);
h[5]=a1[3];
T[5]=a1[1];
s[5]=a1[5];
//genleşme vanası girişi - kondenser çıkışı
P[3]=P[2];
a1=b.property("px",P[3],0.0);
```

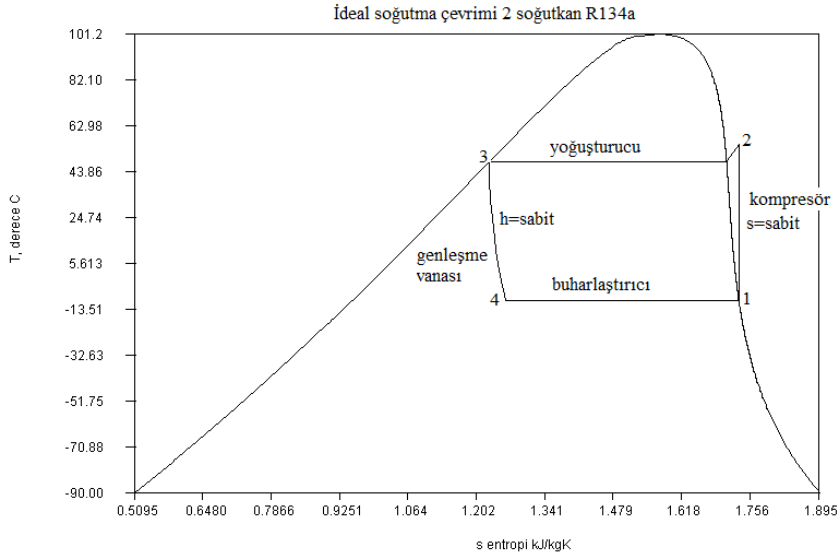
```
h[3]=a1[3];
s[3]=a1[5];
T[3]=a1[1];
//genleşme vanası çıkışı- buharlaştırıcı girişi
P[4]=P[1];
h[4]=h[3];
a1=b.property("ph",P[4],h[4]);
s[4]=a1[5];
T[4]=a1[1];
x[4]=a1[6];
// izentropik kompresör
Wp=m*(h[2]-h[1]);
W=Wp;
Qebuharator=m*(h[1]-h[4]);
Qcondenser=m*(h[2]-h[3]);
COP_ebuharator=Qebuharator/W;
COP_condenser_carnot=(T[2]+273.15)/(T[2]-T[1]);
COP_condenser=Qcondenser/W;
COP_evap_carnot=(T[1]+273.15)/(T[2]-T[1]);
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="R134a ideal standart soğutma çevrimi 2\n";
ss+=" kompresör işi = "+Wp+" kW\n";
ss+=" nest iş çıkışı= "+W+" kW\n";
ss+=" yoğuşturucu ısı çıktısı = "+Qcondenser+" kW\n";
ss+=" buharlaştırıcı ısı girdisi = "+Qebuharator+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı    = " + COP_ebuharator+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu    = " + COP_condenser+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı  carnot = " + COP_evap_carnot+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu   carnot = " + COP_condenser_carnot+" kW\n";
ss+=" h1 kompresör input = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresör input = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresör input = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresör input = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x1 kompresör input = "+x[1] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" T2 kompresör output = "+T[2] +" derece C\n";
ss+=" P2 kompresör output = "+P[2] +" kPa \n";
ss+=" s2 kompresör output = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 kompresör output = "+x[2] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" T5 yoğuşturucu doymuş sıvı  = "+T[5] +" derece C\n";
ss+=" P5 yoğuşturucu doymuş sıvı = "+P[5] +" kPa \n";
ss+=" s5 yoğuşturucu doymuş sıvı = "+s[5] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x5 yoğuşturucu doymuş sıvı = "+x[5] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";

ss+=" h3 türbin girişi = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T3 türbin girişi = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P3 türbin girişi = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s3 türbin girişi = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x3 türbin girişi = "+x[3] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h4 türbin çıkışı = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 türbin çıkışı = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" s4 türbin çıkışı = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 türbin çıkışı = "+x[4] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
return ss;
}

public double[][] TS()
{
double a[][]=new double[2][421];
double tc=b.r.Tc;
System.out.println("tc="+tc);
double dt=(tc-10.0)/100.0;
int i=0;
double t;
for(t=-90.0;t<=tc;t+=dt)
{double a1[]=b.property("tx",t,0.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a1[5];
 i++;
}
double a3[]=b.property("tx",tc,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a3[5];
```

```
 i++;
for(t=tc;t>=-90;t-=dt)
{double a2[]=b.property("tx",t,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a2[5];
 i++;
}
return a;
}

public void plot()
{
 Plot pp=new Plot(TS());
 double a[][]=line(P[3],P[4],h[3],15);
 double tt[]=a[0];
 double ss[]=a[1];
 System.out.println("n="+tt.length);
 double t1[]=new double[20];
 double s1[]=new double[20];
 t1[0]=T[1];t1[1]=T[2];t1[2]=T[5];t1[3]=T[3];
 s1[0]=s[1];s1[1]=s[2];s1[2]=s[5];s1[3]=s[3];
 for(int i=0;i<tt.length;i++)
 {t1[i+4]=tt[i];s1[i+4]=ss[i];}
 t1[19]=T[1];
 s1[19]=s[1];
 pp.setPlabel("Ideal soğutma çevrimi 1 soğutkan R134a ");
 pp.setYlabel("T, derece C");
 pp.setXlabel("s entropi kJ/kgK");
 pp.addData(s1,t1);
 pp.plot();
}
}
```

```
 import javax.swing.*;

public class ref_cycle2testT
{
public static void main(String arg[])
{
double m=50/745.25928;  // kg/s çevrim R134a debisi
double P2=1250.0;         //  bar türbin giriş basıncı
double P1=200.0 ;         //  bar türbin çıkış basıncı
ref_cycle2T r=new ref_cycle2T(m,P1,P2);
System.out.println(r.toString());
r.plot();
}}
```

```
 ---------- Capture Output ----------
> "C:\java\bin\java.exe" ref_cycle2testT
R134a ideal standart soğutma çevrimi 2
 kompresör işi = 2.5667447396341565 kW
 nest iş çıkışı= 2.5667447396341565 kW
 yoğuşturucu ısı çıktısı = 10.902434167277017 kW
 buharlaştırıcı ısı girdisi = 8.33568942764286 kW
 COP buharlaştırıcı    = 3.2475724207896746 kW
 COP yoğuşturucu    = 4.247572420789674 kW
 COP buharlaştırıcı  carnot = 4.040569717710718 kW
 COP yoğuşturucu   carnot = 5.040569717710718 kW
 h1 kompresör input = 392.85464093227904 kJ/kg
 T1 kompresör input = -10.07576059284282 derece C
 P1 kompresör input = 200.0 kPa
 s1 kompresör input = 1.7341511989113898 kJ/kgK
 x1 kompresör input = 1.0 kgbuhar/kgtoplam
 T2 kompresör output = 55.032443889818154 derece C
 P2 kompresör output = 1250.0 kPa
 s2 kompresör output = 1.7341511989113898 kJ/kgK
 x2 kompresör output = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
 T5 yoğuşturucu doymuş sıvı  = 47.87587075762405 derece C
 P5 yoğuşturucu doymuş sıvı = 1250.0 kPa
 s5 yoğuşturucu doymuş sıvı = 1.7093434574756143 kJ/kgK
 x5 yoğuşturucu doymuş sıvı = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
 h3 türbin girişi = 268.60964290930445 kJ/kg
 T3 türbin girişi = 47.87587075762405 derece C
 P3 türbin girişi = 1250.0 kPa
```

```
s3 türbin girişi = 1.2284066394805506 kJ/kgK
x3 türbin girişi = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
h4 türbin çıkışı = 268.60964290930445 kJ/kg
T4 türbin çıkışı = -10.07576059284282 derece C
s4 türbin çıkışı = 1.2622418532709556 kJ/kgK
x4 türbin çıkışı = 0.3976100345359028 kgbuhar/kgtoplam

tc=101.06
n=15
```



Şimdi daha gerçekçi bir soğutma çevrimini irdeleyelim. Bu çevrimimizde kompresör giriş noktası kızgın buhar bölgesinde, yoğuşturucu çıkışı sıvı bölgesinde olacaktır. Buharlaştırıcı ve yoğuşturuculardaki basınç düşümü, genleşme vanasındaki çevreyle olan ısı transferi göz önüne alınacaktır.

```
public class ref_cycle3T
{
public class ref_cycle2T
{
/// R134 ideal carnot soğutma çevrimi
// refrigerant b=new refrigerant("R134a");
// double a[]=b.property("tp",30.0,1.01325);
///---- String s değerleri ve anlamları --------
//    tv=sıcaklık-özgül hacim
//    tp=sıcaklık-basınç
//    th=sıcaklık-enthalpy
//    tu=sıcaklık-iç enerji
//    ts=sıcaklık-entropi
//    tx=sıcaklık-doygunluk derecesi
//    pv=basınç-özgül hacim e
//    pt=basınç-sıcaklık
//    ph=basınç-enthapi
//    pu=basınç-iç enerji
//    ps=basınç-entropi
//    px=basınç-qualiti
//    vp=özgül hacim - basınç
//    vt=özgül hacim - sıcaklık
//---- çıktı değerleri  ---------
// r[0] P basınç kPa
// r[1] t sıcaklık derece C
// r[2] v özgül hacim m^3/kg
// r[3] h enthapi KJ/kg
// r[4] u iç enerji KJ/kg
// r[5] s entropi KJ/kgK
// r[6] x doygunluk derecesi kg buhar/kg toplam
// r[7] ro yoğunluk kg/m^3

double T[];
double P[];
```

```
double h[];
double s[];
double x[];
double COP_condenser,COP_ebuharator,COP_evap_carnot,COP_condenser_carnot;
double m;//kg/s
double Wp,W;//iş
double Qebuharator,Qcondenser;
refrigerantEN b;
double c1[][];
double c3[][];
public ref_cycle2T(double mi,double P1, double P2)
{
m=mi;
b=new refrigerantEN("R134a");
T=new double[9];
P=new double[9];
h=new double[9];
s=new double[9];
x=new double[9];

P[1]=P1;//kompresör giriş
P[2]=P2;//kompresör çıkış
c1=new double[2][20];
c3=new double[2][20];
}
public double[][] line(double P1,double P2,double hi,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
double p;
for(int i=0;i<n;i++)
{p=P1+i*(P2-P1)/(n-1);
 aa=b.property("ph",p,hi);
 TT1[i]=aa[1];
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}
public double[][] line1(double T1,double T2,double Pi,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
for(int i=0;i<n;i++)
{TT1[i]=T1+i*(T2-T1)/(n-1);
 aa=b.property("tp",TT1[i],Pi);
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}

public void cycle()
{

// izentropik kompresör girişi
double a1[]=b.property("px",P[1],1.0);
T[1]=a1[1];
h[1]=a1[3];
s[1]=a1[5];
x[1]=a1[6];
// // izentropik kompresör çıkışı-yoğuşturucu girişi
s[2]=s[1];
a1=b.property("ps",P[2],s[2]);
h[2]=a1[3];
T[2]=a1[1];
//yoğuşma noktası
P[5]=P[2];
a1=b.property("px",P[5],1.0);
h[5]=a1[3];
T[5]=a1[1];
s[5]=a1[5];
//genleşme vanası girişi - kondenser çıkışı
P[3]=P[2];
```

```
a1=b.property("px",P[3],0.0);
h[3]=a1[3];
s[3]=a1[5];
T[3]=a1[1];
//genleşme vanası çıkışı- buharlaştırıcı girişi
P[4]=P[1];
h[4]=h[3];
a1=b.property("ph",P[4],h[4]);
s[4]=a1[5];
T[4]=a1[1];
x[4]=a1[6];
// izentropik kompresör
Wp=m*(h[2]-h[1]);
W=Wp;
Qebuharator=m*(h[1]-h[4]);
Qcondenser=m*(h[2]-h[3]);
COP_ebuharator=Qebuharator/W;
COP_condenser_carnot=(T[2]+273.15)/(T[2]-T[1]);
COP_condenser=Qcondenser/W;
COP_evap_carnot=(T[1]+273.15)/(T[2]-T[1]);
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="R134a  standart soğutma çevrimi 2\n";
ss+=" kompresör işi = "+Wp+" kW\n";
ss+=" nest iş çıkışı= "+W+" kW\n";
ss+=" yoğuşturucu ısı çıktısı = "+Qcondenser+" kW\n";
ss+=" buharlaştırıcı ısı girdisi = "+Qebuharator+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı    = " + COP_ebuharator+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu    = " + COP_condenser+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı  carnot = " + COP_evap_carnot+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu   carnot = " + COP_condenser_carnot+" kW\n";
ss+=" h1 kompresör input = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresör input = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresör input = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresör input = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x1 kompresör input = "+x[1] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" T2 kompresör output = "+T[2] +" derece C\n";
ss+=" P2 kompresör output = "+P[2] +" kPa \n";
ss+=" s2 kompresör output = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 kompresör output = "+x[2] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" T5 yoğuşturucu doymuş sıvı  = "+T[5] +" derece C\n";
ss+=" P5 yoğuşturucu doymuş sıvı = "+P[5] +" kPa \n";
ss+=" s5 yoğuşturucu doymuş sıvı = "+s[5] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x5 yoğuşturucu doymuş sıvı = "+x[5] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";

ss+=" h3 türbin girişi = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T3 türbin girişi = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P3 türbin girişi = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s3 türbin girişi = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x3 türbin girişi = "+x[3] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" h4 türbin çıkışı = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 türbin çıkışı = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" s4 türbin çıkışı = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 türbin çıkışı = "+x[4] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
return ss;
}

public double[][] TS()
{
double a[][]=new double[2][421];
double tc=b.r.Tc;
System.out.println("tc="+tc);
double dt=(tc-10.0)/100.0;
int i=0;
double t;
for(t=-90.0;t<=tc;t+=dt)
{double a1[]=b.property("tx",t,0.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a1[5];
 i++;
}
double a3[]=b.property("tx",tc,1.0);
 a[1][i]=t;
```

```
 a[0][i]=a3[5];
 i++;
for(t=tc;t>=-90;t-=dt)
{double a2[]=b.property("tx",t,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a2[5];
 i++;
}
return a;
}

public void plot()
{
 Plot pp=new Plot(TS());
 double a[][]=line(P[3],P[4],h[3],15);
 double tt[]=a[0];
 double ss[]=a[1];
 System.out.println("n="+tt.length);
 double t1[]=new double[20];
 double s1[]=new double[20];
 t1[0]=T[1];t1[1]=T[2];t1[2]=T[5];t1[3]=T[3];
 s1[0]=s[1];s1[1]=s[2];s1[2]=s[5];s1[3]=s[3];
 for(int i=0;i<tt.length;i++)
 {t1[i+4]=tt[i];s1[i+4]=ss[i];}
 t1[19]=T[1];
 s1[19]=s[1];
 pp.setPlabel(" soğutma çevrimi 3 soğutkan R134a ");
 pp.setYlabel("T, derece C");
 pp.setXlabel("s entropi kJ/kgK");
 pp.addData(s1,t1);
 pp.plot();
}
}
double T[];
double P[];
double h[];
double s[];
double x[];
boolean supercritical=false;
String refname; //refrigerant name
double Tc,Pc;
double COP_yoğuşturucu,COP_buharlaştırıcı,COP_evap_carnot,COP_yoğuşturucu_carnot;
double m;//kg/s soğutucu akışkanın debisi
double Wp;//kompresör işi
double Wpi;//izentropik kompresör işi
double dPevap1;// buharlaştırıcı doyma bölgesi basınç düşümü
double dPevap2;// buharlaştırıcı kızgın buhar bölgesi basınç düşümü
double dPcond1;// yoğuşturucu kızgın buhar bölgesi basınç düşümü
double dPcond2;// yoğuşturucu doyma bölgesi basınç düşümü
double dPcond3;// yoğuşturucu sıvı bölgesi basınç düşümü
double dh;     // genleşme vanası entalpi değişimi (ısı kaybı)
double dT1,dT6;
double eta_isent; // kompresör izentropik verimi
double Qbuharlaştırıcı,Qyoğuşturucu; //yoğuşturucu ve buharlaştırıcı ısı transferi
refrigerantEN b; //
double c1[][];
double c3[][];
public ref_cycle3T(String refnamei,double mi,double dT1i,double P1,double eta_isent1i, double P2,double dT6i,double dPevap1i,double
dPevap2i,double dPcond1i,double dPcond2i,double dPcond3i,double dhi)
{
m=mi;
refname=refnamei;
dPevap1=dPevap1i;
dPevap2=dPevap2i;
dPcond1=dPcond1i;
dPcond2=dPcond2i;
dPcond3=dPcond3i;
dh=dhi;
dT1=dT1i;
dT6=dT6i;
eta_isent=eta_isent1i;
b=new refrigerantEN(refname);
T=new double[9];
P=new double[9];
h=new double[9];
s=new double[9];
```

```
x=new double[9];
Tc=b.r.Tc;//kritik sıcaklık derece C C
Pc=b.r.Pc;//kritik basınç derece C
P[1]=P1;//kompresör girişi
P[2]=P2;//kompresör çıkışı
P[0]=P1-dPevap1; //buharlaştırıcı doyma noktası(x=1) basıncı
P[4]=P[0]-dPevap2;//buharlaştırıcı giriş basıncı
P[5]=P2-dPcond1;//yoğuşturucu doymuş buhar noktası (x=1)
P[6]=P[5]-dPcond2;//yoğuşturucu doymuş sıvı noktası (x=0)
P[3]=P[6]-dPcond3;//yoğuşturucu çıkışı (sıvı)

c1=new double[2][20];
c3=new double[2][20];
}

public void cycle()
{
// buharlaştırıcı doymuş buhar 0
double a1[]=b.property("px",P[0],1.0);
T[0]=a1[1];
h[0]=a1[3];
s[0]=a1[5];
x[0]=a1[6];
System.out.println("nokta = "+0+" T="+T[0]+"P="+P[0]+"h="+h[0]+"s="+s[0]+"x="+x[0]);
// kompresör girişi buharlaştırıcı çıkışı 1
T[1]=T[0]+dT1;
a1=b.property("tp",T[1],P[1]);
h[1]=a1[3];
s[1]=a1[5];
x[1]=a1[6];
System.out.println("nokta = "+1+" T="+T[1]+"P="+P[1]+"h="+h[1]+"s="+s[1]+"x="+x[1]);
// izentropik kompresör çıkışı 7
s[7]=s[1];
P[7]=P[2];
a1=b.property("ps",P[7],s[7]);
h[7]=a1[3];
T[7]=a1[1];
System.out.println("nokta = "+7+" T="+T[7]+"P="+P[7]+"h="+h[7]+"s="+s[7]+"x="+x[7]);

//kompresör exit nokta 2
h[2]=h[1]+(h[7]-h[1])/eta_isent;
a1=b.property("ph",P[2],h[2]);
T[2]=a1[1];
h[2]=a1[3];
s[2]=a1[5];
x[2]=a1[6];
// check if cycle is supercritical
if(P[3]>Pc)
{System.out.println("yoğuşturucu süperkritik");
supercritical=true;
}
else supercritical=false;
//genleşme vanası girişi
if(!supercritical)
{
//doymuş nokta
a1=b.property("px",P[5],1.0);
h[5]=a1[3];
T[5]=a1[1];
s[5]=a1[5];
a1=b.property("px",P[6],0.0);
h[6]=a1[3];
T[6]=a1[1];
s[6]=a1[5];
T[3]=T[6]-dT6;
a1=b.property("tp",T[3],P[3]);
}
else
{
T[3]=Tc-dT6;
a1=b.property("tp",T[3],P[3]);
}
h[3]=a1[3];
T[3]=a1[1];
s[3]=a1[5];
// nokta 4 buharlaştırıcı girişi, genleşme vanası çıkışı
```

```
h[4]=h[3]+dh;
a1=b.property("ph",P[4],h[4]);
T[4]=a1[1];
s[4]=a1[5];
// izentropik kompresor
Wpi=m*(h[7]-h[1]);
//kompresör
Wp=m*(h[2]-h[1]);
Qbuharlaştırıcı=m*(h[1]-h[4]);
Qyoğuşturucu=m*(h[2]-h[3]);
COP_buharlaştırıcı=Qbuharlaştırıcı/Wp;
COP_yoğuşturucu_carnot=(T[2]+273.15)/(T[2]-T[1]);
COP_yoğuşturucu=Qyoğuşturucu/Wp;
COP_evap_carnot=(T[1]+273.15)/(T[2]-T[1]);
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="R134a soğutkan çevrimi 3\n";
ss+=" kompresör işi = "+Wp+" kW\n";
ss+=" isentropic kompresör işi = "+Wpi+" kW\n";
ss+=" yoğuşturucu heat çıkışı = "+Qyoğuşturucu+" kW\n";
ss+=" buharlaştırıcı heat girişi = "+Qbuharlaştırıcı+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı    = " + COP_buharlaştırıcı+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu     = " + COP_yoğuşturucu+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı  carnot = " + COP_evap_carnot+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu   carnot = " + COP_yoğuşturucu_carnot+" kW\n";
ss+=" h1 kompresör girişi = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresör girişi = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresör girişi = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresör girişi = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x1 kompresör girişi = "+x[1] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";
ss+=" h2 kompresör girişi = "+h[2] +" kJ/kg\n";
ss+=" T2 kompresör çıkışı = "+T[2] +" derece C\n";
ss+=" P2 kompresör çıkışı = "+P[2] +" kPa \n";
ss+=" s2 kompresör çıkışı = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 kompresör çıkışı = "+x[2] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";
if(!supercritical)
{
ss+=" h5 kompresör girişi = "+h[5] +" kJ/kg\n";
ss+=" T5 yoğuşturucu doymuş = "+T[5] +" derece C\n";
ss+=" P5 yoğuşturucu doymuş = "+P[5] +" kPa \n";
ss+=" s5 yoğuşturucu doymuş = "+s[5] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x5 yoğuşturucu doymuş = "+x[5] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";
ss+=" h6 kompresör girişi = "+h[6] +" kJ/kg\n";
ss+=" T6 yoğuşturucu doymuş = "+T[6] +" derece C\n";
ss+=" P6 yoğuşturucu doymuş = "+P[6] +" kPa \n";
ss+=" s6 yoğuşturucu doymuş = "+s[6] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x6 yoğuşturucu doymuş = "+x[6] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";
}
ss+=" h3 turbine girişi = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T3 turbine girişi = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P3 turbine girişi = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s3 turbine girişi = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x3 turbine girişi = "+x[3] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";
ss+=" h4 turbine çıkışı = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 turbine çıkışı = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" s4 turbine çıkışı = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 turbine çıkışı = "+x[4] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";
return ss;
}

public double[][] TS(double ti)
{
double a[][]=new double[2][10000];
double tc=b.r.Tc;
double dt=(tc-1.0)/100.0;
int i=0;
double t;
for(t=ti;t<=tc;t+=dt)
{double a1[]=b.property("tx",t,0.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a1[5];
 i++;
}
```

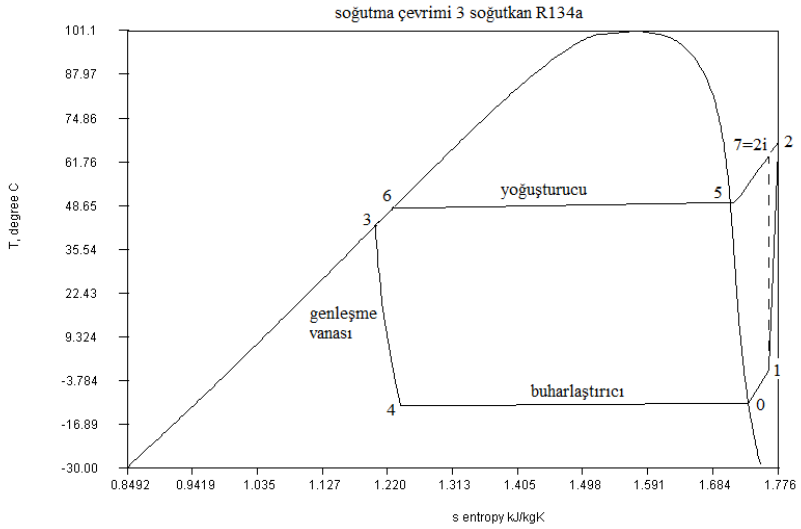
```
double a3[]=b.property("tx",tc,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a3[5];
 i++;
for(t=tc;t>=ti;t-=dt)
{double a2[]=b.property("tx",t,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a2[5];
 i++;
}
int n=i;
double b[][]=new double[2][n];
for(i=0;i<n;i++) {b[0][i]=a[0][i];b[1][i]=a[1][i];}
return b;
}
public double[][] line(double P1,double P2,double hi,double ho,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
double p,h;
for(int i=0;i<n;i++)
{p=P1+i*(P2-P1)/(n-1);
 h=hi+i*(ho-hi)/(n-1);
 aa=b.property("ph",p,h);
 TT1[i]=aa[1];
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}
public double[][] line1(double T1,double T2,double Pi,double Po,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
double P;
for(int i=0;i<n;i++)
{TT1[i]=T1+i*(T2-T1)/(n-1);
 P=Pi+i*(Po-Pi)/(n-1);
 aa=b.property("tp",TT1[i],P);
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}

public void plot(double ti)
{
 Plot pp=new Plot(TS(ti));
 double a[][]=line(P[3],P[4],h[3],h[4],15);
 double tt[]=a[0];
 double ss[]=a[1];
  pp.addData(ss,tt);
 double b[][]=new double[2][15];
 double c[][];
 if(!supercritical)
 { c=line1(T[2],T[5],P[2],P[5],13);
   for(int i=0;i<c[0].length;i++)
   {b[0][i]=c[0][i];b[1][i]=c[1][i];}
    b[0][13]=T[6];b[1][13]=s[6];
    b[0][14]=T[3];b[1][14]=s[3];
 }
 else
 {c=line1(T[2],T[3],P[2],P[3],15);b=c;}
 tt=b[0];
 ss=b[1];
 pp.addData(ss,tt);
 double t1[]=new double[4];
 double s1[]=new double[4];
 t1[0]=T[4];t1[1]=T[0];t1[2]=T[1];t1[3]=T[2];
 s1[0]=s[4];s1[1]=s[0];s1[2]=s[1];s1[3]=s[2];
 pp.addData(s1,t1);
 double t2[]=new double[2];
 double s2[]=new double[2];
 t2[0]=T[1];t2[1]=T[7];
```

```
 s2[0]=s[1];s2[1]=s[7];
 pp.addData(s2,t2,1);
 pp.setPlabel("Ideal refrigeration cycle 1 refrigeration R134a ");
 pp.setYlabel("T, degree C");
 pp.setXlabel("s entropy kJ/kgK");
 pp.plot();
 }
 }
```

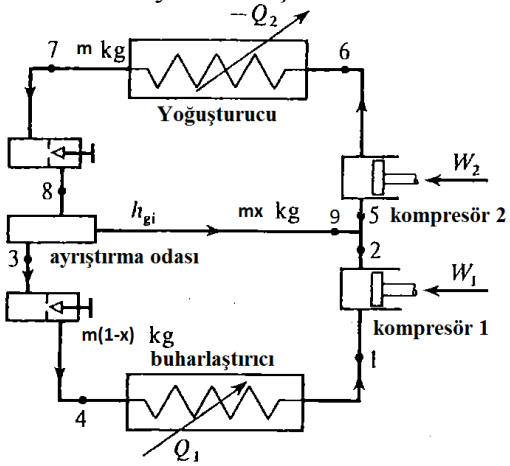
```
import javax.swing.*;

public class ref_cycle3testT
{
public static void main(String arg[])
{
double m=50/745.25928;  // kg/s çevrim R134a debisi
double P2=1250.0;         //  kPa türbin giriş basıncı
double P1=200.0 ;         //  kPa türbin çıkış basıncı
double dT1i=10.0; //degree C
double eta_isent1i=0.9;
double dT6i=5.0; //degree C
double dPevap1i=5.0; //kPa
double dPevap2i=5.0; //kPa
double dPcond1i=5.0; //kPa
double dPcond2i=5.0; //kPa
double dPcond3i=5.0; //kPa
double dhi=2.0; //kJ/kgK
ref_cycle3T r=new ref_cycle3T("R134a",m,dT1i,P1,eta_isent1i,P2,dT6i,dPevap1i,dPevap2i,dPcond1i,dPcond2i,dPcond3i,dhi);
System.out.println(r.toString());
r.plot(-30.0);
}
}
```

```
 ---------- Capture Output ----------
> "C:\java\bin\java.exe" ref_cycle3testT
nokta = 0 T=-10.713921678933641P=195.0h=392.47237342248235s=1.7345884600435544x=1.0
nokta = 1 T=-0.7139216789336409P=200.0h=400.58952866027346s=1.7631762691950033x=2.0
nokta = 7 T=63.53716148947099P=1250.0h=440.7613114876169s=1.7631762691950033x=0.0
R134a soğutkan çevrimi 3
 kompresör işi = 2.9946164677482345 kW
 isentropic kompresör işi = 2.695154820973411 kW
 yoğuşturucu heat çıkışı = 12.412532218649785 kW
 buharlaştırıcı heat girişi = 9.283734261742502 kW
 COP buharlaştırıcı    = 3.100141324182089 kW
 COP yoğuşturucu     = 4.144948894902471 kW
 COP buharlaştırıcı  carnot = 3.990344898354031 kW
 COP yoğuşturucu   carnot = 4.990344898354031 kW
 h1 kompresör girişi = 400.58952866027346 kJ/kg
 T1 kompresör girişi = -0.7139216789336409 derece C
 P1 kompresör girişi = 200.0 kPa
 s1 kompresör girişi = 1.7631762691950033 kJ/kgK
 x1 kompresör girişi = 2.0 kgvapor/kgtotal
 h2 kompresör girişi = 445.2248429128773 kJ/kg
 T2 kompresör çıkışı = 67.55989556263937 derece C
 P2 kompresör çıkışı = 1250.0 kPa
 s2 kompresör çıkışı = 1.7763586400487221 kJ/kgK
 x2 kompresör çıkışı = 1.1435914281628234 kgvapor/kgtotal
 h5 kompresör girişi = 422.98465471180526 kJ/kg
 T5 yoğuşturucu doymuş = 47.71824296880384 derece C
 P5 yoğuşturucu doymuş = 1245.0 kPa
 s5 yoğuşturucu doymuş = 1.709402795937088 kJ/kgK
 x5 yoğuşturucu doymuş = 0.0 kgvapor/kgtotal
 h6 kompresör girişi = 268.13803320986443 kJ/kg
 T6 yoğuşturucu doymuş = 47.56008650804041 derece C
 P6 yoğuşturucu doymuş = 1240.0 kPa
 s6 yoğuşturucu doymuş = 1.2268885030779424 kJ/kgK
 x6 yoğuşturucu doymuş = 0.0 kgvapor/kgtotal
 h3 turbine girişi = 260.2137464279225 kJ/kg
 T3 turbine girişi = 42.56008650804041 derece C
 P3 turbine girişi = 1235.0 kPa
 s3 turbine girişi = 1.201962034810739 kJ/kgK
 x3 turbine girişi = 0.0 kgvapor/kgtotal
 h4 turbine çıkışı = 262.2137464279225 kJ/kg
 T4 turbine çıkışı = -11.364829272039977 derece C
```

s4 turbine çıkışı = 1.2393954627972106 kJ/kgK
x4 turbine çıkışı = 0.0 kgvapor/kgtotal



Bir sonraki soğutma çevrimimizde iki kademeli bir soğutma sistemini inceleyeceğiz. Sistemi iki kademeli yapmamızın temel sebebi sistem etkinlik değerini (COP) arttırmaktır. Çevrimdeki ayırma odası temel olarak boş bir kap olup doymuş sıvı ve buhar fazlarının birbirnden ayrılması için kullanılır.



Ayırma odasındaki enerji dengesi :

$mh_8 = mxh_9 + m(1-x)h_3$ (8.2.8)

Karışma prosesi:

$mxh_9 + m(1-x)h_2 = mh_5$ (8.2.9)

$$x = \frac{h_8 - h_3}{h_9 - h_3} \quad (4.2.10)$$

İş çıktısı:

$W_1 = m(1-x)(h_2 - h_1)$ (8.2.11)

$W_2 = m(h_6 - h_5)$ (8.2.12)

$W = W_1 + W_2$ (8.2.13)

Buharlaştırıcı ısı transferi:

$Q_1 = m(1-x)(h_1 - h_4)$ (8.2.14)

Yoğuşturucu ısı transferi:

$Q_2 = m(h_6 - h_7)$ (8.2.15)

```
 public class ref_cycle4T
{
/// R134 ideal carnot soğutma çevrimi
// soğutkan b=new soğutkan("R134a");
// double a[]=b.property("tp",30.0,1.01325);
///---- String s değerleri ve anlamları --------
//    tv=sıcaklık-özgül hacim
//    tp=sıcaklık-basınç
//    th=sıcaklık-enthalpy
//    tu=sıcaklık-iç enerji
//    ts=sıcaklık-entropi
//    tx=sıcaklık-doygunluk derecesi
//    pv=basınç-özgül hacim e
//    pt=basınç-sıcaklık
//    ph=basınç-enthapi
//    pu=basınç-iç enerji
//    ps=basınç-entropi
//    px=basınç-qualiti
//    vp=özgül hacim - basınç
//    vt=özgül hacim - sıcaklık
//---- çıktı değerleri  ---------
// r[0] P basınç kPa
// r[1] t sıcaklık derece C
// r[2] v özgül hacim m^3/kg
// r[3] h enthapi KJ/kg
// r[4] u iç enerji KJ/kg
// r[5] s entropi KJ/kgK
// r[6] x doygunluk derecesi kg buhar/kg toplam
// r[7] ro yoğunluk kg/m^3

double T[];
double P[];
double h[];
double s[];
double x[];
boolean supercritical=false;
String refismi; //soğutkan ismi
double Tc,Pc;
double COP_yoğuşturucu,COP_buharlaştırıcı,COP_evap_carnot,COP_yoğuşturucu_carnot;
double m;//kg/s soğutkan debisi
double Wp1,Wp2;//compresör işi
double Wp1i,Wp2i;//izentropik kompresör işi
double Wp;//net kompresör işi
double dPevap1;// buharlaştırıcı basınç düşümü doymuş region
double dPevap2;// buharlaştırıcı basınç düşümü kızgın buhar region
double dPcomp1;// buharlaştırıcı basınç düşümü doymuş region
double dPcond1;// yoğuşturucu basınç düşümü kızgın buhar region
double dPcond2;// yoğuşturucu basınç düşümü doymuş region
double dPcond3;// yoğuşturucu basınç düşümü sıvı region
double etaisent2,etaisent6; //izentropik efficiencies of turbines
double dh1,dh2;     // genleşme vanası enthalpy chenge (heat loss)
double dT1,dT7;
double eta_isent; // izentropik verim kompresör
double Qbuharlaştırıcı,Qyoğuşturucu; //yoğuşturucu ve buharlaştırıcı heat transfer
refrigerantEN b;
double c1[][];
double c3[][];
public ref_cycle4T(String refismii,double mi,double dT1i,double P1, double P2,double etaisent2i,double P6,double etaisent6i,double dT7i,
double dPevap1i,double dPevap2i,double dPcomp1i,double dPcond1i,double dPcond2i,double dPcond3i,double dh1i,double dh2i)
{
m=mi;
refismi=refismii;    // soğutkan ismi
dPevap1=dPevap1i;    // buharlaştırıcı basınç düşümü doymuş region
dPevap2=dPevap2i;    // buharlaştırıcı basınç düşümü kızgın buhar region ve kompresor 1 girişi valve
dPcomp1=dPcomp1;     // kompresor 1 çıkış valve
dPcond1=dPcond1i;    // yoğuşturucu basınç düşümü kızgın buhar region kompresor2 çıkış valve
dPcond2=dPcond2i;    // yoğuşturucu basınç düşümü doymuş region
dPcond3=dPcond3i;    // yoğuşturucu basınç düşümü sıvı region
dh1=dh1i; dh2=dh2i;  // genleşme vanasındaki entalpi düşümü(ısı transferi)
dT1=dT1i;
dT7=dT7i;
etaisent2=etaisent2i;
etaisent6=etaisent6i;
b=new refrigerantEN(refismi);
T=new double[14];
P=new double[14];
```

```
h=new double[14];
s=new double[14];
x=new double[14];
Tc=b.r.Tc;//critical temperature degree C
Pc=b.r.Pc;//critical pressure kPa
P[1]=P1;//kompresor girişi
P[2]=P2;//kompresor çıkışı, buharlaştırıcı kızgın buhar çıkışı
P[0]=P1-dPevap1; //buharlaştırıcı doymuş çıkış(x=1) pressure
P[4]=P[0]-dPevap2;//buharlaştırıcı doymuş girişi pressure
P[5]=P[2]-dPcomp1;// karıştırma çıkış basıncı
P[9]=P[5];//flash tank doymuş buhar çıkış
P[8]=P[5];//flash tank girişi
P[3]=P[5];//flash tank doymuş sıvı çıkış
P[6]=P6;//yoğuşturucu girişi
P[12]=P[6];// 12=6i izentropik kompresor çıkış noktası
P[10]=P[6]-dPcond1; // yoğuşturucu  çıkış sıvı state)
P[13]=P[10]-dPcond2;// yoğuşturucu doymuş sıvı noktası
P[7]=P[13]-dPcond3; // yoğuşturucu çıkış (sıvı)
c1=new double[2][20];
c3=new double[2][20];
}

public void cycle()
{
// kompresor doymuş sıvı noktası 0
double a1[]=b.property("px",P[0],1.0);
T[0]=a1[1];
h[0]=a1[3];
s[0]=a1[5];
x[0]=a1[6];
// kompresor girişi, buharlaştırıcı çıkış noktası 1
T[1]=T[0]+dT1;
a1=b.property("tp",T[1],P[1]);
h[1]=a1[3];
s[1]=a1[5];
x[1]=a1[6];
// izentropik kompresor çıkış noktası 11 (2i)
s[11]=s[1];
P[11]=P[2];
a1=b.property("ps",P[11],s[11]);
h[11]=a1[3];
T[11]=a1[1];
h[2]=h[1]+(h[11]-h[1])/etaisent2;
// kompresor 1 çıkış noktası 2
a1=b.property("ph",P[2],h[2]);
s[2]=a1[5];
T[2]=a1[1];
// noktası 10 yoğuşturucu doymuş buhar noktası
x[10]=1.0;
a1=b.property("px",P[10],x[10]);
T[10]=a1[1];
h[10]=a1[3];
s[10]=a1[5];
// noktası 13 yoğuşturucu doymuş sıvı noktası
x[13]=0.0;
a1=b.property("px",P[13],x[13]);
T[13]=a1[1];
h[13]=a1[3];
s[13]=a1[5];
T[7]=T[13]-dT7;
// noktası 7 yoğuşturucu çıkış
if(T[7]==T[13] && P[7]==P[13])
{h[7]=h[13];T[7]=T[13];s[7]=s[13];x[7]=x[13];
}
else
{
 a1=b.property("tp",T[7],P[7]);
 h[7]=a1[3];
 s[7]=a1[5];
 x[7]=a1[6];
}
//noktası 3 ayrışma odası doymuş sıvı
x[3]=0.0;
a1=b.property("px",P[3],x[3]);
T[3]=a1[1];
h[3]=a1[3];
```

```
s[3]=a1[5];
x[3]=a1[6];
//noktası 4 ayrışma odası doymuş sıvı
h[4]=h[3]-dh2;
a1=b.property("ph",P[4],h[4]);
T[4]=a1[1];
h[4]=a1[3];
s[4]=a1[5];
x[4]=a1[6];
//noktası 9 ayrışma odası doymuş buhar
x[9]=1.0;
a1=b.property("px",P[9],x[9]);
T[9]=a1[1];
h[9]=a1[3];
s[9]=a1[5];
// nokta 8 ayrışma odası
h[8]=h[7]+dh2;
a1=b.property("ph",P[8],h[8]);
T[8]=a1[1];
s[8]=a1[5];
x[8]=a1[6];
// nokta 5 kompresor 2 girişi noktası
h[5]=x[8]*h[9]+(1.0-x[8])*h[2];
a1=b.property("ph",P[5],h[5]);
T[5]=a1[1];
s[5]=a1[5];
//nokta 12 izentropik kompresor2 output
s[12]=s[5];
P[12]=P[6];
a1=b.property("ps",P[12],s[12]);
h[12]=a1[3];
T[12]=a1[1];
h[6]=h[5]+(h[12]-h[5])/etaisent6;
a1=b.property("ph",P[6],h[6]);
T[6]=a1[1];
s[6]=a1[5];
x[6]=a1[6];
 // isentropik kompresor 1
Wp1i=m*(1.0-x[8])*(h[11]-h[1]);
//kompresor 1
Wp1=m*(1.0-x[8])*(h[2]-h[1]);
Wp=Wp1+Wp2;
// isentropik kompresor 2
Wp2i=m*(h[12]-h[5]);
//kompresor 2
Wp2=m*(h[6]-h[5]);
Qbuharlaştırıcı=m*(1.0-x[8])*(h[1]-h[4]);
Qyoğuşturucu=m*(h[6]-h[7]);
COP_buharlaştırıcı=Qbuharlaştırıcı/Wp;
COP_yoğuşturucu_carnot=(T[6]+273.15)/(T[6]-T[0]);
COP_yoğuşturucu=Qyoğuşturucu/Wp;
COP_evap_carnot=(T[0]+273.15)/(T[6]-T[0]);
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="two stage flash noktası refrigeration cycle\n";
ss+="buharlaşma oranı : "+x[8]+"\n";
ss+=" kompresor1 işi = "+Wp1+" kW\n";
ss+=" kompresor2 işi = "+Wp2+" kW\n";
ss+=" total kompresor işi = "+Wp+" kW\n";
ss+=" izentropik kompresor 1 işi = "+Wp1i+" kW\n";
ss+=" izentropik kompresor 2 işi = "+Wp2i+" kW\n";
ss+=" total izentropik kompresor işi = "+(Wp1i+Wp2i)+" kW\n";
ss+=" yoğuşturucu işi = "+Qyoğuşturucu+" kW\n";
ss+=" buharlaştırıcı ısı girdisi = "+Qbuharlaştırıcı+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı    = " + COP_buharlaştırıcı+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu     = " + COP_yoğuşturucu+" kW\n";
ss+=" COP buharlaştırıcı  carnot = " + COP_evap_carnot+" kW\n";
ss+=" COP yoğuşturucu   carnot = " + COP_yoğuşturucu_carnot+" kW\n";

ss+=" h1 kompresor 1 girişi = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresor 1 girişi = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresor 1 girişi = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresor 1 girişi = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
```

```
ss+=" x1 kompresor 1 girişi = "+x[1] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";

ss+=" h2 kompresor 1 çıkış = "+h[2] +" kJ/kg\n";
ss+=" T2 kompresor 1 çıkış = "+T[2] +" derece C\n";
ss+=" P2 kompresor 1 çıkış = "+P[2] +" kPa \n";
ss+=" s2 kompresor 1 çıkış = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 kompresor 1 çıkış = "+x[2] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";

ss+=" h5 kompresor 2 girişi = "+h[5] +" kJ/kg\n";
ss+=" T5 kompresor 2 girişi = "+T[5] +" derece C\n";
ss+=" P5 kompresor 2 girişi = "+P[5] +" kPa \n";
ss+=" s5 kompresor 2 girişi = "+s[5] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x5 kompresor 2 girişi = "+x[5] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";

ss+=" h6 kompresor 2 çıkış = "+h[6] +" kJ/kg\n";
ss+=" T6 kompresor 2 çıkış = "+T[6] +" derece C\n";
ss+=" P6 kompresor 2 çıkış = "+P[6] +" kPa \n";
ss+=" s6 kompresor 2 çıkış = "+s[6] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x6 kompresor 2 çıkış = "+x[6] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";

ss+=" h8 ayrışma odası input = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T8 ayrışma odası input = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P8 ayrışma odası input = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s8 ayrışma odası input = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x8 ayrışma odası input = "+x[3] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";

ss+=" h4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" P4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = "+P[4] +" kPa \n";
ss+=" s4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = "+x[4] +" kgvapor/kgtotal"+"\n";
return ss;
}

public double[][] TS(double ti)
{
double a[][]=new double[2][10000];
double tc=b.r.Tc;
double dt=(tc-1.0)/100.0;
int i=0;
double t;
for(t=ti;t<=tc;t+=dt)
{double a1[]=b.property("tx",t,0.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a1[5];
 i++;
}
double a3[]=b.property("tx",tc,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a3[5];
 i++;
for(t=tc;t>=ti;t-=dt)
{double a2[]=b.property("tx",t,1.0);
 a[1][i]=t;
 a[0][i]=a2[5];
 i++;
}
int n=i;
double b[][]=new double[2][n];
for(i=0;i<n;i++) {b[0][i]=a[0][i];b[1][i]=a[1][i];}
return b;
}
public double[][] line(double P1,double P2,double hi,double ho,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
double p,h;
for(int i=0;i<n;i++)
{p=P1+i*(P2-P1)/(n-1);
 h=hi+i*(ho-hi)/(n-1);
 aa=b.property("ph",p,h);
 TT1[i]=aa[1];
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
```

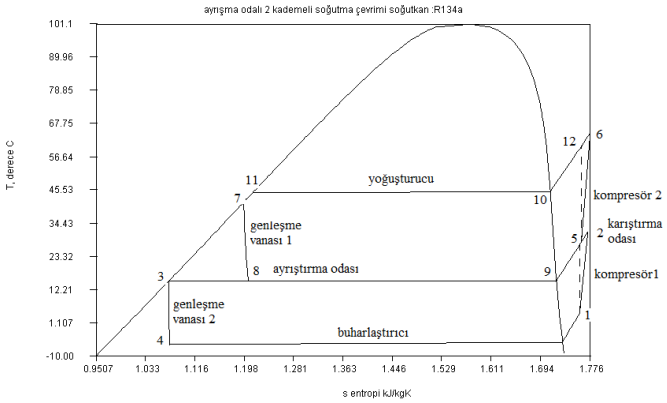
```
return a;
}
public double[][] line1(double T1,double T2,double Pi,double Po,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];
double P;
double x=1.0;
aa=b.property("tx",T1,x);
TT1[0]=T1;
ss1[0]=aa[5];
for(int i=1;i<n;i++)
{TT1[i]=T1+i*(T2-T1)/(n-1);
 P=Pi+i*(Po-Pi)/(n-1);
 aa=b.property("tp",TT1[i],P);
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
Text.printT(a);
return a;
}

public void plot(double ti)
{
 Plot pp=new Plot(TS(ti));
 //enthalpy line
 double a34[][]=line(P[3],P[4],h[3],h[4],15);
 double a78[][]=line(P[7],P[8],h[7],h[7],15);
 double tt[]=a34[0];
 double ss[]=a34[1];
 pp.addData(ss,tt);

 tt=a78[0];
 ss=a78[1];
 pp.addData(ss,tt);

 double a10[][]=line1(T[0],T[1],P[0],P[1],15);
 tt=a10[0];
 ss=a10[1];
 pp.addData(ss,tt);

 double a92[][]=line1(T[9],T[2],P[9],P[2],16);
  tt=a92[0];
  ss=a92[1];
  pp.addData(ss,tt);
  double a10_6[][]=line1(T[10],T[6],P[10],P[6],16);
  tt=a10_6[0];
  ss=a10_6[1];
  pp.addData(ss,tt);
 double tt1[]={T[10],T[13],T[7]};
 double ss1[]={s[10],s[13],s[7]};
 pp.addData(ss1,tt1);
 double tt2[]={T[4],T[0]};
 double ss2[]={s[4],s[0]};
 pp.addData(ss2,tt2);
 double tt3[]={T[9],T[3]};
 double ss3[]={s[9],s[3]};
 pp.addData(ss3,tt3);
 double tt4[]={T[1],T[2]};
 double ss4[]={s[1],s[2]};
 pp.addData(ss4,tt4);
  double tt5[]={T[5],T[6]};
 double ss5[]={s[5],s[6]};
 pp.addData(ss5,tt5);
 pp.addData(ss4,tt4);
  double tt6[]={T[1],T[11]};
 double ss6[]={s[1],s[11]};
 pp.addData(ss6,tt6,1);
  double tt7[]={T[5],T[12]};
 double ss7[]={s[5],s[12]};
 pp.addData(ss7,tt7,1);
 pp.setPlabel("ayrışma odalı 2 kademeli soğutma çevrimi soğutkan :"+refismi);
 pp.setYlabel("T, derece C");
 pp.setXlabel("s entropi kJ/kgK");
 pp.plot();
```

```
}
}
```

```
 import javax.swing.*;
public class ref_cycle4testT
{
public static double Pres(String refrigerant,double T)
{refrigerantEN r=new refrigerantEN(refrigerant);
double a[]=r.property("tx",T,0.0);
double P1=a[0];
return P1;
}
public static void main(String arg[])
{
double m=1.0;  // kg/s çevrim R134a debisi
String refrigerant="R134a";
refrigerantEN r=new refrigerantEN(refrigerant);
double P1=Pres(refrigerant,-5.0);
double P2=Pres(refrigerant,15.0);
double P6=Pres(refrigerant,45.0);
double dT1i=10.0; //degree C
double etaisent2i=0.8;
double etaisent6i=0.8;
double dT7i=3.0; //degree C
double dPevap1i=5.0;
double dPevap2i=5.0;
double dPcomp1i=5.0;
double dPcond1i=5.0;
double dPcond2i=5.0;
double dPcond3i=5.0;
double dh1i=1.0;
double dh2i=1.0;
ref_cycle4T re=new ref_cycle4T("R134a",m,dT1i,P1,P2,etaisent2i,P6,etaisent6i,dT7i,
dPevap1i,dPevap2i,dPcomp1i,dPcond1i,dPcond2i,dPcond3i,dh1i,dh2i);
re.cycle();
System.out.println(re.toString());
re.plot(-10.0);
}
}
```

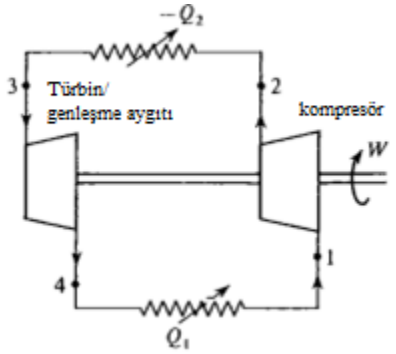
```
 ---------- Capture Output ----------
> "C:\java\bin\java.exe" ref_cycle4testT
two stage flash noktası refrigeration cycle
buharlaşma oranı : 0.21085196615233992
 kompresor1 işi = 14.826316597366656 kW
 kompresor2 işi = 24.06248085100617 kW
 total kompresor işi = 38.88879744837283 kW
 izentropik kompresor 1 işi = 11.861053277893324 kW
 izentropik kompresor 2 işi = 19.249984680804914 kW
 total izentropik kompresor işi = 31.111037958698 24 kW
 yoğuşturucu işi = 184.61059903816306 kW
 buharlaştırıcı ısı girdisi = 145.51094962363788 kW
 COP buharlaştırıcı    = 3.7417189311860892 kW
 COP yoğuşturucu     = 4.74714085163586 kW
 COP buharlaştırıcı  carnot = 3.818621104617835 kW
 COP yoğuşturucu   carnot = 4.818621104617835 kW
 h1 kompresor 1 girişi = 403.8899286096781 kJ/kg
 T1 kompresor 1 girişi = 4.452288435826651 derece C
 P1 kompresor 1 girişi = 243.39 kPa
 s1 kompresor 1 girişi = 1.7601850896021525 kJ/kgK
 x1 kompresor 1 girişi = 2.0 kgvapor/kgtotal
 h2 kompresor 1 çıkış = 422.67767940096854 kJ/kg
 T2 kompresor 1 çıkış = 31.356987836072225 derece C
 P2 kompresor 1 çıkış = 488.7799999999999 kPa
 s2 kompresor 1 çıkış = 1.7726060681496862 kJ/kgK
 x2 kompresor 1 çıkış = 0.0 kgvapor/kgtotal
 h5 kompresor 2 girişi = 419.435265464414 kJ/kg
 T5 kompresor 2 girişi = 27.93017810803139 derece C
 P5 kompresor 2 girişi = 488.7799999999999 kPa
 s5 kompresor 2 girişi = 1.7618975967688222 kJ/kgK
 x5 kompresor 2 girişi = 0.0 kgvapor/kgtotal
 h6 kompresor 2 çıkış = 443.49774631542016 kJ/kg
 T6 kompresor 2 çıkış = 64.53053948624293 derece C
 P6 kompresor 2 çıkış = 1161.01 kPa
```

s6 kompresor 2 çıkış = 1.7762464236009525 kJ/kgK
x6 kompresor 2 çıkış = 1.1369546373837682 kgvapor/kgtotal
h8 ayrışma odası input = 220.5 kJ/kg
T8 ayrışma odası input = 14.999999999999995 derece C
P8 ayrışma odası input = 488.7799999999999 kPa
s8 ayrışma odası input = 1.0726 kJ/kgK
x8 ayrışma odası input = 0.0 kgvapor/kgtotal
h4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = 219.5 kJ/kg
T4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = -6.104109861511878 derece C
P4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = 233.39 kPa
s4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = 1.0741357660531674 kJ/kgK
x4 genleşme vanası çıkış-buharlaştırıcı girişi = 0.135879209555772 kgvapor/kgtotal



8.3 BRAYTON-ERICSSON ÇEVRİMİ

Brayton çevriminden bir önceki bölümümüzde bahsetmiştik. Genel olarak uçaklarda kullanılan bir soğutma çevrimi olarak karşımıza çıkar. Kompresörle sıkıştırla hava soğutulduktan sonra bir türbinden geçirilerek genleştirilir oluşan soğuk hava ya sisteme direk olarak basılır, ya da bir ısı değiştirici üzerinden kullanılır.



$$W_{kompresor} = m(h_2 - h_1) \quad (8.3.1)$$

$$W_{izentropik\,kompresor} = m(h_{2s} - h_1) \qquad s_{2s} = s_1 \quad (8.3.2)$$

$$\eta_{izentropik\ \ kompresor} = \frac{W_{kompresor}}{W_{izentropik\ \ kompresor}} \quad (8.3.3)$$

$$Q_{isi\ \ \text{deg}istirici} = m(h_2 - h_3) \qquad P_2 = P_3 \quad (8.3.4)$$

$$W_{turbin} = m(h_3 - h_4) \quad (8.3.5)$$

$$W_{izentropicturbin} = m(h_3 - h_{4s}) \qquad s_3 = s_{4s} \quad P_4 = P_1 \quad (8.3.6)$$

$$Q_{sogutma} = m(h_1 - h_4) \quad (8.3.7)$$

$$\eta_{izentropik\ \ turbin} = \frac{W_{turbin}}{W_{izentropik\ \ turbin}} \qquad (8.3.8)$$

$$COP_{isi\ \deg istirici} = \frac{Q_{isi\ \deg istirici}}{W_{kompresor} - W_{turbin}} \qquad (8.3.9)$$

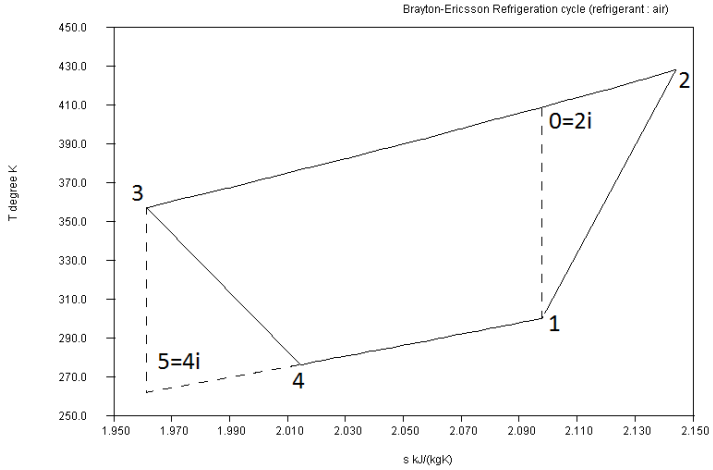
$$COP_{soguma} = \frac{Q_{soguma}}{W_{kompresor} - W_{turbin}} \qquad (8.3.10)$$

```
 //Brayton-Ericsson refrigeration cycle
public class brayton3T
{
Gas g;
double T[];
double P[];
double s[];
double h[];
double Cp[];
double etakompressor;
double etaturbin;
double Wturbin,Wkompresor,Wnet,Q,Qref,COP,COPref,T1,P1,T2,P2,T3,P3,T4,P4;
public brayton3T(double m,double T1,double P1, double P2, double T3,double etakompressori,double etaturbini)
{ set(m,T1,P1,P2,T3,etakompressori,etaturbini);}

public double set(double m,double T1,double P1, double P2, double T3,double etakompressori,double etaturbini)
{
  T=new double[6];
  P=new double[6];
  s=new double[6];
  h=new double[6];
  Cp=new double[6];
  g=new Gas("air");
  g.mole=false;
  P[1]=P1;
  P[2]=P2;
  P[4]=P1;
  P[3]=P2;
  T[1]=T1;
  T[3]=T3;
  etakompressor=etakompressori;
  etaturbin=etaturbini;
// 1
double a1[]=g.property(T[1],P[1]);
h[1]=a1[3];
s[1]=a1[5];
double pr1=a1[17];
// 2i = 0
double pr2=P[2]/P[1]*pr1;
T[0]=g.Ti(pr2);
a1=g.property(T[0],P[2]);
h[0]=a1[3];
s[0]=a1[5];
Cp[0]=a1[9];
// 2
h[2]=(h[0]-h[1])/etakompressor+h[1];
T[2]=(h[2]-h[0])/Cp[0]+T[0];
a1=g.property(T[2],P[2]);
s[2]=a1[5];
//3
a1=g.property(T[3],P[3]);
h[3]=a1[3];
s[3]=a1[5];
double pr3=a1[17];
double pr4=P1/P2*pr3;
//4i = 5
T[5]=g.Ti(pr4);
a1=g.property(T[5],P[1]);
h[5]=a1[3];
s[5]=a1[5];
```

```
Cp[5]=a1[9];
//4
h[4]=h[3]-etaturbin*(h[3]-h[5]);
T[4]=(h[4]-h[5])/Cp[5]+T[5];
a1=g.property(T[4],P[4]);
s[4]=a1[5];
Wturbin=m*(h[3]-h[4]);
Wkompresor=m*(h[2]-h[1]);
Q=m*(h[2]-h[3]);
Qref=m*(h[1]-h[4]);
Wnet=Wkompresor-Wturbin;
COP=Q/Wnet;
COPref=Qref/Wnet;
return T[4];
}
public double[][] line1(double T1,double T2,double P,int n)
{
double TT1[]=new double[n];
double ss1[]=new double[n];
double aa[];

for(int i=0;i<n;i++)
{TT1[i]=T1+i*(T2-T1)/(n-1);
 aa=g.property(TT1[i],P);
 ss1[i]=aa[5];
}
double a[][]={TT1,ss1};
return a;
}
public String toString()
{
String s=" Brayton çevrimi \n";
s+="Türbine güç çıktısı W türbin = "+Wturbin+" kW \n";
s+="Kompresör güç girdisi W kompresör = "+Wkompresor+" kW\n";
s+="Net güç çıktısı  Wnet = "+Wnet+" kW\n";
s+="Isı değiştirici ısı çekimi Q  = "+Q+" kW\n";
s+="sogutma ısı çekimi  Qref = "+Qref+" kW \n";
s+="COP soğutma  = "+COP+"\n";
s+="Kompresör giriş sıcaklığı = "+(T[1]-273.15)+" derece C\n";
s+="Kompresör giriş basıncı  = "+P[1]+" kPa\n";
s+="Kompresör çıkış sıcaklığı = "+(T[2]-273.15)+" derece C\n";
s+="Kompresör çıkış basıncı  = "+P[2]+" kPa\n";
s+="Türbin giriş sıcaklığı = "+(T[3]-273.15)+" derece C\n";
s+="Türbin giriş basıncı  = "+P[3]+" kPA\n";
s+="Türbin çıkış sıcaklığı = "+(T[4]-273.15)+" derece C\n";
s+="Türbin çıkış basıncı  = "+P[4]+" kPa\n";
return s;
}
public void plot()
{
 double a23[][]=line1(T[2],T[3],P[2],15);

 double tt[]=a23[0];
 double ss[]=a23[1];
 Plot pp=new Plot(ss,tt);
 double a41[][]=line1(T[4],T[1],P[1],15);

 tt=a41[0];
 ss=a41[1];
 pp.addData(ss,tt);
 double t1[]={T[1],T[2]};
 double s1[]={s[1],s[2]};
 pp.addData(s1,t1);
 double t2[]={T[1],T[0]};
 double s2[]={s[1],s[0]};
 pp.addData(s2,t2,1);
 double t3[]={T[3],T[4]};
 double s3[]={s[3],s[4]};
 pp.addData(s3,t3);
 double t4[]={T[3],T[5],T[4]};
 double s4[]={s[3],s[5],s[4]};
 pp.addData(s4,t4,1);
 pp.plot();
}
}
```

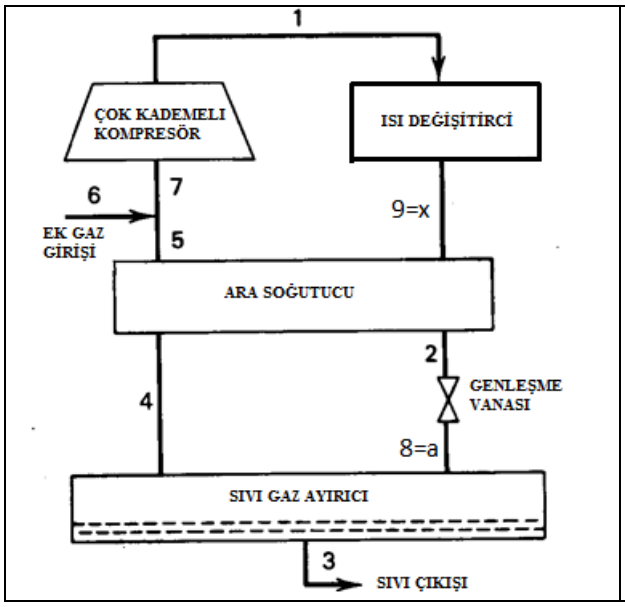
```
public class brayton3testT
{
 public static void main(String arg[])
 {
                double mhava=0.124; //kg/s hava giriş kütlesel debisi
                double T1=300.0; //derece K hava giriş sıcaklığı
                double P1=1.01325;// bar hava giriş basıncı
                double P2=3;// bar kompresör çıkış basıncı
                double T3=357.0; //derece K turbin giriş basıncı
                double etakompresor=0.85; //compressor izentropik verimi
                double etaturbin=0.85; ///turbin izentropik verimi
    brayton3T bry=new brayton3T(mhava,T1,P1,P2,T3,etakompresor,etaturbin);
    System.out.println(bry.toString());
    bry.plot();
 }
}
```

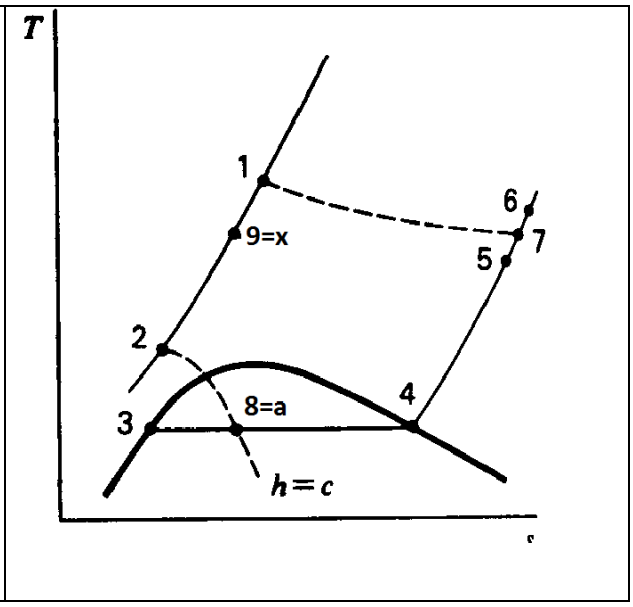
```
 ---------- Capture Output ----------
> "C:\java\bin\java.exe" brayton3testT
 Brayton çevrimi
Türbine güç çıktısı W türbin = 10.082829804953516 kW
Kompresör güç girdisi W kompresör = 15.982194445826567 kW
Net güç çıktısı  Wnet = 5.899364640873051 kW
Isı değiştirici ısı çekimi Q  = 8.869483681672818 kW
sogutma ısı çekimi  Qref = 2.9701190407997684 kW
COP soğutma  = 1.5034642239643314
Kompresör giriş sıcaklığı = 26.850000000000023 derece C
Kompresör giriş basıncı  = 1.01325 kPa
Kompresör çıkış sıcaklığı = 154.51744253412886 derece C
Kompresör çıkış basıncı  = 3.0 kPa
Türbin giriş sıcaklığı = 83.85000000000002 derece C
Türbin giriş basıncı  = 3.0 kPA
Türbin çıkış sıcaklığı = 3.004230834409668 derece C
Türbin çıkış basıncı  = 1.01325 kPa
```



8.4 GAZLARIN SIVILAŞTIRILMASI

Bir gazın sıvılaştırılabilmesi için sıcaklık değerinin kritik sıcaklığın altına inmesi gerekir. Örneğin atmosferik basınçta azot için bu değer -147 C'dir. Genellikle bu sıcaklıklara inmek kompresörde oldukça yüksek basınç değerlerine çıkmayı gerektirir. Bu durumda genellikle çok boyutlu kompresörler kullanılır ve soğutularak proses izotermal prosese yaklaştırılır.





$mxh_5 + m(1-x)h_6 = mh_7$ (4.4.1) karıştırma prosesi (dışarıya alınan sıvı ile ayn miktarda gaz sisteme eklenir)

$h_8 = (1-x)h_3 + xh_4$ (4.4.2) doymuş karışım ayrıştırma prosesi

$h_8 = h_2$ (4.4.3) genleşme prosesi

$mx(h_5 - h_4) = m(h_9 - h_2)$ (4.4.4) Isı değiştirici

$W_{compressor} = m\frac{n}{n-1}(P_1v_1 - P_7v_7)$ (4.4.5) Politropik çok kademeli kompresör prosesi iş çıktısı

$q_{compressor} = m(h_1 - h_7) - W_{compressor}$ (4.4.6) Politropik çok kademeli kompresör prosesi ısı çıktısı

```
public class ref_cycle5T
{
// Gaz sıvılaştırma çevrimi
// refrigerant b=new refrigerant("R134a");
// double a[]=b.property("tp",30.0,1.01325);
///---- String s değerleri ve anlamları --------
//    tv=sıcaklık-özgül hacim
//    tp=sıcaklık-basınç
//    th=sıcaklık-enthalpy
//    tu=sıcaklık-iç enerji
//    ts=sıcaklık-entropi
//    tx=sıcaklık-doygunluk derecesi
//    pv=basınç-özgül hacim e
//    pt=basınç-sıcaklık
//    ph=basınç-enthapi
//    pu=basınç-iç enerji
//    ps=basınç-entropi
//    px=basınç-qualiti
//    vp=özgül hacim - basınç
//    vt=özgül hacim - sıcaklık
//---- çıktı değerleri  ---------
// r[0] P basınç kPa
// r[1] t sıcaklık derece C
// r[2] v özgül hacim m^3/kg
// r[3] h enthapi KJ/kg
// r[4] u iç enerji KJ/kg
// r[5] s entropi KJ/kgK
// r[6] x doygunluk derecesi kg buhar/kg toplam
// r[7] ro yoğunluk kg/m^3

double T[];
double P[];
double h[];
```

```
double s[];
double x[];
double v[];
double xx;//sıvı ayrıştırıcı girişi
boolean supercritical=false;
String refname; //soğutkan ismi
double Tc,Pc;
double n;
double COP_condenser,COP_ebuharator;
double m;//kg/s soğutkan kütlesel debisi
double mliquid;//sıvı debisi
double Wc;//net kompresör işi
double Qcompressor;
double Qintercooler;
double Qheatexchanger;
double Qebuharator,Qcondenser; //kondenser ve ebuharatör ısı transferi
refrigerantEN b; //
public ref_cycle5T(String refnamei,double mi,double P4,double P1,double T5,double T6,double xi,double ni)
{
m=mi;
n=ni;
xx=xi;
refname=refnamei;    // soğutkan ismi
b=new refrigerantEN(refname);
T=new double[14];
P=new double[14];
h=new double[14];
s=new double[14];
x=new double[14];
v=new double[14];
Tc=b.r.Tc;//kritik sıcaklık C
Pc=b.r.Pc;//kritik basınç kPa
P[3]=P4;
P[4]=P4;
P[8]=P4;
P[6]=P4;
P[5]=P4;
P[7]=P4;
P[1]=P1;
P[2]=P1;
P[9]=P1;//nokta x
T[5]=T5;
T[6]=T6;
}

public void cycle()
{
// ayrıştırıcı doyma noktası 3 x=0
double a1[]=b.property("px",P[3],0.0);
T[3]=a1[1];
h[3]=a1[3];
s[3]=a1[5];
x[3]=a1[6];
v[3]=a1[2];
// ayrıştırıcı doyma noktası 4 x=0
a1=b.property("px",P[4],1.0);
T[4]=a1[1];
h[4]=a1[3];
s[4]=a1[5];
x[4]=a1[6];
v[4]=a1[2];
// 8=a ayrıştırıcı giriş
a1=b.property("px",P[4],xx);
T[8]=a1[1];
h[8]=a1[3];
s[8]=a1[5];
x[8]=a1[6];
v[8]=a1[2];
// 2 ısı değiştirici çıkış-genleşme giriş
h[2]=h[8];
a1=b.property("ph",P[2],h[2]);
T[2]=a1[1];
s[2]=a1[5];
x[2]=a1[6];
v[2]=a1[2];
// ayrışma doyma noktası nokta 5 x=0
```

```
a1=b.property("tp",T[5],P[5]);
h[5]=a1[3];
s[5]=a1[5];
x[5]=a1[6];
v[5]=a1[2];
// ek gaz girişi 6
a1=b.property("tp",P[6],T[6]);
h[6]=a1[3];
s[6]=a1[5];
x[6]=a1[6];
v[6]=a1[2];
// 9=x ara ısı değiştirici çıkışı
h[9]=xx*(h[5]-h[4])+h[2];
a1=b.property("ph",P[9],h[9]);
T[9]=a1[1];
s[9]=a1[5];
x[9]=a1[6];
v[9]=a1[2];

// çok kademeli kompresör girişi nokta 7
h[7]=(1-xx)*h[6]+xx*h[5];
a1=b.property("ph",P[7],h[7]);
T[7]=a1[1];
h[7]=a1[3];
s[7]=a1[5];
x[7]=a1[6];
v[7]=a1[2];

// çok kademeli kompresör çıkışı nokta 1
v[1]=Math.pow((P[7]/P[1]),(1.0/n))*v[7];
double TT1=P[1]*1e3*v[1]/(8314.5)-273.15;
a1=b.property("pv",P[1],v[1]);
T[1]=a1[1];
h[1]=a1[3];
s[1]=a1[5];
x[1]=a1[6];
v[1]=a1[2];
xx=(h[7]-h[6])/(h[5]-h[6]);
//nokta 8=a sıvı ayıştırıcı
a1=b.property("px",P[8],xx);
T[8]=a1[1];
h[8]=a1[3];
s[8]=a1[5];
x[8]=a1[6];
v[8]=a1[2];
//nokta 2 ısı değiştirici çıkış
h[2]=h[8];
a1=b.property("ph",P[2],h[2]);
T[2]=a1[1];
h[2]=a1[3];
s[2]=a1[5];
x[2]=a1[6];
v[2]=a1[2];
 // çok kademeli kompresör
Wc=m*n/(n-1)*(P[1]*v[1]-P[7]*v[7]);
Qcompressor=m*(h[1]-h[7]);
Qintercooler=m*(h[1]-h[9]);
Qheatexchanger=m*(h[9]-h[2]);
mliquid=(1.0-xx)*m;//kg/s sıvı çıkış debisi
}

public String toString()
{
cycle();
String ss="Gaz sıvılaştırma sistemi\n";
ss+="politropik sabit n="+n+"'\n";
ss+="sıvı debisi  : "+mliquid+"'\n";
ss+=" çok kademeli kompresör iş girişi = "+Wc+" kW\n";
ss+=" çok kademeli kompresör ısı transferi = "+Qcompressor+" kW\n";
ss+=" ara soğutucu ısı transferi = "+Qintercooler+" kW\n";
ss+=" ısı değiştirici ısı transferi = "+Qheatexchanger+" kW\n";

ss+=" h7 kompresör giriş = "+h[7] +" kJ/kg\n";
ss+=" T7 kompresör giriş = "+T[7] +" derece C\n";
ss+=" P7 kompresör giriş = "+P[7] +" kPa \n";
ss+=" s7 kompresör giriş = "+s[7] +" kJ/kgK\n";
```

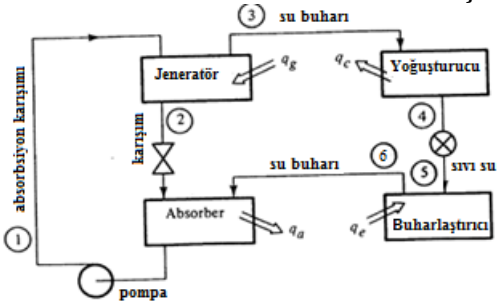
```
ss+=" x7 kompresör giriş = "+x[7] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" v7 kompresör giriş = "+v[7] +" m^3/kg"+"\n";
ss+=" h1 kompresör çıkış = "+h[1] +" kJ/kg\n";
ss+=" T1 kompresör çıkış = "+T[1] +" derece C\n";
ss+=" P1 kompresör çıkış = "+P[1] +" kPa \n";
ss+=" s1 kompresör çıkış = "+s[1] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x1 kompresör çıkış = "+x[1] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" v1 kompresör giriş = "+v[1] +" m^3/kg"+"\n";
ss+=" h6 gaz besleme = "+h[6] +" kJ/kg\n";
ss+=" T6 gaz besleme = "+T[6] +" derece C\n";
ss+=" P6 gaz besleme = "+P[6] +" kPa \n";
ss+=" s6 gaz besleme = "+s[6] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x6 gaz besleme = "+x[6] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" v6 gaz besleme = "+v[6] +" m^3/kg"+"\n";

ss+=" h5 ısı transferi çıkış = "+h[5] +" kJ/kg\n";
ss+=" T5 ısı transferi çıkış = "+T[5] +" derece C\n";
ss+=" P5 ısı transferi çıkış = "+P[5] +" kPa \n";
ss+=" s5 ısı transferi çıkış = "+s[5] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x5 ısı transferi çıkış = "+x[5] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" v5 kompresör giriş = "+v[5] +" m^3/kg"+"\n";

ss+=" h3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = "+h[3] +" kJ/kg\n";
ss+=" T3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = "+T[3] +" derece C\n";
ss+=" P3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = "+P[3] +" kPa \n";
ss+=" s3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = "+s[3] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = "+x[3] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" v3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = "+v[3] +" m^3/kg"+"\n";

ss+=" h4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = "+h[4] +" kJ/kg\n";
ss+=" T4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = "+T[4] +" derece C\n";
ss+=" P4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = "+P[4] +" kPa \n";
ss+=" s4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = "+s[4] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = "+x[4] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" v4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = "+v[4] +" m^3/kg"+"\n";

ss+=" h2 expansion valve inlet = "+h[2] +" kJ/kg\n";
ss+=" T2 expansion valve inlet = "+T[2] +" derece C\n";
ss+=" P2 expansion valve inlet = "+P[2] +" kPa \n";
ss+=" s2 expansion valve inlet = "+s[2] +" kJ/kgK\n";
ss+=" x2 expansion valve inlet = "+x[2] +" kgbuhar/kgtoplam"+"\n";
ss+=" v2 kompresör giriş = "+v[2] +" m^3/kg"+"\n";
return ss;
}}
```

```
import javax.swing.*;
public class ref_cycle5testT
{
public static double Pres(String refrigerant,double T)
{refrigerantEN r=new refrigerantEN(refrigerant);
double a[]=r.property("tx",T,0.0);
double P1=a[0];
return P1;
}
public static void main(String arg[])
{
double m=1.0;  // kg/s çevrim R134a debisi
String refrigerant="R728";
refrigerantEN r=new refrigerantEN(refrigerant);
double P4=Pres(refrigerant,-195.0);//kPA
double P1=4000.0;//kPA
double T5=30.0;
double T6=40.0;
double T7=5.0;
double T9=120.0;
double n=1.2; //kompresör politropik sabiti
double x=0.99;
ref_cycle5T re=new ref_cycle5T(refrigerant,m,P4,P1,T5,T6,x,n);
re.cycle();
System.out.println(re.toString());
}
}
```

```
---------- Capture Output ----------
```

```
> "C:\java\bin\java.exe" ref_cycle5testT
Gaz sıvılaştırma sistemi
politropik sabit n=1.2
sıvı debisi  : 0.009999999999999898
 çok kademeli kompresör iş girişi = 442.2351408982641 kW
 çok kademeli kompresör ısı transferi = 4155.660889416219 kW
 ara soğutucu ısı transferi = 4160.854857184115 kW
 ısı değiştirici ısı transferi = 234.54009562200986 kW
 h7 kompresör giriş = 315.50298302351456 kJ/kg
 T7 kompresör giriş = 30.811638650885733 derece C
 P7 kompresör giriş = 111.16014521822753 kPa
 s7 kompresör giriş = 7.21501566705719 kJ/kgK
 x7 kompresör giriş = 2.1998956109055205 kgbuhar/kgtoplam
 v7 kompresör giriş = 0.811592005587896 m^3/kg
 h1 kompresör çıkış = 4471.1638724397335 kJ/kg
 T1 kompresör çıkış = 279.13446740548966 derece C
 P1 kompresör çıkış = 4000.0 kPa
 s1 kompresör çıkış = 11.238933130696067 kJ/kgK
 x1 kompresör çıkış = 3.0 kgbuhar/kgtoplam
 v1 kompresör giriş = 0.0409806355038701 m^3/kg
 h6 gaz besleme = 399.00272119066653 kJ/kg
 T6 gaz besleme = 40.0 derece C
 P6 gaz besleme = 111.16014521822753 kPa
 s6 gaz besleme = 7.086179046532035 kJ/kgK
 x6 gaz besleme = 3.0 kgbuhar/kgtoplam
 v6 gaz besleme = 2.851609538861844 m^3/kg
 h5 ısı transferi çıkış = 314.65955132485647 kJ/kg
 T5 ısı transferi çıkış = 30.0 derece C
 P5 ısı transferi çıkış = 111.16014521822753 kPa
 s5 ısı transferi çıkış = 7.213029510233074 kJ/kgK
 x5 ısı transferi çıkış = 3.0 kgbuhar/kgtoplam
 v5 kompresör giriş = 0.8094248860775289 m^3/kg
 h3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = -120.39405559892191 kJ/kg
 T3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = -194.99981112354098 derece C
 P3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = 111.16014521822753 kPa
 s3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = 2.854994391306452 kJ/kgK
 x3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = 0.0 kgbuhar/kgtoplam
 v3 sıvı ayırıcı sıvı çıkışı = 0.0012462512632194695 m^3/kg
 h4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = 77.75036382787654 kJ/kg
 T4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = -194.99981112354098 derece C
 P4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = 111.16014521822753 kPa
 s4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = 5.390444248770784 kJ/kgK
 x4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = 1.0 kgbuhar/kgtoplam
 v4 sıvı ayırıcı gaz çıkışı = 0.19906500474458172 m^3/kg
 h2 expansion valve inlet = 75.76891963360858 kJ/kg
 T2 expansion valve inlet = -155.6449303020083 derece C
 P2 expansion valve inlet = 4000.0 kPa
 s2 expansion valve inlet = 4.6553785094688775 kJ/kgK
 x2 expansion valve inlet = 3.0 kgbuhar/kgtoplam
 v2 kompresör giriş = 0.008713563166911232 m^3/kg


> Terminated with exit code 0.
```

8.5 ABSORBSİYON SOĞUTMA ÇEVRİMİ



Şekil 8.5.1 A absorbsiyonlu soğutma çevrimi

Absorbsiyonlu soğutma çevrimini Ferdinand Carre icad etmiş ve 1860 da amerikada patentini almıştır. Bu ç evrim temel olarak standart soğutma çevriminin bir türevidir. Standart soğutma çevriminde gazı yüksek basınca

çıkarmak için kompresör kullanılır. Absorbsiyonlu soğutma çevriminde ise aynı görev bir absorbsiyon ısı değiştirici, bir jenaratör ısı değiştirici ve bir sıvı pompası tarafından yapılır. Absrobsiyon sistemi önce düşük basınçlı gazı absorbsiyon sıvısı içinde ergitir. Absorbsiyon prosesi ısı üretir bu ısının ısı değiştirici mekanizmasıyla çekilmesi gereklidir. Emdiği gazla daha derişik hale gelmiş olan absorbsiyon sıvısı bir sıvı pompasıyla basınçlandırılır. Daha sonra jenaratörde ısıtılan bu sıvı gazın yüksek basınçta tekrar geri kazanılmasını sağlar. Prosesin diğer kısmı bir buharlaştırıcı, bir yoğuşturucu ve bir genleşme vanası olarak standart çevrimin aynısıdır. En çok kullanılan absorbsiyon çiftleri amonyak su ve Lityum bromür –su çiftidir. Çevrimimizi bir örnek problemle daha iyi açıklamaya çalışalım. Örneğimizde Lityum bromür – su absorbsiyon çifti olarak seçildi. Pompa absorbsiyon karışımı debisi m_1=0.6 kg/s, Absorber sıcaklığı $T_{absorber}$=100 C ve jeneratör sıcaklığı $T_{generator}$=100 C, yoğuşturucu (doymuş) sıcaklığı 40 C ve buharlaştırıcı sıcaklığı 10 C olarak alındı.

Toplama kütle dengesi:

$m_2 + m_3 = m_1$ (8.5.1)

LiBr dengesi:

$m_1 w_1 = m_2 w_2$ (8.5.2)

$Q_{jenerator} = m_3 h_3 + m_2 h_2 - m_1 h_1$ (8.5.3)

$Q_{yoğuşturu} = m_3 (h_3 - h_4)$ (8.5.4)

$Q_{buharlaşuhnıc} = m_3 (h_5 - h_6)$ (8.5.5)

$Q_{absorber} = m_2 h_2 + m_3 h_6 - m_1 h_1$ (8.5.6)

```
 public class LiBrproptestT
{
public static void main(String arg[])
{LiBr_H2O lip=new LiBr_H2O();
double t0=30.0;//derece C Absorber
double t2=100.0;//derece C Jeneratör
double t3=40.0;//derece C yoğuşturucu
double t4=t3;
double t5=10.0;//derecee C buharlaştırıcı
double m1=0.6; //kg/s LiBr-su karışımı
 double a[]=lip.st.property("tx",t3,0.0);
 double P3=a[0]*100;//su buharı (doymuş)
 double P2=lip.Psw(t3);//Jeneratör
 double w2=lip.W(t2,P2);//Jeneratör
 double P5=lip.Psw(t5);//doymuş su
 double P6=P5;// su buharı
 double P0=P5;// su buharı
 double P1=P2;
 double w1=lip.W(t0,P0);//absorber-pompa
 double m2=m1*w1/w2;//Jeneratör çıkış
 System.out.println("P3="+P3+" kPa yoğuşturucu=");
 System.out.println("P2="+P2+" kPa jeneratör w2="+w2+"kg LiBr/kg mix");
 System.out.println("P5=P6="+P5+" kPa buharlaştırıcı ");
 System.out.println("P1="+P1+" kPa Jeneratör w1="+w1+"kg LiBr/kg mix");
 System.out.println("m1="+m1+" kg/s karışımı absorber çıkışı");
 System.out.println("m2="+m2+" kg/s karışımı Jeneratör çıkışı");
 double m3=m1-m2;//su buharı yoğuşturucu girişi
 System.out.println("m3="+m3+" kg/s su buharı Jeneratör çıkış");
 double h0=lip.h_w(t0,w1);//absorber
 System.out.println("h0="+h0+" kJ/kg karışımı absorber");
 double ro1=lip.ro_w(t0,w1);
 double v1=1.0/ro1;
 System.out.println("v1="+v1+"m^3/kg"+"ro1="+ro1+"kg/m^3");
 double dh=v1*(P1-P0);//enthalpy farkı pompa
 double h1=h0+dh;
 System.out.println("h0="+h0+"h1="+h1+" kJ/kg pompa output");
 double h2=lip.h_w(t2,w2);//Jeneratör
 System.out.println("h2="+h2+" kJ/kg karışımı Jeneratör");
 a=lip.st.property("tp",t2,P3*1e-2);
 double h3=a[3];// kJ/kg kızgın buhar  t2,P3 şartlarında
 System.out.println("h3="+h3+" kJ/kg Jeneratör çıkış superheated su");
 a=lip.st.property("tx",t4,0.0);
 double h4=a[3]; // kJ/kg doymuş su at t3
 System.out.println("h4="+h4+" kJ/kg yoğuşturucu çıkışı doymuş su");
 double h5=h4;
```

```
 a=lip.st.property("ph",P5*1e-2,h5);
 double x5=a[5];
 a=lip.st.property("tx",t5,1.0);
 double h6=a[3];
 System.out.println("h5="+h5+" kJ/kg buharlaştırıcı giriş doymuş su");
 System.out.println("x5="+x5+" kg buharı/kg buharlaştırıcı giriş doymuş su");
 System.out.println("h6="+h6+" kJ/kg  doymuş su buharı absorption giriş");
 double QJeneratör=m3*h3+m2*h5-m1*h1;
 double Qabsorber=m2*h2+m3*h6-m1*h1;
 double Qyoğuşturucu=m3*(h3-h4);
 double Qbuharlaştırıcı=m3*(h6-h5);
 double Wpompa=m1*(h1-h0);
 System.out.println("QJeneratör="+QJeneratör+" kw  ");
 System.out.println("Qabsorber="+Qabsorber+" kw  ");
 System.out.println("Qyoğuşturucu="+Qyoğuşturucu+" kw  ");
 System.out.println("Qbuharlaştırıcı="+Qbuharlaştırıcı+" kw  ");
 System.out.println("Wpompa="+Wpompa+" kw  ");
 double COP=Qbuharlaştırıcı/(Wpompa+QJeneratör);
  System.out.println("COP="+COP+" ");

}
}
```

```
 ---------- Capture Output ----------
> "C:\java\bin\java.exe" LiBrproptestT
P3=7.383294297190836 kPa yoğuşturucu=
P2=7.383294297190836 kPa jeneratör w2=0.665228854399174 5kg LiBr/kg mix
P5=P6=1.227529277542396 kPa buharlaştırıcı
P1=7.383294297190836 kPa Jeneratör w1=0.4913386036641896kg LiBr/kg mix
m1=0.6 kg/s karışımı absorber çıkışı
m2=0.4431605157367623 kg/s karışımı Jeneratör çıkışı
m3=0.15683948426323768 kg/s su buharı Jeneratör çıkış
tt=30.0v=0.0010043347674437307hsl=125.78774901764382
h0=60.434860678227906 kJ/kg karışımı absorber
roo=51400.89250314854row=1516.593156380927
v1=6.593726180238856E-4m^3/kgro1=1516.593156380927kg/m^3
h0=60.434860678227906h1=60.43891962112485 kJ/kg pompa output
tt=100.0v=0.0010435090224857138hsl=419.0369217541938
h2=268.6248377904894 kJ/kg karışımı Jeneratör
h3=2687.789139508786 kJ/kg Jeneratör çıkış superheated su
h4=167.55922426315783 kJ/kg yoğuşturucu çıkışı doymuş su
h5=167.55922426315783 kJ/kg buharlaştırıcı giriş doymuş su
x5=0.5943952146183389 kg buharı/kg buharlaştırıcı giriş doymuş su
h6=2519.754780813521 kJ/kg  doymuş su buharı absorption giriş
QJeneratör=459.54374291712725 kw
Qabsorber=477.97761017488267 kw
Qyoğuşturucu=395.2715601319075 kw
Qbuharlaştırıcı=368.9171379756383 kw
Wpompa=0.0024353657381681157 kw
COP=0.8027857817339044
```

REFERANSLAR

[1] KAMEI, A., BEYERLEIN, S.W. and JACOBSEN, R.T., *Application of nonlinear regression in the development of a wide range formulation for HCFC-22*. Int. J. Thermophysics, **16**(1995), pp. 1155-1164

[2] LEMMON, E.W. and JACOBSEN, R.T., *Equations of state for mixtures of R-32, R-125, R-134a, R-143a, and R-152a*, J. Phys. Chem. Ref. Data (in press)

[3] LEMMON, E.W. and JACOBSEN, R.T., *A new functional form and new fitting techniques for equations of state with application to pentafluoroethane (HFC-125)*, J. Phys. Chem. Ref. Data (submitted for publication)

[4] LEMMON, E.W. and JACOBSEN, R.T., *An international standard formulation for the thermodynamic*
properties of 1,1,1-trifluoroethane (HFC-143a) for temperatures from 161 to 500 K and pressures to 50 MPa. J. Phys. Chem. Ref. Data, **29**(2001), pp. 521-552

[5] LEMMON, E.W., MCLINDEN, M.O. and HUBER, M.L, NIST Standard Reference Database 23, NIST

[6] MARX, V., PRUß, A. and WAGNER, W., *Neue Zustandsgleichungen für R 12, R 22, R 11 und R 113*,Beschreibung des thermodynamishchen Zustandsverhaltens bei Temperaturen bis 525 K und Drücken bis 200 MPa, VDI-Fortschritt-Ber. Series, **19**(1992), No. 57, Düsseldorf: VDI Verlag
[7] MCLINDEN, M.O. and WATANABE, K., *International collaboration on the thermophysical properties of alternative refrigerants*, Results of IEA Annex 18. 20th International Congress of Refrigeration, Sydney, Australia, September 19-24, 1999, International Institute of Refrigeration, pp 678-687
[8] OUTCALT, S.L. and MCLINDEN, M.O., *A modified Benedict–Webb–Rubin equation of state for the thermodynamic properties of R152a (1,1–difluoroethane)*, J. Phys. Chem. Ref. Data, **25**(1996), pp. 605-636
[9] SPAN, R. and WAGNER, W., *A new equation of state for carbon dioxide covering the fluid region from the triple–point temperature to 1 100 K at pressures up to 800 MPa*, J. Phys. Chem. Ref. Data, **26**(1996), pp. 1509-1596
[10] TILLNER-ROTH, R. and BAEHR, H.D., *An international standard formulation of the thermodynamic properties of 1,1,1,2-tetrafluoroethane (HFC-134a) covering temperatures from 170 K to 455 K at pressures up to 70 MPa*, J. Phys. Chem. Ref. Data, **23**(1994), pp. 657-729
[11] TILLNER-ROTH, R., HARMS–WATZENBERG, F. and BAEHR, H.D., *Eine neue Fundamentalgleichung für Ammoniak*, DKV-Tagungsbericht **20**, II(1993), pp. 167-181
[12] TILLNER-ROTH, R., LI, J., YOKOZEKI, A., SATO, H. and WATANABE, K., *Thermodynamic Properties of Pure and Blended Hydrofluorocarbon (HFC) Refrigerants*, Tokyo: Japan Society of Refrigerating and Air Conditioning Engineers, (1998)
[13] TILLNER-ROTH, R. and YOKOZEKI, A., *An international standard equation of state for difluoromethane(R-32) for temperatures from the triple point at 136.34 K to 435 K and pressures up to 70 MPa*, J. Phys.Chem. Ref. Data, **26**(1997), pp. 1273-1328
[14] YOUNGLOVE, B.A. and MCLINDEN, M.O,. *An international standard equation-of-state formulation of the thermodynamic properties of refrigerant 123 (2,2-dichloro-1,1,1-trifluoroethane)*, J. Phys. Chem. Ref.Data, **23**(1994), pp. 731-779
[15] INTERNATIONAL STANDART ISO 17584 Refrigerant Properties, Reference numarası ISO 17584:2005(E)
[16] A.C. Bryant, Refrigeration Equipment, ISBN: 0750636882, Elsevier Science & Technology Books, Ağustos 1998
[17] W. P. Jones, Air Conditioning Engineering, ISBN: 0750650745, January 2001[18] ASHRAE 2000 HVAC Systems and Equipment Handbook
[19] M. Turhan Çoban, Soğutucu akışkanların termodinamik özellikleri, Martin-Hou hal denklemi, III. Ege Enerji Sempozyumu, Bildiriler Kitabı, Muğla Üniversitesi, Muğla, sayfa 521-528
[20] M. Turhan Çoban,"Kübik şerit ve b şerit interpolasyon yöntemi kullanarak soğutucu akışkanların doyma termofiziksel özelliklerinin hassas olarak oluşturulması", I Soğutma Teknolojileri Sempozyumu bildiri kitabı, 6-12 Ekim 2008, ISBN : 978-605-5771-00-3
[21] M. Turhan Çoban," Kısmi devamlı fonksiyonlar kullanarak soğutucu akışkanların doyma basınç eğrilerinin hassas olarak oluşturulması", I Soğutma Teknolojileri Sempozyumu bildiri kitabı, 6-12 Ekim 2008, ISBN : 978-605-5771-00-3
[22] M. Turhan Çoban, **"**İdeal gazların termodinamik ve termofiziksel özelliklerinin modellenmesi", 17. Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi, 24-27 Haziran 2009, Cumhuriyet Üniversitesi, Sivas
[23] M. Turhan Çoban, **"**Gerçek gazların termodinamik ve termofiziksel özelliklerinin Lee-Kesler hal denklemi kullanılarak modellenmesi", 17. Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi, 24-27 Haziran 2009, Cumhuriyet Üniversitesi, Sivas
[24] M. Turhan Çoban, Sayısal Metodların Soğutma Dünyasına uygulanması :Soğutucu akışkanların termodinamik özellikleri, Martin-Hou hal denklemi. Soğutma Dünyası ISSN 1304-1908
[25] M. Turhan Çoban, Sayısal Metodların Soğutma Dünyasına uygulanması :Soğutucu akışkanların termodinamik özellikleri, değiştirilmiş Benedict- Webb-Rubin hal denklemi. Soğutma Dünyası ISSN 1304-1908
[26] Ali Güngör, M. Turhan Çoban, I. Soğutma Teknolojileri Sempozyumu, 9-12 Ekim

[27] M. Turhan Çoban, Halil Atalay, Soğutucu akışkanların gerçek gaz denklemlerinin tanımlanması ve Peng-Robınson-Stryjek-Vera (PRSV) denkleminin java programlama dili ile hesaplanmasına yönelik örnek çalışma, Tesisat Kongresi (Teskon), 13 Nisan 2011, Tepekule kongre merkezi, İZMİR
[28] Herbert B. Callen, Thermodynamics
[29] Çoban, T. 2008. Java Programlama Dili Örnekleriyle Sayısal Çözümleme, ISBN 978-975-27-200-3.
[30] Robert C. Reid , John M. Prausnitz ; The Properties of Gases & Liquids , Mc-Graw Hill, ISBN

[31] Ihsan Barin, Thermochemical Data of Pure Substances, VCH publishing, 1989, ISBN 3-527 27812-5
[32] N.B. Vargaftick, Table of Thermophysical Properties of Liquids and Gases, 1975, Hemisphere Publishing
[33] Thomas H. Kuehn, Jams W. Ramsey, James L. Threlkeld, Thermal Environmental Engineering, Prentice Hall, 3üncü baskı, 1998, ISBN 0-13-917220-3
[34] J.E. Hesselgreaves, Compact heat exchangers, selection, design and operations, Pergamon press, ISBN: 0080428398, January 2001
[35] Abdul AZIZ, James WELTY, Extended surface heat transfer, Allan D. KRAUS, A Wiley-Interscience Publication, ISBN 0-471-39550-1, 2001
[36] Fundamentals of Heat exchanger design, Ramesh K. Shah and Dusan P. Sekulic, John Willey & Sons, Inc. ISBN 0-471-32171-0, 2003
[37] Heat Exchanger Design Handbook, T. Kuppan, MARCEL, DEKKER INC. ISBN: 0-8247-9787-6, 2000
[38] Gardner, K. A. "Efficiency of Extended Surface", 1945, Trans. ASME 67, 621
[39] Goudar, C.T. and Sonnad, J.R. **,** "Comparison of the iterative approximations of the Colebrook-White equation", Hydrocabon Processing, August 2008, pp 79-83
[40] Serghides, T.K., "Estimate friction factor accurately", Chem. Eng. 91, 1984, pp. 63-64
[41] Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties-REFPROP, version 7.0. Standard Reference Data Program, National Institute of Standards and Technology (2002)
[42] John G. Collier, John R. Thome, Convective boiling and condensation, Oxford science publications, Third edition, 1994, ISBN 0-19-856282-9
[43] Jacob, M (1936) Mech Engng., 58, 729.
[44] Chen, M. M., 1961, "An analythical study of laminar film condensation" Part 2- Single and multiple horizontal tubes", J. Heat Transfer, 83, 55-60
[45] Chato J. C. (1962), "Laminar condensation inside horizontal and inclined tubes", ASHRAE J. 4, 52-60
[46] Chaddock J. B.(1957), "Film condensation of vapors in horizontal tubes", Refrigeration Engineering 65,-95
[47] **Kandlikar S.G ve Masahiro Shoji Vijay K. Dhir . ,** 1999 , Handbook of Phase Change : Boiling and Condensation , Taylor & Francis ,Flow Boiling in Circular Tubes
[48] **Wolverine Tube , Inc ,** 2007 , Engineering Data Book III , Boiling Heat Transfer Inside Plain Tubes
[49] **ASHREA Handbook ,** 2005 , Two – Phase Flow , Chapter 4
[50] **John R Thome , Lixin Cheng , Gherhardt Ribatski , Luiz F . Vales ,** 2008 , Flow Boiling of Ammonia and Hydrocarbons : State of art review , International Journal of Refrigeration 31 : 603-620
[51] **Chang Ho Kim , In Cheol Bang , Soon Heung Chang ,** 2005 , Critical heat Flux Performance For Flow Boiling of R134a in Vertical Uniformly Heated Smooth Tube and Rifled Tubes , International Journal of Heat and Mass Transfer 48 : 2868-2877
[52] **Adriana Greco , Giuseppe Peter Vanoli ,** 2004 , Evaporation of Refrigerants in a Smooth Horizontal Tube : Prediction of R22 and R507 Heat Transfer Coefficients and Pressure Drop
[53] **A . Greco , G.P Vanoli ,** 2005 , Flow Boiling of R22 , R134a , R507 , R404A and R410A Inside Smooth Horizontal Tube , International Journal of Refrigeration 28:872-880
[54] **Manuel R. Conde-Petit**, Thermophysical Properties of {NH3+H2O} Solutions for the Industrial Design of Absorbtion Refrigeration, M. Conde Engineering 2004, internet document, adress : http://www.mie.uth.gr/ekp_yliko/NH3_H2OProperties_1.pdf
[55] **J.P. Abraham, E.M. Sparrow, J.C.K. Tong**, Heat transfer in all pipe flow regimes: laminar, transitional/intermittent,and turbulent, International Journal of Heat and Mass Transfer 52 (2009) 557–563
[56] **V. Gnielinski**, New equations for heat and mass transfer in turbulent pipe and channel flow, Int. Chem. Eng. 16 (1976) 359–367.

[57] VDI Heat Atlas, Second Edition, VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, ISBN 978-3-540-77876-9 e-ISBN 978-3-540-77877-6, Springer Heidelberg Dordrecht London New York,1993
[58] Cooper MG (1984) Saturation nucleate pool boiling – a simple correlation. In: 1st UK National Conference on Heat Transfer 2: 785 – 793
[59] Dong-Hyouck Han, Kyu-Jung Lee, Yoon-Ho Kim, The Characteristics of Condensation in Brazed Plate Heat Exchangers, with Different Chevron Angles; Journal of the Korean Physical So ciety, Vol. 43, No. 1, July 2003, pp. 66 -73

EK 1 SOĞUTUCU AKIŞKANLAR DOYMA TERMODİNAMİK DEĞERLERİ TABLOSU

R12 Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-100	0.001	1679	10	113.3	306.1	0.608	1.721	0.819	0.449	1.182	1035	118.5	1005	6.78	117	4.3	26.5	-100
-90	0.003	1653	4.39	121.5	310.6	0.654	1.686	0.824	0.465	1.176	990	121.4	819	7.18	112	4.7	24.9	-90
-80	0.006	1626	2.14	129.8	315.2	0.698	1.658	0.831	0.481	1.172	945	124.1	684.9	7.58	107	5.1	23.4	-80
-70	0.012	1600	1.13	138.2	319.9	0.74	1.634	0.84	0.497	1.168	902	126.7	584	7.97	103	5.5	21.8	-70
-60	0.023	1572	0.64	146.6	324.6	0.781	1.616	0.85	0.513	1.166	859	129.1	505.1	8.37	98.8	5.9	20.3	-60
-50	0.039	1545	0.38	155.2	329.4	0.82	1.6	0.861	0.53	1.165	816	131.2	441.8	8.76	94.7	6.4	18.8	-50
-40	0.064	1517	0.24	163.9	334.2	0.858	1.588	0.873	0.548	1.166	775	133	389.8	9.16	90.7	6.8	17.4	-40
-30	0.1	1488	0.16	172.7	338.9	0.895	1.578	0.886	0.566	1.169	733	134.5	346.2	9.55	86.9	7.3	15.9	-30
-29.8	0.101	1487	0.16	172.9	339.1	0.896	1.578	0.887	0.567	1.169	732	134.5	345.2	9.56	86.8	7.3	15.9	-29.8
-28	0.109	1482	0.15	174.4	339.9	0.902	1.577	0.889	0.57	1.17	725	134.7	338.3	9.63	86.1	7.4	15.6	-28
-26	0.119	1476	0.14	176.2	340.8	0.909	1.575	0.892	0.574	1.171	717	135	330.6	9.71	85.3	7.5	15.4	-26
-24	0.129	1470	0.13	178	341.8	0.916	1.574	0.895	0.578	1.171	709	135.2	323.2	9.79	84.6	7.6	15.1	-24
-22	0.139	1464	0.12	179.8	342.7	0.923	1.572	0.898	0.582	1.172	701	135.4	316	9.87	83.8	7.7	14.8	-22
-20	0.151	1458	0.11	181.6	343.7	0.931	1.571	0.901	0.586	1.174	693	135.6	309	9.95	83.1	7.8	14.5	-20
-18	0.163	1452	0.1	183.4	344.6	0.938	1.569	0.904	0.59	1.175	684	135.8	302.2	10	82.4	7.9	14.2	-18
-16	0.176	1446	0.1	185.2	345.5	0.945	1.568	0.907	0.594	1.176	676	136	295.6	10.1	81.6	8	14	-16
-14	0.189	1440	0.09	187.1	346.4	0.952	1.567	0.91	0.598	1.178	668	136.1	289.2	10.2	80.9	8.1	13.7	-14
-12	0.204	1434	0.08	188.9	347.4	0.959	1.566	0.913	0.602	1.179	660	136.3	283	10.3	80.2	8.2	13.4	-12
-10	0.219	1428	0.08	190.7	348.3	0.966	1.564	0.917	0.607	1.181	652	136.4	276.9	10.3	79.4	8.3	13.1	-10
-8	0.235	1421	0.07	192.6	349.2	0.973	1.563	0.92	0.611	1.183	644	136.5	271	10.4	78.7	8.4	12.9	-8
-6	0.252	1415	0.07	194.4	350.1	0.98	1.562	0.923	0.616	1.184	636	136.6	265.2	10.5	78	8.5	12.6	-6
-4	0.27	1409	0.06	196.3	351	0.986	1.561	0.927	0.62	1.186	628	136.6	259.6	10.6	77.3	8.6	12.3	-4
-2	0.288	1403	0.06	198.1	351.9	0.993	1.56	0.93	0.625	1.189	620	136.7	254.1	10.7	76.6	8.7	12	-2
0	0.308	1396	0.06	200	352.8	1	1.559	0.934	0.63	1.191	612	136.7	248.7	10.7	75.9	8.8	11.8	0
2	0.329	1390	0.05	201.9	353.7	1.007	1.559	0.938	0.635	1.193	604	136.7	243.5	10.8	75.1	9	11.5	2
4	0.351	1383	0.05	203.8	354.6	1.014	1.558	0.942	0.64	1.196	596	136.7	238.4	10.9	74.4	9.1	11.2	4
6	0.374	1377	0.05	205.7	355.5	1.02	1.557	0.946	0.645	1.199	588	136.7	233.4	11	73.7	9.2	11	6
8	0.398	1370	0.04	207.6	356.3	1.027	1.556	0.95	0.65	1.202	580	136.6	228.6	11.1	73	9.3	10.7	8
10	0.423	1363	0.04	209.5	357.2	1.034	1.555	0.954	0.656	1.205	572	136.5	223.8	11.2	72.3	9.4	10.5	10
12	0.449	1357	0.04	211.4	358	1.04	1.555	0.958	0.661	1.208	564	136.5	219.1	11.2	71.6	9.5	10.2	12
14	0.476	1350	0.04	213.3	358.9	1.047	1.554	0.962	0.667	1.211	556	136.3	214.6	11.3	70.9	9.6	9.94	14
16	0.505	1343	0.03	215.2	359.7	1.054	1.553	0.967	0.672	1.215	548	136.2	210.1	11.4	70.2	9.7	9.68	16
18	0.535	1336	0.03	217.2	360.5	1.06	1.553	0.971	0.678	1.219	540	136.1	205.7	11.5	69.6	9.9	9.42	18
20	0.566	1329	0.03	219.1	361.4	1.067	1.552	0.976	0.685	1.223	532	135.9	201.4	11.6	68.9	10	9.17	20
22	0.599	1322	0.03	221.1	362.2	1.074	1.552	0.981	0.691	1.228	524	135.7	197.2	11.7	68.2	10	8.92	22
24	0.633	1315	0.03	223.1	363	1.08	1.551	0.986	0.697	1.232	516	135.5	193.1	11.7	67.5	10	8.67	24
26	0.668	1307	0.03	225.1	363.8	1.087	1.55	0.991	0.704	1.237	508	135.2	189	11.8	66.8	10	8.42	26
28	0.705	1300	0.03	227	364.5	1.093	1.55	0.997	0.711	1.242	499	134.9	185	11.9	66.1	10	8.17	28
30	0.744	1293	0.02	229	365.3	1.1	1.549	1.002	0.718	1.248	491	134.7	181.1	12	65.4	11	7.92	30
32	0.784	1285	0.02	231.1	366.1	1.106	1.549	1.008	0.726	1.254	483	134.3	177.3	12.1	64.8	11	7.68	32
34	0.825	1278	0.02	233.1	366.8	1.113	1.548	1.014	0.734	1.26	475	134	173.5	12.2	64.1	11	7.43	34

36	0.868	1270	0.02	235.1	367.5	1.119	1.548	1.02	0.742	1.267	467	133.6	169.8	12.3	63.4	11	7.19	36
38	0.913	1262	0.02	237.2	368.3	1.126	1.547	1.026	0.75	1.274	459	133.2	166.1	12.4	62.7	11	6.95	38
40	0.959	1254	0.02	239.2	369	1.132	1.547	1.033	0.759	1.282	450	132.8	162.5	12.5	62.1	11	6.72	40
42	1.007	1246	0.02	241.3	369.7	1.139	1.546	1.04	0.768	1.29	442	132.4	159	12.6	61.4	11	6.48	42
44	1.057	1238	0.02	243.4	370.3	1.145	1.545	1.048	0.778	1.299	434	131.9	155.5	12.7	60.7	12	6.25	44
46	1.108	1230	0.02	245.5	371	1.152	1.545	1.055	0.788	1.308	426	131.4	152	12.8	60	12	6.01	46
48	1.161	1222	0.02	247.6	371.6	1.158	1.544	1.063	0.798	1.318	417	130.9	148.6	12.9	59.4	12	5.78	48
50	1.217	1213	0.01	249.7	372.2	1.165	1.544	1.072	0.81	1.329	409	130.3	145.3	13	58.7	12	5.55	50
52	1.274	1204	0.01	251.9	372.9	1.171	1.543	1.081	0.821	1.34	400	129.7	141.9	13.1	58	12	5.33	52
54	1.333	1196	0.01	254	373.4	1.177	1.543	1.09	0.834	1.353	392	129.1	138.7	13.2	57.3	12	5.1	54
56	1.394	1187	0.01	256.2	374	1.184	1.542	1.1	0.847	1.366	383	128.4	135.4	13.3	56.7	13	4.88	56
58	1.457	1178	0.01	258.4	374.5	1.19	1.541	1.111	0.861	1.381	375	127.7	132.2	13.5	56	13	4.66	58
60	1.522	1168	0.01	260.6	375.1	1.197	1.54	1.122	0.876	1.397	366	127	129.1	13.6	55.3	13	4.44	60
62	1.589	1159	0.01	262.8	375.5	1.203	1.54	1.135	0.892	1.414	357	126.3	125.9	13.7	54.7	13	4.23	62
64	1.659	1149	0.01	265.1	376	1.21	1.539	1.148	0.91	1.433	348	125.5	122.8	13.8	54	14	4.01	64
66	1.73	1139	0.01	267.3	376.4	1.216	1.538	1.162	0.929	1.453	339	124.6	119.7	14	53.3	14	3.8	66
68	1.804	1129	0.01	269.6	376.8	1.223	1.537	1.177	0.949	1.476	330	123.8	116.7	14.1	52.6	14	3.59	68
70	1.88	1118	0.01	271.9	377.2	1.23	1.536	1.193	0.971	1.501	321	122.9	113.6	14.3	52	14	3.39	70
75	2.081	1091	0.01	277.8	378	1.246	1.534	1.241	1.037	1.576	298	120.4	106.1	14.7	50.3	15	2.88	75
80	2.298	1061	0.01	283.9	378.5	1.263	1.531	1.302	1.122	1.677	274	117.7	98.6	15.1	48.7	16	2.4	80
85	2.53	1029	0.01	290.3	378.6	1.28	1.527	1.384	1.239	1.817	249	114.7	91.1	15.7	47.2	17	1.93	85
90	2.781	993.2	0.01	296.9	378.4	1.298	1.522	1.501	1.41	2.026	224	111.4	83.4	16.3	45.9	18	1.49	90
95	3.05	952.2	0	304	377.5	1.316	1.516	1.679	1.683	2.362	197	107.8	75.6	17.1	45.1	20	1.07	95
100	3.34	903.8	0	311.6	375.6	1.336	1.508	1.996	2.192	2.99	169	103.7	67.3	18.2	45.7	22	0.69	100
105	3.653	842.2	0	320.2	372.1	1.358	1.495	2.754	3.458	4.544	139	99.3	58.1	19.9	51.7	26	0.35	105
110	3.992	742.7	0	331.8	364	1.387	1.471	7.81	11.44	14.14	105	94	46.3	23.5	114	39	0.07	110
112	4.136	565	0	347.8	347.8	1.428	1.428	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	112

R22 Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-100	0.002	1571	8.27	90.71	359	0.505	2.054	1.061	0.497	1.243	1127	143.6	845.8	7.25	143	4.5	28.1	-100
-90	0.005	1545	3.64	101.3	363.9	0.565	1.998	1.061	0.512	1.237	1080	147	699.4	7.67	138	4.8	26.4	-90
-80	0.01	1518	1.78	111.9	368.8	0.621	1.951	1.062	0.528	1.233	1033	150.3	591	8.09	133	5.3	24.6	-80
-70	0.02	1491	0.94	122.6	373.7	0.675	1.911	1.065	0.545	1.231	986	153.3	507.6	8.52	128	5.7	22.9	-70
-60	0.038	1464	0.54	133.3	378.6	0.726	1.877	1.071	0.564	1.23	940	156	441.4	8.94	123	6.1	21.2	-60
-50	0.065	1436	0.32	144	383.4	0.775	1.848	1.079	0.585	1.232	893	158.3	387.5	9.36	118	6.6	19.6	-50
-48	0.071	1430	0.29	146.2	384.4	0.785	1.843	1.081	0.589	1.233	884	158.7	377.8	9.45	117	6.7	19.3	-48
-46	0.079	1424	0.27	148.4	385.3	0.794	1.838	1.083	0.594	1.234	875	159.1	368.6	9.53	116	6.8	18.9	-46
-44	0.087	1418	0.24	150.5	386.3	0.804	1.833	1.086	0.599	1.235	865	159.5	359.6	9.62	115	6.9	18.6	-44
-42	0.096	1413	0.22	152.7	387.2	0.813	1.828	1.088	0.603	1.236	856	159.9	351	9.7	114	7	18.3	-42
-40.8	0.101	1409	0.21	154	387.8	0.819	1.825	1.09	0.606	1.236	851	160.1	346	9.75	114	7.1	18.1	-40.8
-40	0.105	1407	0.21	154.9	388.1	0.823	1.823	1.091	0.608	1.237	847	160.3	342.6	9.79	113	7.1	17.9	-40
-38	0.115	1401	0.19	157.1	389.1	0.832	1.819	1.093	0.613	1.238	838	160.6	334.5	9.87	112	7.2	17.6	-38
-36	0.126	1395	0.17	159.3	390	0.841	1.814	1.096	0.619	1.239	828	160.9	326.7	9.96	111	7.3	17.3	-36
-34	0.138	1389	0.16	161.5	390.9	0.851	1.81	1.099	0.624	1.241	819	161.2	319.1	10	110	7.4	17	-34
-32	0.151	1383	0.15	163.7	391.8	0.86	1.806	1.102	0.629	1.242	810	161.5	311.7	10.1	109	7.5	16.7	-32
-30	0.164	1377	0.14	165.9	392.7	0.869	1.802	1.105	0.635	1.244	800	161.8	304.6	10.2	109	7.6	16.3	-30
-28	0.178	1371	0.13	168.1	393.6	0.878	1.798	1.108	0.641	1.246	791	162	297.7	10.3	108	7.7	16	-28
-26	0.193	1365	0.12	170.3	394.5	0.887	1.794	1.112	0.646	1.248	782	162.3	291	10.4	107	7.8	15.7	-26

-24	0.21	1359	0.11	172.6	395.3	0.896	1.79	1.115	0.653	1.25	772	162.5	284.4	10.5	106	7.9	15.4	-24
-22	0.227	1353	0.1	174.8	396.2	0.905	1.786	1.119	0.659	1.253	763	162.7	278.1	10.6	105	8.1	15.1	-22
-20	0.245	1347	0.09	177	397.1	0.914	1.783	1.123	0.665	1.255	754	162.8	271.9	10.6	104	8.2	14.8	-20
-18	0.265	1340	0.09	179.3	397.9	0.922	1.779	1.127	0.672	1.258	744	163	265.9	10.7	103	8.3	14.5	-18
-16	0.285	1334	0.08	181.6	398.8	0.931	1.776	1.131	0.678	1.261	735	163.1	260.1	10.8	102	8.4	14.1	-16
-14	0.307	1328	0.07	183.8	399.6	0.94	1.772	1.135	0.685	1.264	726	163.2	254.4	10.9	101	8.5	13.8	-14
-12	0.33	1321	0.07	186.1	400.4	0.949	1.769	1.139	0.692	1.267	716	163.3	248.8	11	100	8.7	13.5	-12
-10	0.355	1315	0.07	188.4	401.2	0.957	1.766	1.144	0.699	1.27	707	163.3	243.4	11.1	99.3	8.8	13.2	-10
-8	0.381	1308	0.06	190.7	402	0.966	1.763	1.149	0.707	1.274	697	163.4	238.1	11.2	98.4	8.9	12.9	-8
-6	0.408	1302	0.06	193	402.8	0.974	1.76	1.154	0.715	1.278	688	163.4	233	11.2	97.5	9	12.6	-6
-4	0.436	1295	0.05	195.3	403.6	0.983	1.757	1.159	0.722	1.282	679	163.4	227.9	11.3	96.6	9.2	12.3	-4
-2	0.466	1288	0.05	197.7	404.3	0.992	1.754	1.164	0.731	1.287	669	163.4	223	11.4	95.7	9.3	12	-2
0	0.498	1282	0.05	200	405.1	1	1.751	1.169	0.739	1.291	660	163.3	218.2	11.5	94.8	9.4	11.7	0
2	0.531	1275	0.04	202.4	405.8	1.009	1.748	1.175	0.748	1.296	650	163.2	213.5	11.6	93.9	9.6	11.4	2
4	0.566	1268	0.04	204.7	406.5	1.017	1.745	1.181	0.757	1.301	641	163.1	208.9	11.7	93.1	9.7	11.1	4
6	0.603	1261	0.04	207.1	407.2	1.025	1.742	1.187	0.766	1.307	632	163	204.4	11.8	92.2	9.8	10.8	6
8	0.641	1254	0.04	209.5	407.9	1.034	1.74	1.193	0.775	1.313	622	162.8	200	11.9	91.3	10	10.5	8
10	0.681	1247	0.03	211.9	408.6	1.042	1.737	1.199	0.785	1.319	613	162.6	195.7	12	90.4	10	10.2	10
12	0.723	1240	0.03	214.3	409.2	1.051	1.734	1.206	0.795	1.326	603	162.4	191.5	12.1	89.5	10	9.93	12
14	0.767	1232	0.03	216.7	409.9	1.059	1.732	1.213	0.806	1.333	594	162.2	187.3	12.1	88.6	10	9.64	14
16	0.812	1225	0.03	219.1	410.5	1.067	1.729	1.22	0.817	1.34	584	161.9	183.2	12.2	87.7	11	9.35	16
18	0.86	1217	0.03	221.6	411.1	1.076	1.726	1.228	0.828	1.348	575	161.6	179.2	12.3	86.8	11	9.06	18
20	0.91	1210	0.03	224.1	411.7	1.084	1.724	1.236	0.84	1.357	565	161.3	175.3	12.4	85.9	11	8.78	20
22	0.962	1202	0.02	226.5	412.2	1.092	1.721	1.244	0.853	1.366	555	161	171.5	12.5	85	11	8.5	22
24	1.016	1195	0.02	229	412.8	1.1	1.719	1.252	0.866	1.375	546	160.6	167.7	12.6	84.1	11	8.22	24
26	1.072	1187	0.02	231.6	413.3	1.109	1.716	1.261	0.879	1.385	536	160.2	163.9	12.7	83.2	11	7.94	26
28	1.131	1179	0.02	234.1	413.8	1.117	1.714	1.271	0.893	1.396	527	159.7	160.3	12.8	82.3	12	7.66	28
30	1.192	1171	0.02	236.6	414.3	1.125	1.711	1.281	0.908	1.408	517	159.2	156.7	13	81.4	12	7.38	30
32	1.255	1163	0.02	239.2	414.7	1.133	1.709	1.291	0.924	1.42	507	158.7	153.1	13.1	80.5	12	7.11	32
34	1.321	1154	0.02	241.8	415.1	1.142	1.706	1.302	0.94	1.434	497	158.2	149.6	13.2	79.6	12	6.84	34
36	1.389	1146	0.02	244.4	415.5	1.15	1.704	1.314	0.957	1.448	487	157.6	146.1	13.3	78.7	13	6.57	36
38	1.46	1137	0.02	247	415.9	1.158	1.701	1.326	0.976	1.463	478	157	142.7	13.4	77.8	13	6.3	38
40	1.534	1129	0.02	249.7	416.3	1.167	1.699	1.339	0.995	1.48	468	156.4	139.4	13.5	76.9	13	6.04	40
42	1.61	1120	0.01	252.3	416.6	1.175	1.696	1.353	1.015	1.498	458	155.7	136.1	13.6	76	13	5.77	42
44	1.689	1111	0.01	255	416.8	1.183	1.693	1.368	1.037	1.517	448	155	132.8	13.8	75.1	14	5.51	44
46	1.77	1101	0.01	257.7	417.1	1.191	1.691	1.384	1.061	1.538	437	154.2	129.5	13.9	74.1	14	5.25	46
48	1.855	1092	0.01	260.5	417.3	1.2	1.688	1.401	1.086	1.561	427	153.4	126.3	14	73.2	14	5	48
50	1.943	1082	0.01	263.3	417.4	1.208	1.685	1.419	1.113	1.586	417	152.6	123.1	14.2	72.3	14	4.74	50
52	2.033	1072	0.01	266.1	417.6	1.216	1.682	1.439	1.142	1.614	407	151.7	120	14.3	71.4	15	4.49	52
54	2.127	1062	0.01	268.9	417.6	1.225	1.68	1.461	1.173	1.644	396	150.8	116.9	14.5	70.4	15	4.24	54
56	2.224	1052	0.01	271.8	417.7	1.233	1.677	1.485	1.208	1.677	386	149.8	113.8	14.6	69.5	16	4	56
58	2.324	1041	0.01	274.7	417.6	1.242	1.674	1.511	1.246	1.714	375	148.8	110.7	14.8	68.6	16	3.75	58
60	2.428	1030	0.01	277.6	417.6	1.25	1.671	1.539	1.287	1.755	364	147.7	107.6	15	67.6	16	3.51	60
65	2.701	1001	0.01	285.2	417.1	1.272	1.662	1.626	1.413	1.881	337	144.9	100	15.5	65.3	18	2.92	65
70	2.997	969.7	0.01	293.1	416.1	1.295	1.653	1.743	1.584	2.056	309	141.7	92.4	16	62.9	19	2.36	70
75	3.318	934.4	0.01	301.5	414.5	1.318	1.642	1.913	1.832	2.315	280	138.1	84.6	16.7	60.6	21	1.82	75
80	3.664	893.7	0.01	310.4	412	1.342	1.63	2.181	2.231	2.735	249	134.2	76.6	17.6	58.6	24	1.3	80
85	4.038	844.8	0	320.4	408.2	1.369	1.614	2.682	2.984	3.532	215	129.7	68.1	18.7	57.4	28	0.83	85
90	4.442	780.1	0	332.1	401.9	1.4	1.592	3.981	4.975	5.626	177	124.6	58.3	20.5	59.3	35	0.4	90
95	4.882	662.9	0	349.6	387.3	1.446	1.549	17.31	25.29	26.43	128	118	44.4	24.8	83.5	59	0.05	95
96.15	4.99	523.8	0	366.9	366.9	1.493	1.493	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	96.15

R23 Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-155	6E-05	1702	241	-3.67	289.2	-0.07	2.411	1.221	0.5	1.315	1211	135.7	2055	5.35	269	3.8	34.4	-155
-150	1E-04	1685	106	2.54	291.7	-0.02	2.329	1.205	0.506	1.311	1200	138.4	1662	5.64	250	4.1	33.1	-150
-140	6E-04	1652	26.3	14.53	296.7	0.075	2.193	1.195	0.522	1.304	1151	143.3	1153	6.22	221	4.6	30.7	-140
-130	0.002	1618	8.22	26.48	301.6	0.161	2.083	1.195	0.541	1.297	1092	147.9	845.9	6.8	198	5.2	28.4	-130
-120	0.006	1583	3.07	38.45	306.5	0.242	1.992	1.199	0.565	1.292	1033	152.2	648.3	7.37	180	5.7	26	-120
-110	0.014	1548	1.32	50.47	311.3	0.318	1.917	1.205	0.593	1.289	976	156	514.4	7.93	165	6.3	23.8	-110
-100	0.032	1512	0.64	62.56	316	0.39	1.853	1.213	0.625	1.29	921	159.5	419.2	8.48	153	6.8	21.5	-100
-90	0.062	1476	0.34	74.76	320.5	0.458	1.8	1.225	0.661	1.294	866	162.4	349	9.03	142	7.4	19.4	-90
-82	0.101	1446	0.21	84.6	324	0.511	1.763	1.237	0.694	1.301	823	164.3	305.1	9.47	135	7.9	17.7	-82
-80	0.114	1438	0.19	87.1	324.8	0.524	1.754	1.241	0.702	1.304	812	164.7	295.3	9.58	133	8.1	17.2	-80
-78	0.127	1430	0.17	89.59	325.6	0.536	1.746	1.245	0.711	1.306	801	165.1	286.1	9.69	132	8.2	16.8	-78
-76	0.142	1423	0.16	92.09	326.4	0.549	1.738	1.249	0.721	1.309	790	165.4	277.2	9.8	130	8.3	16.4	-76
-74	0.158	1415	0.14	94.6	327.2	0.562	1.73	1.253	0.73	1.312	779	165.8	268.8	9.91	128	8.5	16	-74
-72	0.175	1407	0.13	97.12	328	0.574	1.722	1.258	0.74	1.315	769	166.1	260.7	10	127	8.6	15.6	-72
-70	0.194	1399	0.12	99.64	328.8	0.587	1.715	1.262	0.75	1.319	758	166.3	253	10.1	125	8.7	15.2	-70
-68	0.214	1391	0.11	102.2	329.6	0.599	1.707	1.267	0.76	1.323	747	166.6	245.6	10.2	124	8.9	14.8	-68
-66	0.236	1383	0.1	104.7	330.3	0.611	1.7	1.272	0.771	1.327	736	166.8	238.5	10.3	122	9	14.4	-66
-64	0.259	1375	0.09	107.3	331	0.623	1.693	1.278	0.782	1.332	725	167	231.6	10.5	121	9.2	14	-64
-62	0.285	1366	0.08	109.9	331.7	0.636	1.686	1.283	0.793	1.337	714	167.1	225.1	10.6	119	9.3	13.6	-62
-60	0.312	1358	0.07	112.4	332.4	0.648	1.68	1.29	0.805	1.342	703	167.2	218.7	10.7	118	9.5	13.2	-60
-58	0.341	1350	0.07	115	333.1	0.66	1.673	1.296	0.817	1.347	692	167.3	212.6	10.8	116	9.6	12.8	-58
-56	0.372	1341	0.06	117.6	333.7	0.672	1.667	1.303	0.83	1.354	681	167.3	206.7	10.9	115	9.8	12.4	-56
-54	0.406	1333	0.06	120.2	334.3	0.684	1.66	1.31	0.843	1.36	670	167.4	201.1	11	114	10	12	-54
-52	0.441	1324	0.05	122.9	334.9	0.695	1.654	1.317	0.856	1.367	659	167.3	195.6	11.1	112	10	11.6	-52
-50	0.479	1315	0.05	125.5	335.5	0.707	1.648	1.325	0.87	1.375	648	167.3	190.3	11.2	111	10	11.2	-50
-48	0.519	1306	0.05	128.2	336.1	0.719	1.642	1.333	0.885	1.383	637	167.2	185.1	11.3	110	10	10.9	-48
-46	0.562	1297	0.04	130.9	336.6	0.731	1.636	1.342	0.9	1.392	625	167	180.1	11.5	108	11	10.5	-46
-44	0.607	1288	0.04	133.6	337.1	0.742	1.631	1.351	0.915	1.401	614	166.8	175.3	11.6	107	11	10.1	-44
-42	0.656	1279	0.04	136.3	337.6	0.754	1.625	1.361	0.932	1.411	603	166.6	170.6	11.7	106	11	9.73	-42
-40	0.707	1270	0.03	139	338	0.766	1.619	1.371	0.949	1.422	591	166.4	166	11.8	104	11	9.36	-40
-38	0.76	1260	0.03	141.8	338.5	0.777	1.614	1.382	0.967	1.433	580	166.1	161.6	11.9	103	11	9	-38
-36	0.817	1251	0.03	144.6	338.9	0.789	1.608	1.393	0.985	1.446	569	165.7	157.3	12	102	12	8.64	-36
-34	0.877	1241	0.03	147.4	339.2	0.8	1.603	1.405	1.005	1.459	557	165.3	153.1	12.2	101	12	8.28	-34
-32	0.941	1231	0.02	150.2	339.5	0.812	1.597	1.418	1.026	1.474	545	164.9	149	12.3	99.3	12	7.93	-32
-30	1.007	1221	0.02	153	339.8	0.823	1.592	1.432	1.048	1.49	534	164.4	144.9	12.4	98	12	7.58	-30
-28	1.078	1210	0.02	155.9	340.1	0.835	1.586	1.447	1.072	1.507	522	163.9	141	12.6	96.8	13	7.23	-28
-26	1.151	1200	0.02	158.8	340.3	0.846	1.581	1.462	1.097	1.526	510	163.3	137.2	12.7	95.5	13	6.89	-26
-24	1.229	1189	0.02	161.7	340.4	0.858	1.575	1.479	1.123	1.546	498	162.7	133.4	12.8	94.3	13	6.55	-24
-22	1.31	1178	0.02	164.7	340.6	0.87	1.57	1.497	1.152	1.569	486	162	129.7	13	93.1	13	6.21	-22
-20	1.395	1167	0.02	167.7	340.6	0.881	1.564	1.517	1.182	1.593	474	161.3	126.1	13.1	91.8	14	5.88	-20
-18	1.485	1155	0.02	170.7	340.6	0.893	1.559	1.538	1.215	1.62	462	160.5	122.6	13.3	90.5	14	5.56	-18
-16	1.578	1143	0.01	173.8	340.6	0.904	1.553	1.561	1.251	1.65	449	159.7	119.1	13.4	89.3	14	5.23	-16
-14	1.676	1131	0.01	176.9	340.5	0.916	1.547	1.586	1.29	1.682	437	158.8	115.6	13.6	88	15	4.92	-14
-12	1.778	1119	0.01	180	340.3	0.928	1.542	1.613	1.333	1.719	424	157.9	112.2	13.7	86.7	15	4.6	-12
-10	1.885	1106	0.01	183.2	340.1	0.94	1.536	1.643	1.38	1.759	411	156.9	108.9	13.9	85.4	15	4.29	-10

-8	1.997	1093	0.01	186.5	339.8	0.951	1.53	1.676	1.432	1.805	399	155.8	105.6	14.1	84.1	16	3.99	-8
-6	2.114	1079	0.01	189.8	339.4	0.963	1.524	1.712	1.491	1.857	386	154.7	102.3	14.3	82.7	16	3.69	-6
-4	2.235	1065	0.01	193.1	338.9	0.976	1.517	1.754	1.556	1.916	372	153.5	99	14.5	81.4	16	3.4	-4
-2	2.362	1050	0.01	196.5	338.3	0.988	1.511	1.8	1.63	1.983	359	152.3	95.8	14.7	80	17	3.11	-2
0	2.495	1035	0.01	200	337.6	1	1.504	1.853	1.715	2.061	345	151	92.5	14.9	78.5	17	2.83	0
2	2.633	1019	0.01	203.6	336.8	1.013	1.497	1.915	1.814	2.152	332	149.6	89.3	15.2	77.1	18	2.55	2
4	2.776	1003	0.01	207.2	335.9	1.025	1.49	1.986	1.929	2.259	318	148.1	86.1	15.5	75.6	18	2.28	4
6	2.926	985	0.01	211	334.8	1.038	1.482	2.071	2.067	2.388	303	146.5	82.8	15.8	74	19	2.02	6
8	3.082	966.5	0.01	214.8	333.5	1.051	1.474	2.173	2.234	2.545	289	144.9	79.6	16.1	72.4	20	1.76	8
10	3.244	946.7	0.01	218.8	332	1.065	1.465	2.3	2.441	2.742	274	143.2	76.2	16.5	70.7	20	1.52	10
12	3.413	925.6	0.01	223	330.3	1.079	1.455	2.461	2.704	2.993	259	141.3	72.9	16.9	68.9	21	1.28	12
14	3.589	902.6	0.01	227.4	328.2	1.094	1.445	2.673	3.053	3.325	243	139.4	69.4	17.4	67	22	1.05	14
16	3.772	877.4	0	232	325.8	1.109	1.433	2.966	3.536	3.787	227	137.3	65.8	18	65	23	0.83	16
18	3.962	849.1	0	236.9	322.8	1.125	1.42	3.404	4.252	4.474	210	135	62	18.6	62.7	24	0.63	18
20	4.161	816.4	0	242.4	319.2	1.143	1.405	4.13	5.429	5.602	193	132.5	57.9	19.5	60.2	25	0.44	20
25	4.699	680.1	0	261.9	301.6	1.207	1.34	18.87	26.84	26.08	141	124.3	44.3	24.8	53.4	35	0.05	25
26.14	4.832	526.5	0	281	281	1.27	1.27	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	26.14

R32 Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-130	1E-04	1413	174	-8.26	448.8	-0.03	3.165	1.583	0.665	1.318	1378	173.6	1023	5.97	241	7	37.5	-130
-120	5E-04	1388	51.2	7.52	455.3	0.079	3.003	1.573	0.674	1.315	1326	179.2	811.8	6.39	236	7	35.2	-120
-110	0.001	1364	17.9	23.2	461.9	0.178	2.867	1.565	0.686	1.312	1273	184.5	664.6	6.8	231	7.1	33	-110
-100	0.004	1339	7.22	38.83	468.3	0.271	2.752	1.56	0.703	1.31	1221	189.5	556.1	7.22	224	7.3	30.8	-100
-90	0.009	1314	3.27	54.42	474.6	0.359	2.653	1.559	0.725	1.31	1169	194.1	472.6	7.64	217	7.5	28.7	-90
-80	0.019	1288	1.63	70.02	480.7	0.442	2.568	1.561	0.754	1.311	1118	198.3	406.4	8.06	210	7.7	26.6	-80
-70	0.036	1262	0.88	85.66	486.6	0.52	2.494	1.566	0.79	1.314	1066	202	352.7	8.48	202	8	24.5	-70
-60	0.065	1236	0.51	101.4	492.1	0.596	2.429	1.576	0.833	1.32	1014	205.1	308.2	8.91	194	8.3	22.4	-60
-51.7	0.101	1213	0.33	114.6	496.5	0.657	2.381	1.587	0.875	1.328	971	207.4	276.7	9.26	187	8.6	20.7	-51.7
-50	0.11	1208	0.31	117.2	497.3	0.668	2.371	1.589	0.883	1.329	962	207.7	271	9.33	186	8.7	20.4	-50
-40	0.177	1180	0.2	133.2	502	0.738	2.32	1.608	0.94	1.343	910	209.7	239.4	9.75	178	9.1	18.4	-40
-38	0.194	1174	0.18	136.5	502.9	0.752	2.31	1.612	0.952	1.347	900	210.1	233.6	9.84	176	9.2	18.1	-38
-36	0.212	1169	0.17	139.7	503.8	0.766	2.301	1.616	0.965	1.35	889	210.4	228.1	9.92	175	9.3	17.7	-36
-34	0.231	1163	0.15	142.9	504.6	0.779	2.292	1.621	0.977	1.354	879	210.6	222.6	10	173	9.4	17.3	-34
-32	0.252	1157	0.14	146.2	505.5	0.793	2.282	1.626	0.99	1.358	868	210.9	217.4	10.1	171	9.5	16.9	-32
-30	0.273	1151	0.13	149.5	506.3	0.806	2.274	1.631	1.004	1.363	858	211.1	212.3	10.2	170	9.6	16.5	-30
-28	0.297	1145	0.12	152.7	507.1	0.819	2.265	1.637	1.017	1.367	847	211.3	207.4	10.3	168	9.7	16.1	-28
-26	0.322	1139	0.11	156	507.8	0.833	2.256	1.642	1.031	1.372	837	211.4	202.6	10.4	166	9.8	15.7	-26
-24	0.348	1133	0.1	159.3	508.6	0.846	2.248	1.648	1.045	1.377	826	211.5	197.9	10.4	165	10	15.4	-24
-22	0.376	1127	0.1	162.6	509.3	0.859	2.239	1.654	1.06	1.383	816	211.6	193.3	10.5	163	10	15	-22
-20	0.406	1121	0.09	165.9	510	0.872	2.231	1.661	1.075	1.389	805	211.7	188.9	10.6	161	10	14.6	-20
-18	0.437	1114	0.08	169.3	510.6	0.885	2.223	1.668	1.09	1.395	794	211.7	184.6	10.7	160	10	14.2	-18
-16	0.471	1108	0.08	172.6	511.3	0.898	2.215	1.675	1.106	1.401	784	211.7	180.5	10.8	158	10	13.9	-16
-14	0.506	1102	0.07	176	511.9	0.911	2.207	1.682	1.122	1.408	773	211.7	176.4	10.9	157	11	13.5	-14
-12	0.543	1095	0.07	179.4	512.5	0.924	2.199	1.69	1.139	1.416	762	211.6	172.4	11	155	11	13.1	-12
-10	0.583	1089	0.06	182.8	513	0.937	2.192	1.698	1.156	1.423	751	211.5	168.5	11.1	153	11	12.8	-10
-8	0.624	1082	0.06	186.2	513.5	0.949	2.184	1.706	1.174	1.432	741	211.4	164.8	11.1	152	11	12.4	-8
-6	0.668	1076	0.06	189.6	514	0.962	2.176	1.715	1.192	1.44	730	211.2	161.1	11.2	150	11	12.1	-6
-4	0.714	1069	0.05	193.1	514.5	0.975	2.169	1.725	1.211	1.45	719	211	157.5	11.3	148	11	11.7	-4

-2	0.762	1062	0.05	196.5	514.9	0.987	2.162	1.735	1.231	1.46	708	210.8	154	11.4	147	12	11.3	-2
0	0.813	1055	0.05	200	515.3	1	2.154	1.745	1.251	1.47	697	210.5	150.6	11.5	145	12	11	0
2	0.866	1048	0.04	203.5	515.7	1.013	2.147	1.756	1.272	1.481	686	210.2	147.3	11.6	144	12	10.6	2
4	0.922	1041	0.04	207	516	1.025	2.14	1.767	1.294	1.493	675	209.8	144	11.7	142	12	10.3	4
6	0.981	1034	0.04	210.6	516.2	1.038	2.133	1.779	1.317	1.506	664	209.4	140.8	11.8	141	12	9.94	6
8	1.043	1027	0.04	214.2	516.5	1.05	2.126	1.792	1.341	1.519	652	209	137.7	11.9	139	13	9.6	8
10	1.107	1020	0.03	217.7	516.7	1.063	2.119	1.806	1.367	1.534	641	208.5	134.6	12	137	13	9.25	10
12	1.174	1012	0.03	221.4	516.8	1.075	2.111	1.82	1.393	1.549	630	208	131.6	12.1	136	13	8.91	12
14	1.245	1005	0.03	225	516.9	1.088	2.104	1.835	1.421	1.565	618	207.5	128.7	12.5	134	13	8.58	14
16	1.318	997.1	0.03	228.7	517	1.1	2.097	1.851	1.45	1.583	607	206.9	125.8	12.6	133	14	8.24	16
18	1.395	989.3	0.03	232.4	517	1.113	2.09	1.868	1.481	1.602	595	206.3	123	12.7	131	14	7.91	18
20	1.475	981.4	0.02	236.1	516.9	1.125	2.083	1.886	1.514	1.622	584	205.6	120.3	12.9	130	14	7.59	20
22	1.558	973.3	0.02	239.9	516.8	1.138	2.076	1.905	1.548	1.644	572	204.9	117.5	13	128	14	7.26	22
24	1.645	965.2	0.02	243.7	516.6	1.15	2.069	1.926	1.585	1.668	560	204.1	114.9	13.1	127	15	6.94	24
26	1.735	956.8	0.02	247.5	516.4	1.163	2.062	1.948	1.624	1.693	548	203.3	112.2	13.3	125	15	6.62	26
28	1.83	948.3	0.02	251.4	516.1	1.176	2.054	1.972	1.667	1.721	536	202.4	109.7	13.4	124	16	6.3	28
30	1.928	939.6	0.02	255.3	515.7	1.188	2.047	1.997	1.712	1.75	524	201.5	107.1	13.6	122	16	5.99	30
32	2.029	930.7	0.02	259.3	515.3	1.201	2.04	2.025	1.76	1.783	512	200.6	104.6	13.7	121	16	5.68	32
34	2.135	921.7	0.02	263.3	514.8	1.213	2.032	2.055	1.813	1.819	499	199.6	102.1	13.9	119	17	5.37	34
36	2.245	912.4	0.02	267.3	514.2	1.226	2.025	2.088	1.87	1.858	487	198.5	99.7	14.1	118	17	5.07	36
38	2.36	902.8	0.01	271.5	513.5	1.239	2.017	2.124	1.933	1.901	474	197.4	97.3	14.3	116	18	4.77	38
40	2.478	893	0.01	275.6	512.7	1.252	2.009	2.163	2.001	1.948	461	196.2	94.9	14.4	115	19	4.47	40
42	2.601	883	0.01	279.8	511.8	1.265	2.001	2.206	2.077	2.001	448	194.9	92.5	14.6	113	19	4.18	42
44	2.729	872.6	0.01	284.1	510.8	1.278	1.993	2.255	2.16	2.06	435	193.6	90.2	14.8	112	20	3.89	44
46	2.862	861.9	0.01	288.5	509.7	1.291	1.985	2.309	2.254	2.126	421	192.3	87.8	15.1	110	21	3.61	46
48	2.999	850.8	0.01	293	508.5	1.305	1.976	2.369	2.358	2.201	408	190.8	85.5	15.3	109	22	3.33	48
50	3.141	839.3	0.01	297.5	507.1	1.318	1.967	2.439	2.477	2.287	394	189.3	83.2	15.5	107	23	3.06	50
52	3.289	827.3	0.01	302.1	505.6	1.332	1.958	2.518	2.613	2.385	379	187.7	80.8	15.8	106	24	2.79	52
54	3.442	814.8	0.01	306.9	503.9	1.346	1.948	2.609	2.771	2.499	365	186	78.5	16.1	104	25	2.52	54
56	3.6	801.7	0.01	311.7	502	1.36	1.938	2.717	2.956	2.633	350	184.3	76.1	16.4	103	26	2.26	56
58	3.764	787.9	0.01	316.8	499.8	1.375	1.928	2.845	3.175	2.793	335	182.4	73.8	16.7	101	28	2.01	58
60	3.933	773.3	0.01	321.9	497.4	1.39	1.917	3.001	3.441	2.987	320	180.4	71.4	17.1	99.4	30	1.76	60
62	4.109	757.8	0.01	327.3	494.8	1.405	1.905	3.193	3.771	3.228	304	178.3	68.9	17.5	97.8	32	1.52	62
64	4.291	741.1	0.01	332.9	491.7	1.421	1.892	3.438	4.19	3.535	288	176.1	66.4	18	96.3	34	1.29	64
66	4.479	723	0.01	338.8	488.3	1.438	1.879	3.761	4.743	3.938	271	173.7	63.8	18.5	94.8	37	1.06	66
68	4.675	703.2	0.01	345	484.3	1.455	1.863	4.207	5.508	4.495	254	171.2	61.1	19.1	93.3	40	0.85	68
70	4.877	680.9	0.01	351.7	479.5	1.474	1.846	4.865	6.639	5.316	236	168.4	58.2	19.8	92	44	0.64	70
75	5.417	605.9	0	372.4	461.7	1.531	1.788	10.13	15.6	11.72	186	159.6	49.5	22.6	91.5	63	0.19	75
78.11	5.782	424	0	414.2	414.2	1.649	1.649	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	78.11

R123 Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-70	3E-04	1687	32.8	133.2	341.3	0.718	1.742	0.927	0.537	1.113	1091	110.8	1680	7.09	105	3.8	27.1	-70
-60	8E-04	1665	14.3	142.5	346.7	0.763	1.721	0.932	0.553	1.11	1049	113.3	1383	7.5	102	4.4	25.8	-60
-50	0.002	1643	6.85	151.8	352.2	0.805	1.703	0.939	0.569	1.107	1006	115.6	1160	7.91	99.1	4.9	24.5	-50
-40	0.004	1620	3.53	161.3	357.9	0.847	1.69	0.948	0.585	1.105	964	117.9	986.4	8.31	96.1	5.5	23.2	-40
-30	0.007	1597	1.95	170.8	363.7	0.887	1.68	0.958	0.601	1.103	923	120	848	8.7	93	6.1	21.9	-30
-20	0.012	1574	1.14	180.4	369.5	0.926	1.673	0.968	0.617	1.102	881	122	735.4	9.09	89.8	6.6	20.7	-20
-10	0.02	1550	0.7	190.2	375.5	0.963	1.668	0.979	0.634	1.102	841	123.8	642.4	9.47	86.7	7.2	19.4	-10
0	0.033	1526	0.45	200	381.4	1	1.664	0.99	0.651	1.102	801	125.4	564.6	9.84	83.7	7.7	18.2	0
2	0.036	1521	0.41	202	382.6	1.007	1.664	0.993	0.654	1.103	793	125.7	550.6	9.91	83.1	7.9	17.9	2

4	0.039	1516	0.38	204	383.8	1.014	1.663	0.995	0.658	1.103	785	126	537	9.99	82.5	8	17.7	4
6	0.043	1512	0.35	206	385.1	1.022	1.663	0.997	0.661	1.103	777	126.3	523.8	10.1	81.9	8.1	17.5	6
8	0.046	1507	0.32	208	386.3	1.029	1.663	0.999	0.665	1.103	769	126.6	511.1	10.1	81.3	8.2	17.2	8
10	0.051	1502	0.3	210	387.5	1.036	1.663	1.002	0.668	1.104	761	126.8	498.8	10.2	80.7	8.3	17	10
12	0.055	1497	0.27	212	388.7	1.043	1.663	1.004	0.672	1.104	754	127.1	486.8	10.3	80.1	8.4	16.7	12
14	0.06	1492	0.25	214	389.9	1.05	1.662	1.006	0.675	1.104	746	127.3	475.3	10.4	79.5	8.5	16.5	14
16	0.065	1487	0.24	216	391.1	1.057	1.662	1.009	0.679	1.105	738	127.6	464	10.4	79	8.7	16.3	16
18	0.07	1482	0.22	218	392.3	1.064	1.662	1.011	0.682	1.105	730	127.8	453.2	10.5	78.4	8.8	16	18
20	0.076	1477	0.2	220.1	393.5	1.071	1.662	1.014	0.686	1.106	723	128	442.6	10.6	77.8	8.9	15.8	20
22	0.082	1472	0.19	222.1	394.7	1.078	1.663	1.016	0.69	1.106	715	128.2	432.4	10.6	77.3	9	15.5	22
24	0.088	1466	0.18	224.1	395.9	1.085	1.663	1.018	0.693	1.107	707	128.4	422.4	10.7	76.7	9.1	15.3	24
26	0.095	1461	0.16	226.2	397.1	1.091	1.663	1.021	0.697	1.107	700	128.6	412.8	10.8	76.1	9.2	15.1	26
27.82	0.101	1457	0.15	228	398.2	1.098	1.663	1.023	0.701	1.108	693	128.7	404.2	10.8	75.6	9.4	14.8	27.82
28	0.102	1456	0.15	228.2	398.3	1.098	1.663	1.023	0.701	1.108	692	128.7	403.4	10.8	75.6	9.4	14.8	28
30	0.11	1451	0.14	230.3	399.5	1.105	1.663	1.026	0.705	1.109	684	128.9	394.3	10.9	75	9.5	14.6	30
32	0.118	1446	0.13	232.3	400.7	1.112	1.664	1.028	0.709	1.109	677	129	385.4	11	74.5	9.6	14.4	32
34	0.126	1441	0.13	234.4	401.9	1.118	1.664	1.031	0.712	1.11	669	129.1	376.8	11.1	74	9.7	14.1	34
36	0.135	1435	0.12	236.4	403.1	1.125	1.664	1.033	0.716	1.111	662	129.3	368.4	11.1	73.4	9.8	13.9	36
38	0.145	1430	0.11	238.5	404.3	1.132	1.665	1.036	0.72	1.112	654	129.4	360.3	11.2	72.9	10	13.7	38
40	0.154	1425	0.1	240.6	405.5	1.138	1.665	1.038	0.724	1.113	647	129.5	352.4	11.3	72.4	10	13.4	40
42	0.165	1419	0.1	242.7	406.7	1.145	1.666	1.041	0.728	1.114	639	129.5	344.7	11.3	71.8	10	13.2	42
44	0.176	1414	0.09	244.8	407.9	1.152	1.666	1.044	0.732	1.115	632	129.6	337.2	11.4	71.3	10	13	44
46	0.188	1409	0.09	246.9	409.1	1.158	1.667	1.046	0.736	1.116	624	129.7	329.9	11.5	70.8	10	12.7	46
48	0.2	1403	0.08	249	410.3	1.165	1.667	1.049	0.741	1.117	617	129.7	322.8	11.5	70.3	11	12.5	48
50	0.212	1398	0.08	251.1	411.5	1.171	1.668	1.052	0.745	1.119	610	129.7	315.9	11.6	69.8	11	12.3	50
52	0.226	1392	0.07	253.2	412.7	1.178	1.668	1.055	0.749	1.12	602	129.7	309.1	11.7	69.3	11	12.1	52
54	0.24	1387	0.07	255.3	413.9	1.184	1.669	1.058	0.753	1.121	595	129.7	302.6	11.7	68.8	11	11.8	54
56	0.255	1381	0.06	257.4	415.1	1.191	1.669	1.06	0.758	1.123	588	129.7	296.2	11.8	68.3	11	11.6	56
58	0.27	1376	0.06	259.5	416.2	1.197	1.67	1.063	0.762	1.124	580	129.7	289.9	11.9	67.8	11	11.4	58
60	0.286	1370	0.06	261.7	417.4	1.203	1.671	1.066	0.767	1.126	573	129.6	283.9	11.9	67.3	11	11.2	60
62	0.303	1364	0.05	263.8	418.6	1.21	1.671	1.069	0.771	1.127	566	129.6	277.9	12	66.8	11	10.9	62
64	0.32	1359	0.05	266	419.7	1.216	1.672	1.072	0.776	1.129	558	129.5	272.1	12.1	66.3	12	10.7	64
66	0.338	1353	0.05	268.1	420.9	1.222	1.673	1.076	0.781	1.131	551	129.4	266.5	12.1	65.9	12	10.5	66
68	0.357	1347	0.05	270.3	422.1	1.229	1.674	1.079	0.785	1.133	544	129.3	261	12.2	65.4	12	10.3	68
70	0.377	1341	0.04	272.4	423.2	1.235	1.674	1.082	0.79	1.135	536	129.2	255.6	12.3	64.9	12	10.1	70
72	0.398	1335	0.04	274.6	424.4	1.241	1.675	1.085	0.795	1.137	529	129	250.4	12.4	64.5	12	9.84	72
74	0.419	1329	0.04	276.8	425.5	1.247	1.676	1.089	0.8	1.139	522	128.9	245.2	12.4	64	12	9.62	74
76	0.442	1323	0.04	279	426.6	1.254	1.677	1.092	0.806	1.142	515	128.7	240.2	12.5	63.5	12	9.4	76
78	0.465	1317	0.04	281.2	427.8	1.26	1.677	1.096	0.811	1.144	507	128.5	235.3	12.6	63.1	13	9.19	78
80	0.489	1311	0.03	283.4	428.9	1.266	1.678	1.1	0.816	1.147	500	128.3	230.5	12.6	62.6	13	8.97	80
82	0.514	1305	0.03	285.6	430	1.272	1.679	1.103	0.822	1.15	493	128.1	225.9	12.7	62.2	13	8.76	82
84	0.54	1299	0.03	287.8	431.1	1.278	1.68	1.107	0.827	1.152	486	127.8	221.3	12.8	61.7	13	8.55	84
86	0.567	1293	0.03	290	432.2	1.285	1.681	1.111	0.833	1.156	478	127.6	216.8	12.8	61.3	13	8.34	86
88	0.595	1286	0.03	292.2	433.3	1.291	1.681	1.115	0.839	1.159	471	127.3	212.5	12.9	60.8	13	8.13	88
90	0.624	1280	0.03	294.5	434.4	1.297	1.682	1.12	0.845	1.162	464	127	208.2	13	60.4	13	7.92	90
92	0.654	1274	0.03	296.7	435.5	1.303	1.683	1.124	0.851	1.166	457	126.6	204	13.1	59.9	14	7.71	92
94	0.685	1267	0.02	299	436.6	1.309	1.684	1.129	0.858	1.169	449	126.3	199.9	13.1	59.5	14	7.5	94
96	0.718	1260	0.02	301.2	437.7	1.315	1.685	1.133	0.864	1.173	442	125.9	195.9	13.2	59.1	14	7.3	96
98	0.751	1254	0.02	303.5	438.7	1.321	1.685	1.138	0.871	1.177	435	125.5	191.9	13.3	58.6	14	7.09	98

100	0.786	1247	0.02	305.8	439.8	1.327	1.686	1.143	0.878	1.182	427	125.1	188.1	13.4	58.2	14	6.89	100
110	0.976	1212	0.02	317.3	444.9	1.357	1.69	1.172	0.917	1.208	391	122.8	169.9	13.8	56	15	5.88	110
120	1.199	1174	0.01	329.2	449.7	1.387	1.694	1.207	0.964	1.243	354	119.8	153.4	14.3	53.9	16	4.91	120
130	1.458	1134	0.01	341.3	454.1	1.417	1.697	1.254	1.026	1.294	317	116	138.1	14.9	51.7	17	3.98	130
140	1.756	1088	0.01	353.9	457.9	1.448	1.699	1.318	1.111	1.369	279	111.5	123.8	15.7	49.5	18	3.09	140
150	2.099	1037	0.01	367.1	461.1	1.478	1.7	1.415	1.24	1.493	239	106	110.2	16.7	47.2	20	2.24	150
160	2.49	975.7	0.01	381.1	463	1.51	1.699	1.584	1.473	1.726	198	99.3	96.8	18.2	44.8	22	1.45	160
170	2.937	896.9	0	396.6	462.9	1.544	1.694	1.979	2.033	2.309	154	91.1	82.7	20.7	42.3	24	0.74	170
180	3.451	765.9	0	416.2	456.8	1.587	1.676	4.549	5.661	6.158	102	80.6	64.3	26.6	39.7	29	0.15	180
183.7	3.662	550	0	437.4	437.4	1.633	1.633	100	100	100	0	0	10	10	100	100	0	183.7

R124 Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-100	2E-04	1715	44.4	98.87	302.3	0.542	1.717	0.953	0.534	1.129	1052	109.1	1964	6.66	112	4.8	26.1	-100
-90	7E-04	1689	16.5	108.5	307.7	0.595	1.683	0.962	0.551	1.125	1007	111.9	1521	7.05	109	5.3	24.7	-90
-80	0.002	1662	6.96	118.1	313.2	0.647	1.657	0.972	0.569	1.122	963	114.6	1215	7.45	105	5.7	23.3	-80
-70	0.004	1636	3.25	127.9	318.9	0.696	1.636	0.983	0.586	1.119	919	117.2	994.1	7.84	102	6.2	21.9	-70
-60	0.008	1609	1.66	137.8	324.6	0.744	1.62	0.995	0.605	1.117	875	119.6	829	8.23	98.5	6.7	20.6	-60
-50	0.015	1582	0.91	147.8	330.5	0.79	1.608	1.007	0.624	1.116	832	121.8	701.6	8.62	94.9	7.3	19.2	-50
-40	0.026	1554	0.53	158	336.4	0.834	1.599	1.02	0.644	1.116	790	123.8	600.9	9.01	91.3	7.8	17.9	-40
-30	0.045	1526	0.32	168.2	342.3	0.877	1.593	1.034	0.665	1.118	748	125.5	519.4	9.39	87.7	8.4	16.6	-30
-20	0.071	1497	0.21	178.7	348.2	0.919	1.589	1.049	0.688	1.12	706	126.9	452.4	9.78	84.1	9	15.3	-20
-18	0.078	1491	0.19	180.8	349.4	0.927	1.588	1.052	0.693	1.121	698	127.1	440.4	9.86	83.4	9.1	15	-18
-16	0.085	1486	0.18	182.9	350.6	0.936	1.588	1.056	0.698	1.122	690	127.3	428.8	9.93	82.7	9.2	14.7	-16
-14	0.093	1480	0.16	185	351.8	0.944	1.587	1.059	0.703	1.123	682	127.5	417.6	10	82	9.3	14.5	-14
-12	0.101	1474	0.15	187.1	353	0.952	1.587	1.062	0.708	1.124	673	127.7	406.8	10.1	81.2	9.5	14.2	-12
-12	0.101	1474	0.15	187.2	353	0.952	1.587	1.062	0.708	1.124	673	127.7	406.6	10.1	81.2	9.5	14.2	-12
-10	0.11	1468	0.14	189.2	354.2	0.96	1.587	1.065	0.713	1.125	665	127.9	396.3	10.2	80.5	9.6	14	-10
-8	0.119	1462	0.13	191.4	355.3	0.968	1.586	1.069	0.718	1.126	657	128.1	386.2	10.2	79.8	9.7	13.7	-8
-6	0.129	1456	0.12	193.5	356.5	0.976	1.586	1.072	0.723	1.127	649	128.2	376.4	10.3	79.1	9.8	13.5	-6
-4	0.14	1449	0.11	195.7	357.7	0.984	1.586	1.076	0.729	1.128	641	128.3	366.9	10.4	78.4	10	13.2	-4
-2	0.151	1443	0.1	197.8	358.9	0.992	1.586	1.079	0.734	1.129	633	128.5	357.7	10.5	77.7	10	13	-2
0	0.163	1437	0.1	200	360	1	1.586	1.083	0.74	1.131	625	128.6	348.8	10.6	77	10	12.7	0
2	0.176	1431	0.09	202.2	361.2	1.008	1.586	1.087	0.746	1.132	617	128.6	340.2	10.6	76.3	10	12.5	2
4	0.189	1425	0.08	204.4	362.4	1.016	1.586	1.09	0.751	1.134	609	128.7	331.8	10.7	75.6	10	12.2	4
6	0.203	1418	0.08	206.5	363.5	1.024	1.586	1.094	0.757	1.135	601	128.7	323.7	10.8	74.9	11	12	6
8	0.218	1412	0.07	208.7	364.7	1.031	1.586	1.098	0.763	1.137	593	128.8	315.8	10.9	74.2	11	11.7	8
10	0.234	1405	0.07	210.9	365.8	1.039	1.586	1.102	0.769	1.139	585	128.8	308.2	11	73.5	11	11.5	10
12	0.251	1399	0.06	213.2	367	1.047	1.586	1.106	0.776	1.141	577	128.7	300.8	11	72.8	11	11.2	12
14	0.268	1392	0.06	215.4	368.1	1.055	1.587	1.11	0.782	1.143	569	128.7	293.5	11.1	72.1	11	11	14
16	0.287	1386	0.06	217.6	369.3	1.062	1.587	1.114	0.788	1.145	561	128.7	286.5	11.2	71.4	11	10.7	16
18	0.306	1379	0.05	219.8	370.4	1.07	1.587	1.119	0.795	1.148	553	128.6	279.7	11.3	70.8	11	10.5	18
20	0.327	1372	0.05	222.1	371.5	1.078	1.587	1.123	0.802	1.15	545	128.5	273.1	11.4	70.1	12	10.3	20
22	0.348	1366	0.05	224.3	372.6	1.085	1.588	1.128	0.809	1.153	537	128.4	266.6	11.4	69.4	12	10	22
24	0.371	1359	0.04	226.6	373.8	1.093	1.588	1.132	0.816	1.156	529	128.2	260.3	11.5	68.7	12	9.78	24
26	0.395	1352	0.04	228.9	374.9	1.1	1.588	1.137	0.823	1.159	521	128.1	254.2	11.6	68.1	12	9.54	26
28	0.419	1345	0.04	231.2	376	1.108	1.589	1.142	0.83	1.162	513	127.9	248.2	11.7	67.4	12	9.3	28
30	0.445	1338	0.04	233.5	377.1	1.115	1.589	1.147	0.838	1.165	505	127.7	242.4	11.8	66.8	12	9.06	30

32	0.472	1331	0.03	235.8	378.1	1.123	1.59	1.152	0.845	1.169	497	127.5	236.7	11.9	66.1	13	8.83	32
34	0.501	1324	0.03	238.1	379.2	1.13	1.59	1.157	0.853	1.172	489	127.2	231.2	12	65.5	13	8.59	34
36	0.53	1316	0.03	240.4	380.3	1.138	1.59	1.163	0.861	1.176	481	126.9	225.8	12.1	64.8	13	8.36	36
38	0.561	1309	0.03	242.7	381.4	1.145	1.591	1.168	0.87	1.18	473	126.6	220.5	12.2	64.2	13	8.13	38
40	0.593	1302	0.03	245.1	382.4	1.153	1.591	1.174	0.878	1.185	465	126.3	215.4	12.3	63.5	13	7.9	40
42	0.627	1294	0.03	247.4	383.5	1.16	1.592	1.18	0.887	1.189	457	125.9	210.4	12.4	62.9	13	7.67	42
44	0.662	1287	0.02	249.8	384.5	1.168	1.592	1.187	0.897	1.194	449	125.6	205.5	12.5	62.3	14	7.44	44
46	0.698	1279	0.02	252.2	385.5	1.175	1.593	1.193	0.906	1.199	441	125.2	200.7	12.6	61.7	14	7.21	46
48	0.736	1271	0.02	254.6	386.5	1.182	1.593	1.2	0.916	1.205	433	124.7	196	12.7	61	14	6.98	48
50	0.776	1263	0.02	257	387.5	1.19	1.594	1.207	0.926	1.211	425	124.3	191.4	12.8	60.4	14	6.76	50
52	0.817	1255	0.02	259.4	388.5	1.197	1.594	1.214	0.937	1.217	417	123.8	187	12.9	59.8	14	6.53	52
54	0.859	1247	0.02	261.8	389.5	1.204	1.595	1.221	0.948	1.224	409	123.3	182.6	13	59.2	15	6.31	54
56	0.904	1239	0.02	264.3	390.5	1.212	1.595	1.229	0.959	1.231	401	122.7	178.3	13.1	58.6	15	6.09	56
58	0.949	1230	0.02	266.7	391.4	1.219	1.596	1.238	0.971	1.239	393	122.1	174.1	13.3	58	15	5.87	58
60	0.997	1222	0.02	269.2	392.3	1.227	1.596	1.246	0.984	1.247	385	121.5	169.9	13.4	57.5	15	5.65	60
62	1.046	1213	0.02	271.7	393.2	1.234	1.597	1.255	0.997	1.256	376	120.9	165.9	13.5	56.9	16	5.43	62
64	1.097	1204	0.01	274.2	394.1	1.241	1.597	1.265	1.011	1.266	368	120.2	161.9	13.7	56.3	16	5.21	64
66	1.15	1195	0.01	276.7	395	1.249	1.597	1.275	1.026	1.276	360	119.5	158	13.8	55.7	16	5	66
68	1.205	1186	0.01	279.3	395.9	1.256	1.598	1.286	1.042	1.287	351	118.7	154.2	14	55.2	16	4.79	68
70	1.262	1177	0.01	281.8	396.7	1.263	1.598	1.297	1.058	1.299	343	117.9	150.4	14.1	54.6	17	4.58	70
72	1.321	1167	0.01	284.4	397.5	1.271	1.598	1.31	1.076	1.313	334	117.1	146.7	14.3	54.1	17	4.37	72
74	1.382	1158	0.01	287	398.3	1.278	1.599	1.323	1.095	1.327	326	116.2	143	14.5	53.5	17	4.16	74
76	1.444	1148	0.01	289.6	399.1	1.285	1.599	1.337	1.115	1.343	317	115.3	139.4	14.6	53	18	3.95	76
78	1.509	1138	0.01	292.3	399.8	1.293	1.599	1.352	1.137	1.36	309	114.4	135.8	14.8	52.5	18	3.75	78
80	1.576	1127	0.01	295	400.5	1.3	1.599	1.368	1.16	1.379	300	113.4	132.3	15	51.9	18	3.54	80
85	1.754	1100	0.01	301.8	402.1	1.319	1.599	1.415	1.229	1.436	278	110.7	123.7	15.5	50.6	19	3.05	85
90	1.946	1070	0.01	308.7	403.5	1.338	1.599	1.475	1.318	1.513	255	107.8	115.2	16.2	49.4	21	2.56	90
95	2.154	1038	0.01	316	404.6	1.357	1.598	1.554	1.437	1.618	231	104.4	106.9	16.9	48.2	22	2.09	95
100	2.379	1002	0.01	323.5	405.2	1.377	1.596	1.665	1.607	1.773	207	100.7	98.4	17.8	47	24	1.64	100
105	2.621	960.8	0	331.4	405.3	1.397	1.592	1.835	1.873	2.022	182	96.6	89.8	18.9	46	26	1.21	105
110	2.883	912.1	0	340	404.5	1.419	1.587	2.135	2.357	2.478	156	91.9	80.8	20.3	45.1	29	0.8	110
115	3.166	849.5	0	349.6	402.1	1.443	1.578	2.837	3.513	3.576	127	86.6	70.7	22.5	45	34	0.43	115
120	3.474	749.1	0	361.9	395.7	1.473	1.559	6.828	9.976	9.676	93	80.2	57.3	26.7	48.2	45	0.11	120
122.3	3.624	560	0	378.8	378.8	1.516	1.516	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	122.3

R125 Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı Cp		k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-101	0.003	1691	4.09	87.13	277.4	0.49	1.593	1.035	0.569	1.142	933	116.4	1155	7.82	116	5.2	21.8	-101
-100	0.003	1689	3.87	87.78	277.7	0.494	1.591	1.035	0.57	1.141	929	116.6	1136	7.85	116	5.3	21.7	-100
-90	0.007	1656	1.73	98.18	283.4	0.552	1.563	1.045	0.592	1.138	878	119.4	894	8.26	111	5.9	20.1	-90
-80	0.015	1623	0.86	108.7	289.1	0.608	1.542	1.058	0.615	1.136	827	121.9	723.9	8.66	106	6.6	18.5	-80
-70	0.03	1590	0.46	119.4	294.8	0.662	1.526	1.074	0.639	1.136	779	124.1	598.2	9.06	102	7.3	16.9	-70
-60	0.054	1556	0.26	130.2	300.6	0.714	1.514	1.091	0.664	1.138	731	126	501.8	9.46	96.8	7.9	15.4	-60
-58	0.061	1549	0.24	132.4	301.8	0.724	1.511	1.095	0.669	1.138	721	126.3	485.2	9.53	95.9	8.1	15.1	-58
-56	0.068	1542	0.22	134.6	302.9	0.734	1.51	1.099	0.675	1.139	712	126.6	469.3	9.61	95	8.2	14.8	-56
-54	0.075	1535	0.2	136.8	304.1	0.744	1.508	1.103	0.68	1.14	702	126.9	454.2	9.69	94	8.3	14.5	-54
-52	0.083	1528	0.18	139	305.2	0.754	1.506	1.107	0.686	1.141	693	127.2	439.6	9.77	93.1	8.5	14.2	-52
-50	0.092	1521	0.16	141.2	306.4	0.764	1.504	1.111	0.692	1.142	683	127.4	425.7	9.85	92.2	8.6	13.9	-50
-48.1	0.101	1514	0.15	143.3	307.4	0.774	1.503	1.115	0.697	1.143	674	127.6	413	9.92	91.3	8.7	13.6	-48.1

-48	0.102	1513	0.15	143.4	307.5	0.774	1.503	1.115	0.697	1.143	674	127.6	412.4	9.92	91.3	8.8	13.6	-48
-46	0.112	1506	0.13	145.7	308.6	0.784	1.502	1.119	0.703	1.144	664	127.8	399.6	10	90.3	8.9	13.3	-46
-44	0.123	1499	0.12	147.9	309.8	0.794	1.5	1.123	0.709	1.145	655	128	387.4	10.1	89.4	9	13	-44
-42	0.135	1491	0.11	150.2	310.9	0.804	1.499	1.128	0.715	1.146	645	128.2	375.6	10.2	88.5	9.2	12.7	-42
-40	0.148	1484	0.1	152.4	312	0.813	1.498	1.132	0.722	1.148	636	128.3	364.3	10.2	87.6	9.3	12.4	-40
-38	0.162	1477	0.09	154.7	313.2	0.823	1.497	1.137	0.728	1.15	627	128.5	353.4	10.3	86.7	9.5	12.2	-38
-36	0.177	1469	0.09	157	314.3	0.833	1.496	1.142	0.734	1.151	617	128.6	342.9	10.4	85.7	9.6	11.9	-36
-34	0.193	1462	0.08	159.3	315.4	0.842	1.495	1.146	0.741	1.153	608	128.7	332.8	10.5	84.8	9.8	11.6	-34
-32	0.21	1454	0.07	161.6	316.5	0.852	1.494	1.151	0.748	1.155	599	128.7	323.1	10.6	83.9	9.9	11.3	-32
-30	0.228	1446	0.07	163.9	317.6	0.861	1.494	1.157	0.755	1.157	589	128.7	313.7	10.6	83	10	11	-30
-28	0.247	1438	0.06	166.2	318.7	0.871	1.493	1.162	0.762	1.16	580	128.7	304.6	10.7	82.1	10	10.7	-28
-26	0.268	1431	0.06	168.6	319.8	0.88	1.492	1.167	0.769	1.162	570	128.7	295.8	10.8	81.2	10	10.4	-26
-24	0.29	1423	0.05	170.9	320.9	0.89	1.492	1.173	0.776	1.165	561	128.7	287.4	10.9	80.3	11	10.2	-24
-22	0.313	1415	0.05	173.3	322	0.899	1.491	1.178	0.784	1.167	552	128.6	279.2	11	79.4	11	9.88	-22
-20	0.337	1406	0.05	175.6	323	0.908	1.491	1.184	0.791	1.17	542	128.5	271.2	11	78.5	11	9.6	-20
-18	0.363	1398	0.04	178	324.1	0.918	1.49	1.19	0.799	1.173	533	128.4	263.6	11.1	77.7	11	9.32	-18
-16	0.391	1390	0.04	180.4	325.1	0.927	1.49	1.196	0.807	1.177	523	128.2	256.1	11.2	76.8	11	9.05	-16
-14	0.42	1382	0.04	182.8	326.2	0.936	1.489	1.203	0.815	1.181	514	128	248.9	11.3	75.9	11	8.78	-14
-12	0.45	1373	0.04	185.2	327.2	0.945	1.489	1.209	0.824	1.184	505	127.8	241.9	11.4	75	11	8.5	-12
-10	0.483	1365	0.03	187.6	328.2	0.954	1.489	1.216	0.832	1.189	495	127.5	235.2	11.5	74.1	12	8.23	-10
-8	0.516	1356	0.03	190.1	329.3	0.964	1.488	1.223	0.841	1.193	486	127.3	228.6	11.5	73.3	12	7.97	-8
-6	0.552	1347	0.03	192.5	330.3	0.973	1.488	1.231	0.85	1.198	476	126.9	222.2	11.6	72.4	12	7.7	-6
-4	0.59	1338	0.03	195	331.2	0.982	1.488	1.238	0.86	1.203	467	126.6	215.9	11.7	71.6	12	7.44	-4
-2	0.629	1329	0.03	197.5	332.2	0.991	1.488	1.246	0.87	1.209	457	126.2	209.9	11.8	70.7	12	7.17	-2
0	0.671	1320	0.02	200	333.2	1	1.488	1.255	0.88	1.215	448	125.8	204	11.9	69.8	13	6.91	0
2	0.714	1311	0.02	202.5	334.1	1.009	1.487	1.263	0.89	1.222	439	125.3	198.2	12	69	13	6.65	2
4	0.759	1301	0.02	205.1	335	1.018	1.487	1.273	0.902	1.229	429	124.9	192.6	12.1	68.1	13	6.4	4
6	0.807	1291	0.02	207.6	335.9	1.027	1.487	1.282	0.913	1.237	420	124.3	187.2	12.2	67.3	13	6.14	6
8	0.857	1282	0.02	210.2	336.8	1.036	1.487	1.292	0.926	1.246	410	123.8	181.8	12.3	66.5	13	5.89	8
10	0.909	1272	0.02	212.8	337.7	1.045	1.486	1.303	0.939	1.255	400	123.2	176.6	12.4	65.6	14	5.64	10
12	0.963	1261	0.02	215.4	338.5	1.054	1.486	1.314	0.954	1.265	391	122.5	171.6	12.6	64.8	14	5.39	12
14	1.02	1251	0.02	218	339.3	1.063	1.486	1.326	0.969	1.277	381	121.9	166.6	12.7	64	14	5.14	14
16	1.079	1240	0.01	220.7	340.1	1.072	1.485	1.339	0.986	1.289	371	121.1	161.7	12.8	63.1	14	4.9	16
18	1.141	1229	0.01	223.3	340.9	1.081	1.485	1.352	1.003	1.303	362	120.4	156.9	12.9	62.3	14	4.66	18
20	1.205	1218	0.01	226	341.6	1.09	1.485	1.367	1.023	1.318	352	119.6	152.3	13.1	61.5	15	4.42	20
22	1.272	1207	0.01	228.7	342.3	1.1	1.484	1.382	1.044	1.334	342	118.7	147.7	13.2	60.7	15	4.18	22
24	1.342	1195	0.01	231.5	343	1.109	1.484	1.399	1.067	1.352	332	117.8	143.2	13.4	59.8	15	3.95	24
26	1.415	1183	0.01	234.3	343.6	1.118	1.483	1.417	1.093	1.372	322	116.8	138.8	13.5	59	16	3.72	26
28	1.49	1171	0.01	237.1	344.2	1.127	1.482	1.436	1.121	1.395	312	115.8	134.4	13.7	58.2	16	3.49	28
30	1.569	1158	0.01	239.9	344.7	1.136	1.482	1.457	1.152	1.42	302	114.8	130.1	13.9	57.4	16	3.26	30
32	1.65	1145	0.01	242.8	345.2	1.145	1.481	1.481	1.186	1.448	292	113.7	125.9	14	56.6	17	3.04	32
34	1.735	1132	0.01	245.7	345.7	1.154	1.48	1.507	1.224	1.48	282	112.5	121.7	14.2	55.8	17	2.82	34
36	1.823	1118	0.01	248.6	346.1	1.164	1.479	1.536	1.267	1.516	272	111.3	117.6	14.5	54.9	17	2.6	36
38	1.914	1104	0.01	251.6	346.4	1.173	1.478	1.568	1.316	1.558	261	109.9	113.5	14.7	54.1	18	2.39	38
40	2.009	1088	0.01	254.7	346.7	1.183	1.476	1.605	1.372	1.606	251	108.6	109.5	15	53.3	18	2.18	40
42	2.107	1073	0.01	257.8	346.9	1.192	1.475	1.647	1.436	1.662	240	107.1	105.5	15.2	52.5	19	1.97	42
44	2.208	1056	0.01	260.9	347	1.202	1.473	1.697	1.511	1.728	229	105.6	101.5	15.5	51.7	20	1.77	44
46	2.314	1039	0.01	264.1	347.1	1.212	1.471	1.755	1.6	1.808	218	104	97.4	15.9	50.9	20	1.57	46
48	2.423	1021	0.01	267.4	347	1.222	1.469	1.824	1.708	1.906	207	102.3	93.4	16.3	50.1	21	1.38	48

50	2.537	1001	0.01	270.8	346.8	1.232	1.467	1.91	1.842	2.029	196	100.5	89.4	16.7	49.3	22	1.19	50
52	2.654	980.2	0	274.3	346.4	1.242	1.464	2.019	2.014	2.187	184	98.6	85.3	17.2	48.5	23	1.01	52
54	2.776	957.5	0	278	345.8	1.253	1.46	2.162	2.241	2.398	172	96.6	81.1	17.7	47.7	24	0.84	54
56	2.903	932.6	0	281.8	345	1.264	1.456	2.359	2.559	2.695	159	94.5	76.7	18.4	46.9	26	0.67	56
58	3.034	904.5	0	285.8	343.9	1.276	1.451	2.652	3.036	3.142	146	92.2	72.2	19.2	46.3	28	0.51	58
60	3.17	872.1	0	290.1	342.2	1.288	1.445	3.139	3.833	3.889	132	89.8	67.3	20.3	45.8	30	0.36	60
62	3.312	832.4	0	295	339.8	1.302	1.436	4.12	5.435	5.389	116	87.3	61.9	21.7	45.9	34	0.22	62
64	3.46	777.5	0	300.9	335.8	1.32	1.423	7.17	10.29	9.9	100	84.4	55.1	24	47.7	42	0.09	64
66.02	3.618	573.6	0	318.1	318.1	1.37	1.37	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	66.02

R134a Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-103	4E-04	1591	35.5	71.46	334.9	0.413	1.964	1.184	0.585	1.164	1120	126.8	2175	6.46	145	3.1	28.1	-103
-100	6E-04	1582	25.2	75.36	336.9	0.435	1.946	1.184	0.593	1.162	1103	127.9	1893	6.6	143	3.3	27.5	-100
-90	0.002	1556	9.77	87.23	342.8	0.502	1.897	1.189	0.617	1.156	1052	131	1339	7.03	137	4.2	25.8	-90
-80	0.004	1529	4.27	99.16	348.8	0.565	1.858	1.198	0.642	1.151	1002	134	1018	7.46	132	5	24.1	-80
-70	0.008	1502	2.06	111.2	355	0.626	1.826	1.21	0.667	1.148	952	136.8	809.2	7.89	126	5.8	22.4	-70
-60	0.016	1474	1.08	123.4	361.3	0.685	1.801	1.223	0.692	1.146	903	139.4	663.1	8.3	121	6.6	20.8	-60
-50	0.029	1446	0.61	135.7	367.7	0.741	1.781	1.238	0.72	1.146	855	141.7	555.1	8.72	116	7.4	19.2	-50
-40	0.051	1418	0.36	148.1	374	0.796	1.764	1.255	0.749	1.148	807	143.6	472.2	9.12	111	8.2	17.6	-40
-30	0.084	1388	0.23	160.8	380.3	0.849	1.752	1.273	0.781	1.152	760	145.2	406.4	9.52	106	9	16	-30
-28	0.093	1382	0.21	163.3	381.6	0.859	1.749	1.277	0.788	1.153	751	145.4	394.9	9.6	105	9.2	15.7	-28
-26.1	0.101	1377	0.19	165.8	382.8	0.869	1.747	1.281	0.794	1.154	742	145.7	384.2	9.68	104	9.3	15.4	-26.1
-26	0.102	1377	0.19	165.9	382.8	0.869	1.747	1.281	0.794	1.154	742	145.7	383.8	9.68	104	9.3	15.4	-26
-24	0.111	1370	0.17	168.5	384.1	0.88	1.745	1.285	0.801	1.155	732	145.9	373.1	9.77	103	9.5	15.1	-24
-22	0.122	1364	0.16	171.1	385.3	0.89	1.743	1.289	0.809	1.156	723	146.1	362.9	9.85	102	9.7	14.8	-22
-20	0.133	1358	0.15	173.6	386.6	0.9	1.741	1.293	0.816	1.158	714	146.3	353	9.92	101	9.8	14.5	-20
-18	0.145	1352	0.14	176.2	387.8	0.91	1.74	1.297	0.823	1.159	705	146.4	343.5	10	100	10	14.2	-18
-16	0.157	1346	0.13	178.8	389	0.921	1.738	1.302	0.831	1.161	695	146.6	334.3	10.1	99.2	10	13.9	-16
-14	0.171	1340	0.12	181.4	390.2	0.931	1.736	1.306	0.838	1.163	686	146.7	325.4	10.2	98.3	10	13.6	-14
-12	0.185	1333	0.11	184.1	391.5	0.941	1.735	1.311	0.846	1.165	677	146.8	316.9	10.3	97.4	10	13.3	-12
-10	0.201	1327	0.1	186.7	392.7	0.951	1.733	1.316	0.854	1.167	668	146.9	308.6	10.3	96.5	11	13	-10
-8	0.217	1321	0.09	189.3	393.9	0.961	1.732	1.32	0.863	1.169	658	146.9	300.6	10.4	95.6	11	12.7	-8
-6	0.234	1314	0.09	192	395.1	0.971	1.731	1.325	0.871	1.171	649	147	292.9	10.5	94.7	11	12.4	-6
-4	0.253	1308	0.08	194.7	396.3	0.98	1.729	1.33	0.88	1.174	640	147	285.4	10.6	93.8	11	12.1	-4
-2	0.272	1301	0.07	197.3	397.4	0.99	1.728	1.336	0.888	1.176	631	147	278.1	10.7	92.9	11	11.9	-2
0	0.293	1295	0.07	200	398.6	1	1.727	1.341	0.897	1.179	622	146.9	271.1	10.7	92	12	11.6	0
2	0.315	1288	0.06	202.7	399.8	1.01	1.726	1.347	0.906	1.182	612	146.9	264.3	10.8	91.1	12	11.3	2
4	0.338	1281	0.06	205.4	400.9	1.02	1.725	1.352	0.916	1.185	603	146.8	257.6	10.9	90.2	12	11	4
6	0.362	1275	0.06	208.1	402.1	1.029	1.724	1.358	0.925	1.189	594	146.7	251.2	11	89.4	12	10.7	6
8	0.388	1268	0.05	210.8	403.2	1.039	1.723	1.364	0.935	1.192	585	146.5	244.9	11.1	88.5	12	10.4	8
10	0.415	1261	0.05	213.6	404.3	1.049	1.722	1.37	0.945	1.196	576	146.4	238.8	11.2	87.6	12	10.1	10
12	0.443	1254	0.05	216.3	405.4	1.058	1.721	1.377	0.956	1.2	566	146.2	232.9	11.2	86.7	13	9.86	12
14	0.473	1247	0.04	219.1	406.5	1.068	1.72	1.383	0.967	1.204	557	146	227.1	11.3	85.9	13	9.58	14
16	0.504	1240	0.04	221.9	407.6	1.077	1.72	1.39	0.978	1.209	548	145.7	221.5	11.4	85	13	9.3	16
18	0.537	1233	0.04	224.7	408.7	1.087	1.719	1.397	0.989	1.214	539	145.5	216	11.5	84.1	13	9.03	18
20	0.572	1225	0.04	227.5	409.8	1.096	1.718	1.405	1.001	1.219	530	145.1	210.7	11.6	83.3	13	8.76	20
22	0.608	1218	0.03	230.3	410.8	1.106	1.717	1.413	1.013	1.224	520	144.8	205.5	11.7	82.4	14	8.48	22
24	0.646	1211	0.03	233.1	411.8	1.115	1.717	1.421	1.025	1.23	511	144.5	200.4	11.8	81.6	14	8.21	24

26	0.685	1203	0.03	236	412.8	1.125	1.716	1.429	1.038	1.236	502	144.1	195.4	11.9	80.7	14	7.95	26
28	0.727	1195	0.03	238.8	413.8	1.134	1.715	1.437	1.052	1.243	493	143.6	190.5	12	79.8	14	7.68	28
30	0.77	1188	0.03	241.7	414.8	1.144	1.715	1.446	1.065	1.249	483	143.2	185.8	12	79	14	7.42	30
32	0.815	1180	0.03	244.6	415.8	1.153	1.714	1.456	1.08	1.257	474	142.7	181.1	12.1	78.1	15	7.15	32
34	0.863	1172	0.02	247.5	416.7	1.162	1.713	1.466	1.095	1.265	465	142.1	176.6	12.2	77.3	15	6.89	34
36	0.912	1163	0.02	250.5	417.7	1.172	1.712	1.476	1.111	1.273	455	141.6	172.1	12.3	76.4	15	6.64	36
38	0.963	1155	0.02	253.4	418.6	1.181	1.712	1.487	1.127	1.282	446	141	167.7	12.4	75.6	15	6.38	38
40	1.017	1147	0.02	256.4	419.4	1.191	1.711	1.498	1.145	1.292	436	140.3	163.4	12.6	74.7	15	6.13	40
42	1.072	1138	0.02	259.4	420.3	1.2	1.71	1.51	1.163	1.303	427	139.7	159.2	12.7	73.9	16	5.88	42
44	1.13	1130	0.02	262.4	421.1	1.209	1.71	1.523	1.182	1.314	418	138.9	155.1	12.8	73	16	5.63	44
46	1.19	1121	0.02	265.5	421.9	1.219	1.709	1.537	1.202	1.326	408	138.2	151	12.9	72.1	16	5.38	46
48	1.253	1112	0.02	268.5	422.7	1.228	1.708	1.551	1.223	1.339	399	137.4	147	13	71.3	16	5.13	48
50	1.318	1102	0.02	271.6	423.4	1.238	1.707	1.566	1.246	1.354	389	136.6	143.1	13.1	70.4	17	4.89	50
52	1.385	1093	0.01	274.7	424.2	1.247	1.706	1.582	1.27	1.369	379	135.7	139.2	13.2	69.6	17	4.65	52
54	1.456	1083	0.01	277.9	424.8	1.256	1.706	1.6	1.296	1.386	370	134.7	135.4	13.4	68.7	17	4.41	54
56	1.528	1073	0.01	281.1	425.5	1.266	1.705	1.618	1.324	1.405	360	133.8	131.6	13.5	67.8	18	4.18	56
58	1.604	1063	0.01	284.3	426.1	1.275	1.704	1.638	1.354	1.425	350	132.7	127.9	13.7	67	18	3.95	58
60	1.682	1053	0.01	287.5	426.6	1.285	1.702	1.66	1.387	1.448	340	131.7	124.2	13.8	66.1	18	3.72	60
62	1.763	1042	0.01	290.8	427.1	1.294	1.701	1.684	1.422	1.473	331	130.5	120.6	14	65.2	19	3.49	62
64	1.847	1031	0.01	294.1	427.6	1.304	1.7	1.71	1.461	1.501	321	129.4	117	14.1	64.3	19	3.27	64
66	1.934	1020	0.01	297.4	428	1.314	1.699	1.738	1.504	1.532	311	128.1	113.5	14.3	63.4	20	3.05	66
68	2.024	1008	0.01	300.8	428.4	1.323	1.697	1.769	1.552	1.567	301	126.8	109.9	14.5	62.6	20	2.83	68
70	2.117	996.2	0.01	304.3	428.7	1.333	1.696	1.804	1.605	1.607	290	125.5	106.4	14.7	61.7	20	2.61	70
72	2.213	983.8	0.01	307.8	428.9	1.343	1.694	1.843	1.665	1.653	280	124	102.9	14.9	60.8	21	2.4	72
74	2.313	970.8	0.01	311.3	429	1.353	1.692	1.887	1.734	1.705	269	122.6	99.5	15.1	59.9	22	2.2	74
76	2.416	957.3	0.01	314.9	429	1.363	1.69	1.938	1.812	1.766	259	121	96	15.3	59	22	1.99	76
78	2.523	943.1	0.01	318.6	429	1.373	1.688	1.996	1.904	1.838	248	119.4	92.5	15.6	58.1	23	1.8	78
80	2.633	928.2	0.01	322.4	428.8	1.384	1.685	2.065	2.012	1.924	237	117.7	89	15.8	57.2	24	1.6	80
85	2.926	887.2	0.01	332.2	427.8	1.41	1.677	2.306	2.397	2.232	207	113.1	80.2	16.7	54.9	26	1.14	85
90	3.244	837.8	0	342.9	425.4	1.439	1.666	2.756	3.121	2.82	176	107.9	70.9	17.8	52.8	30	0.71	90
95	3.591	772.7	0	355.3	420.7	1.472	1.649	3.938	5.02	4.369	141	101.9	60.4	19.6	51.7	36	0.33	95
100	3.972	651.2	0	373.3	407.7	1.519	1.611	17.59	25.35	20.81	101	94	45.1	24.2	59.9	61	0.04	100
101.1	4.059	511.9	0	389.6	389.6	1.562	1.562	100	100	100	0	0	10	10	100	100	0	101.1

R143a Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-112	0.001	1331	14.8	52.52	319.6	0.314	1.97	1.211	0.63	1.192	1058	137.6	912.1	5.91	137	4.9	13.7	-112
-110	0.001	1326	12.4	54.71	320.7	0.328	1.958	1.212	0.635	1.191	1049	138.2	867.9	5.97	136	5	13.8	-110
-100	0.003	1302	5.11	66.87	326.8	0.4	1.901	1.22	0.664	1.185	1002	141.7	680.1	6.34	130	5.5	13.8	-100
-90	0.008	1277	2.36	79.13	333.1	0.469	1.855	1.233	0.694	1.181	954	144.9	553.4	6.72	124	6.1	13.7	-90
-80	0.016	1252	1.2	91.55	339.4	0.535	1.818	1.25	0.726	1.178	907	147.8	462.1	7.08	118	6.7	13.5	-80
-70	0.03	1227	0.66	104.2	345.8	0.598	1.788	1.27	0.759	1.177	859	150.4	393	7.45	113	7.3	13.1	-70
-60	0.053	1201	0.38	117	352.2	0.66	1.764	1.293	0.794	1.178	811	152.5	338.8	7.82	107	8	12.6	-60
-50	0.089	1174	0.24	130.1	358.6	0.72	1.744	1.318	0.833	1.182	764	154.2	294.9	8.19	103	8.7	12	-50
-48	0.098	1169	0.22	132.7	359.9	0.731	1.74	1.323	0.841	1.184	754	154.5	287.1	8.26	102	8.9	11.9	-48
-47.2	0.101	1166	0.21	133.7	360.3	0.736	1.739	1.325	0.844	1.184	751	154.6	284.2	8.29	101	8.9	11.8	-47.2
-46	0.107	1163	0.2	135.4	361.1	0.743	1.737	1.328	0.85	1.185	745	154.7	279.6	8.33	101	9	11.7	-46
-44	0.118	1158	0.18	138	362.4	0.755	1.734	1.334	0.858	1.186	735	154.9	272.3	8.41	99.7	9.2	11.6	-44
-42	0.129	1152	0.17	140.7	363.6	0.766	1.731	1.339	0.867	1.188	726	155.1	265.	8.48	98.8	9.3	11.4	-42

													3					
-40	0.141	1146	0.15	143.4	364.9	0.778	1.728	1.345	0.876	1.189	716	155.3	258.6	8.56	97.8	9.5	11.3	-40
-38	0.154	1141	0.14	146.1	366.1	0.789	1.725	1.351	0.885	1.191	707	155.5	252	8.63	96.9	9.7	11.1	-38
-36	0.168	1135	0.13	148.8	367.3	0.801	1.722	1.357	0.894	1.193	697	155.6	245.7	8.7	96	9.8	11	-36
-34	0.182	1129	0.12	151.5	368.6	0.812	1.72	1.363	0.904	1.195	688	155.7	239.6	8.78	95.1	10	10.8	-34
-32	0.198	1124	0.11	154.3	369.8	0.824	1.717	1.369	0.913	1.198	678	155.8	233.6	8.85	94.2	10	10.6	-32
-30	0.215	1118	0.1	157	371	0.835	1.715	1.375	0.923	1.2	669	155.8	227.8	8.93	93.3	10	10.4	-30
-28	0.233	1112	0.1	159.8	372.2	0.846	1.713	1.382	0.933	1.203	659	155.9	222.3	9.18	92.4	10	10.3	-28
-26	0.252	1106	0.09	162.5	373.4	0.857	1.71	1.388	0.944	1.206	650	155.9	216.8	9.26	91.6	11	10.1	-26
-24	0.272	1100	0.08	165.3	374.6	0.869	1.708	1.395	0.955	1.209	640	155.8	211.6	9.33	90.7	11	9.9	-24
-22	0.293	1094	0.08	168.1	375.7	0.88	1.706	1.402	0.966	1.212	630	155.8	206.4	9.41	89.8	11	9.72	-22
-20	0.315	1088	0.07	171	376.9	0.891	1.704	1.409	0.977	1.216	621	155.7	201.4	9.48	89	11	9.53	-20
-18	0.339	1082	0.07	173.8	378.1	0.902	1.702	1.417	0.988	1.219	611	155.6	196.6	9.56	88.1	11	9.33	-18
-16	0.364	1076	0.06	176.6	379.2	0.913	1.701	1.424	1	1.223	602	155.4	191.8	9.64	87.2	12	9.14	-16
-14	0.391	1070	0.06	179.5	380.3	0.924	1.699	1.432	1.012	1.227	592	155.2	187.2	9.71	86.4	12	8.94	-14
-12	0.419	1064	0.05	182.4	381.4	0.935	1.697	1.44	1.025	1.232	582	155	182.7	9.79	85.5	12	8.74	-12
-10	0.448	1057	0.05	185.3	382.5	0.946	1.695	1.449	1.038	1.237	573	154.8	178.4	9.87	84.7	12	8.53	-10
-8	0.479	1051	0.05	188.2	383.6	0.957	1.694	1.457	1.051	1.242	563	154.5	174.1	9.95	83.9	12	8.32	-8
-6	0.512	1044	0.04	191.1	384.7	0.968	1.692	1.466	1.065	1.247	553	154.2	169.9	10	83	13	8.12	-6
-4	0.546	1038	0.04	194.1	385.8	0.978	1.691	1.476	1.079	1.253	544	153.9	165.8	10.1	82.2	13	7.9	-4
-2	0.582	1031	0.04	197	386.8	0.989	1.689	1.485	1.093	1.26	534	153.5	161.8	10.2	81.4	13	7.69	-2
0	0.62	1024	0.04	200	387.8	1	1.688	1.495	1.109	1.266	524	153.1	157.9	10.3	80.5	13	7.47	0
2	0.659	1017	0.03	203	388.8	1.011	1.686	1.505	1.124	1.273	515	152.6	154.1	10.4	79.7	13	7.25	2
4	0.701	1011	0.03	206	389.8	1.022	1.685	1.516	1.141	1.281	505	152.1	150.3	10.5	78.9	14	7.03	4
6	0.744	1004	0.03	209.1	390.8	1.032	1.683	1.528	1.158	1.289	495	151.6	146.6	10.6	78.1	14	6.81	6
8	0.789	996.3	0.03	212.1	391.7	1.043	1.682	1.539	1.176	1.298	485	151	143	10.7	77.2	14	6.59	8
10	0.836	989.1	0.03	215.2	392.6	1.054	1.68	1.552	1.194	1.307	475	150.4	139.5	10.8	76.4	14	6.36	10
12	0.886	981.7	0.03	218.3	393.5	1.065	1.679	1.565	1.214	1.317	465	149.8	136	10.9	75.6	15	6.14	12
14	0.937	974.2	0.02	221.5	394.4	1.076	1.678	1.578	1.234	1.328	455	149.1	132.6	11	74.8	15	5.91	14
16	0.991	966.5	0.02	224.6	395.2	1.086	1.676	1.593	1.256	1.34	445	148.4	129.3	11.1	74	15	5.68	16
18	1.047	958.7	0.02	227.8	396	1.097	1.675	1.608	1.278	1.353	435	147.6	126	11.2	73.2	16	5.45	18
20	1.105	950.8	0.02	231	396.8	1.108	1.673	1.624	1.302	1.366	425	146.8	122.7	11.3	72.4	16	5.22	20
22	1.166	942.7	0.02	234.3	397.5	1.119	1.672	1.641	1.328	1.381	415	145.9	119.5	11.4	71.5	16	4.99	22
24	1.229	934.4	0.02	237.5	398.2	1.13	1.67	1.659	1.355	1.398	405	145	116.4	11.5	70.7	17	4.76	24
26	1.295	926	0.02	240.8	398.9	1.14	1.669	1.679	1.384	1.416	394	144	113.3	11.6	69.9	17	4.53	26
28	1.363	917.3	0.02	244.2	399.5	1.151	1.667	1.699	1.416	1.435	384	143	110.2	11.8	69.1	17	4.3	28
30	1.434	908.4	0.02	247.6	400.1	1.162	1.665	1.722	1.449	1.457	374	141.9	107.2	11.9	68.3	18	4.07	30
32	1.508	899.3	0.01	251	400.6	1.173	1.663	1.746	1.486	1.48	363	140.8	104.2	12	67.5	18	3.84	32
34	1.584	890	0.01	254.4	401.1	1.184	1.662	1.772	1.526	1.507	352	139.6	101.2	12.2	66.6	19	3.61	34
36	1.664	880.4	0.01	257.9	401.5	1.195	1.66	1.801	1.57	1.536	342	138.4	98.3	12.3	65.8	19	3.38	36
38	1.746	870.5	0.01	261.5	401.9	1.206	1.658	1.832	1.618	1.569	331	137.1	95.4	12.5	65	20	3.16	38
40	1.831	860.3	0.01	265	402.2	1.217	1.655	1.867	1.671	1.606	320	135.7	92.5	12.7	64.2	20	2.93	40
42	1.92	849.7	0.01	268.7	402.4	1.229	1.653	1.906	1.732	1.648	309	134.3	89.7	12.9	63.3	21	2.71	42
44	2.012	838.7	0.01	272.4	402.6	1.24	1.651	1.949	1.799	1.696	298	132.8	86.8	13	62.5	22	2.49	44
46	2.107	827.3	0.01	276.2	402.6	1.252	1.648	1.998	1.877	1.752	286	131.2	84	13.2	61.7	22	2.27	46
48	2.205	815.4	0.01	280	402.6	1.263	1.645	2.054	1.966	1.817	275	129.6	81.1	13.5	60.8	23	2.06	48
50	2.307	803	0.01	283.9	402.4	1.275	1.642	2.118	2.07	1.894	263	127.9	78.3	13.7	60	24	1.85	50
52	2.413	789.9	0.01	287.9	402.2	1.287	1.638	2.194	2.194	1.985	251	126.1	75.4	13.9	59.1	25	1.64	52
54	2.522	776.1	0.01	292	401.7	1.299	1.634	2.285	2.343	2.097	238	124.2	72.5	14.2	58.2	26	1.44	54
56	2.636	761.5	0.01	296.2	401.1	1.311	1.63	2.395	2.528	2.236	226	122.2	69.6	14.5	57.4	28	1.24	56
58	2.753	745.8	0.01	300.6	400.3	1.324	1.625	2.534	2.762	2.413	213	120.1	66.6	14.9	56.5	29	1.05	58
60	2.874	728.9	0.01	305.1	399.2	1.337	1.62	2.714	3.069	2.647	200	117.9	63.6	15.3	55.6	31	0.87	60

65	3.198	678.3	0	317.5	394.9	1.373	1.602	3.564	4.532	3.763	164	111.8	55.4	16.6	53.6	38	0.45	65
70	3.553	600.8	0	333.2	385.4	1.417	1.569	7.72	11.5	9.04	122	104.2	45.1	19.3	53.2	56	0.11	70
72.71	3.761	431	0	358.9	358.9	1.491	1.491	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	72.71

R152a Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-119	6E-05	1193	303	13.79	419.3	0.112	2.736	1.477	0.699	1.22	1401	154	2025	5.2	176	0.1	31.7	-119
-110	2E-04	1177	108	26.62	425.4	0.193	2.637	1.505	0.717	1.214	1337	157.8	1528	5.48	170	0.9	30.2	-110
-100	6E-04	1159	37.6	41.75	432.6	0.283	2.54	1.518	0.74	1.207	1275	162	1153	5.81	163	1.9	28.6	-100
-90	0.002	1140	15.1	56.96	440	0.368	2.459	1.524	0.763	1.201	1219	166	904	6.14	157	2.9	27	-90
-80	0.004	1121	6.74	72.23	447.5	0.449	2.392	1.53	0.789	1.196	1166	169.8	730.2	6.47	151	3.9	25.3	-80
-70	0.008	1102	3.32	87.57	455.1	0.527	2.336	1.539	0.816	1.192	1115	173.4	603.5	6.8	145	4.8	23.8	-70
-60	0.015	1083	1.77	103	462.7	0.601	2.289	1.551	0.845	1.19	1066	176.6	507.4	7.14	139	5.8	22.2	-60
-50	0.027	1064	1.01	118.6	470.4	0.672	2.249	1.567	0.877	1.189	1016	179.5	432.5	7.47	134	6.8	20.6	-50
-40	0.047	1044	0.61	134.4	478	0.741	2.215	1.587	0.913	1.19	967	182.1	372.5	7.8	128	7.8	19.1	-40
-30	0.077	1024	0.38	150.4	485.6	0.809	2.187	1.61	0.952	1.193	919	184.2	323.6	8.14	123	8.8	17.6	-30
-28	0.085	1019	0.35	153.6	487	0.822	2.182	1.615	0.96	1.194	909	184.5	314.8	8.21	122	9	17.3	-28
-26	0.093	1015	0.32	156.9	488.5	0.835	2.177	1.62	0.968	1.195	899	184.9	306.4	8.27	121	9.2	17	-26
-24	0.101	1011	0.3	160.1	490	0.848	2.172	1.625	0.977	1.196	889	185.2	298.4	8.34	120	9.4	16.7	-24
-24	0.101	1011	0.3	160.1	490	0.848	2.172	1.625	0.977	1.196	889	185.2	298.3	8.34	120	9.4	16.7	-24
-22	0.111	1007	0.27	163.4	491.5	0.861	2.167	1.63	0.985	1.197	880	185.5	290.5	8.41	119	9.6	16.4	-22
-20	0.121	1003	0.25	166.6	492.9	0.874	2.163	1.635	0.994	1.199	870	185.8	282.9	8.48	118	9.8	16.1	-20
-18	0.131	998.5	0.23	169.9	494.4	0.887	2.158	1.641	1.003	1.2	860	186.1	275.6	8.54	117	10	15.8	-18
-16	0.143	994.2	0.21	173.2	495.9	0.899	2.154	1.647	1.013	1.202	850	186.3	268.6	8.61	116	10	15.5	-16
-14	0.155	989.9	0.2	176.5	497.3	0.912	2.15	1.653	1.022	1.203	841	186.5	261.7	8.68	115	10	15.2	-14
-12	0.168	985.6	0.18	179.8	498.7	0.925	2.146	1.658	1.032	1.205	831	186.7	255.1	8.75	115	11	14.9	-12
-10	0.182	981.3	0.17	183.2	500.2	0.938	2.142	1.665	1.041	1.207	821	186.9	248.7	8.82	114	11	14.6	-10
-8	0.196	976.9	0.16	186.5	501.6	0.95	2.138	1.671	1.051	1.209	811	187	242.6	8.88	113	11	14.4	-8
-6	0.212	972.5	0.15	189.9	503	0.963	2.135	1.677	1.062	1.211	801	187.1	236.6	8.95	112	11	14.1	-6
-4	0.228	968.1	0.14	193.2	504.4	0.975	2.131	1.684	1.072	1.213	792	187.2	230.8	9.02	111	12	13.8	-4
-2	0.246	963.6	0.13	196.6	505.7	0.988	2.128	1.69	1.083	1.215	782	187.3	225.1	9.09	110	12	13.5	-2
0	0.264	959.1	0.12	200	507.1	1	2.124	1.697	1.094	1.218	772	187.4	219.7	9.16	109	12	13.2	0
2	0.283	954.6	0.11	203.4	508.5	1.012	2.121	1.704	1.105	1.221	762	187.4	214.4	9.23	108	12	12.9	2
4	0.304	950	0.1	206.8	509.8	1.025	2.118	1.711	1.116	1.224	752	187.4	209.2	9.3	107	12	12.6	4
6	0.326	945.4	0.1	210.3	511.2	1.037	2.115	1.719	1.128	1.227	742	187.4	204.2	9.37	106	13	12.4	6
8	0.349	940.8	0.09	213.7	512.5	1.049	2.112	1.726	1.139	1.23	733	187.3	199.4	9.44	105	13	12.1	8
10	0.373	936.1	0.09	217.2	513.8	1.061	2.109	1.734	1.152	1.233	723	187.2	194.7	9.51	105	13	11.8	10
12	0.398	931.3	0.08	220.7	515.1	1.074	2.106	1.742	1.164	1.237	713	187.1	190.1	9.58	104	13	11.5	12
14	0.425	926.6	0.08	224.2	516.4	1.086	2.103	1.75	1.177	1.24	703	187	185.6	9.65	103	13	11.2	14
16	0.453	921.8	0.07	227.7	517.6	1.098	2.101	1.759	1.19	1.244	693	186.8	181.3	9.73	102	14	11	16
18	0.482	916.9	0.07	231.2	518.9	1.11	2.098	1.768	1.203	1.249	683	186.6	177.1	9.8	101	14	10.7	18
20	0.513	912	0.06	234.8	520.1	1.122	2.095	1.776	1.217	1.253	673	186.4	173	9.87	100	14	10.4	20
22	0.545	907	0.06	238.3	521.3	1.134	2.093	1.786	1.231	1.258	663	186.1	169	9.95	99.3	14	10.1	22
24	0.579	902	0.06	241.9	522.5	1.146	2.09	1.795	1.246	1.263	653	185.8	165.1	10	98.4	15	9.87	24
26	0.614	896.9	0.05	245.5	523.7	1.158	2.088	1.805	1.261	1.268	643	185.5	161.3	10.1	97.5	15	9.6	26
28	0.651	891.8	0.05	249.2	524.8	1.17	2.085	1.815	1.277	1.274	633	185.1	157.6	10.2	96.7	15	9.33	28
30	0.69	886.6	0.05	252.8	526	1.182	2.083	1.826	1.293	1.28	623	184.7	154	10.3	95.9	15	9.06	30
32	0.73	881.4	0.04	256.5	527.1	1.194	2.08	1.837	1.309	1.286	613	184.3	150.4	10.3	95	16	8.8	32

34	0.772	876	0.04	260.2	528.2	1.206	2.078	1.848	1.326	1.293	602	183.9	147	10.4	94.2	16	8.54	34
36	0.816	870.7	0.04	263.9	529.2	1.217	2.076	1.86	1.344	1.3	592	183.4	143.6	10.5	93.3	16	8.27	36
38	0.862	865.2	0.04	267.6	530.3	1.229	2.073	1.872	1.362	1.307	582	182.9	140.3	10.6	92.5	16	8.01	38
40	0.909	859.7	0.04	271.4	531.3	1.241	2.071	1.885	1.381	1.315	572	182.3	137.1	10.7	91.7	17	7.75	40
42	0.959	854.1	0.03	275.1	532.3	1.253	2.069	1.898	1.401	1.324	561	181.7	134	10.8	90.8	17	7.5	42
44	1.01	848.4	0.03	278.9	533.2	1.265	2.067	1.912	1.421	1.333	551	181.1	130.9	10.8	90	17	7.24	44
46	1.064	842.6	0.03	282.8	534.2	1.277	2.064	1.926	1.443	1.342	541	180.4	127.9	11.2	89.2	18	6.99	46
48	1.12	836.7	0.03	286.6	535.1	1.288	2.062	1.941	1.465	1.353	530	179.7	125	11.3	88.4	18	6.73	48
50	1.177	830.8	0.03	290.5	535.9	1.3	2.06	1.957	1.489	1.364	520	178.9	122.1	11.4	87.5	18	6.48	50
52	1.237	824.7	0.03	294.4	536.8	1.312	2.058	1.974	1.513	1.375	509	178.2	119.2	11.5	86.7	19	6.23	52
54	1.3	818.6	0.02	298.4	537.6	1.324	2.055	1.992	1.539	1.388	499	177.3	116.5	11.6	85.9	19	5.98	54
56	1.364	812.3	0.02	302.3	538.3	1.336	2.053	2.01	1.566	1.402	488	176.4	113.7	11.8	85.1	19	5.74	56
58	1.431	805.9	0.02	306.3	539	1.348	2.05	2.03	1.595	1.416	478	175.5	111.1	11.9	84.2	20	5.5	58
60	1.501	799.4	0.02	310.4	539.7	1.36	2.048	2.051	1.626	1.432	467	174.6	108.4	12	83.4	20	5.25	60
62	1.573	792.7	0.02	314.5	540.4	1.372	2.046	2.073	1.658	1.45	456	173.6	105.8	12.1	82.6	20	5.01	62
64	1.647	785.9	0.02	318.6	540.9	1.384	2.043	2.097	1.693	1.468	445	172.5	103.3	12.3	81.8	21	4.78	64
66	1.724	779	0.02	322.7	541.5	1.396	2.041	2.122	1.73	1.488	435	171.4	100.8	12.4	80.9	21	4.54	66
68	1.804	771.9	0.02	326.9	542	1.408	2.038	2.15	1.769	1.511	424	170.2	98.3	12.5	80.1	22	4.31	68
70	1.886	764.6	0.02	331.2	542.4	1.42	2.035	2.179	1.812	1.535	413	169	95.9	12.7	79.3	22	4.08	70
72	1.972	757.2	0.02	335.5	542.7	1.432	2.032	2.211	1.859	1.562	402	167.8	93.5	12.8	78.5	22	3.85	72
74	2.06	749.5	0.01	339.8	543	1.444	2.029	2.245	1.909	1.591	390	166.5	91.1	13	77.6	23	3.62	74
76	2.151	741.6	0.01	344.2	543.2	1.456	2.026	2.283	1.964	1.624	379	165.1	88.7	13.2	76.8	24	3.4	76
78	2.245	733.5	0.01	348.6	543.4	1.469	2.023	2.324	2.025	1.661	368	163.7	86.4	13.3	76	24	3.18	78
80	2.342	725.2	0.01	353.2	543.4	1.481	2.02	2.37	2.092	1.702	356	162.2	84.1	13.5	75.2	25	2.96	80
90	2.878	678.5	0.01	376.9	542.1	1.545	2	2.703	2.586	2.016	297	153.7	72.6	14.6	71	29	1.91	90
100	3.505	618.5	0.01	403.6	536.3	1.615	1.971	3.495	3.776	2.805	233	143.1	60.7	16.4	67	35	0.96	100
110	4.243	517.4	0	439.2	517.3	1.706	1.91	9.26	12.22	8.53	158	129.1	45.6	20.2	67.5	53	0.17	110
113.3	4.517	368	0	477.6	477.6	1.804	1.804	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	113.3

R245fa Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-50	0.003	1524	4.82	137.6	368.4	0.748	1.782	1.196	0.718	1.097	1054	122.8	1495	7.71	115	8.6	23.5	-50
-40	0.006	1501	2.47	149.7	375.5	0.801	1.769	1.221	0.74	1.095	987	125.1	1168	8.05	112	9.3	22.3	-40
-30	0.011	1477	1.35	162	382.7	0.853	1.76	1.24	0.763	1.094	929	127.3	946.2	8.4	108	9.9	21	-30
-20	0.02	1453	0.79	174.5	390	0.903	1.755	1.257	0.787	1.094	877	129.3	785.7	8.75	105	11	19.8	-20
-10	0.033	1429	0.48	187.2	397.5	0.952	1.751	1.273	0.811	1.094	829	131	664.6	9.09	101	11	18.5	-10
0	0.054	1404	0.31	200	404.9	1	1.75	1.29	0.837	1.095	783	132.5	570.1	9.42	97.9	12	17.3	0
2	0.059	1399	0.28	202.6	406.4	1.009	1.75	1.294	0.842	1.096	774	132.7	553.7	9.49	97.3	12	17	2
4	0.064	1394	0.26	205.2	407.9	1.019	1.75	1.297	0.848	1.096	765	133	537.9	9.56	96.6	12	16.7	4
6	0.07	1389	0.24	207.8	409.4	1.028	1.751	1.301	0.853	1.097	756	133.2	522.8	9.62	96	12	16.5	6
8	0.076	1384	0.22	210.4	410.9	1.037	1.751	1.305	0.859	1.097	747	133.4	508.3	9.69	95.3	13	16.2	8
10	0.083	1379	0.2	213	412.5	1.047	1.751	1.309	0.864	1.098	738	133.6	494.4	9.76	94.7	13	16	10
12	0.09	1373	0.19	215.6	414	1.056	1.751	1.312	0.87	1.098	729	133.8	481	9.82	94.1	13	15.7	12
14	0.098	1368	0.17	218.3	415.5	1.065	1.752	1.316	0.875	1.099	721	134	468.1	9.89	93.4	13	15.5	14
14.9	0.101	1366	0.17	219.4	416.1	1.069	1.752	1.318	0.878	1.099	717	134.1	462.5	9.92	93.2	13	15.3	14.9
16	0.106	1363	0.16	220.9	417	1.074	1.752	1.32	0.881	1.1	712	134.2	455.7	9.96	92.8	13	15.2	16
18	0.115	1358	0.15	223.5	418.5	1.083	1.753	1.324	0.887	1.1	703	134.3	443.8	10	92.2	13	15	18
20	0.124	1352	0.14	226.2	420	1.092	1.753	1.328	0.893	1.101	695	134.4	432.3	10.1	91.6	14	14.7	20
22	0.134	1347	0.13	228.9	421.5	1.101	1.754	1.332	0.899	1.102	686	134.6	421.2	10.2	90.9	14	14.4	22

24	0.144	1342	0.12	231.5	423	1.11	1.755	1.337	0.905	1.103	677	134.7	410.5	10.2	90.3	14	14.2	24
26	0.155	1336	0.11	234.2	424.5	1.119	1.755	1.341	0.911	1.104	669	134.7	400.2	10.3	89.7	14	13.9	26
28	0.167	1331	0.11	236.9	426	1.128	1.756	1.345	0.917	1.105	660	134.8	390.2	10.4	89.1	14	13.7	28
30	0.179	1325	0.1	239.6	427.5	1.137	1.757	1.35	0.923	1.106	652	134.9	380.5	10.4	88.5	14	13.4	30
32	0.192	1320	0.09	242.3	429	1.146	1.758	1.354	0.929	1.107	643	134.9	371.1	10.5	87.9	14	13.2	32
34	0.206	1314	0.09	245	430.5	1.155	1.759	1.359	0.936	1.108	635	134.9	362.1	10.6	87.2	15	12.9	34
36	0.22	1308	0.08	247.8	432	1.164	1.76	1.364	0.942	1.11	626	134.9	353.3	10.6	86.6	15	12.6	36
38	0.236	1303	0.08	250.5	433.5	1.173	1.761	1.368	0.949	1.111	618	134.9	344.8	10.7	86	15	12.4	38
40	0.252	1297	0.07	253.2	435	1.181	1.762	1.373	0.956	1.112	609	134.9	336.5	10.8	85.4	15	12.1	40
42	0.269	1291	0.07	256	436.5	1.19	1.763	1.378	0.962	1.114	601	134.8	328.5	10.8	84.8	15	11.9	42
44	0.287	1285	0.06	258.8	438	1.199	1.764	1.383	0.969	1.115	592	134.7	320.7	10.9	84.2	15	11.6	44
46	0.305	1280	0.06	261.5	439.4	1.207	1.765	1.388	0.976	1.117	584	134.6	313.1	11	83.6	16	11.4	46
48	0.325	1274	0.06	264.3	440.9	1.216	1.766	1.394	0.984	1.119	575	134.5	305.8	11	83	16	11.1	48
50	0.345	1268	0.05	267.1	442.4	1.225	1.767	1.399	0.991	1.121	567	134.4	298.6	11.1	82.4	16	10.9	50
52	0.367	1262	0.05	269.9	443.9	1.233	1.768	1.405	0.998	1.122	559	134.2	291.6	11.2	81.8	16	10.6	52
54	0.39	1256	0.05	272.7	445.3	1.242	1.769	1.41	1.006	1.125	550	134	284.8	11.2	81.2	16	10.4	54
56	0.413	1250	0.04	275.6	446.8	1.25	1.771	1.416	1.013	1.127	542	133.8	278.2	11.3	80.6	16	10.1	56
58	0.438	1243	0.04	278.4	448.2	1.259	1.772	1.422	1.021	1.129	533	133.6	271.8	11.4	80	17	9.84	58
60	0.464	1237	0.04	281.3	449.7	1.268	1.773	1.428	1.029	1.131	525	133.4	265.5	11.5	79.4	17	9.59	60
62	0.49	1231	0.04	284.1	451.1	1.276	1.774	1.434	1.038	1.134	516	133.1	259.4	11.5	78.8	17	9.34	62
64	0.518	1224	0.04	287	452.6	1.285	1.776	1.441	1.046	1.137	508	132.8	253.4	11.6	78.2	17	9.09	64
66	0.548	1218	0.03	289.9	454	1.293	1.777	1.447	1.055	1.14	500	132.5	247.5	11.7	77.6	17	8.85	66
68	0.578	1211	0.03	292.8	455.4	1.301	1.778	1.454	1.063	1.143	491	132.1	241.8	11.8	77	18	8.6	68
70	0.61	1205	0.03	295.7	456.9	1.31	1.779	1.461	1.072	1.146	483	131.8	236.2	11.9	76.4	18	8.35	70
72	0.643	1198	0.03	298.6	458.3	1.318	1.781	1.468	1.082	1.149	474	131.4	230.8	11.9	75.8	18	8.1	72
74	0.677	1191	0.03	301.6	459.7	1.327	1.782	1.476	1.091	1.153	466	131	225.4	12	75.2	18	7.86	74
76	0.713	1184	0.03	304.6	461.1	1.335	1.783	1.483	1.101	1.157	457	130.5	220.2	12.1	74.6	18	7.61	76
78	0.75	1177	0.02	307.5	462.4	1.344	1.785	1.491	1.111	1.161	449	130	215.1	12.2	74	19	7.37	78
80	0.789	1170	0.02	310.5	463.8	1.352	1.786	1.499	1.122	1.165	441	129.5	210	12.3	73.4	19	7.13	80
82	0.829	1163	0.02	313.5	465.2	1.36	1.787	1.508	1.133	1.169	432	129	205.1	12.4	72.9	19	6.89	82
84	0.87	1156	0.02	316.5	466.5	1.369	1.789	1.517	1.144	1.174	424	128.4	200.3	12.5	72.3	19	6.65	84
86	0.913	1148	0.02	319.6	467.9	1.377	1.79	1.526	1.156	1.18	415	127.8	195.5	12.6	71.7	20	6.41	86
88	0.958	1141	0.02	322.6	469.2	1.385	1.791	1.535	1.168	1.185	407	127.2	190.9	12.7	71.1	20	6.17	88
90	1.004	1133	0.02	325.7	470.5	1.394	1.793	1.545	1.18	1.191	398	126.5	186.3	12.7	70.5	20	5.94	90
92	1.052	1126	0.02	328.8	471.8	1.402	1.794	1.556	1.194	1.198	390	125.9	181.8	12.8	69.9	20	5.7	92
94	1.102	1118	0.02	331.9	473.1	1.411	1.795	1.567	1.208	1.205	381	125.1	177.4	12.9	69.2	21	5.47	94
96	1.153	1110	0.02	335	474.3	1.419	1.796	1.578	1.222	1.212	373	124.4	173.1	13	68.6	21	5.24	96
98	1.206	1102	0.01	338.2	475.6	1.427	1.797	1.59	1.237	1.22	364	123.6	168.8	13.2	68	21	5.01	98
100	1.261	1093	0.01	341.3	476.8	1.436	1.799	1.603	1.254	1.229	356	122.7	164.6	13.3	67.4	21	4.79	100
105	1.407	1072	0.01	349.3	479.7	1.457	1.801	1.638	1.299	1.255	334	120.5	154.3	13.6	65.9	22	4.23	105
110	1.565	1049	0.01	357.5	482.5	1.478	1.804	1.679	1.352	1.286	312	117.9	144.4	14	64.4	23	3.68	110
115	1.736	1024	0.01	365.9	485.1	1.499	1.806	1.729	1.416	1.327	290	115.1	134.7	14.4	62.8	24	3.15	115
120	1.921	998.4	0.01	374.4	487.5	1.52	1.808	1.79	1.497	1.381	267	112	125.3	14.9	61.2	25	2.64	120
125	2.12	970.1	0.01	383.2	489.5	1.542	1.809	1.868	1.603	1.455	244	108.5	116	15.5	59.6	27	2.15	125
130	2.335	939	0.01	392.3	491.2	1.564	1.81	1.975	1.749	1.56	221	104.6	106.8	16.2	58	28	1.68	130
135	2.567	904	0.01	401.8	492.3	1.587	1.809	2.131	1.967	1.723	196	100.2	97.5	17.1	56.4	30	1.24	135
140	2.817	863.4	0	411.9	492.6	1.611	1.806	2.389	2.33	2.002	170	95.4	87.9	18.3	54.9	33	0.84	140
145	3.087	813.4	0	422.8	491.6	1.636	1.801	2.908	3.07	2.581	143	89.8	77.6	19.9	53.8	37	0.47	145
150	3.38	743.2	0	435.7	487.8	1.666	1.789	4.562	5.407	4.431	113	83.5	65.4	22.8	54	44	0.17	150
154.1	3.64	517	0	463.1	463.1	1.729	1.729	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	154.1

R404A Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Basınç	Sıcaklık	Sıcaklık	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Basınç
	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
Mpa	derece C	derece C	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kgK		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	Mpa
	başlama	bitme																	
0.005	-93.7	-92.5	1447	3.058	81.16	311.6	0.472	1.753	1.22	0.64	1.16	998	132.9	765	7.32	123	6.15	17.78	0.005
0.006	-91.5	-90.3	1441	2.577	83.85	312.9	0.487	1.745	1.218	0.646	1.16	980	133.6	728	7.41	121	6.28	17.58	0.006
0.007	-89.6	-88.4	1435	2.23	86.19	314.1	0.499	1.738	1.216	0.651	1.16	966	134.1	698	7.48	120	6.4	17.4	0.007
0.008	-87.9	-86.7	1430	1.967	88.26	315.1	0.511	1.732	1.215	0.655	1.16	953	134.6	673	7.55	119	6.5	17.24	0.008
0.009	-86.3	-85.2	1425	1.762	90.13	316	0.521	1.727	1.214	0.66	1.16	942	135	652	7.61	118	6.6	17.09	0.009
0.01	-84.9	-83.8	1421	1.596	91.83	316.8	0.53	1.723	1.214	0.663	1.16	933	135.4	633	7.66	118	6.68	16.96	0.01
0.02	-75.1	-74.1	1392	0.834	103.8	322.8	0.592	1.695	1.215	0.691	1.16	870	137.9	524	8.04	112	7.31	16	0.02
0.04	-63.9	-63	1359	0.436	117.5	329.6	0.659	1.671	1.225	0.725	1.16	807	140.4	431	8.47	106	8.05	14.85	0.04
0.06	-56.6	-55.8	1338	0.298	126.4	334	0.701	1.658	1.234	0.749	1.16	770	141.7	384	8.74	103	8.55	14.08	0.06
0.08	-51	-50.3	1321	0.228	133.3	337.4	0.732	1.649	1.243	0.767	1.16	742	142.6	353	8.95	100	8.93	13.48	0.08
0.1	-46.5	-45.7	1307	0.185	139	340.1	0.757	1.643	1.251	0.784	1.17	719	143.2	330	9.12	98	9.25	12.98	0.1
0.101	-46.2	-45.5	1306	0.182	139.3	340.3	0.759	1.643	1.252	0.785	1.17	718	143.2	329	9.13	98	9.27	12.95	0.101
0.12	-42.6	-41.9	1295	0.156	143.8	342.4	0.778	1.639	1.259	0.798	1.17	700	143.6	312	9.26	96	9.53	12.55	0.12
0.14	-39.2	-38.5	1285	0.134	148.1	344.4	0.797	1.635	1.266	0.811	1.17	684	143.9	297	9.39	95	9.78	12.17	0.14
0.16	-36.2	-35.5	1275	0.118	152	346.2	0.813	1.632	1.273	0.823	1.17	669	144.1	285	9.5	93	10	11.82	0.16
0.18	-33.5	-32.8	1266	0.106	155.5	347.8	0.828	1.629	1.279	0.834	1.18	656	144.2	274	9.6	92	10.2	11.51	0.18
0.2	-30.9	-30.3	1258	0.096	158.7	349.3	0.841	1.627	1.285	0.844	1.18	644	144.3	265	9.69	91	10.4	11.21	0.2
0.22	-28.6	-27.9	1250	0.087	161.8	350.6	0.853	1.625	1.291	0.855	1.18	633	144.3	257	9.78	90	10.6	10.94	0.22
0.24	-26.4	-25.8	1243	0.08	164.6	351.9	0.865	1.623	1.297	0.864	1.19	623	144.4	250	9.86	89	10.8	10.69	0.24
0.26	-24.4	-23.8	1237	0.075	167.2	353	0.876	1.622	1.303	0.873	1.19	613	144.3	243	9.94	88	10.9	10.45	0.26
0.28	-22.5	-21.8	1230	0.069	169.8	354.1	0.886	1.62	1.308	0.882	1.19	604	144.3	237	10	87	11.1	10.22	0.28
0.3	-20.6	-20	1224	0.065	172.1	355.2	0.895	1.619	1.313	0.891	1.19	595	144.2	231	10.1	86	11.2	10.01	0.3
0.32	-18.9	-18.3	1218	0.061	174.4	356.1	0.904	1.618	1.319	0.899	1.2	587	144.1	226	10.2	85	11.3	9.81	0.32
0.34	-17.2	-16.7	1212	0.058	176.6	357	0.913	1.617	1.324	0.907	1.2	579	144	221	10.2	85	11.5	9.61	0.34
0.36	-15.7	-15.1	1207	0.054	178.7	357.9	0.921	1.616	1.329	0.915	1.2	572	143.9	217	10.3	84	11.6	9.42	0.36
0.38	-14.2	-13.6	1202	0.052	180.7	358.7	0.928	1.615	1.334	0.923	1.21	565	143.8	212	10.3	83	11.7	9.24	0.38
0.4	-12.7	-12.1	1197	0.049	182.7	359.5	0.936	1.614	1.339	0.931	1.21	558	143.7	208	10.4	83	11.9	9.07	0.4
0.42	-11.3	-10.7	1192	0.047	184.6	360.3	0.943	1.613	1.344	0.938	1.21	551	143.5	205	10.4	82	12	8.9	0.42
0.44	-9.94	-9.39	1187	0.045	186.4	361	0.95	1.613	1.349	0.946	1.21	545	143.4	201	10.5	82	12.1	8.74	0.44
0.46	-8.64	-8.09	1182	0.043	188.2	361.7	0.956	1.612	1.353	0.953	1.22	538	143.2	198	10.6	81	12.2	8.58	0.46
0.48	-7.37	-6.83	1178	0.041	189.9	362.3	0.963	1.611	1.358	0.96	1.22	532	143	195	10.6	80	12.3	8.43	0.48
0.5	-6.15	-5.61	1173	0.039	191.5	363	0.969	1.611	1.363	0.967	1.22	527	142.8	192	10.7	80	12.4	8.28	0.5
0.55	-3.24	-2.72	1162	0.036	195.5	364.5	0.984	1.609	1.374	0.984	1.23	513	142.4	185	10.8	79	12.7	7.93	0.55
0.6	-0.53	-0.02	1152	0.033	199.3	365.8	0.997	1.608	1.386	1.001	1.24	500	141.9	178	10.9	78	12.9	7.61	0.6
0.65	2.02	2.52	1142	0.03	202.8	367.1	1.01	1.607	1.397	1.018	1.25	488	141.3	173	11	77	13.2	7.3	0.65
0.7	4.42	4.91	1133	0.028	206.2	368.2	1.022	1.606	1.409	1.034	1.26	476	140.8	167	11.1	76	13.4	7.01	0.7
0.75	6.7	7.18	1124	0.026	209.4	369.3	1.034	1.604	1.42	1.051	1.26	465	140.2	162	11.2	75	13.7	6.74	0.75
0.8	8.87	9.34	1115	0.024	212.5	370.3	1.044	1.604	1.432	1.067	1.27	455	139.6	158	11.3	74	13.9	6.48	0.8
0.85	10.94	11.4	1107	0.023	215.5	371.2	1.055	1.603	1.443	1.084	1.28	445	139	154	11.4	73	14.1	6.23	0.85
0.9	12.92	13.37	1098	0.022	218.3	372.1	1.065	1.602	1.455	1.1	1.29	435	138.3	150	11.5	72	14.4	5.99	0.9
0.95	14.81	15.26	1090	0.02	221.1	372.9	1.074	1.601	1.466	1.117	1.3	426	137.7	146	11.6	71	14.6	5.76	0.95
1	16.64	17.08	1082	0.019	223.8	373.6	1.083	1.6	1.478	1.134	1.31	417	137.1	143	11.7	70	14.8	5.54	1
1.1	20.09	20.52	1067	0.017	228.9	374.9	1.101	1.598	1.503	1.169	1.34	400	135.7	136	11.9	69	15.3	5.13	1.1
1.2	23.32	23.73	1052	0.016	233.8	376.1	1.117	1.597	1.528	1.206	1.36	384	134.4	130	12.1	68	15.8	4.75	1.2

1.3	26.35	26.75	1038	0.015	238.4	377.1	1.132	1.595	1.554	1.244	1.39	368	133	125	12.3	67	16.2	4.39	1.3
1.4	29.22	29.6	1023	0.013	242.8	378	1.146	1.593	1.582	1.285	1.41	354	131.6	120	12.5	65	16.7	4.06	1.4
1.5	31.93	32.3	1010	0.012	247.1	378.8	1.16	1.591	1.611	1.329	1.45	340	130.1	115	12.7	64	17.2	3.75	1.5
1.6	34.51	34.87	996	0.011	251.2	379.4	1.173	1.59	1.643	1.376	1.48	327	128.7	111	12.8	63	17.7	3.45	1.6
1.7	36.97	37.32	982	0.011	255.2	380	1.186	1.588	1.676	1.426	1.52	314	127.2	107	13.1	62	18.2	3.17	1.7
1.8	39.33	39.67	969	0.01	259.1	380.4	1.198	1.586	1.712	1.481	1.56	301	125.7	103	13.3	61	18.8	2.91	1.8
1.9	41.58	41.91	955	0.009	262.8	380.7	1.21	1.584	1.751	1.541	1.6	289	124.1	99.5	13.5	60	19.4	2.66	1.9
2	43.75	44.07	942	0.009	266.5	380.9	1.221	1.582	1.794	1.607	1.65	277	122.6	96.1	13.7	59	20	2.43	2
2.1	45.84	46.15	928	0.008	270.1	381.1	1.232	1.579	1.841	1.681	1.71	266	121	92.7	13.9	59	20.6	2.21	2.1
2.2	47.85	48.15	914	0.008	273.7	381.1	1.243	1.577	1.893	1.763	1.77	254	119.4	89.5	14.2	58	21.3	2	2.2
2.3	49.8	50.08	901	0.007	277.2	381	1.253	1.575	1.952	1.856	1.85	243	117.8	86.5	14.4	57	22	1.8	2.3
2.4	51.68	51.95	887	0.007	280.7	380.8	1.264	1.572	2.019	1.962	1.93	232	116.2	83.5	14.7	56	22.8	1.61	2.4
2.5	53.5	53.76	872	0.006	284.1	380.6	1.274	1.569	2.095	2.085	2.03	222	114.5	80.5	15	55	23.7	1.43	2.5
2.6	55.26	55.51	858	0.006	287.5	380.2	1.284	1.566	2.183	2.229	2.15	211	112.9	77.7	15.3	55	24.6	1.26	2.6
2.7	56.97	57.21	842	0.006	290.9	379.6	1.294	1.562	2.288	2.401	2.29	200	111.2	74.9	15.7	54	25.7	1.1	2.7
2.8	58.63	58.86	827	0.005	294.3	379	1.304	1.559	2.414	2.609	2.46	190	109.5	72.1	16.1	53	26.8	0.94	2.8
2.9	60.24	60.46	811	0.005	297.7	378.1	1.314	1.555	2.569	2.868	2.67	179	107.7	69.3	16.5	53	28.1	0.8	2.9
3	61.81	62.01	793	0.005	301.2	377.2	1.323	1.55	2.765	3.197	2.94	169	106	66.5	17	52	29.5	0.67	3
3.2	64.82	64.99	756	0.004	308.3	374.5	1.344	1.54	3.381	4.233	3.8	148	102.3	60.9	18.1	51	33.2	0.43	3.2
3.4	67.67	67.81	710	0.004	316	370.5	1.366	1.526	4.771	6.536	5.69	126	98.5	54.7	19.7	51	38.7	0.23	3.4
3.729	72.05	72.05	487	0.002	343.9	343.9	1.446	1.446	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3.729

R407C Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Basınç	Sıcaklık	Sıcaklık	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Basınç
	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
Mpa	derece C	derece C	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kgK	KJ/kgK	KJ/kgK	KJ/kgK		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	Mpa
	başlama	bitme																	
0.01	-82.5	-74.8	1496	1.897	90.48	366.8	0.526	1.947	1.281	0.668	1.18	1008	149.1	780	8.43	152	6.94	24.75	0.01
0.02	-72.5	-65	1467	0.99	103.2	372.8	0.591	1.91	1.283	0.694	1.18	953	151.8	633	8.83	145	7.52	22.93	0.02
0.04	-61.3	-54	1434	0.517	117.7	379.5	0.661	1.876	1.291	0.727	1.18	893	154.6	513	9.28	139	8.19	20.91	0.04
0.06	-54	-46.8	1412	0.353	127.2	383.8	0.705	1.857	1.299	0.75	1.18	856	156.1	453	9.57	134	8.64	19.62	0.06
0.08	-48.4	-41.3	1395	0.27	134.4	387	0.737	1.845	1.306	0.769	1.19	828	157.1	414	9.79	131	8.99	18.65	0.08
0.1	-43.9	-36.9	1382	0.219	140.3	389.6	0.764	1.835	1.312	0.786	1.19	806	157.8	386	9.97	128	9.28	17.87	0.1
0.101	-43.6	-36.6	1381	0.216	140.7	389.8	0.765	1.834	1.312	0.787	1.19	804	157.8	385	9.98	128	9.29	17.82	0.101
0.12	-40.1	-33.1	1370	0.184	145.4	391.8	0.785	1.827	1.318	0.8	1.19	787	158.3	364	10.1	126	9.52	17.21	0.12
0.14	-36.7	-29.8	1359	0.159	149.9	393.7	0.804	1.821	1.324	0.813	1.2	770	158.7	347	10.3	124	9.75	16.63	0.14
0.16	-33.7	-26.8	1350	0.14	153.9	395.4	0.821	1.816	1.329	0.825	1.2	755	159	332	10.4	122	9.94	16.12	0.16
0.18	-30.9	-24.2	1341	0.125	157.5	396.9	0.836	1.811	1.334	0.837	1.2	742	159.3	319	10.5	120	10.1	15.66	0.18
0.2	-28.4	-21.7	1333	0.113	160.9	398.2	0.85	1.807	1.339	0.848	1.2	730	159.5	308	10.6	119	10.3	15.24	0.2
0.22	-26.1	-19.4	1326	0.104	164	399.5	0.863	1.803	1.344	0.858	1.21	719	159.6	298	10.7	118	10.5	14.86	0.22
0.24	-23.9	-17.3	1318	0.095	166.9	400.6	0.874	1.8	1.349	0.868	1.21	708	159.7	290	10.8	116	10.6	14.5	0.24
0.26	-21.9	-15.3	1312	0.088	169.7	401.7	0.885	1.797	1.354	0.877	1.21	698	159.8	282	10.8	115	10.7	14.16	0.26
0.28	-20	-13.4	1306	0.082	172.2	402.7	0.895	1.794	1.358	0.886	1.22	689	159.8	274	10.9	114	10.9	13.85	0.28
0.3	-18.2	-11.7	1300	0.077	174.7	403.6	0.905	1.792	1.362	0.895	1.22	680	159.8	268	11	113	11	13.56	0.3
0.32	-16.5	-9.98	1294	0.072	177.1	404.5	0.914	1.789	1.367	0.903	1.22	672	159.8	262	11	112	11.1	13.28	0.32
0.34	-14.8	-8.38	1288	0.068	179.3	405.3	0.923	1.787	1.371	0.911	1.22	664	159.8	256	11.1	111	11.2	13.01	0.34
0.36	-13.3	-6.85	1283	0.065	181.5	406.1	0.931	1.785	1.375	0.919	1.23	656	159.8	251	11.2	110	11.4	12.76	0.36
0.38	-11.8	-5.38	1278	0.061	183.5	406.9	0.939	1.783	1.379	0.927	1.23	649	159.7	246	11.2	110	11.5	12.52	0.38
0.4	-10.3	-3.97	1273	0.058	185.5	407.6	0.947	1.781	1.383	0.934	1.23	642	159.7	241	11.3	109	11.6	12.29	0.4
0.42	-8.94	-2.61	1268	0.056	187.4	408.2	0.954	1.78	1.387	0.942	1.24	635	159.6	237	11.3	108	11.7	12.07	0.42

0.44	-7.61	-1.31	1263	0.053	189.3	408.9	0.961	1.778	1.391	0.949	1.24	629	159.5	233	11.4	107	11.8	11.85	0.44
0.46	-6.31	-0.04	1259	0.051	191.1	409.5	0.967	1.776	1.395	0.956	1.24	622	159.4	229	11.5	107	11.9	11.65	0.46
0.48	-5.06	1.18	1254	0.049	192.9	410.1	0.974	1.775	1.399	0.963	1.25	616	159.3	225	11.5	106	12	11.45	0.48
0.5	-3.85	2.36	1250	0.047	194.6	410.6	0.98	1.774	1.403	0.97	1.25	610	159.2	222	11.5	105	12.1	11.26	0.5
0.55	-0.98	5.17	1240	0.043	198.6	412	0.995	1.77	1.413	0.987	1.26	596	158.9	214	11.7	104	12.3	10.81	0.55
0.6	1.7	7.79	1230	0.039	202.4	413.2	1.009	1.767	1.422	1.004	1.26	583	158.6	207	11.8	102	12.5	10.4	0.6
0.65	4.22	10.24	1221	0.036	206	414.3	1.022	1.764	1.432	1.02	1.27	571	158.2	200	11.9	101	12.8	10.01	0.65
0.7	6.6	12.56	1212	0.034	209.4	415.3	1.034	1.762	1.441	1.036	1.28	559	157.8	194	12	99	13	9.64	0.7
0.75	8.85	14.76	1203	0.031	212.7	416.2	1.045	1.759	1.451	1.052	1.29	548	157.4	189	12.1	98	13.2	9.3	0.75
0.8	11	16.85	1195	0.029	215.8	417	1.056	1.757	1.46	1.067	1.29	537	157	184	12.2	97	13.4	8.98	0.8
0.85	13.04	18.84	1187	0.028	218.8	417.8	1.067	1.755	1.469	1.082	1.3	527	156.6	179	12.3	96	13.6	8.67	0.85
0.9	15	20.74	1179	0.026	221.7	418.6	1.076	1.753	1.479	1.098	1.31	518	156.1	174	12.4	95	13.8	8.38	0.9
0.95	16.88	22.56	1172	0.025	224.5	419.3	1.086	1.751	1.488	1.113	1.32	508	155.6	170	12.4	94	14	8.11	0.95
1	18.69	24.32	1164	0.023	227.2	419.9	1.095	1.749	1.498	1.128	1.33	499	155.2	166	12.5	93	14.2	7.84	1
1.1	22.11	27.63	1150	0.021	232.3	421	1.112	1.746	1.517	1.159	1.35	482	154.2	159	12.7	91	14.6	7.35	1.1
1.2	25.3	30.73	1136	0.019	237.2	422	1.128	1.742	1.537	1.19	1.37	466	153.2	153	12.8	90	15	6.89	1.2
1.3	28.3	33.63	1123	0.018	241.8	422.9	1.143	1.739	1.557	1.222	1.39	451	152.1	147	13	88	15.4	6.47	1.3
1.4	31.14	36.37	1110	0.016	246.2	423.6	1.158	1.736	1.578	1.255	1.41	436	151	142	13.2	86	15.8	6.07	1.4
1.5	33.83	38.97	1098	0.015	250.5	424.3	1.171	1.733	1.6	1.289	1.43	423	150	137	13.3	85	16.2	5.7	1.5
1.6	36.39	41.43	1086	0.014	254.6	424.8	1.184	1.73	1.622	1.324	1.45	409	148.8	132	13.5	84	16.6	5.35	1.6
1.7	38.84	43.78	1074	0.013	258.5	425.3	1.197	1.727	1.645	1.361	1.48	397	147.7	128	13.6	82	17.1	5.02	1.7
1.8	41.18	46.03	1062	0.012	262.3	425.6	1.209	1.724	1.669	1.4	1.5	385	146.6	123	13.8	81	17.5	4.71	1.8
1.9	43.43	48.18	1050	0.012	266.1	425.9	1.22	1.721	1.695	1.44	1.53	373	145.4	120	13.9	80	18	4.42	1.9
2	45.59	50.25	1039	0.011	269.7	426.1	1.231	1.718	1.722	1.483	1.56	361	144.2	116	14.1	79	18.5	4.14	2
2.1	47.67	52.24	1027	0.01	273.2	426.2	1.242	1.716	1.75	1.529	1.6	350	143	113	14.3	78	18.9	3.87	2.1
2.2	49.68	54.15	1016	0.01	276.6	426.3	1.252	1.713	1.78	1.577	1.63	339	141.8	109	14.4	77	19.5	3.62	2.2
2.3	51.63	56	1004	0.009	280	426.3	1.262	1.71	1.813	1.629	1.67	329	140.6	106	14.6	76	20	3.38	2.3
2.4	53.51	57.79	993	0.009	283.3	426.2	1.272	1.707	1.847	1.684	1.71	318	139.4	103	14.8	75	20.5	3.15	2.4
2.5	55.34	59.51	982	0.008	286.6	426.1	1.282	1.704	1.884	1.744	1.76	308	138.2	100	15	74	21.1	2.93	2.5
2.6	57.11	61.19	971	0.008	289.8	425.9	1.291	1.701	1.924	1.81	1.81	298	136.9	97.2	15.2	73	21.7	2.72	2.6
2.7	58.83	62.81	959	0.007	293	425.6	1.301	1.698	1.968	1.881	1.86	288	135.6	94.5	15.4	72	22.4	2.52	2.7
2.8	60.51	64.38	948	0.007	296.1	425.2	1.31	1.694	2.016	1.958	1.92	279	134.4	91.9	15.6	71	23.1	2.33	2.8
2.9	62.14	65.91	936	0.007	299.2	424.8	1.319	1.691	2.069	2.044	1.99	269	133.1	89.3	15.8	70	23.8	2.14	2.9
3	63.73	67.4	924	0.006	302.3	424.3	1.328	1.688	2.128	2.139	2.07	259	131.7	86.8	16	70	24.6	1.96	3
3.2	66.8	70.25	900	0.006	308.4	423.1	1.345	1.681	2.268	2.365	2.24	240	129.1	81.9	16.5	68	26.3	1.63	3.2
3.4	69.73	72.94	875	0.005	314.5	421.5	1.362	1.673	2.451	2.657	2.48	222	126.4	77.1	17.1	67	28.2	1.33	3.4
3.6	72.53	75.5	848	0.005	320.7	419.5	1.38	1.664	2.701	3.05	2.79	203	123.6	72.5	17.8	65	30.5	1.05	3.6
3.8	75.22	77.92	818	0.004	327	416.9	1.397	1.654	3.065	3.613	3.24	184	120.7	67.7	18.5	64	33.3	0.79	3.8
4	77.82	80.21	785	0.004	333.6	413.7	1.415	1.642	3.647	4.486	3.94	165	117.7	62.9	19.5	63	36.9	0.56	4
4.2	80.32	82.37	746	0.004	340.8	409.3	1.435	1.628	4.726	6.029	5.16	146	114.6	57.6	20.8	63	41.6	0.36	4.2
4.63	86.03	86.03	484	0.002	378.5	378.5	1.538	1.538	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4.629

R410A Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Basınç	Sıcaklık	Sıcaklık	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Basınç
	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
Mpa	derece C	derece C	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kgK		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	Mpa
	başlama	bitme																	
0.01	-88.2	-88.1	1461	2.099	76.56	378.8	0.459	2.093	1.344	0.668	1.23	1004	159.7	670	8.29	177	7.44	24.72	0.01
0.02	-78.8	-78.7	1433	1.097	89.26	384.3	0.526	2.043	1.345	0.696	1.23	958	162.8	553	8.71	171	7.79	22.91	0.02
0.04	-68.1	-68	1401	0.573	103.6	390.3	0.598	1.996	1.351	0.734	1.23	906	165.8	455	9.17	163	8.21	20.9	0.04

0.06	-61.2	-61.1	1380	0.392	113	394.1	0.643	1.969	1.358	0.762	1.24	872	167.5	405	9.47	158	8.5	19.62	0.06
0.08	-56	-55.9	1364	0.299	120.1	396.9	0.676	1.95	1.364	0.785	1.24	847	168.7	372	9.7	155	8.73	18.66	0.08
0.1	-51.7	-51.6	1351	0.243	126	399.2	0.702	1.936	1.369	0.805	1.24	826	169.5	348	9.88	152	8.93	17.88	0.1
0.101	-51.4	-51.4	1350	0.24	126.3	399.3	0.704	1.935	1.37	0.807	1.24	824	169.5	346	9.9	151	8.94	17.84	0.101
0.12	-48.1	-48	1339	0.204	131	401.1	0.725	1.924	1.375	0.823	1.25	808	170.1	329	10	149	9.11	17.23	0.12
0.14	-44.9	-44.8	1329	0.177	135.4	402.7	0.744	1.915	1.38	0.839	1.25	792	170.6	314	10.2	147	9.26	16.65	0.14
0.16	-42	-41.9	1320	0.156	139.3	404.1	0.761	1.907	1.385	0.854	1.26	778	170.9	301	10.3	145	9.4	16.15	0.16
0.18	-39.4	-39.4	1311	0.139	142.9	405.4	0.777	1.899	1.39	0.868	1.26	765	171.2	290	10.4	143	9.53	15.69	0.18
0.2	-37.1	-37	1303	0.126	146.2	406.5	0.791	1.893	1.395	0.881	1.26	753	171.5	280	10.5	141	9.66	15.27	0.2
0.22	-34.9	-34.8	1296	0.115	149.3	407.5	0.803	1.887	1.399	0.893	1.27	743	171.6	272	10.6	140	9.77	14.89	0.22
0.24	-32.9	-32.8	1289	0.106	152.2	408.5	0.815	1.882	1.404	0.904	1.27	732	171.8	264	10.7	138	9.88	14.54	0.24
0.26	-30.9	-30.9	1283	0.098	154.8	409.4	0.826	1.877	1.408	0.916	1.27	723	171.9	257	10.8	137	9.98	14.21	0.26
0.28	-29.1	-29.1	1277	0.091	157.4	410.2	0.837	1.873	1.413	0.926	1.28	714	172	251	10.9	136	10.1	13.9	0.28
0.3	-27.4	-27.4	1271	0.086	159.8	410.9	0.847	1.869	1.417	0.936	1.28	705	172	245	10.9	134	10.2	13.6	0.3
0.32	-25.8	-25.7	1266	0.08	162.1	411.7	0.856	1.865	1.421	0.946	1.29	697	172	240	11	133	10.3	13.33	0.32
0.34	-24.3	-24.2	1260	0.076	164.3	412.3	0.865	1.861	1.426	0.956	1.29	689	172.1	235	11.1	132	10.4	13.06	0.34
0.36	-22.8	-22.7	1255	0.072	166.4	413	0.87	1.858	1.43	0.965	1.29	682	172.1	230	11.1	131	10.5	12.81	0.36
0.38	-21.4	-21.3	1250	0.068	168.4	413.5	0.881	1.855	1.434	0.975	1.3	675	172	226	11.2	130	10.6	12.57	0.38
0.4	-20	-20	1245	0.065	170.4	414.1	0.889	1.851	1.438	0.983	1.3	668	172	222	11.3	129	10.6	12.35	0.4
0.42	-18.7	-18.7	1241	0.062	172.3	414.6	0.896	1.849	1.443	0.992	1.3	661	172	218	11.3	128	10.7	12.13	0.42
0.44	-17.5	-17.4	1236	0.059	174.1	415.1	0.903	1.846	1.447	1.001	1.31	655	171.9	215	11.4	127	10.8	11.92	0.44
0.46	-16.3	-16.2	1232	0.057	175.8	415.6	0.91	1.843	1.451	1.009	1.31	649	171.8	211	11.4	127	10.9	11.71	0.46
0.48	-15.1	-15	1228	0.054	177.6	416.1	0.917	1.841	1.455	1.017	1.31	643	171.8	208	11.5	126	11	11.52	0.48
0.5	-14	-13.9	1223	0.052	179.2	416.5	0.923	1.838	1.459	1.025	1.32	637	171.7	205	11.5	125	11.1	11.33	0.5
0.55	-11.3	-11.2	1213	0.047	183.2	417.5	0.938	1.833	1.469	1.045	1.33	623	171.4	198	11.6	123	11.3	10.89	0.55
0.6	-8.74	-8.64	1204	0.044	186.9	418.5	0.952	1.828	1.479	1.064	1.34	610	171.2	191	11.8	121	11.5	10.47	0.6
0.65	-6.38	-6.28	1195	0.04	190.4	419.3	0.965	1.823	1.489	1.083	1.34	597	170.9	185	11.9	120	11.7	10.09	0.65
0.7	-4.15	-4.05	1186	0.037	193.7	420	0.977	1.818	1.499	1.101	1.35	586	170.5	180	12	118	11.9	9.73	0.7
0.75	-2.04	-1.93	1178	0.035	196.9	420.7	0.989	1.814	1.509	1.119	1.36	574	170.2	175	12.1	117	12.1	9.39	0.75
0.8	-0.03	0.08	1170	0.033	200	421.3	1	1.81	1.519	1.136	1.37	564	169.8	171	12.2	116	12.3	9.07	0.8
0.85	1.89	1.99	1162	0.031	202.9	421.9	1.01	1.807	1.529	1.154	1.38	554	169.4	166	12.2	114	12.5	8.77	0.85
0.9	3.72	3.83	1155	0.029	205.7	422.4	1.02	1.803	1.54	1.171	1.39	544	169	162	12.3	113	12.6	8.48	0.9
0.95	5.48	5.58	1148	0.027	208.4	422.9	1.03	1.8	1.55	1.188	1.4	535	168.6	159	12.4	112	12.8	8.21	0.95
1	7.17	7.27	1141	0.026	211	423.3	1.039	1.796	1.56	1.205	1.41	525	168.1	155	12.5	111	13	7.95	1
1.1	10.36	10.47	1127	0.024	216	424.1	1.057	1.79	1.581	1.239	1.43	508	167.2	149	12.7	109	13.4	7.46	1.1
1.2	13.34	13.46	1114	0.021	220.8	424.7	1.073	1.785	1.603	1.274	1.46	492	166.3	143	12.8	107	13.8	7.01	1.2
1.3	16.15	16.26	1101	0.02	225.3	425.2	1.088	1.779	1.624	1.31	1.48	477	165.4	138	13	105	14.2	6.59	1.3
1.4	18.79	18.91	1089	0.018	229.6	425.6	1.103	1.774	1.647	1.347	1.51	462	164.4	133	13.1	103	14.6	6.2	1.4
1.5	21.3	21.41	1077	0.017	233.7	425.9	1.117	1.769	1.67	1.385	1.53	448	163.4	129	13.2	102	15	5.83	1.5
1.6	23.68	23.8	1065	0.016	237.7	426.1	1.13	1.764	1.694	1.424	1.56	435	162.4	124	13.4	100	15.5	5.49	1.6
1.7	25.96	26.07	1054	0.015	241.5	426.3	1.142	1.76	1.719	1.465	1.59	422	161.4	120	13.5	99	15.9	5.16	1.7
1.8	28.13	28.25	1043	0.014	245.2	426.3	1.154	1.755	1.745	1.509	1.62	410	160.3	117	13.7	97	16.4	4.86	1.8
1.9	30.22	30.34	1032	0.013	248.8	426.3	1.166	1.751	1.772	1.555	1.66	398	159.3	113	13.8	96	16.9	4.57	1.9
2	32.22	32.34	1021	0.012	252.3	426.2	1.177	1.746	1.8	1.603	1.69	386	158.2	110	14	95	17.4	4.29	2
2.1	34.16	34.28	1010	0.012	255.7	426.1	1.188	1.742	1.83	1.655	1.73	375	157.1	107	14.1	93	17.9	4.03	2.1
2.2	36.02	36.14	999	0.011	259.1	425.9	1.198	1.738	1.861	1.709	1.77	364	156	104	14.3	92	18.4	3.78	2.2
2.3	37.82	37.94	989	0.01	262.3	425.6	1.209	1.734	1.894	1.768	1.81	353	154.9	101	14.4	91	19	3.54	2.3
2.4	39.56	39.68	978	0.01	265.5	425.3	1.219	1.729	1.929	1.831	1.86	343	153.8	98.5	14.6	90	19.6	3.31	2.4
2.5	41.25	41.37	968	0.009	268.7	425	1.228	1.725	1.967	1.898	1.91	332	152.6	95.9	14.7	89	20.2	3.1	2.5
2.6	42.89	43	957	0.009	271.8	424.5	1.238	1.721	2.008	1.971	1.97	322	151.5	93.4	14.9	88	20.9	2.89	2.6

2.7	44.48	44.59	946	0.008	274.8	424	1.247	1.717	2.052	2.05	2.03	313	150.3	91	15	87	21.6	2.69	2.7
2.8	46.02	46.14	936	0.008	277.8	423.5	1.256	1.712	2.1	2.136	2.09	303	149.1	88.6	15.2	86	22.3	2.5	2.8
2.9	47.53	47.64	925	0.008	280.8	422.9	1.265	1.708	2.153	2.23	2.16	293	147.9	86.3	15.4	85	23.1	2.31	2.9
3	48.99	49.1	915	0.007	283.8	422.2	1.274	1.704	2.211	2.333	2.24	284	146.7	84.1	15.6	84	23.9	2.14	3
3.2	51.81	51.91	893	0.007	289.6	420.6	1.291	1.694	2.348	2.575	2.43	265	144.2	79.9	16	82	25.7	1.81	3.2
3.4	54.49	54.59	870	0.006	295.4	418.8	1.309	1.685	2.522	2.879	2.66	247	141.7	75.7	16.4	81	27.8	1.5	3.4
3.6	57.05	57.15	846	0.006	301.3	416.6	1.325	1.675	2.752	3.276	2.97	229	139	71.7	16.9	79	30.2	1.22	3.6
3.8	59.5	59.59	821	0.005	307.2	414	1.343	1.664	3.07	3.815	3.39	210	136.3	67.7	17.4	78	33	0.97	3.8
4	61.85	61.93	794	0.005	313.2	411	1.36	1.652	3.541	4.596	3.99	192	133.4	63.7	18.1	77	36.5	0.74	4
4.2	64.1	64.17	763	0.004	319.7	407.2	1.378	1.638	4.306	5.826	4.93	173	130.4	59.4	18.9	76	40.9	0.53	4.2
4.903	71.36	71.36	460	0.002	368.6	368.6	1.518	1.518	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4.903

R507A Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-100	0.003	1477	4.93	74.41	303.9	0.432	1.758	1.219	0.618	1.164	1046	129.6	0	0	125	5.8	18.4	-100
-95	0.005	1462	3.25	80.48	306.9	0.467	1.738	1.21	0.631	1.162	1000	131.2	784.2	7.29	122	6.1	17.9	-95
-90	0.007	1447	2.21	86.51	309.8	0.5	1.72	1.205	0.644	1.161	960	132.6	701.5	7.49	119	6.4	17.4	-90
-85	0.01	1432	1.54	92.53	312.8	0.533	1.704	1.203	0.658	1.159	925	134	631.9	7.68	116	6.7	16.9	-85
-80	0.015	1417	1.1	98.54	315.9	0.564	1.689	1.203	0.672	1.159	892	135.4	572.7	7.88	113	7	16.4	-80
-75	0.021	1402	0.8	104.6	318.9	0.595	1.677	1.205	0.686	1.158	862	136.6	521.7	8.07	111	7.3	15.9	-75
-70	0.028	1387	0.59	110.6	321.9	0.625	1.665	1.208	0.701	1.158	833	137.8	477.4	8.27	108	7.6	15.4	-70
-65	0.038	1373	0.44	116.7	325	0.655	1.655	1.213	0.716	1.159	806	138.9	438.5	8.46	106	8	14.9	-65
-60	0.051	1357	0.34	122.7	328	0.683	1.646	1.22	0.732	1.16	779	139.8	404.3	8.65	103	8.3	14.3	-60
-55	0.067	1342	0.26	128.9	331	0.712	1.638	1.227	0.749	1.161	754	140.7	373.8	8.84	101	8.7	13.8	-55
-50	0.086	1327	0.21	135	334.1	0.74	1.631	1.235	0.766	1.164	729	141.4	346.5	9.02	98.4	9	13.2	-50
-48	0.095	1321	0.19	137.5	335.3	0.751	1.629	1.239	0.773	1.165	719	141.6	336.4	9.1	97.4	9.1	13	-48
-46.7	0.101	1317	0.18	139.1	336	0.757	1.627	1.241	0.777	1.166	713	141.8	330.2	9.15	96.8	9.2	12.9	-46.7
-46	0.105	1315	0.17	140	336.5	0.762	1.626	1.243	0.78	1.166	709	141.9	326.7	9.17	96.5	9.3	12.8	-46
-44	0.115	1308	0.16	142.5	337.7	0.772	1.624	1.247	0.787	1.167	699	142.1	317.4	9.25	95.5	9.4	12.6	-44
-42	0.127	1302	0.15	145	338.8	0.783	1.622	1.251	0.795	1.169	690	142.3	308.4	9.32	94.6	9.6	12.3	-42
-40	0.139	1296	0.13	147.5	340	0.794	1.62	1.255	0.803	1.17	680	142.5	299.8	9.4	93.7	9.7	12.1	-40
-38	0.152	1289	0.12	150	341.2	0.805	1.618	1.259	0.81	1.172	670	142.6	291.4	9.47	92.7	9.9	11.9	-38
-36	0.165	1283	0.11	152.5	342.4	0.815	1.616	1.264	0.818	1.174	661	142.7	283.4	9.55	91.8	10	11.7	-36
-34	0.18	1276	0.1	155.1	343.6	0.826	1.614	1.269	0.826	1.176	651	142.8	275.7	9.62	90.9	10	11.4	-34
-32	0.196	1270	0.1	157.6	344.7	0.837	1.612	1.274	0.835	1.178	642	142.9	268.3	9.7	90	10	11.2	-32
-30	0.213	1263	0.09	160.2	345.9	0.847	1.611	1.279	0.843	1.18	632	142.9	261.1	9.77	89.1	10	11	-30
-28	0.231	1257	0.08	162.8	347	0.858	1.609	1.284	0.852	1.183	622	143	254.1	9.85	88.2	11	10.7	-28
-26	0.25	1250	0.08	165.3	348.2	0.868	1.608	1.289	0.861	1.186	613	143	247.4	9.93	87.3	11	10.5	-26
-24	0.27	1243	0.07	167.9	349.3	0.878	1.606	1.295	0.87	1.188	603	142.9	240.9	10	86.5	11	10.3	-24
-22	0.292	1236	0.07	170.5	350.4	0.889	1.605	1.301	0.879	1.191	594	142.9	234.5	10.1	85.6	11	10	-22
-20	0.314	1229	0.06	173.1	351.5	0.899	1.604	1.307	0.888	1.195	584	142.8	228.4	10.2	84.7	11	9.78	-20
-18	0.339	1223	0.06	175.8	352.7	0.909	1.602	1.313	0.898	1.198	575	142.7	222.5	10.2	83.8	11	9.54	-18
-16	0.364	1215	0.05	178.4	353.8	0.919	1.601	1.319	0.908	1.202	566	142.5	216.8	10.3	83	12	9.3	-16
-14	0.391	1208	0.05	181	354.8	0.93	1.6	1.326	0.918	1.206	556	142.3	211.2	10.4	82.1	12	9.06	-14
-12	0.419	1201	0.05	183.7	355.9	0.94	1.599	1.333	0.929	1.21	547	142.1	205.7	10.5	81.2	12	8.82	-12
-10	0.449	1194	0.04	186.4	357	0.95	1.598	1.34	0.94	1.214	537	141.9	200.5	10.6	80.4	12	8.58	-10
-8	0.481	1187	0.04	189.1	358	0.96	1.597	1.348	0.951	1.219	528	141.6	195.3	10.6	79.5	12	8.34	-8

-6	0.514	1179	0.04	191.8	359.1	0.97	1.596	1.355	0.962	1.224	518	141.3	190.3	10.7	78.7	12	8.1	-6
-4	0.549	1172	0.04	194.5	360.1	0.98	1.595	1.363	0.974	1.23	508	141	185.5	10.8	77.8	13	7.86	-4
-2	0.586	1164	0.03	197.3	361.1	0.99	1.594	1.372	0.987	1.236	499	140.6	180.7	10.9	77	13	7.62	-2
0	0.624	1156	0.03	200	362.1	1	1.593	1.381	0.999	1.242	489	140.2	176.1	11	76.2	13	7.37	0
2	0.665	1149	0.03	202.8	363.1	1.01	1.593	1.39	1.012	1.249	480	139.8	171.6	11.1	75.3	13	7.13	2
4	0.707	1141	0.03	205.6	364	1.02	1.592	1.399	1.026	1.256	470	139.3	167.2	11.1	74.5	13	6.89	4
6	0.751	1132	0.03	208.4	364.9	1.03	1.591	1.41	1.04	1.264	460	138.8	162.9	11.2	73.7	14	6.65	6
8	0.797	1124	0.02	211.2	365.9	1.04	1.59	1.42	1.055	1.272	451	138.2	158.7	11.3	72.8	14	6.41	8
10	0.846	1116	0.02	214	366.8	1.05	1.589	1.431	1.071	1.282	441	137.6	154.5	11.4	72	14	6.17	10
12	0.896	1107	0.02	216.9	367.6	1.06	1.588	1.443	1.088	1.291	431	137	150.5	11.5	71.2	14	5.93	12
14	0.949	1099	0.02	219.8	368.5	1.07	1.587	1.455	1.105	1.302	422	136.3	146.6	11.6	70.4	14	5.69	14
16	1.004	1090	0.02	222.7	369.3	1.08	1.587	1.468	1.124	1.314	412	135.6	142.7	11.7	69.6	15	5.45	16
18	1.062	1081	0.02	225.7	370.1	1.09	1.586	1.482	1.144	1.327	402	134.9	138.9	11.9	68.8	15	5.21	18
20	1.121	1072	0.02	228.6	370.8	1.1	1.585	1.497	1.165	1.341	392	134.1	135.1	12	67.9	15	4.97	20
22	1.184	1062	0.02	231.6	371.6	1.109	1.584	1.513	1.188	1.356	382	133.2	131.5	12.1	67.1	16	4.74	22
24	1.249	1053	0.01	234.6	372.3	1.119	1.583	1.53	1.212	1.372	372	132.3	127.9	12.2	66.3	16	4.5	24
26	1.316	1043	0.01	237.7	372.9	1.129	1.582	1.548	1.239	1.391	362	131.4	124.3	12.4	65.5	16	4.27	26
28	1.386	1033	0.01	240.7	373.5	1.139	1.58	1.568	1.268	1.411	352	130.4	120.8	12.5	64.7	17	4.04	28
30	1.459	1023	0.01	243.8	374.1	1.15	1.579	1.589	1.299	1.433	341	129.3	117.4	12.6	63.9	17	3.81	30
32	1.535	1012	0.01	247	374.6	1.16	1.578	1.612	1.333	1.458	331	128.2	114	12.8	63.1	17	3.58	32
34	1.614	1001	0.01	250.2	375.1	1.17	1.577	1.637	1.371	1.485	321	127.1	110.6	12.9	62.2	18	3.35	34
36	1.696	989.7	0.01	253.4	375.5	1.18	1.575	1.664	1.413	1.516	310	125.9	107.3	13.1	61.4	18	3.12	36
38	1.781	978.1	0.01	256.7	375.9	1.19	1.573	1.695	1.459	1.551	300	124.6	104	13.3	60.6	19	2.9	38
40	1.869	966	0.01	260	376.2	1.2	1.572	1.729	1.511	1.591	289	123.2	100.7	13.5	59.8	19	2.68	40
42	1.96	953.5	0.01	263.3	376.5	1.211	1.57	1.767	1.57	1.636	278	121.8	97.5	13.7	59	20	2.47	42
44	2.055	940.5	0.01	266.7	376.6	1.221	1.568	1.811	1.638	1.689	267	120.4	94.3	13.9	58.1	20	2.25	44
46	2.153	926.9	0.01	270.2	376.7	1.232	1.566	1.86	1.716	1.75	256	118.8	91	14.1	57.3	21	2.04	46
48	2.255	912.7	0.01	273.8	376.7	1.243	1.563	1.918	1.807	1.823	245	117.2	87.8	14.4	56.5	22	1.83	48
50	2.36	897.7	0.01	277.4	376.5	1.254	1.56	1.985	1.915	1.91	233	115.5	84.6	14.7	55.7	22	1.63	50
55	2.641	856.2	0.01	286.9	375.5	1.282	1.552	2.225	2.304	2.228	203	110.8	76.4	15.6	53.6	25	1.15	55
60	2.948	806.1	0	297.3	373.3	1.312	1.54	2.677	3.06	2.855	171	105.5	67.7	16.9	51.7	29	0.7	60
65	3.284	739.1	0	309.3	368.4	1.347	1.522	3.94	5.19	4.625	135	99.3	57.9	18.9	50.7	36	0.31	65
70	3.656	599.6	0	328.3	353.5	1.401	1.474	31.96	44.63	36.78	92	90.7	42	25.1	63.2	67	0.02	70
70.62	3.705	490.8	0	340.5	340.5	1.436	1.436	100	100	100	0	0	0	0	0	0	0	70.62

R717(AMONYAK) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-77.7	0.006	732.9	15.6	-143	1341	-0.47	7.121	4.202	2.063	1.325	2124	354.1	559.6	6.84	819	20	62.3	-77.7
-70	0.011	724.7	9.01	-111	1356	-0.31	6.909	4.245	2.086	1.327	2051	360.5	475	7.03	792	20	59.1	-70
-60	0.022	713.6	4.71	-68.1	1374	-0.1	6.66	4.303	2.125	1.33	1967	368.4	391.3	7.3	757	20	55.1	-60
-50	0.041	702.1	2.63	-24.7	1391	0.095	6.44	4.36	2.178	1.335	1890	375.6	328.9	7.57	722	20	51.1	-50
-40	0.072	690.2	1.55	19.17	1408	0.287	6.243	4.414	2.244	1.342	1816	382.2	281.2	7.86	688	21	47.3	-40
-38	0.08	687.7	1.41	28.01	1411	0.325	6.206	4.424	2.259	1.343	1802	383.4	273.1	7.92	681	21	46.5	-38
-36	0.088	685.3	1.28	36.88	1414	0.362	6.169	4.434	2.275	1.345	1787	384.6	265.3	7.98	675	21	45.8	-36
-34	0.098	682.8	1.16	45.77	1417	0.399	6.134	4.444	2.291	1.347	1773	385.8	257.9	8.03	668	21	45	-34
-33.3	0.101	682	1.12	48.76	1418	0.412	6.122	4.448	2.297	1.348	1768	386.2	255.5	8.05	666	21	44.8	-33.3
-32	0.108	680.3	1.06	54.67	1420	0.436	6.099	4.455	2.308	1.349	1759	387	250.8	8.09	661	21	44.3	-32
-30	0.119	677.8	0.96	63.6	1423	0.473	6.065	4.465	2.326	1.351	1744	388.1	244.1	8.15	655	21	43.5	-30
-28	0.132	675.3	0.88	72.55	1426	0.51	6.032	4.474	2.344	1.353	1730	389.2	237.	8.21	648	21	42.8	-28

													6					
-26	0.145	672.8	0.81	81.52	1429	0.546	5.999	4.484	2.363	1.355	1716	390.2	231.4	8.27	642	21	42.1	-26
-24	0.159	670.3	0.74	90.51	1432	0.582	5.967	4.494	2.383	1.358	1702	391.2	225.5	8.33	635	22	41.3	-24
-22	0.174	667.7	0.68	99.52	1435	0.618	5.935	4.504	2.403	1.36	1687	392.2	219.8	8.39	628	22	40.6	-22
-20	0.19	665.1	0.62	108.6	1438	0.654	5.904	4.514	2.425	1.363	1673	393.2	214.4	8.45	622	22	39.9	-20
-18	0.208	662.6	0.57	117.6	1440	0.689	5.874	4.524	2.446	1.365	1659	394.1	209.2	8.51	616	22	39.2	-18
-16	0.226	660	0.53	126.7	1443	0.725	5.844	4.534	2.469	1.368	1645	395	204.2	8.57	609	22	38.5	-16
-14	0.246	657.3	0.49	135.8	1446	0.76	5.814	4.543	2.493	1.371	1631	395.8	199.3	8.63	603	22	37.7	-14
-12	0.268	654.7	0.45	144.9	1448	0.795	5.785	4.553	2.517	1.375	1616	396.7	194.7	8.69	596	22	37	-12
-10	0.291	652.1	0.42	154	1451	0.829	5.757	4.564	2.542	1.378	1602	397.5	190.2	8.75	590	23	36.3	-10
-8	0.315	649.4	0.39	163.2	1453	0.864	5.729	4.574	2.568	1.382	1588	398.2	185.9	8.81	584	23	35.7	-8
-6	0.341	646.7	0.36	172.3	1456	0.898	5.701	4.584	2.594	1.385	1574	398.9	181.7	8.87	578	23	35	-6
-4	0.369	644	0.33	181.5	1458	0.932	5.674	4.595	2.622	1.389	1559	399.6	177.7	8.93	572	23	34.3	-4
-2	0.398	641.3	0.31	190.8	1460	0.966	5.647	4.606	2.651	1.393	1545	400.2	173.8	8.99	565	23	33.6	-2
0	0.429	638.6	0.29	200	1462	1	5.621	4.617	2.68	1.398	1531	400.8	170.1	9.06	559	23	32.9	0
2	0.462	635.8	0.27	209.3	1464	1.034	5.595	4.628	2.71	1.402	1516	401.4	166.5	9.12	553	24	32.2	2
4	0.497	633.1	0.25	218.6	1466	1.067	5.57	4.639	2.742	1.407	1502	401.9	162.9	9.18	547	24	31.6	4
6	0.535	630.3	0.23	227.9	1468	1.1	5.544	4.651	2.774	1.412	1487	402.4	159.5	9.24	541	24	30.9	6
8	0.574	627.5	0.22	237.2	1470	1.133	5.519	4.663	2.807	1.417	1473	402.8	156.2	9.3	535	24	30.2	8
10	0.615	624.6	0.21	246.6	1472	1.166	5.495	4.676	2.841	1.422	1458	403.2	153	9.36	529	24	29.6	10
12	0.659	621.8	0.19	256	1474	1.199	5.47	4.689	2.877	1.428	1443	403.6	149.9	9.43	523	25	28.9	12
14	0.705	618.9	0.18	265.4	1476	1.232	5.446	4.702	2.913	1.434	1429	403.9	146.9	9.49	517	25	28.3	14
16	0.753	616	0.17	274.8	1477	1.264	5.423	4.716	2.951	1.44	1414	404.2	144	9.55	512	25	27.7	16
18	0.804	613.1	0.16	284.3	1479	1.297	5.399	4.73	2.99	1.446	1399	404.4	141.1	9.61	506	25	27	18
20	0.857	610.2	0.15	293.8	1480	1.329	5.376	4.745	3.03	1.453	1384	404.6	138.3	9.68	500	26	26.4	20
22	0.914	607.2	0.14	303.3	1482	1.361	5.353	4.76	3.071	1.46	1370	404.8	135.6	9.74	494	26	25.8	22
24	0.973	604.3	0.13	312.9	1483	1.393	5.33	4.776	3.113	1.468	1355	404.9	133	9.8	488	26	25.1	24
26	1.035	601.3	0.12	322.5	1484	1.425	5.308	4.793	3.158	1.475	1340	404.9	130.4	9.87	483	26	24.5	26
28	1.099	598.2	0.12	332.1	1485	1.457	5.285	4.81	3.203	1.484	1324	405	127.9	9.93	477	27	23.9	28
30	1.167	595.2	0.11	341.8	1486	1.488	5.263	4.828	3.25	1.492	1309	404.9	125.5	10	471	27	23.3	30
32	1.238	592.1	0.1	351.5	1487	1.52	5.241	4.847	3.299	1.501	1294	404.8	123.1	10.1	466	27	22.7	32
34	1.312	589	0.1	361.2	1488	1.551	5.219	4.867	3.349	1.51	1279	404.7	120.7	10.1	460	27	22.1	34
36	1.39	585.8	0.09	371	1489	1.582	5.198	4.888	3.401	1.52	1263	404.5	118.4	10.2	455	28	21.5	36
38	1.471	582.6	0.09	380.8	1489	1.613	5.176	4.909	3.455	1.53	1248	404.3	116.2	10.3	449	28	20.9	38
40	1.555	579.4	0.08	390.6	1490	1.645	5.155	4.932	3.51	1.541	1232	404	114	10.3	444	28	20.3	40
42	1.644	576.2	0.08	400.5	1490	1.676	5.134	4.956	3.568	1.553	1216	403.7	111.9	10.4	438	29	19.7	42
44	1.735	572.9	0.07	410.5	1491	1.707	5.113	4.981	3.628	1.565	1201	403.3	109.8	10.5	433	29	19.1	44
46	1.831	569.6	0.07	420.5	1491	1.737	5.092	5.007	3.691	1.577	1185	402.9	107.8	10.5	427	29	18.6	46
48	1.931	566.3	0.07	430.5	1491	1.768	5.071	5.034	3.756	1.591	1169	402.4	105.8	10.6	422	30	18	48
50	2.034	562.9	0.06	440.6	1491	1.799	5.05	5.064	3.823	1.605	1153	401.9	103.8	10.7	416	30	17.4	50
55	2.311	554.2	0.06	466.1	1491	1.876	4.998	5.143	4.005	1.643	1112	400.3	99	10.9	403	31	16	55
60	2.616	545.2	0.05	492	1489	1.952	4.946	5.235	4.208	1.687	1070	398.3	94.5	11.1	390	32	14.7	60
65	2.949	536	0.04	518.3	1487	2.029	4.894	5.341	4.438	1.739	1028	396	90.1	11.3	376	33	13.4	65
70	3.314	526.3	0.04	545	1484	2.105	4.842	5.465	4.699	1.799	984	393.3	85.9	11.5	363	35	12.1	70
75	3.711	516.2	0.03	572.4	1480	2.182	4.789	5.61	5.001	1.87	940	390.1	81.9	11.7	350	36	10.8	75
80	4.142	505.7	0.03	600.3	1474	2.26	4.734	5.784	5.355	1.955	895	386.5	78	12	337	38	9.61	80
85	4.61	494.5	0.03	629	1468	2.338	4.679	5.993	5.777	2.058	848	382.5	74.2	12.2	324	40	8.44	85
90	5.117	482.8	0.02	658.6	1459	2.417	4.621	6.25	6.291	2.187	800	377.9	70.5	12.6	311	42	7.3	90
95	5.664	470.2	0.02	689.2	1449	2.497	4.561	6.573	6.933	2.349	751	372.7	66.8	12.9	298	45	6.2	95
100	6.255	456.6	0.02	721	1437	2.58	4.498	6.991	7.762	2.562	701	367	63.2	13.3	285	48	5.15	100
105	6.892	441.9	0.02	754.4	1422	2.665	4.429	7.555	8.877	2.851	649	360.5	59.6	13.8	272	53	4.15	105

110	7.578	425.6	0.01	789.7	1403	2.753	4.354	8.36	10.46	3.26	594	353.3	56	14.4	258	58	3.2	110
115	8.317	407.2	0.01	827.7	1380	2.847	4.27	9.63	12.91	3.91	538	345	52.3	15.2	245	66	2.31	115
120	9.113	385.5	0.01	869.9	1350	2.95	4.172	11.94	17.21	5.04	477	335.4	48.3	16.2	231	78	1.5	120
125	9.97	357.8	0.01	919.7	1309	3.07	4.048	17.66	27	7.62	411	323.6	43.8	17.7	219	100	0.77	125
130	10.9	312.3	0.01	992	1239	3.244	3.857	54.21	76.49	20.66	334	306.6	37.3	20.6	222	160	0.18	130
132.3	11.33	225	0	1119	1119	3.554	3.554	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	132.3

R718(SU) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
0.01	6E-04	999.8	206	0	2501	0	9.156	4.22	1.884	1.329	1402	409	1791	9.22	561	17	75.7	0.01
5	9E-04	999.9	147	21.02	2510	0.076	9.025	4.205	1.889	1.328	1426	412.6	1518	9.34	571	17	74.9	5
10	0.001	999.7	106	42.02	2519	0.151	8.9	4.196	1.895	1.328	1447	416.2	1306	9.46	580	18	74.2	10
15	0.002	999.1	77.9	62.98	2528	0.225	8.78	4.189	1.9	1.328	1466	419.7	1138	9.59	589	18	73.5	15
20	0.002	998.2	57.8	83.91	2537	0.297	8.666	4.184	1.906	1.327	1482	423.2	1002	9.73	598	18	72.7	20
25	0.003	997	43.3	104.8	2547	0.367	8.557	4.182	1.912	1.327	1497	426.6	890.1	9.87	607	19	72	25
30	0.004	995.6	32.9	125.7	2556	0.437	8.452	4.18	1.918	1.327	1509	430	797.4	10	616	19	71.2	30
35	0.006	994	25.2	146.6	2565	0.505	8.352	4.18	1.925	1.327	1520	433.4	719.3	10.2	623	19	70.4	35
40	0.007	992.2	19.5	167.5	2574	0.572	8.256	4.18	1.931	1.327	1529	436.7	653	10.3	631	20	69.6	40
45	0.01	990.2	15.3	188.4	2582	0.639	8.163	4.18	1.939	1.327	1536	440	596.1	10.5	637	20	68.8	45
50	0.012	988	12	209.3	2591	0.704	8.075	4.182	1.947	1.328	1542	443.2	546.8	10.6	644	20	67.9	50
55	0.016	985.7	9.56	230.3	2600	0.768	7.99	4.183	1.955	1.328	1547	446.4	504	10.8	649	21	67.1	55
60	0.02	983.2	7.67	251.2	2609	0.831	7.908	4.185	1.965	1.328	1551	449.5	466.4	10.9	654	21	66.2	60
65	0.025	980.5	6.19	272.1	2618	0.894	7.83	4.187	1.975	1.329	1553	452.6	433.2	11.1	659	22	65.4	65
70	0.031	977.7	5.04	293.1	2626	0.955	7.754	4.19	1.986	1.33	1555	455.6	403.9	11.3	663	22	64.5	70
75	0.039	974.8	4.13	314	2635	1.016	7.681	4.193	1.999	1.331	1555	458.5	377.7	11.4	667	23	63.6	75
80	0.047	971.8	3.41	335	2643	1.076	7.611	4.197	2.012	1.332	1554	461.4	354.3	11.6	670	23	62.7	80
85	0.058	968.6	2.83	356	2651	1.135	7.543	4.201	2.027	1.333	1553	464.2	333.3	11.8	673	24	61.8	85
90	0.07	965.3	2.36	377	2660	1.193	7.478	4.205	2.043	1.334	1550	466.9	314.4	11.9	675	24	60.8	90
95	0.085	961.9	1.98	398.1	2668	1.25	7.415	4.21	2.061	1.335	1547	469.6	297.3	12.1	677	25	59.9	95
99.97	0.101	958.4	1.67	419.1	2676	1.307	7.354	4.216	2.08	1.337	1543	472.2	281.8	12.3	679	25	58.9	99.97
100	0.101	958.3	1.67	419.2	2676	1.307	7.354	4.216	2.08	1.337	1543	472.2	281.7	12.3	679	25	58.9	100
105	0.121	954.7	1.42	440.3	2683	1.363	7.295	4.222	2.101	1.339	1538	474.7	267.6	12.4	681	26	57.9	105
110	0.143	950.9	1.21	461.4	2691	1.419	7.238	4.228	2.124	1.341	1533	477.1	254.7	12.6	682	26	57	110
115	0.169	947.1	1.04	482.6	2699	1.474	7.183	4.236	2.15	1.343	1527	479.5	242.9	12.8	683	27	56	115
120	0.199	943.1	0.89	503.8	2706	1.528	7.129	4.244	2.177	1.346	1520	481.7	232.1	13	683	27	55	120
125	0.232	939	0.77	525.1	2713	1.582	7.077	4.252	2.207	1.349	1512	483.9	222.1	13.1	684	28	54	125
130	0.27	934.8	0.67	546.4	2720	1.635	7.026	4.261	2.239	1.352	1504	486	212.9	13.3	684	29	52.9	130
135	0.313	930.5	0.58	567.7	2727	1.687	6.977	4.272	2.274	1.355	1496	487.9	204.4	13.5	684	29	51.9	135
140	0.362	926.1	0.51	589.2	2733	1.739	6.929	4.283	2.311	1.359	1486	489.8	196.5	13.7	683	30	50.9	140
145	0.416	921.6	0.45	610.6	2740	1.791	6.883	4.294	2.351	1.363	1476	491.6	189.2	13.8	683	31	49.8	145
150	0.476	917	0.39	632.2	2746	1.842	6.837	4.307	2.394	1.368	1466	493.3	182.5	14	682	32	48.7	150
155	0.544	912.3	0.35	653.8	2752	1.892	6.793	4.321	2.44	1.373	1455	494.8	176.1	14.2	681	32	47.7	155
160	0.618	907.4	0.31	675.5	2757	1.943	6.749	4.335	2.488	1.379	1443	496.3	170.2	14.3	680	33	46.6	160
165	0.701	902.5	0.27	697.2	2763	1.992	6.707	4.351	2.54	1.385	1431	497.6	164.7	14.5	679	34	45.5	165
170	0.792	897.5	0.24	719.1	2768	2.042	6.665	4.368	2.594	1.392	1419	498.9	159.6	14.7	677	35	44.4	170
175	0.893	892.3	0.22	741	2773	2.091	6.624	4.386	2.652	1.399	1405	500	154.7	14.9	675	36	43.3	175
180	1.003	887	0.19	763.1	2777	2.139	6.584	4.405	2.713	1.407	1392	501	150.1	15	673	36	42.2	180
185	1.124	881.6	0.17	785.2	2781	2.188	6.545	4.425	2.777	1.416	1378	501.9	145.8	15.2	671	37	41.1	185
190	1.255	876.1	0.16	807.4	2785	2.236	6.506	4.447	2.844	1.425	1363	502.7	141.	15.4	669	38	40	190

													8					
195	1.399	870.4	0.14	829.8	2789	2.283	6.468	4.471	2.915	1.436	1348	503.4	137.9	15.5	666	39	38.8	195
200	1.555	864.7	0.13	852.3	2792	2.331	6.43	4.496	2.99	1.447	1332	503.9	134.3	15.7	663	40	37.7	200
205	1.724	858.8	0.12	874.9	2795	2.378	6.393	4.523	3.068	1.459	1316	504.3	130.9	15.9	660	41	36.5	205
210	1.908	852.7	0.1	897.6	2797	2.425	6.356	4.551	3.15	1.472	1299	504.6	127.6	16.1	657	42	35.4	210
215	2.106	846.5	0.09	920.5	2799	2.471	6.32	4.582	3.237	1.486	1282	504.8	124.5	16.2	653	43	34.2	215
220	2.32	840.2	0.09	943.6	2801	2.518	6.284	4.615	3.329	1.501	1264	504.8	121.5	16.4	650	44	33.1	220
225	2.55	833.7	0.08	966.8	2802	2.564	6.248	4.65	3.426	1.518	1246	504.6	118.7	16.6	646	45	31.9	225
230	2.797	827.1	0.07	990.2	2803	2.61	6.213	4.688	3.528	1.536	1228	504.4	116	16.8	641	46	30.7	230
235	3.063	820.3	0.07	1014	2803	2.656	6.178	4.728	3.638	1.556	1209	503.9	113.4	16.9	637	48	29.6	235
240	3.347	813.4	0.06	1038	2803	2.702	6.142	4.772	3.754	1.578	1189	503.3	110.9	17.1	632	49	28.4	240
245	3.651	806.2	0.05	1062	2802	2.748	6.107	4.819	3.878	1.601	1169	502.6	108.4	17.3	627	50	27.2	245
250	3.976	798.9	0.05	1086	2801	2.794	6.072	4.87	4.011	1.627	1148	501.6	106.1	17.5	621	51	26	250
255	4.323	791.4	0.05	1110	2799	2.839	6.037	4.925	4.153	1.655	1127	500.5	103.9	17.7	615	53	24.9	255
260	4.692	783.6	0.04	1135	2797	2.885	6.002	4.986	4.308	1.686	1105	499.2	101.7	17.9	609	54	23.7	260
265	5.085	775.7	0.04	1160	2793	2.931	5.966	5.051	4.475	1.72	1083	497.7	99.6	18.1	603	56	22.5	265
270	5.503	767.5	0.04	1185	2790	2.977	5.93	5.123	4.656	1.757	1060	496	97.5	18.3	596	57	21.3	270
275	5.946	759	0.03	1211	2785	3.022	5.894	5.202	4.855	1.798	1037	494.1	95.5	18.5	589	59	20.2	275
280	6.417	750.3	0.03	1237	2780	3.069	5.858	5.289	5.073	1.845	1013	491.9	93.5	18.7	581	61	19	280
285	6.915	741.3	0.03	1263	2774	3.115	5.821	5.385	5.314	1.896	988	489.5	91.6	18.9	573	63	17.8	285
290	7.442	731.9	0.03	1290	2767	3.161	5.783	5.493	5.582	1.954	962	486.9	89.7	19.2	565	65	16.7	290
295	7.999	722.2	0.02	1317	2759	3.208	5.745	5.614	5.882	2.019	936	483.9	87.8	19.4	556	67	15.5	295
300	8.588	712.1	0.02	1345	2750	3.255	5.706	5.75	6.22	2.094	909	480.7	85.9	19.7	547	70	14.4	300
310	9.865	690.7	0.02	1402	2728	3.351	5.624	6.085	7.045	2.277	853	473.3	82.2	20.2	529	76	12.1	310
320	11.28	667.1	0.02	1462	2701	3.449	5.537	6.537	8.159	2.528	793	464.4	78.4	20.9	509	84	9.86	320
330	12.86	640.8	0.01	1526	2666	3.552	5.442	7.186	9.753	2.889	729	453.7	74.5	21.6	489	95	7.7	330
340	14.6	610.7	0.01	1595	2622	3.66	5.336	8.21	12.24	3.45	658	440.7	70.4	22.6	469	111	5.63	340
350	16.53	574.7	0.01	1671	2564	3.778	5.211	10.12	16.69	4.46	578	424.4	65.9	23.8	447	136	3.67	350
360	18.67	527.6	0.01	1762	2481	3.917	5.054	15	27.36	6.83	480	402.4	60.3	25.7	426	182	1.88	360
370	21.04	451.4	0	1891	2335	4.111	4.801	45.16	96.6	21.15	360	362.8	52.1	29.7	425	324	0.39	370
374	22.06	322	0	2084	2084	4.407	4.407	100	100	100	0	0	0	100	100	0	0	374

R744(karbondioksit) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-56.6	0.518	1179	0.07	80.04	430.4	0.521	2.139	1.953	0.909	1.444	976	222.8	256.7	11	181	11	17.2	-56.6
-50	0.682	1155	0.06	92.94	432.7	0.579	2.102	1.971	0.952	1.468	928	223.4	229.3	11.3	172	12	15.5	-50
-48	0.739	1147	0.05	96.9	433.3	0.597	2.091	1.978	0.967	1.477	914	223.5	221.6	11.4	170	12	15	-48
-46	0.8	1140	0.05	100.9	433.9	0.614	2.08	1.985	0.982	1.486	900	223.6	214.3	11.5	167	12	14.6	-46
-44	0.864	1132	0.04	104.9	434.4	0.631	2.069	1.993	0.998	1.496	885	223.6	207.2	11.6	164	12	14.1	-44
-42	0.933	1124	0.04	108.9	434.9	0.649	2.059	2.002	1.015	1.507	871	223.6	200.3	11.8	162	12	13.6	-42
-40	1.005	1116	0.04	112.9	435.3	0.666	2.049	2.012	1.033	1.518	856	223.5	193.8	11.9	159	13	13.1	-40
-38	1.081	1109	0.04	117	435.7	0.683	2.038	2.022	1.052	1.53	842	223.4	187.4	12	157	13	12.7	-38
-36	1.161	1101	0.03	121	436.1	0.7	2.028	2.033	1.072	1.544	827	223.2	181.3	12.1	154	13	12.2	-36
-34	1.245	1092	0.03	125.1	436.4	0.716	2.018	2.045	1.094	1.558	813	223.1	175.4	12.2	152	13	11.7	-34
-32	1.334	1084	0.03	129.2	436.6	0.733	2.008	2.059	1.116	1.573	798	222.8	169.7	12.3	149	13	11.3	-32
-30	1.428	1076	0.03	133.3	436.8	0.75	1.998	2.073	1.141	1.59	783	222.5	164.2	12.5	147	14	10.8	-30
-28	1.526	1067	0.03	137.5	437	0.767	1.988	2.089	1.166	1.608	768	222.2	158.9	12.6	144	14	10.4	-28
-26	1.629	1059	0.02	141.7	437	0.783	1.978	2.105	1.194	1.627	753	221.8	153.8	12.7	142	14	9.9	-26
-24	1.738	1050	0.02	145.9	437.1	0.8	1.968	2.124	1.223	1.648	738	221.4	148.8	12.9	140	14	9.46	-24
-22	1.851	1041	0.02	150.2	437	0.816	1.958	2.144	1.255	1.671	723	220.9	144	13	137	15	9.02	-22

-20	1.97	1032	0.02	154.5	436.9	0.833	1.949	2.165	1.289	1.696	708	220.4	139.3	13.1	135	15	8.59	-20
-19	2.031	1027	0.02	156.6	436.8	0.841	1.944	2.177	1.307	1.709	700	220.1	137.1	13.2	133	15	8.37	-19
-18	2.094	1022	0.02	158.8	436.7	0.849	1.939	2.189	1.326	1.723	692	219.8	134.8	13.3	132	15	8.16	-18
-17	2.158	1018	0.02	161	436.6	0.858	1.934	2.201	1.346	1.738	684	219.5	132.6	13.3	131	16	7.95	-17
-16	2.224	1013	0.02	163.1	436.4	0.866	1.929	2.215	1.366	1.753	676	219.2	130.4	13.4	130	16	7.74	-16
-15	2.291	1008	0.02	165.3	436.3	0.874	1.924	2.228	1.388	1.768	668	218.8	128.3	13.5	129	16	7.53	-15
-14	2.359	1003	0.02	167.6	436.1	0.883	1.919	2.243	1.41	1.785	660	218.5	126.2	13.6	127	16	7.32	-14
-13	2.429	998.1	0.02	169.8	435.9	0.891	1.914	2.258	1.433	1.802	651	218.1	124.1	13.6	126	16	7.11	-13
-12	2.501	993.1	0.01	172	435.7	0.899	1.909	2.273	1.457	1.821	643	217.7	122	13.7	125	17	6.9	-12
-11	2.574	988.1	0.01	174.3	435.4	0.907	1.904	2.29	1.483	1.84	635	217.4	120	13.8	124	17	6.7	-11
-10	2.649	982.9	0.01	176.5	435.1	0.916	1.899	2.307	1.509	1.86	626	216.9	118	13.9	123	17	6.5	-10
-9	2.725	977.7	0.01	178.8	434.8	0.924	1.893	2.325	1.537	1.881	617	216.5	116.1	14	121	17	6.29	-9
-8	2.803	972.5	0.01	181.1	434.5	0.932	1.888	2.345	1.566	1.904	609	216.1	114.1	14	120	17	6.09	-8
-7	2.882	967.1	0.01	183.4	434.2	0.941	1.883	2.365	1.597	1.927	600	215.6	112.2	14.1	119	18	5.89	-7
-6	2.963	961.7	0.01	185.7	433.8	0.949	1.878	2.386	1.629	1.952	591	215.2	110.3	14.2	118	18	5.7	-6
-5	3.046	956.2	0.01	188.1	433.4	0.958	1.873	2.408	1.663	1.979	582	214.7	108.4	14.3	117	18	5.5	-5
-4	3.13	950.6	0.01	190.4	433	0.966	1.867	2.432	1.699	2.007	573	214.2	106.6	14.4	115	18	5.3	-4
-3	3.216	945	0.01	192.8	432.5	0.974	1.862	2.457	1.737	2.037	564	213.7	104.8	14.5	114	19	5.11	-3
-2	3.304	939.2	0.01	195.2	432	0.983	1.856	2.484	1.777	2.068	555	213.1	102.9	14.6	113	19	4.92	-2
-1	3.394	933.4	0.01	197.6	431.5	0.991	1.851	2.512	1.819	2.102	546	212.6	101.2	14.7	112	19	4.73	-1
0	3.485	927.4	0.01	200	430.9	1	1.845	2.542	1.865	2.138	536	212	99.4	14.8	110	20	4.54	0
1	3.578	921.4	0.01	202.5	430.3	1.009	1.84	2.574	1.913	2.176	527	211.5	97.6	14.9	109	20	4.35	1
2	3.673	915.2	0.01	204.9	429.7	1.017	1.834	2.609	1.965	2.218	518	210.9	95.9	15	108	20	4.17	2
3	3.77	909	0.01	207.4	429	1.026	1.828	2.645	2.02	2.262	508	210.3	94.2	15.1	107	21	3.99	3
4	3.869	902.6	0.01	210	428.3	1.035	1.822	2.685	2.08	2.309	499	209.6	92.5	15.2	106	21	3.8	4
5	3.97	896	0.01	212.5	427.5	1.043	1.816	2.727	2.144	2.36	489	209	90.8	15.4	104	22	3.62	5
6	4.072	889.4	0.01	215.1	426.7	1.052	1.81	2.772	2.213	2.416	480	208.3	89.1	15.5	103	22	3.45	6
7	4.177	882.6	0.01	217.7	425.8	1.061	1.804	2.822	2.289	2.476	470	207.6	87.5	15.6	102	23	3.27	7
8	4.283	875.6	0.01	220.3	424.9	1.07	1.798	2.875	2.37	2.541	460	206.9	85.8	15.8	101	23	3.1	8
9	4.392	868.4	0.01	223	423.9	1.079	1.791	2.934	2.46	2.612	451	206.2	84.2	15.9	99.4	24	2.93	9
10	4.502	861.1	0.01	225.7	422.9	1.088	1.785	2.998	2.558	2.69	441	205.4	82.6	16.1	98.1	24	2.76	10
11	4.615	853.6	0.01	228.5	421.8	1.098	1.778	3.068	2.666	2.776	431	204.6	80.9	16.2	96.9	25	2.59	11
12	4.73	845.9	0.01	231.3	420.6	1.107	1.771	3.145	2.786	2.871	421	203.8	79.3	16.4	95.6	26	2.42	12
13	4.847	837.9	0.01	234.1	419.4	1.117	1.764	3.232	2.919	2.977	411	203	77.7	16.6	94.4	26	2.26	13
14	4.966	829.7	0.01	237	418.1	1.126	1.757	3.328	3.068	3.095	401	202.1	76.1	16.8	93.1	27	2.1	14
15	5.087	821.2	0.01	240	416.6	1.136	1.749	3.436	3.237	3.228	391	201.2	74.4	17	91.9	28	1.95	15
16	5.211	812.4	0.01	243	415.1	1.146	1.741	3.558	3.429	3.378	381	200.3	72.8	17.2	90.6	29	1.79	16
17	5.337	803.3	0.01	246.1	413.5	1.156	1.733	3.698	3.649	3.55	370	199.3	71.2	17.4	89.4	30	1.64	17
18	5.465	793.8	0.01	249.3	411.8	1.166	1.724	3.858	3.905	3.748	360	198.3	69.5	17.6	88.1	31	1.49	18
19	5.596	783.8	0.01	252.5	409.9	1.177	1.716	4.044	4.204	3.979	349	197.2	67.8	17.9	86.9	32	1.35	19
20	5.729	773.4	0.01	255.9	407.9	1.188	1.706	4.264	4.56	4.252	338	196.1	66.1	18.2	85.7	34	1.2	20
21	5.865	762.4	0	259.3	405.7	1.199	1.696	4.526	4.99	4.578	326	194.9	64.4	18.5	84.5	36	1.06	21
22	6.003	750.8	0	262.9	403.3	1.211	1.686	4.846	5.519	4.976	314	193.6	62.7	18.9	83.4	38	0.93	22
23	6.144	738.4	0	266.7	400.6	1.223	1.675	5.248	6.185	5.472	302	192.3	60.9	19.2	82.4	40	0.8	23
24	6.288	725	0	270.6	397.7	1.235	1.663	5.767	7.049	6.107	288	190.8	59	19.7	81.5	42	0.67	24
25	6.434	710.5	0	274.8	394.4	1.249	1.65	6.467	8.212	6.949	274	189.1	57	20.2	80.8	46	0.55	25
26	6.584	694.5	0	279.3	390.7	1.263	1.635	7.46	9.862	8.121	259	187.2	55	20.7	80.5	49	0.44	26
27	6.736	676.4	0	284.1	386.4	1.278	1.619	8.97	12.38	9.87	243	185	52.8	21.4	80.7	55	0.33	27
28	6.892	655.3	0	289.6	381.2	1.296	1.6	11.55	16.69	12.78	225	182.1	50.3	22.3	81.9	62	0.23	28
29	7.051	629.4	0	296.1	374.6	1.316	1.576	16.95	25.74	18.63	205	178.2	47.5	23.4	85.2	73	0.13	29
30	7.214	593.3	0	304.6	365.1	1.344	1.543	35.34	55.82	36.66	177	171.3	43.8	25.2	95.4	98	0.05	30
30.98	7.377	467.6	0	332.3	332.3	1.434	1.434	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	30.98

R50(Metan) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi	Entropi	Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı	Vizkozite	Isıl İletkenlik kats.	Yüzey	Sıcaklık

		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-182	0.012	451.5	3.99	-71.8	472.4	-0.71	5.291	3.368	2.11	1.341	1539	249.1	204.5	3.64	211	8.9	18.8	-182
-180	0.016	448.2	3.01	-63.5	477.2	-0.62	5.185	3.377	2.118	1.343	1516	252.2	189.5	3.73	208	9.2	18.1	-180
-175	0.028	441.4	1.78	-46.6	486.8	-0.44	4.991	3.399	2.137	1.348	1470	258	163.9	3.93	202	9.8	16.7	-175
-170	0.047	434.5	1.11	-29.5	496	-0.27	4.821	3.426	2.162	1.355	1422	263.4	143.4	4.12	196	10	15.4	-170
-165	0.075	427.4	0.72	-12.2	504.9	-0.11	4.67	3.457	2.192	1.365	1373	268.3	126.8	4.32	189	11	14.2	-165
-161	0.101	422.4	0.55	0	510.8	0	4.575	3.481	2.218	1.373	1338	271.5	116.8	4.46	184	12	13.3	-161
-160	0.114	420.2	0.49	5.19	513.3	0.046	4.536	3.492	2.229	1.377	1323	272.7	112.9	4.52	182	12	12.9	-160
-155	0.168	412.7	0.35	22.82	521.2	0.197	4.416	3.533	2.274	1.392	1273	276.5	101.3	4.73	175	13	11.8	-155
-150	0.238	405	0.25	40.69	528.6	0.344	4.306	3.58	2.328	1.412	1221	279.7	91.4	4.95	168	13	10.6	-150
-145	0.328	397.1	0.19	58.84	535.3	0.487	4.205	3.635	2.393	1.436	1168	282.3	82.8	5.17	161	14	9.49	-145
-140	0.442	388.8	0.14	77.3	541.4	0.626	4.111	3.701	2.472	1.466	1114	284.3	75.2	5.4	153	15	8.43	-140
-135	0.582	380.2	0.11	96.13	546.6	0.762	4.023	3.78	2.569	1.504	1059	285.6	68.6	5.63	146	16	7.42	-135
-130	0.752	371.1	0.08	115.4	551	0.896	3.938	3.876	2.69	1.552	1002	286.2	62.7	5.88	139	17	6.44	-130
-125	0.956	361.6	0.07	135.2	554.3	1.028	3.857	3.996	2.842	1.613	943	286.2	57.3	6.15	132	18	5.52	-125
-120	1.196	351.4	0.05	155.6	556.4	1.159	3.776	4.148	3.038	1.694	882	285.4	52.4	6.43	125	19	4.64	-120
-118	1.303	347.2	0.05	163.9	556.9	1.211	3.744	4.22	3.133	1.733	858	284.8	50.5	6.55	122	20	4.31	-118
-116	1.417	342.8	0.04	172.4	557.2	1.263	3.711	4.302	3.24	1.777	832	284.2	48.7	6.68	119	21	3.98	-116
-114	1.538	338.3	0.04	181.1	557.2	1.316	3.679	4.393	3.362	1.827	807	283.4	47	6.81	116	21	3.66	-114
-112	1.667	333.6	0.04	189.9	556.9	1.368	3.645	4.497	3.501	1.885	780	282.5	45.3	6.95	114	22	3.35	-112
-110	1.803	328.8	0.03	198.9	556.3	1.421	3.612	4.615	3.662	1.951	754	281.4	43.6	7.09	111	23	3.04	-110
-108	1.946	323.7	0.03	208	555.4	1.474	3.577	4.751	3.848	2.028	726	280.2	42	7.24	108	23	2.75	-108
-106	2.098	318.4	0.03	217.4	554.1	1.528	3.542	4.91	4.068	2.119	698	278.9	40.4	7.4	105	24	2.46	-106
-104	2.258	312.9	0.03	227.1	552.4	1.582	3.505	5.097	4.331	2.227	670	277.4	38.8	7.57	102	25	2.19	-104
-102	2.426	307.1	0.02	237	550.2	1.637	3.468	5.322	4.65	2.358	641	275.7	37.2	7.76	99	26	1.92	-102
-100	2.604	301	0.02	247.3	547.6	1.693	3.428	5.596	5.044	2.52	610	273.9	35.6	7.96	96.1	27	1.66	-100
-95	3.09	283.6	0.02	274.8	537.9	1.841	3.317	6.654	6.608	3.153	529	268.4	31.7	8.55	88.6	31	1.07	-95
-90	3.64	261.7	0.01	306.7	521.5	2.006	3.179	9.1	10.37	4.64	437	261.3	27.5	9.39	81.2	39	0.55	-90
-85	4.265	227.5	0.01	349.8	488.8	2.224	2.963	21.88	30.57	12.16	320	250.2	22.3	11	77.5	63	0.13	-85
-82.6	4.599	162.7	0.01	415.6	415.6	2.562	2.562	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	-82.6

R170(Etan) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-175	1E-05	643.2	3650	-203	384.4	-1.48	4.505	2.319	1.182	1.305	1950	188.2	938.4	3.26	250	3.4	30.4	-175
-170	2E-05	637.8	1350	-192	390.4	-1.37	4.275	2.346	1.188	1.302	1917	192.7	788.2	3.41	246	3.6	29.5	-170
-165	5E-05	632.4	553	-180	396.4	-1.26	4.073	2.355	1.191	1.3	1882	197.2	672.9	3.55	241	3.9	28.7	-165
-160	1E-04	626.9	248	-168	402.5	-1.15	3.893	2.354	1.192	1.298	1846	201.5	582.8	3.7	237	4.2	27.8	-160
-155	3E-04	621.4	120	-156	408.6	-1.05	3.734	2.348	1.189	1.296	1809	205.8	511	3.84	232	4.5	27	-155
-150	6E-04	615.8	62.3	-145	414.8	-0.95	3.592	2.341	1.184	1.294	1772	210	453	3.99	227	4.9	26.2	-150
-145	0.001	610.2	34.3	-133	421.1	-0.86	3.465	2.335	1.177	1.293	1736	214.2	405.3	4.14	223	5.2	25.3	-145
-140	0.002	604.6	19.8	-121	427.3	-0.77	3.352	2.33	1.169	1.293	1699	218.2	365.6	4.29	218	5.5	24.5	-140
-135	0.003	599	12	-110	433.6	-0.68	3.25	2.328	1.163	1.292	1661	222.1	332	4.44	213	5.8	23.6	-135
-130	0.005	593.3	7.58	-98	439.9	-0.6	3.158	2.329	1.161	1.291	1624	225.8	303.4	4.59	208	6.2	22.8	-130
-125	0.008	587.6	4.96	-86.4	446.2	-0.52	3.075	2.332	1.162	1.291	1587	229.3	278.7	4.74	203	6.5	22	-125
-120	0.013	581.8	3.35	-74.7	452.4	-0.44	2.999	2.338	1.17	1.29	1550	232.7	257.1	4.9	198	6.9	21.2	-120
-115	0.019	576	2.32	-63	458.6	-0.37	2.931	2.346	1.183	1.29	1512	235.8	238.2	5.05	193	7.3	20.3	-115
-110	0.027	570.1	1.65	-51.2	464.7	-0.29	2.868	2.357	1.201	1.29	1475	238.7	221.4	5.21	188	7.7	19.5	-110
-105	0.038	564.1	1.21	-39.4	470.6	-0.22	2.81	2.369	1.225	1.29	1437	241.4	206.4	5.36	183	8.1	18.7	-105
-100	0.052	558.1	0.9	-27.5	476.5	-0.15	2.758	2.384	1.254	1.291	1400	243.8	192.9	5.52	178	8.5	17.9	-100

-95	0.071	552	0.68	-15.5	482.3	-0.09	2.709	2.401	1.288	1.293	1362	246	180.6	5.68	173	8.9	17.1	-95
-90	0.094	545.7	0.52	-3.41	487.9	-0.02	2.664	2.421	1.326	1.295	1324	248	169.5	5.84	169	9.4	16.3	-90
-88.6	0.101	544	0.49	0	489.5	0	2.652	2.426	1.337	1.296	1313	248.6	166.6	5.88	167	9.5	16	-88.6
-85	0.123	539.4	0.41	8.78	493.4	0.047	2.623	2.442	1.368	1.298	1286	249.8	159.3	6	164	9.8	15.5	-85
-80	0.158	533	0.32	21.08	498.8	0.111	2.584	2.466	1.412	1.303	1247	251.3	149.9	6.16	159	10	14.7	-80
-78	0.174	530.4	0.3	26.04	500.9	0.137	2.57	2.476	1.431	1.305	1232	251.8	146.4	6.23	157	11	14.4	-78
-76	0.191	527.7	0.27	31.02	502.9	0.162	2.555	2.486	1.451	1.308	1217	252.3	143	6.3	155	11	14	-76
-74	0.209	525.1	0.25	36.02	505	0.187	2.542	2.497	1.471	1.31	1201	252.8	139.6	6.36	153	11	13.7	-74
-72	0.229	522.4	0.23	41.04	507	0.212	2.528	2.508	1.491	1.313	1186	253.2	136.4	6.43	152	11	13.4	-72
-70	0.25	519.7	0.21	46.09	509	0.236	2.515	2.52	1.512	1.316	1171	253.6	133.2	6.5	150	11	13.1	-70
-68	0.273	517	0.19	51.16	510.9	0.261	2.502	2.532	1.533	1.319	1155	253.9	130.2	6.56	148	12	12.8	-68
-66	0.297	514.3	0.18	56.26	512.9	0.286	2.49	2.545	1.555	1.323	1140	254.2	127.2	6.63	146	12	12.5	-66
-64	0.323	511.5	0.17	61.39	514.7	0.31	2.478	2.558	1.577	1.327	1124	254.4	124.3	6.7	144	12	12.2	-64
-62	0.35	508.7	0.15	66.54	516.6	0.334	2.466	2.571	1.6	1.331	1108	254.6	121.5	6.77	142	12	11.9	-62
-60	0.379	505.9	0.14	71.72	518.4	0.358	2.454	2.585	1.624	1.335	1093	254.8	118.8	6.84	141	12	11.6	-60
-58	0.41	503.1	0.13	76.93	520.2	0.382	2.443	2.6	1.648	1.34	1077	254.9	116.1	6.91	139	13	11.2	-58
-56	0.443	500.2	0.12	82.17	522	0.406	2.432	2.615	1.673	1.345	1061	254.9	113.5	6.99	137	13	10.9	-56
-54	0.477	497.3	0.11	87.44	523.7	0.43	2.421	2.631	1.698	1.35	1046	254.9	111	7.06	135	13	10.6	-54
-52	0.514	494.4	0.11	92.74	525.4	0.454	2.41	2.647	1.724	1.356	1030	254.9	108.5	7.13	134	13	10.3	-52
-50	0.552	491.5	0.1	98.07	527.1	0.478	2.4	2.664	1.751	1.362	1014	254.8	106.1	7.21	132	14	10	-50
-48	0.593	488.5	0.09	103.4	528.7	0.501	2.39	2.682	1.778	1.369	998	254.7	103.7	7.28	130	14	9.73	-48
-46	0.636	485.4	0.09	108.9	530.3	0.525	2.38	2.7	1.807	1.376	982	254.5	101.4	7.36	128	14	9.44	-46
-44	0.681	482.4	0.08	114.3	531.8	0.548	2.37	2.719	1.836	1.383	966	254.3	99.1	7.44	127	15	9.14	-44
-42	0.728	479.3	0.08	119.8	533.3	0.572	2.36	2.739	1.867	1.391	950	254	96.9	7.51	125	15	8.85	-42
-40	0.778	476.1	0.07	125.3	534.7	0.595	2.351	2.76	1.898	1.4	934	253.6	94.7	7.6	123	15	8.55	-40
-38	0.83	473	0.07	130.9	536.1	0.618	2.341	2.782	1.931	1.409	918	253.2	92.6	7.68	121	15	8.26	-38
-36	0.885	469.7	0.06	136.5	537.4	0.641	2.332	2.805	1.964	1.419	902	252.8	90.5	7.76	120	16	7.97	-36
-34	0.942	466.5	0.06	142.1	538.7	0.665	2.323	2.829	2	1.43	885	252.3	88.5	7.85	118	16	7.68	-34
-32	1.002	463.2	0.06	147.8	539.9	0.688	2.314	2.855	2.036	1.441	869	251.7	86.5	7.93	116	16	7.4	-32
-30	1.065	459.8	0.05	153.6	541.1	0.711	2.305	2.881	2.075	1.453	852	251.1	84.5	8.02	115	17	7.11	-30
-28	1.13	456.4	0.05	159.4	542.2	0.734	2.296	2.909	2.115	1.467	836	250.4	82.6	8.11	113	17	6.83	-28
-26	1.199	452.9	0.05	165.2	543.3	0.757	2.287	2.939	2.158	1.481	819	249.6	80.7	8.21	112	17	6.55	-26
-24	1.27	449.4	0.04	171.1	544.2	0.78	2.278	2.97	2.202	1.496	802	248.8	78.9	8.3	110	18	6.27	-24
-22	1.345	445.8	0.04	177.1	545.1	0.804	2.269	3.004	2.25	1.513	785	247.9	77	8.4	108	18	6	-22
-20	1.422	442.1	0.04	183.1	546	0.827	2.26	3.039	2.3	1.531	768	247	75.2	8.5	107	19	5.72	-20
-18	1.503	438.4	0.04	189.2	546.7	0.85	2.251	3.077	2.353	1.55	751	246	73.5	8.61	105	19	5.45	-18
-16	1.587	434.6	0.03	195.3	547.4	0.873	2.242	3.117	2.41	1.572	734	244.9	71.7	8.72	103	19	5.18	-16
-14	1.674	430.7	0.03	201.6	548	0.897	2.233	3.161	2.471	1.595	716	243.8	70	8.83	102	20	4.92	-14
-12	1.765	426.7	0.03	207.9	548.4	0.92	2.224	3.208	2.537	1.621	699	242.6	68.3	8.95	100	20	4.65	-12
-10	1.86	422.6	0.03	214.2	548.8	0.944	2.215	3.259	2.608	1.649	681	241.3	66.6	9.07	98.7	21	4.39	-10
-8	1.958	418.5	0.03	220.7	549.1	0.967	2.206	3.314	2.686	1.68	663	239.9	65	9.2	97.1	21	4.13	-8
-6	2.059	414.2	0.03	227.3	549.2	0.991	2.196	3.375	2.771	1.715	645	238.5	63.3	9.33	95.6	22	3.88	-6
-4	2.165	409.8	0.02	233.9	549.2	1.015	2.186	3.441	2.864	1.754	626	236.9	61.7	9.47	94	22	3.63	-4
-2	2.274	405.3	0.02	240.7	549.1	1.039	2.176	3.515	2.967	1.798	608	235.3	60.1	9.62	92.4	23	3.38	-2
0	2.388	400.6	0.02	247.6	548.8	1.063	2.166	3.597	3.082	1.847	589	233.6	58.4	9.77	90.9	24	3.13	0
5	2.689	388.1	0.02	265.4	547.4	1.125	2.139	3.852	3.44	2.003	540	229	54.4	10.2	87	26	2.54	5
10	3.018	374.2	0.02	284.2	544.6	1.189	2.108	4.217	3.953	2.232	488	223.8	50.4	10.7	83.1	28	1.97	10
15	3.376	358.3	0.01	304.4	539.8	1.256	2.073	4.787	4.759	2.598	432	217.9	46.3	11.4	79.1	31	1.43	15
20	3.766	339.3	0.01	326.8	532.3	1.329	2.03	5.801	6.226	3.267	371	211.3	41.9	12.2	75.2	35	0.93	20
25	4.19	314.8	0.01	352.7	519.9	1.412	1.973	8.108	9.751	4.869	304	203.6	37	13.4	71.9	43	0.48	25
30	4.654	276.7	0.01	387.2	494.5	1.522	1.876	20.52	29.62	13.66	226	194	30.6	15.7	74.3	62	0.11	30
32.18	4.872	206.6	0	438.3	438.3	1.687	1.687	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	32.18

R290(Propan) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi	Entropi	Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı	Vizkozite	Isıl İletkenlik kats.	Yüzey	Sıcaklık

		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-150	1E-05	694.9	4326	-123	402.2	-0.69	3.581	1.959	1.019	1.227	1870	168.8	1351	3.55	193	3.7	31.8	-150
-140	3E-05	684.8	867	-104	412.6	-0.53	3.344	1.971	1.052	1.218	1801	174.9	990.4	3.8	188	4.3	30.3	-140
-130	1E-04	674.7	224	-83.9	423.2	-0.39	3.153	1.985	1.085	1.211	1732	180.7	765.1	4.05	182	4.9	28.8	-130
-120	4E-04	664.5	71.1	-64	434.2	-0.26	2.997	2.001	1.118	1.204	1663	186.3	614.2	4.31	177	5.6	27.2	-120
-110	0.001	654.4	26.5	-43.9	445.4	-0.13	2.871	2.02	1.151	1.198	1595	191.7	507.3	4.56	171	6.2	25.7	-110
-100	0.003	644.1	11.3	-23.6	456.9	-0.01	2.767	2.042	1.187	1.192	1527	196.7	427.8	4.82	165	6.9	24.2	-100
-90	0.006	633.8	5.35	-3.04	468.6	0.107	2.683	2.067	1.224	1.188	1461	201.5	366.5	5.08	159	7.7	22.7	-90
-80	0.013	623.3	2.78	17.78	480.4	0.218	2.613	2.097	1.265	1.185	1395	205.9	317.7	5.34	152	8.4	21.3	-80
-70	0.024	612.6	1.55	38.92	492.4	0.325	2.557	2.13	1.31	1.182	1329	209.9	278	5.6	146	9.2	19.8	-70
-60	0.043	601.7	0.92	60.43	504.4	0.428	2.511	2.168	1.359	1.182	1264	213.4	245	5.85	140	10	18.4	-60
-50	0.07	590.5	0.58	82.36	516.4	0.528	2.473	2.211	1.414	1.183	1199	216.4	217.2	6.11	134	11	16.9	-50
-42.1	0.101	581.4	0.41	100	525.9	0.606	2.449	2.248	1.461	1.185	1149	218.3	198.2	6.31	130	12	15.8	-42.1
-40	0.111	579	0.38	104.7	528.3	0.626	2.443	2.259	1.474	1.185	1135	218.8	193.5	6.36	128	12	15.5	-40
-38	0.121	576.7	0.35	109.3	530.7	0.645	2.438	2.269	1.487	1.186	1122	219.2	189.2	6.41	127	12	15.3	-38
-36	0.132	574.3	0.32	113.8	533.1	0.665	2.433	2.279	1.5	1.187	1109	219.5	185	6.47	126	12	15	-36
-34	0.143	571.9	0.3	118.4	535.5	0.684	2.428	2.29	1.514	1.188	1097	219.9	180.9	6.52	125	12	14.7	-34
-32	0.155	569.6	0.28	123	537.9	0.703	2.423	2.301	1.527	1.189	1084	220.2	176.9	6.57	124	12	14.4	-32
-30	0.168	567.1	0.26	127.6	540.2	0.722	2.419	2.312	1.541	1.19	1071	220.5	173.1	6.62	123	13	14.1	-30
-28	0.181	564.7	0.24	132.3	542.6	0.741	2.414	2.323	1.555	1.191	1058	220.8	169.3	6.67	121	13	13.9	-28
-26	0.196	562.3	0.22	137	544.9	0.76	2.41	2.335	1.57	1.193	1046	221	165.6	6.73	120	13	13.6	-26
-24	0.211	559.8	0.21	141.7	547.3	0.778	2.406	2.346	1.584	1.194	1033	221.2	162.1	6.78	119	13	13.3	-24
-22	0.227	557.4	0.19	146.4	549.6	0.797	2.403	2.358	1.599	1.196	1020	221.4	158.6	6.83	118	13	13.1	-22
-20	0.244	554.9	0.18	151.1	551.9	0.816	2.399	2.371	1.615	1.197	1007	221.5	155.2	6.89	117	14	12.8	-20
-18	0.263	552.3	0.17	155.9	554.3	0.834	2.396	2.383	1.63	1.199	995	221.6	151.9	6.94	116	14	12.5	-18
-16	0.282	549.8	0.16	160.7	556.6	0.853	2.393	2.396	1.646	1.201	982	221.7	148.7	6.99	115	14	12.2	-16
-14	0.302	547.3	0.15	165.5	558.9	0.872	2.39	2.409	1.663	1.203	969	221.8	145.6	7.05	114	14	12	-14
-12	0.323	544.7	0.14	170.3	561.2	0.89	2.387	2.422	1.679	1.205	957	221.8	142.6	7.1	112	14	11.7	-12
-10	0.345	542.1	0.13	175.2	563.5	0.908	2.384	2.436	1.696	1.208	944	221.7	139.6	7.16	111	15	11.4	-10
-8	0.369	539.5	0.12	180.1	565.7	0.927	2.381	2.45	1.714	1.21	931	221.7	136.7	7.22	110	15	11.2	-8
-6	0.393	536.8	0.12	185	568	0.945	2.379	2.464	1.731	1.213	919	221.6	133.8	7.27	109	15	10.9	-6
-4	0.419	534.1	0.11	190	570.2	0.964	2.376	2.479	1.749	1.216	906	221.5	131.1	7.33	108	15	10.7	-4
-2	0.446	531.4	0.1	195	572.5	0.982	2.374	2.494	1.768	1.219	893	221.3	128.3	7.39	107	16	10.4	-2
0	0.475	528.7	0.1	200	574.7	1	2.372	2.509	1.787	1.222	881	221.1	125.7	7.45	106	16	10.1	0
2	0.504	526	0.09	205.1	576.9	1.018	2.37	2.525	1.806	1.225	868	220.9	123.1	7.51	105	16	9.87	2
4	0.535	523.2	0.09	210.1	579.1	1.036	2.368	2.54	1.826	1.229	855	220.6	120.6	7.57	104	16	9.61	4
6	0.568	520.4	0.08	215.2	581.2	1.055	2.366	2.557	1.846	1.232	843	220.3	118.1	7.63	103	16	9.35	6
8	0.602	517.5	0.08	220.4	583.4	1.073	2.364	2.574	1.867	1.236	830	219.9	115.7	7.69	102	17	9.1	8
10	0.637	514.7	0.07	225.6	585.5	1.091	2.362	2.591	1.889	1.241	817	219.6	113.3	7.75	101	17	8.84	10
12	0.674	511.8	0.07	230.8	587.6	1.109	2.36	2.609	1.911	1.245	805	219.1	111	7.82	99.9	17	8.59	12
14	0.712	508.8	0.06	236	589.7	1.127	2.359	2.627	1.934	1.25	792	218.6	108.7	7.88	98.9	17	8.34	14
16	0.752	505.9	0.06	241.3	591.8	1.145	2.357	2.645	1.957	1.255	779	218.1	106.5	7.95	97.9	18	8.09	16
18	0.794	502.9	0.06	246.6	593.8	1.163	2.356	2.665	1.981	1.26	767	217.6	104.3	8.02	97	18	7.84	18
20	0.837	499.8	0.06	252	595.9	1.181	2.354	2.684	2.006	1.266	754	217	102.1	8.09	96	18	7.59	20
22	0.882	496.8	0.05	257.4	597.9	1.199	2.353	2.705	2.032	1.272	741	216.3	100	8.16	95	19	7.35	22
24	0.928	493.7	0.05	262.8	599.8	1.217	2.351	2.726	2.059	1.279	728	215.6	98	8.23	94.1	19	7.1	24
26	0.977	490.5	0.05	268.3	601.8	1.235	2.35	2.748	2.086	1.286	716	214.9	95.9	8.31	93.2	19	6.86	26
28	1.027	487.3	0.04	273.8	603.7	1.253	2.349	2.77	2.115	1.293	703	214.1	93.9	8.38	92.2	19	6.62	28
30	1.079	484.1	0.04	279.4	605.5	1.271	2.347	2.794	2.145	1.301	690	213.2	92	8.46	91.3	20	6.38	30

32	1.133	480.8	0.04	285	607.4	1.289	2.346	2.818	2.176	1.31	677	212.3	90.1	8.54	90.4	20	6.14	32
34	1.189	477.4	0.04	290.6	609.2	1.307	2.345	2.843	2.209	1.319	664	211.4	88.2	8.63	89.5	20	5.9	34
36	1.247	474	0.04	296.3	610.9	1.325	2.343	2.87	2.243	1.329	651	210.4	86.3	8.71	88.6	21	5.67	36
38	1.308	470.6	0.03	302	612.7	1.344	2.342	2.898	2.279	1.34	638	209.3	84.5	8.8	87.7	21	5.44	38
40	1.37	467.1	0.03	307.8	614.3	1.362	2.34	2.927	2.317	1.351	625	208.2	82.6	8.89	86.8	21	5.21	40
42	1.434	463.5	0.03	313.7	616	1.38	2.339	2.957	2.357	1.364	611	207	80.9	8.99	85.9	22	4.98	42
44	1.5	459.9	0.03	319.6	617.5	1.398	2.338	2.99	2.399	1.377	598	205.8	79.1	9.09	85.1	22	4.75	44
46	1.569	456.2	0.03	325.5	619.1	1.416	2.336	3.024	2.444	1.392	584	204.5	77.3	9.19	84.2	23	4.53	46
48	1.64	452.4	0.03	331.5	620.5	1.435	2.334	3.06	2.492	1.408	571	203.2	75.6	9.29	83.3	23	4.3	48
50	1.713	448.5	0.03	337.6	621.9	1.453	2.333	3.099	2.543	1.425	557	201.7	73.9	9.4	82.5	23	4.08	50
55	1.907	438.5	0.02	353.1	625.1	1.499	2.328	3.208	2.689	1.477	522	197.9	69.7	9.7	80.4	25	3.54	55
60	2.117	427.8	0.02	369	627.8	1.546	2.323	3.342	2.868	1.543	486	193.6	65.6	10	78.3	26	3.02	60
65	2.343	416.3	0.02	385.5	629.8	1.593	2.316	3.512	3.096	1.632	448	188.8	61.5	10.4	76.3	28	2.51	65
70	2.586	403.7	0.02	402.7	631.1	1.642	2.308	3.737	3.402	1.755	408	183.5	57.4	10.9	74.3	29	2.02	70
75	2.849	389.7	0.01	420.8	631.2	1.692	2.297	4.054	3.839	1.936	366	177.6	53.2	11.4	72.2	32	1.56	75
80	3.132	373.6	0.01	440	629.8	1.745	2.283	4.546	4.523	2.226	322	171	48.9	12.1	70.2	35	1.12	80
85	3.436	354.3	0.01	460.9	626.2	1.802	2.263	5.435	5.771	2.765	275	163.6	44.2	13	68.3	39	0.71	85
90	3.764	329.1	0.01	484.9	618.3	1.866	2.233	7.646	8.844	4.104	223	155.3	38.9	14.3	67.1	45	0.35	90
95	4.12	285.3	0.01	518.5	598.2	1.954	2.171	24.98	29.96	13.27	165	145.9	31.3	17	74	65	0.06	95
96.68	4.247	218.5	0	558.8	558.8	2.062	2.062	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	96.68

R600(Bütan) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-100	2E-04	699.1	148	-12.6	450.3	0.036	2.71	2.01	1.232	1.132	1584	167.4	789.6	4.3	162	6.8	28	-100
-95	3E-04	694.4	90	-2.56	456.5	0.094	2.67	2.016	1.247	1.13	1555	169.6	716.5	4.43	159	7.1	27.3	-95
-90	5E-04	689.7	56.7	7.54	462.7	0.15	2.635	2.024	1.263	1.128	1527	171.8	653.6	4.55	157	7.4	26.6	-90
-85	7E-04	684.9	36.7	17.68	469	0.204	2.603	2.032	1.28	1.127	1498	174	599	4.68	155	7.7	25.9	-85
-80	0.001	680.2	24.4	27.86	475.4	0.258	2.575	2.04	1.296	1.125	1470	176.1	551.3	4.81	152	8.1	25.3	-80
-75	0.002	675.5	16.7	38.09	481.9	0.31	2.549	2.05	1.313	1.124	1441	178.1	509.2	4.93	150	8.4	24.6	-75
-70	0.002	670.7	11.6	48.36	488.4	0.361	2.527	2.06	1.331	1.123	1413	180.1	471.9	5.06	148	8.7	23.9	-70
-65	0.004	666	8.27	58.69	494.9	0.411	2.507	2.071	1.349	1.121	1385	182	438.7	5.18	145	9.1	23.2	-65
-60	0.005	661.2	6	69.08	501.6	0.461	2.49	2.083	1.368	1.12	1357	183.9	408.8	5.31	143	9.4	22.5	-60
-55	0.007	656.4	4.43	79.53	508.2	0.509	2.474	2.096	1.387	1.119	1329	185.7	382	5.43	141	9.8	21.9	-55
-50	0.01	651.5	3.32	90.05	515	0.557	2.461	2.11	1.407	1.119	1301	187.5	357.7	5.55	138	10	21.2	-50
-45	0.013	646.7	2.53	100.6	521.7	0.604	2.449	2.125	1.428	1.118	1273	189.2	335.6	5.68	136	10	20.6	-45
-40	0.017	641.8	1.95	111.3	528.6	0.65	2.44	2.141	1.449	1.117	1246	190.8	315.5	5.8	134	11	19.9	-40
-35	0.022	636.8	1.53	122.1	535.4	0.695	2.431	2.157	1.472	1.117	1218	192.3	297.1	5.92	131	11	19.3	-35
-30	0.028	631.8	1.21	132.9	542.4	0.74	2.424	2.175	1.495	1.117	1191	193.7	280.2	6.04	129	12	18.6	-30
-25	0.036	626.8	0.96	143.8	549.3	0.785	2.419	2.193	1.519	1.117	1163	195	264.6	6.16	127	12	18	-25
-20	0.045	621.7	0.78	154.8	556.3	0.829	2.415	2.213	1.544	1.117	1136	196.3	250.3	6.28	124	12	17.3	-20
-15	0.057	616.6	0.64	166	563.3	0.872	2.411	2.233	1.57	1.118	1109	197.4	237	6.41	122	13	16.7	-15
-10	0.07	611.4	0.52	177.2	570.4	0.915	2.409	2.255	1.597	1.118	1082	198.4	224.7	6.53	120	13	16.1	-10
-5	0.085	606.1	0.43	188.5	577.4	0.958	2.408	2.277	1.625	1.119	1055	199.4	213.2	6.65	118	14	15.4	-5
0	0.103	600.8	0.36	200	584.5	1	2.408	2.3	1.653	1.12	1028	200.1	202.6	6.77	115	14	14.8	0
-0.56	0.101	601.4	0.37	198.7	583.7	0.995	2.408	2.298	1.65	1.12	1031	200.1	203.7	6.75	116	14	14.9	-0.56
2	0.112	598.6	0.34	204.6	587.4	1.017	2.408	2.31	1.665	1.121	1017	200.4	198.5	6.82	115	14	14.6	2
4	0.12	596.4	0.31	209.3	590.2	1.034	2.408	2.32	1.677	1.122	1007	200.7	194.5	6.87	114	15	14.3	4
6	0.129	594.3	0.29	213.9	593.1	1.05	2.408	2.33	1.689	1.122	996	200.9	190.7	6.91	113	15	14.1	6
8	0.139	592.1	0.28	218.6	595.9	1.067	2.409	2.34	1.702	1.123	985	201.1	186.9	6.96	112	15	13.9	8
10	0.149	589.9	0.26	223.3	598.8	1.083	2.41	2.35	1.714	1.124	975	201.3	183.2	7.01	111	15	13.6	10

12	0.159	587.6	0.24	228	601.6	1.1	2.41	2.36	1.727	1.124	964	201.5	179.6	7.06	110	15	13.4	12
14	0.171	585.4	0.23	232.7	604.5	1.117	2.411	2.371	1.74	1.125	953	201.7	176.2	7.11	109	16	13.1	14
16	0.182	583.2	0.21	237.5	607.3	1.133	2.412	2.382	1.753	1.126	943	201.8	172.7	7.16	108	16	12.9	16
18	0.195	580.9	0.2	242.3	610.2	1.149	2.413	2.393	1.766	1.127	932	201.9	169.4	7.21	108	16	12.7	18
20	0.208	578.6	0.19	247.1	613	1.166	2.414	2.404	1.779	1.128	921	202	166.2	7.26	107	16	12.4	20
22	0.222	576.3	0.18	251.9	615.9	1.182	2.415	2.415	1.793	1.129	911	202.1	163	7.31	106	16	12.2	22
24	0.236	574	0.17	256.8	618.7	1.198	2.416	2.427	1.807	1.13	900	202.1	159.9	7.36	105	16	11.9	24
26	0.251	571.7	0.16	261.7	621.6	1.215	2.418	2.438	1.821	1.132	889	202.1	156.9	7.41	104	17	11.7	26
28	0.267	569.3	0.15	266.6	624.4	1.231	2.419	2.45	1.835	1.133	879	202.1	153.9	7.47	104	17	11.5	28
30	0.284	567	0.14	271.5	627.3	1.247	2.421	2.462	1.849	1.134	868	202.1	151	7.52	103	17	11.2	30
32	0.301	564.6	0.13	276.4	630.1	1.263	2.422	2.475	1.864	1.136	858	202	148.2	7.57	102	17	11	32
34	0.319	562.2	0.12	281.4	633	1.279	2.424	2.487	1.879	1.137	847	201.9	145.4	7.62	101	18	10.8	34
36	0.338	559.7	0.12	286.4	635.8	1.296	2.426	2.5	1.894	1.139	836	201.8	142.7	7.68	100	18	10.5	36
38	0.358	557.3	0.11	291.4	638.6	1.312	2.427	2.513	1.909	1.141	826	201.6	140.1	7.73	99.5	18	10.3	38
40	0.379	554.8	0.11	296.5	641.5	1.328	2.429	2.526	1.925	1.142	815	201.5	137.5	7.79	98.7	18	10.1	40
42	0.401	552.3	0.1	301.5	644.3	1.344	2.431	2.539	1.94	1.144	805	201.3	134.9	7.84	97.9	18	9.86	42
44	0.423	549.8	0.1	306.6	647.1	1.36	2.433	2.553	1.957	1.146	794	201	132.4	7.9	97.1	19	9.64	44
46	0.446	547.3	0.09	311.8	649.9	1.376	2.435	2.566	1.973	1.148	784	200.8	130	7.95	96.4	19	9.41	46
48	0.471	544.7	0.09	316.9	652.7	1.392	2.437	2.58	1.99	1.151	773	200.5	127.6	8.01	95.6	19	9.19	48
50	0.496	542.2	0.08	322.1	655.6	1.408	2.439	2.595	2.007	1.153	763	200.2	125.2	8.07	94.9	19	8.97	50
55	0.564	535.6	0.07	335.2	662.5	1.447	2.445	2.632	2.051	1.159	736	199.2	119.5	8.22	93	20	8.42	55
60	0.639	528.9	0.06	348.5	669.5	1.487	2.451	2.671	2.097	1.167	710	198.1	114.1	8.38	91.2	21	7.87	60
65	0.72	522	0.06	362	676.3	1.527	2.456	2.712	2.146	1.175	684	196.7	108.9	8.54	89.4	21	7.34	65
70	0.81	514.9	0.05	375.6	683.1	1.566	2.462	2.755	2.198	1.185	657	195.1	103.9	8.71	87.7	22	6.81	70
75	0.907	507.5	0.04	389.5	689.8	1.606	2.468	2.801	2.254	1.196	631	193.3	99	8.89	86	23	6.29	75
80	1.012	500	0.04	403.6	696.3	1.646	2.475	2.851	2.315	1.209	604	191.2	94.4	9.08	84.3	24	5.78	80
85	1.126	492.1	0.04	418	702.7	1.685	2.481	2.905	2.381	1.225	577	188.8	89.9	9.29	82.7	24	5.28	85
90	1.25	484	0.03	432.6	709	1.725	2.486	2.965	2.455	1.243	550	186.2	85.6	9.51	81.2	25	4.79	90
95	1.383	475.5	0.03	447.4	715.1	1.765	2.492	3.03	2.537	1.265	522	183.2	81.3	9.75	79.6	26	4.31	95
100	1.526	466.7	0.03	462.6	720.9	1.805	2.497	3.105	2.63	1.291	494	179.9	77.2	10	78.1	27	3.84	100
105	1.681	457.3	0.02	478.1	726.4	1.846	2.502	3.191	2.739	1.324	466	176.3	73.2	10.3	76.7	28	3.38	105
110	1.846	447.5	0.02	494	731.7	1.886	2.507	3.292	2.868	1.365	436	172.2	69.2	10.6	75.2	30	2.93	110
115	2.023	436.9	0.02	510.3	736.4	1.928	2.51	3.414	3.025	1.417	406	167.7	65.2	11	73.8	31	2.5	115
120	2.213	425.5	0.02	527.1	740.7	1.969	2.513	3.567	3.225	1.487	374	162.7	61.3	11.4	72.4	32	2.08	120
125	2.416	413.1	0.01	544.5	744.3	2.012	2.514	3.768	3.489	1.583	341	157.2	57.3	11.8	71	34	1.68	125
130	2.634	399.2	0.01	562.6	747	2.056	2.513	4.046	3.863	1.723	307	151	53.3	12.4	69.7	36	1.3	130
135	2.866	383.4	0.01	581.8	748.4	2.102	2.51	4.468	4.441	1.947	270	144.1	49.1	13.1	68.3	39	0.94	135
140	3.115	364.5	0.01	602.4	747.9	2.151	2.503	5.211	5.476	2.356	232	136.4	44.7	13.9	67.1	43	0.6	140
145	3.381	340.1	0.01	625.6	744	2.204	2.488	6.969	7.942	3.344	190	127.5	39.7	15.2	66.5	49	0.31	145
150	3.669	299.8	0.01	656	730.2	2.275	2.45	18.03	22.69	9.29	142	117.3	32.8	17.8	72	65	0.06	150
152	3.796	227.8	0	694.9	694.9	2.365	2.365	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	152

R600a(İso-Bütan) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-100	4E-04	684.2	66.7	-6.95	429.1	0.065	2.583	1.879	1.131	1.145	1481	168.3	941.8	4.4	140	6	25.5	-100
-95	6E-04	679.5	42	2.49	434.8	0.119	2.545	1.895	1.151	1.143	1453	170.5	842.4	4.53	138	6.4	24.9	-95
-90	1E-03	674.7	27.2	12	440.6	0.171	2.511	1.911	1.171	1.14	1425	172.6	758.1	4.65	136	6.8	24.2	-90
-85	0.001	669.8	18.1	21.6	446.4	0.223	2.481	1.927	1.192	1.138	1398	174.7	686	4.78	134	7.1	23.6	-85
-80	0.002	665	12.3	31.28	452.3	0.274	2.454	1.944	1.213	1.136	1370	176.7	623.7	4.91	132	7.5	23	-80
-75	0.003	660.1	8.62	41.04	458.3	0.324	2.429	1.962	1.234	1.134	1342	178.7	569.4	5.03	130	7.9	22.3	-75

-70	0.005	655.1	6.14	50.9	464.4	0.373	2.408	1.98	1.256	1.132	1315	180.6	521.9	5.16	128	8.3	21.7	-70
-65	0.007	650.2	4.47	60.85	470.5	0.421	2.389	1.998	1.278	1.13	1287	182.4	480	5.28	126	8.7	21.1	-65
-60	0.009	645.2	3.3	70.89	476.8	0.469	2.373	2.017	1.3	1.129	1260	184.2	442.9	5.41	124	9.1	20.4	-60
-55	0.012	640.1	2.48	81.03	483	0.516	2.359	2.037	1.324	1.128	1233	185.9	409.8	5.53	122	9.5	19.8	-55
-50	0.017	635	1.9	91.27	489.4	0.562	2.346	2.057	1.347	1.127	1205	187.5	380.1	5.65	120	9.9	19.2	-50
-45	0.022	629.8	1.47	101.6	495.8	0.608	2.335	2.078	1.372	1.126	1178	189	353.4	5.78	117	10	18.5	-45
-40	0.028	624.6	1.15	112.1	502.2	0.653	2.326	2.1	1.397	1.126	1151	190.4	329.2	5.9	115	11	17.9	-40
-35	0.037	619.4	0.91	122.6	508.7	0.698	2.319	2.122	1.424	1.125	1124	191.8	307.3	6.02	113	11	17.3	-35
-30	0.046	614	0.73	133.3	515.2	0.742	2.313	2.145	1.451	1.125	1096	193	287.4	6.14	111	12	16.7	-30
-25	0.058	608.6	0.59	144.1	521.8	0.786	2.308	2.169	1.479	1.126	1069	194.1	269.2	6.26	109	12	16.1	-25
-20	0.072	603.2	0.49	155	528.4	0.83	2.304	2.194	1.508	1.126	1042	195.1	252.6	6.38	107	12	15.4	-20
-15	0.089	597.6	0.4	166.1	535	0.873	2.302	2.219	1.538	1.127	1015	196	237.3	6.5	105	13	14.8	-15
-11.7	0.101	593.9	0.35	173.5	539.4	0.901	2.301	2.236	1.558	1.128	997	196.5	227.8	6.58	103	13	14.4	-11.7
-10	0.108	592	0.33	177.2	541.7	0.915	2.3	2.245	1.569	1.128	988	196.8	223.3	6.62	103	13	14.2	-10
-5	0.131	586.3	0.28	188.6	548.3	0.958	2.3	2.272	1.601	1.13	961	197.4	210.3	6.74	101	14	13.6	-5
0	0.157	580.5	0.24	200	555	1	2.3	2.299	1.634	1.132	935	197.9	198.4	6.86	98.6	14	13	0
2	0.168	578.1	0.22	204.6	557.7	1.017	2.3	2.31	1.648	1.132	924	198	193.8	6.91	97.8	14	12.8	2
4	0.18	575.7	0.21	209.3	560.4	1.034	2.301	2.322	1.661	1.133	913	198.1	189.4	6.96	97	15	12.6	4
6	0.193	573.4	0.19	213.9	563.1	1.05	2.301	2.333	1.675	1.134	902	198.2	185.1	7.01	96.2	15	12.3	6
8	0.206	571	0.18	218.6	565.8	1.067	2.302	2.345	1.69	1.135	892	198.3	181	7.06	95.4	15	12.1	8
10	0.22	568.6	0.17	223.3	568.4	1.084	2.302	2.357	1.704	1.137	881	198.4	177	7.11	94.7	15	11.8	10
12	0.235	566.1	0.16	228.1	571.1	1.1	2.303	2.369	1.719	1.138	870	198.4	173.1	7.16	93.9	15	11.6	12
14	0.251	563.7	0.15	232.8	573.8	1.117	2.304	2.381	1.733	1.139	860	198.4	169.3	7.21	93.1	16	11.4	14
16	0.267	561.2	0.14	237.6	576.5	1.133	2.305	2.393	1.748	1.141	849	198.4	165.6	7.26	92.4	16	11.1	16
18	0.284	558.7	0.13	242.4	579.2	1.15	2.306	2.405	1.764	1.142	838	198.3	162	7.31	91.6	16	10.9	18
20	0.302	556.2	0.13	247.3	581.9	1.166	2.307	2.418	1.779	1.144	828	198.2	158.5	7.37	90.8	16	10.7	20
22	0.321	553.7	0.12	252.1	584.5	1.182	2.309	2.431	1.795	1.145	817	198.1	155.1	7.42	90.1	17	10.5	22
24	0.34	551.1	0.11	257	587.2	1.199	2.31	2.444	1.811	1.147	807	198	151.8	7.47	89.4	17	10.2	24
26	0.361	548.6	0.11	261.9	589.9	1.215	2.311	2.457	1.827	1.149	796	197.8	148.6	7.52	88.6	17	9.99	26
28	0.382	546	0.1	266.8	592.5	1.231	2.313	2.47	1.844	1.151	786	197.6	145.4	7.58	87.9	17	9.76	28
30	0.405	543.4	0.1	271.8	595.2	1.248	2.315	2.483	1.86	1.153	775	197.3	142.4	7.63	87.2	17	9.53	30
32	0.428	540.8	0.09	276.8	597.9	1.264	2.316	2.497	1.877	1.155	764	197.1	139.4	7.69	86.5	18	9.31	32
34	0.452	538.1	0.09	281.8	600.5	1.28	2.318	2.511	1.895	1.157	754	196.8	136.5	7.74	85.8	18	9.08	34
36	0.477	535.4	0.08	286.9	603.2	1.296	2.32	2.525	1.913	1.16	743	196.5	133.7	7.8	85.1	18	8.86	36
38	0.504	532.7	0.08	291.9	605.8	1.313	2.321	2.539	1.931	1.162	733	196.1	130.9	7.85	84.4	18	8.63	38
40	0.531	530	0.07	297	608.4	1.329	2.323	2.553	1.949	1.165	723	195.7	128.2	7.91	83.7	19	8.41	40
42	0.559	527.2	0.07	302.2	611.1	1.345	2.325	2.568	1.968	1.168	712	195.3	125.6	7.97	83	19	8.19	42
44	0.589	524.5	0.07	307.3	613.7	1.361	2.327	2.583	1.987	1.171	702	194.8	123	8.03	82.3	19	7.97	44
46	0.62	521.7	0.06	312.5	616.3	1.377	2.329	2.598	2.007	1.174	691	194.3	120.5	8.09	81.7	19	7.75	46
48	0.652	518.8	0.06	317.7	618.9	1.393	2.331	2.614	2.027	1.178	681	193.8	118.1	8.15	81	20	7.53	48
50	0.685	516	0.06	323	621.5	1.41	2.333	2.63	2.048	1.182	670	193.2	115.7	8.22	80.4	20	7.31	50
55	0.773	508.7	0.05	336.2	627.9	1.45	2.338	2.671	2.102	1.192	644	191.6	109.9	8.38	78.8	20	6.78	55
60	0.869	501.2	0.04	349.7	634.2	1.49	2.344	2.714	2.16	1.204	618	189.7	104.5	8.56	77.2	21	6.25	60
65	0.973	493.5	0.04	363.4	640.4	1.53	2.349	2.761	2.224	1.218	592	187.6	99.3	8.74	75.7	22	5.72	65
70	1.087	485.6	0.04	377.3	646.4	1.57	2.354	2.812	2.293	1.234	565	185.1	94.3	8.94	74.3	23	5.21	70
75	1.21	477.4	0.03	391.4	652.3	1.61	2.36	2.869	2.37	1.254	538	182.4	89.6	9.16	72.9	24	4.71	75
80	1.343	468.8	0.03	405.8	658	1.65	2.365	2.932	2.456	1.278	511	179.3	85	9.39	71.6	25	4.21	80
85	1.486	459.9	0.02	420.5	663.4	1.691	2.369	3.005	2.556	1.307	483	175.9	80.6	9.65	70.2	26	3.73	85
90	1.641	450.5	0.02	435.5	668.6	1.731	2.373	3.091	2.673	1.343	453	172.1	76.3	9.95	69	27	3.26	90
95	1.807	440.5	0.02	450.8	673.3	1.772	2.377	3.194	2.814	1.39	423	167.9	72	10.3	67.8	28	2.8	95
100	1.986	429.8	0.02	466.7	677.7	1.814	2.38	3.325	2.99	1.451	391	163.3	67.8	10.7	66.6	30	2.36	100

105	2.178	418.1	0.02	483	681.4	1.856	2.381	3.495	3.219	1.534	357	158.1	63.6	11.1	65.4	31	1.93	105
110	2.383	405.1	0.01	500.1	684.4	1.9	2.381	3.729	3.532	1.651	321	152.4	59.3	11.6	64.3	33	1.53	110
115	2.604	390.2	0.01	518	686.4	1.945	2.379	4.075	3.993	1.831	282	146.1	54.8	12.3	63.2	36	1.14	115
120	2.84	372.7	0.01	537.1	686.9	1.992	2.373	4.643	4.754	2.134	242	139.2	49.9	13.1	62.3	39	0.78	120
125	3.094	350.7	0.01	558.2	685	2.044	2.362	5.767	6.274	2.75	200	131.4	44.6	14.3	61.9	44	0.46	125
130	3.366	319.9	0.01	582.9	678.5	2.103	2.34	9.32	10.96	4.67	155	122.7	38.3	16.1	63.5	52	0.18	130
134.7	3.64	224.4	0	636.4	636.4	2.233	2.233	10	10	10	0	0	0	0	10	10	0	134.7

R1150(Etilen) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı Cp		k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-169	1E-04	654.6	253	-158	409.4	-1.18	4.279	2.429	1.187	1.333	1767	202.7	685.7	0.77	271	6.8	28.1	-169
-165	3E-04	649.3	130	-148	414.4	-1.08	4.116	2.432	1.188	1.333	1740	206.7	598.1	1.64	265	6.6	27.3	-165
-160	5E-04	643	62.7	-136	420.2	-0.97	3.941	2.432	1.189	1.333	1707	211.3	514.5	2.47	258	6.6	26.3	-160
-155	0.001	636.6	32.6	-124	426.1	-0.87	3.785	2.429	1.191	1.334	1673	215.9	448.6	3.13	251	6.7	25.4	-155
-150	0.002	630.1	18	-112	432	-0.77	3.645	2.424	1.194	1.334	1639	220.3	395.8	3.66	245	6.9	24.4	-150
-145	0.004	623.6	10.5	-99.4	437.8	-0.67	3.52	2.419	1.198	1.335	1604	224.5	352.7	4.09	238	7.2	23.4	-145
-140	0.006	617.1	6.4	-87.3	443.5	-0.58	3.408	2.414	1.203	1.336	1569	228.6	317.2	4.44	231	7.5	22.5	-140
-135	0.01	610.5	4.07	-75.3	449.2	-0.49	3.307	2.409	1.21	1.337	1534	232.5	287.5	4.74	225	7.8	21.5	-135
-130	0.016	603.8	2.69	-63.2	454.9	-0.4	3.215	2.406	1.218	1.339	1498	236.3	262.3	5	218	8.1	20.6	-130
-125	0.024	597.1	1.83	-51.2	460.4	-0.32	3.131	2.404	1.228	1.341	1463	239.8	240.7	5.23	212	8.4	19.7	-125
-120	0.035	590.3	1.29	-39.2	465.8	-0.24	3.055	2.404	1.24	1.344	1427	243.2	222	5.44	206	8.7	18.7	-120
-115	0.05	583.4	0.93	-27.1	471.1	-0.17	2.985	2.406	1.254	1.348	1390	246.3	205.7	5.63	200	9	17.8	-115
-110	0.069	576.5	0.68	-15.1	476.2	-0.09	2.921	2.409	1.271	1.353	1354	249.2	191.3	5.81	194	9.3	16.9	-110
-105	0.094	569.4	0.51	-2.97	481.2	-0.02	2.862	2.416	1.29	1.358	1316	251.8	178.5	5.99	188	9.6	16	-105
-104	0.101	567.7	0.48	0	482.4	0	2.848	2.418	1.295	1.36	1307	252.4	175.6	6.03	187	9.7	15.8	-104
-100	0.126	562.2	0.39	9.16	486	0.053	2.807	2.424	1.312	1.365	1279	254.2	167	6.16	182	9.9	15.2	-100
-98	0.141	559.3	0.35	14.02	487.9	0.081	2.787	2.429	1.321	1.368	1264	255.1	162.7	6.23	180	10	14.8	-98
-96	0.157	556.4	0.32	18.9	489.7	0.109	2.766	2.434	1.331	1.371	1249	255.9	158.6	6.3	178	10	14.5	-96
-94	0.174	553.5	0.29	23.79	491.6	0.136	2.747	2.439	1.342	1.375	1233	256.7	154.7	6.37	176	10	14.1	-94
-92	0.193	550.5	0.26	28.69	493.3	0.163	2.728	2.445	1.353	1.379	1218	257.4	150.9	6.44	173	10	13.8	-92
-90	0.213	547.5	0.24	33.6	495.1	0.19	2.709	2.451	1.365	1.383	1203	258.1	147.2	6.51	171	11	13.4	-90
-88	0.235	544.5	0.22	38.53	496.8	0.216	2.691	2.458	1.377	1.387	1187	258.7	143.6	6.58	169	11	13.1	-88
-86	0.259	541.4	0.2	43.48	498.4	0.243	2.673	2.465	1.391	1.392	1172	259.3	140.2	6.65	167	11	12.8	-86
-84	0.284	538.4	0.18	48.44	500.1	0.269	2.656	2.473	1.404	1.397	1156	259.9	136.9	6.72	165	11	12.4	-84
-82	0.311	535.3	0.17	53.41	501.6	0.295	2.639	2.482	1.419	1.402	1140	260.4	133.7	6.8	163	11	12.1	-82
-80	0.34	532.2	0.16	58.41	503.2	0.32	2.623	2.491	1.434	1.408	1125	260.8	130.6	6.87	161	11	11.8	-80
-78	0.371	529	0.14	63.43	504.7	0.346	2.607	2.501	1.45	1.414	1109	261.2	127.5	6.95	159	11	11.4	-78
-76	0.405	525.8	0.13	68.47	506.1	0.371	2.591	2.512	1.467	1.42	1093	261.5	124.6	7.02	157	12	11.1	-76
-74	0.44	522.6	0.12	73.53	507.6	0.396	2.576	2.524	1.484	1.427	1077	261.8	121.7	7.1	155	12	10.8	-74
-72	0.477	519.3	0.11	78.61	508.9	0.421	2.561	2.536	1.503	1.435	1061	262.1	118.9	7.18	153	12	10.4	-72
-70	0.517	516.1	0.1	83.72	510.2	0.446	2.546	2.549	1.522	1.443	1044	262.3	116.2	7.26	151	12	10.1	-70
-68	0.559	512.7	0.1	88.86	511.5	0.471	2.531	2.563	1.543	1.451	1028	262.4	113.6	7.34	149	12	9.8	-68
-66	0.604	509.4	0.09	94.03	512.7	0.496	2.517	2.578	1.565	1.46	1012	262.5	111	7.42	147	13	9.48	-66
-64	0.651	506	0.08	99.23	513.9	0.52	2.503	2.594	1.588	1.47	995	262.5	108.5	7.51	145	13	9.16	-64
-62	0.701	502.5	0.08	104.5	515	0.545	2.489	2.611	1.612	1.48	978	262.4	106	7.6	143	13	8.85	-62
-60	0.754	499	0.07	109.7	516	0.569	2.475	2.629	1.638	1.491	962	262.3	103.6	7.68	141	13	8.53	-60
-58	0.81	495.5	0.07	115	517	0.593	2.461	2.648	1.665	1.503	945	262.2	101.2	7.78	139	13	8.23	-58
-56	0.868	491.9	0.06	120.4	517.9	0.617	2.448	2.668	1.694	1.516	928	262	98.9	7.87	137	14	7.92	-56

-54	0.93	488.2	0.06	125.7	518.7	0.641	2.435	2.69	1.725	1.529	911	261.7	96.6	7.96	135	14	7.61	-54
-52	0.994	484.5	0.06	131.2	519.5	0.665	2.421	2.714	1.757	1.544	894	261.3	94.4	8.06	133	14	7.31	-52
-50	1.062	480.8	0.05	136.6	520.2	0.689	2.408	2.739	1.792	1.56	876	260.9	92.2	8.16	132	14	7.01	-50
-48	1.133	476.9	0.05	142.1	520.8	0.713	2.395	2.766	1.829	1.577	859	260.5	90.1	8.27	130	15	6.71	-48
-46	1.208	473	0.05	147.7	521.4	0.737	2.382	2.795	1.869	1.596	841	259.9	87.9	8.38	128	15	6.42	-46
-44	1.285	469.1	0.04	153.3	521.9	0.761	2.369	2.826	1.912	1.616	823	259.3	85.8	8.49	126	15	6.13	-44
-42	1.367	465	0.04	159	522.2	0.785	2.357	2.859	1.958	1.638	806	258.7	83.8	8.6	124	16	5.84	-42
-40	1.452	460.9	0.04	164.7	522.5	0.809	2.344	2.895	2.007	1.662	787	257.9	81.8	8.72	122	16	5.55	-40
-38	1.541	456.7	0.04	170.5	522.7	0.833	2.331	2.934	2.061	1.688	769	257.1	79.7	8.84	121	16	5.27	-38
-36	1.634	452.4	0.03	176.4	522.8	0.857	2.318	2.976	2.119	1.717	751	256.3	77.8	8.97	119	17	4.99	-36
-34	1.731	448	0.03	182.3	522.8	0.881	2.305	3.022	2.182	1.749	732	255.3	75.8	9.1	117	17	4.71	-34
-32	1.832	443.5	0.03	188.4	522.7	0.905	2.291	3.072	2.252	1.784	714	254.3	73.8	9.24	115	17	4.44	-32
-30	1.937	438.9	0.03	194.5	522.4	0.929	2.278	3.127	2.328	1.823	695	253.2	71.9	9.39	113	18	4.17	-30
-28	2.046	434.1	0.03	200.7	522	0.954	2.264	3.188	2.413	1.866	676	252	70	9.54	111	18	3.9	-28
-26	2.16	429.2	0.02	206.9	521.4	0.978	2.251	3.254	2.507	1.914	656	250.7	68.1	9.69	110	19	3.64	-26
-24	2.278	424.2	0.02	213.3	520.7	1.003	2.237	3.329	2.612	1.969	637	249.4	66.2	9.86	108	19	3.38	-24
-22	2.401	419	0.02	219.9	519.9	1.028	2.222	3.412	2.731	2.031	617	248	64.3	10	106	20	3.13	-22
-20	2.528	413.6	0.02	226.5	518.8	1.053	2.207	3.506	2.866	2.101	596	246.4	62.4	10.2	104	21	2.88	-20
-18	2.661	408	0.02	233.3	517.5	1.078	2.192	3.612	3.021	2.182	576	244.8	60.5	10.4	102	21	2.63	-18
-16	2.799	402.2	0.02	240.2	516	1.104	2.177	3.735	3.2	2.277	555	243.1	58.7	10.6	100	22	2.39	-16
-14	2.941	396.1	0.02	247.3	514.3	1.13	2.16	3.878	3.411	2.387	533	241.3	56.8	10.9	98.1	23	2.15	-14
-12	3.089	389.8	0.02	254.6	512.2	1.157	2.143	4.046	3.661	2.52	511	239.3	54.9	11.1	96.1	24	1.92	-12
-10	3.243	383	0.01	262.2	509.9	1.184	2.125	4.247	3.965	2.68	489	237.3	52.9	11.4	94.1	25	1.7	-10
-8	3.402	375.9	0.01	270	507.1	1.212	2.106	4.493	4.339	2.877	465	235.1	51	11.7	92	26	1.48	-8
-6	3.567	368.3	0.01	278.1	503.9	1.241	2.086	4.802	4.815	3.127	441	232.8	49	12	89.9	28	1.26	-6
-4	3.738	360.1	0.01	286.6	500.1	1.271	2.064	5.201	5.438	3.452	416	230.3	46.9	12.3	87.8	30	1.06	-4
-2	3.915	351.1	0.01	295.5	495.7	1.302	2.04	5.739	6.291	3.894	390	227.6	44.8	12.8	85.6	32	0.86	-2
0	4.099	341.2	0.01	305.1	490.3	1.335	2.013	6.507	7.526	4.526	362	224.6	42.6	13.2	83.5	35	0.67	0
5	4.59	308.8	0.01	333.5	470.3	1.433	1.924	11.68	16.1	8.72	283	214.9	36.2	15	79.8	52	0.25	5
9.2	5.042	214.2	0	399.4	399.4	1.661	1.661	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	9.2

R1270(Propilen) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-150	1E-05	727.9	2789	-117	419.5	-0.65	3.705	1.834	0.991	1.249	1834	174.3	1324	3.51	180	4.6	33.5	-150
-140	5E-05	716.3	583	-98.4	429.5	-0.51	3.458	1.893	1.015	1.242	1754	180.7	945.7	3.79	178	5.1	31.8	-140
-130	2E-04	704.9	156	-79.2	439.8	-0.37	3.258	1.939	1.039	1.235	1683	186.9	718.7	4.06	175	5.6	30.1	-130
-120	6E-04	693.6	50.8	-59.6	450.3	-0.24	3.094	1.974	1.064	1.229	1617	192.7	571.2	4.34	172	6.1	28.4	-120
-110	0.002	682.2	19.4	-39.7	460.9	-0.11	2.959	2.002	1.09	1.223	1554	198.3	468.9	4.62	169	6.6	26.7	-110
-100	0.004	670.8	8.44	-19.6	471.7	0.01	2.848	2.026	1.118	1.218	1493	203.5	394.1	4.9	166	7.2	25	-100
-90	0.009	659.4	4.08	0.8	482.7	0.124	2.756	2.05	1.149	1.214	1432	208.4	337.1	5.18	162	7.8	23.4	-90
-80	0.018	647.8	2.15	21.43	493.7	0.234	2.679	2.075	1.183	1.211	1370	212.9	292.2	5.46	159	8.4	21.8	-80
-70	0.032	636.1	1.22	42.34	504.8	0.34	2.616	2.103	1.22	1.209	1309	216.9	255.9	5.73	155	9	20.2	-70
-60	0.056	624.1	0.74	63.55	515.8	0.441	2.563	2.135	1.263	1.209	1247	220.4	226.1	6.01	151	9.7	18.7	-60
-50	0.091	611.9	0.47	85.11	526.8	0.54	2.519	2.171	1.309	1.211	1184	223.4	201.1	6.29	146	10	17.1	-50
-48	0.1	609.4	0.43	89.47	529	0.559	2.511	2.179	1.319	1.211	1171	223.9	196.6	6.35	146	11	16.8	-48
-47.7	0.101	609.1	0.42	90.14	529.3	0.562	2.51	2.18	1.321	1.211	1169	224	195.9	6.36	145	11	16.8	-47.7
-46	0.109	606.9	0.4	93.84	531.1	0.578	2.504	2.187	1.33	1.212	1158	224.4	192.2	6.4	145	11	16.5	-46
-44	0.119	604.4	0.36	98.23	533.3	0.598	2.496	2.195	1.34	1.213	1145	224.8	188	6.46	144	11	16.2	-44
-42	0.13	601.9	0.34	102.6	535.5	0.617	2.489	2.203	1.351	1.214	1133	225.3	183.9	6.52	143	11	15.9	-42
-40	0.142	599.4	0.31	107.1	537.6	0.636	2.482	2.212	1.362	1.215	1120	225.7	179.9	6.57	142	11	15.6	-40
-38	0.154	596.8	0.29	111.5	539.7	0.655	2.476	2.221	1.373	1.216	1107	226.1	176	6.63	141	11	15.3	-38
-36	0.167	594.3	0.27	116	541.9	0.673	2.469	2.23	1.385	1.217	1094	226.4	172.3	6.69	140	11	15	-36

-34	0.182	591.7	0.25	120.5	544	0.692	2.463	2.239	1.396	1.218	1081	226.7	168.7	6.75	139	12	14.8	-34
-32	0.196	589.1	0.23	125	546.1	0.711	2.457	2.249	1.408	1.22	1068	227	165.1	6.8	139	12	14.5	-32
-30	0.212	586.5	0.21	129.5	548.2	0.729	2.451	2.259	1.421	1.221	1056	227.3	161.7	6.86	138	12	14.2	-30
-28	0.229	583.8	0.2	134	550.3	0.748	2.446	2.269	1.433	1.223	1043	227.5	158.4	6.92	137	12	13.9	-28
-26	0.247	581.2	0.18	138.6	552.3	0.766	2.44	2.279	1.446	1.225	1030	227.7	155.1	6.98	136	12	13.6	-26
-24	0.266	578.5	0.17	143.2	554.4	0.785	2.435	2.29	1.459	1.227	1017	227.9	152	7.04	135	13	13.3	-24
-22	0.286	575.8	0.16	147.8	556.4	0.803	2.43	2.3	1.473	1.229	1004	228.1	148.9	7.1	134	13	13	-22
-20	0.307	573.1	0.15	152.4	558.5	0.821	2.425	2.311	1.487	1.231	991	228.2	145.9	7.17	133	13	12.7	-20
-18	0.329	570.4	0.14	157	560.5	0.839	2.42	2.323	1.501	1.234	978	228.3	143	7.23	132	13	12.4	-18
-16	0.352	567.6	0.13	161.7	562.5	0.857	2.416	2.335	1.515	1.236	965	228.3	140.2	7.29	131	13	12.2	-16
-14	0.377	564.8	0.12	166.4	564.5	0.875	2.411	2.347	1.53	1.239	952	228.3	137.4	7.36	130	13	11.9	-14
-12	0.402	562	0.12	171.1	566.4	0.893	2.407	2.359	1.546	1.242	939	228.3	134.8	7.42	129	14	11.6	-12
-10	0.429	559.2	0.11	175.9	568.4	0.911	2.403	2.372	1.562	1.245	925	228.2	132.1	7.49	128	14	11.3	-10
-8	0.458	556.3	0.1	180.6	570.3	0.929	2.399	2.385	1.578	1.248	912	228.1	129.6	7.56	127	14	11	-8
-6	0.488	553.5	0.1	185.4	572.2	0.947	2.395	2.398	1.594	1.252	899	228	127.1	7.63	126	14	10.8	-6
-4	0.519	550.6	0.09	190.3	574.1	0.965	2.391	2.412	1.612	1.256	886	227.8	124.6	7.69	125	15	10.5	-4
-2	0.552	547.6	0.09	195.1	576	0.982	2.387	2.426	1.629	1.26	873	227.6	122.2	7.77	124	15	10.2	-2
0	0.586	544.6	0.08	200	577.8	1	2.383	2.441	1.648	1.264	860	227.4	119.9	7.84	123	15	9.94	0
2	0.622	541.6	0.08	204.9	579.7	1.018	2.38	2.456	1.666	1.268	847	227.1	117.6	7.91	122	15	9.67	2
4	0.659	538.6	0.07	209.9	581.5	1.035	2.376	2.471	1.686	1.273	834	226.7	115.4	7.99	121	16	9.4	4
6	0.698	535.5	0.07	214.8	583.2	1.053	2.373	2.487	1.706	1.278	820	226.4	113.2	8.07	120	16	9.13	6
8	0.739	532.4	0.06	219.8	585	1.071	2.369	2.504	1.726	1.284	807	226	111.1	8.15	119	16	8.87	8
10	0.781	529.3	0.06	224.9	586.7	1.088	2.366	2.521	1.748	1.289	794	225.5	109	8.23	118	16	8.6	10
12	0.825	526.1	0.06	229.9	588.4	1.106	2.363	2.538	1.77	1.296	781	225	106.9	8.31	117	17	8.34	12
14	0.871	522.9	0.05	235	590.1	1.123	2.36	2.557	1.793	1.302	767	224.5	104.9	8.4	116	17	8.08	14
16	0.919	519.7	0.05	240.2	591.7	1.141	2.356	2.575	1.817	1.309	754	223.9	102.9	8.48	115	17	7.82	16
18	0.968	516.4	0.05	245.3	593.3	1.158	2.353	2.595	1.842	1.316	741	223.3	101	8.57	114	18	7.56	18
20	1.02	513	0.05	250.6	594.8	1.176	2.35	2.615	1.867	1.324	727	222.6	99.1	8.67	113	18	7.31	20
22	1.074	509.6	0.04	255.8	596.4	1.193	2.347	2.637	1.894	1.333	714	221.9	97.2	8.76	112	18	7.05	22
24	1.129	506.2	0.04	261.1	597.9	1.211	2.344	2.659	1.923	1.342	701	221.1	95.4	8.86	111	19	6.8	24
26	1.187	502.7	0.04	266.4	599.3	1.228	2.341	2.682	1.952	1.351	687	220.3	93.6	8.97	110	19	6.55	26
28	1.247	499.2	0.04	271.8	600.7	1.246	2.338	2.706	1.983	1.362	674	219.4	91.8	9.06	109	19	6.31	28
30	1.308	495.6	0.04	277.2	602.1	1.263	2.335	2.731	2.015	1.373	661	218.5	90	9.17	108	20	6.06	30
32	1.373	491.9	0.03	282.7	603.4	1.281	2.332	2.757	2.049	1.385	647	217.5	88.3	9.28	107	20	5.82	32
34	1.439	488.2	0.03	288.2	604.7	1.298	2.329	2.785	2.085	1.398	634	216.5	86.6	9.4	106	21	5.58	34
36	1.508	484.4	0.03	293.7	605.9	1.316	2.326	2.814	2.123	1.412	620	215.4	84.9	9.52	105	21	5.34	36
38	1.579	480.6	0.03	299.4	607.1	1.333	2.322	2.845	2.163	1.427	606	214.3	83.3	9.64	104	22	5.1	38
40	1.652	476.7	0.03	305	608.2	1.351	2.319	2.878	2.206	1.443	593	213.1	81.6	9.77	103	22	4.86	40
42	1.728	472.7	0.03	310.7	609.2	1.369	2.316	2.913	2.251	1.46	579	211.8	80	9.91	102	23	4.63	42
44	1.807	468.6	0.03	316.5	610.2	1.387	2.312	2.95	2.3	1.48	565	210.5	78.4	10.1	101	23	4.4	44
46	1.888	464.4	0.02	322.3	611.1	1.404	2.309	2.99	2.352	1.501	552	209.1	76.8	10.2	99.7	24	4.17	46
48	1.972	460.2	0.02	328.2	611.9	1.422	2.305	3.032	2.408	1.523	538	207.7	75.2	10.4	98.7	24	3.95	48
50	2.058	455.8	0.02	334.2	612.7	1.44	2.302	3.078	2.469	1.549	524	206.2	73.6	10.5	97.6	25	3.73	50
55	2.286	444.4	0.02	349.5	614.1	1.485	2.292	3.211	2.644	1.624	488	202.2	69.7	11	94.9	27	3.18	55
60	2.533	432.1	0.02	365.3	615	1.532	2.281	3.38	2.868	1.723	452	197.7	65.8	11.5	92.2	29	2.65	60
65	2.798	418.8	0.01	381.7	614.9	1.579	2.268	3.604	3.163	1.859	415	192.8	61.9	12.1	89.4	31	2.15	65
70	3.084	404.1	0.01	399	613.9	1.627	2.254	3.921	3.578	2.055	377	187.4	57.9	12.8	86.6	34	1.67	70
75	3.392	387.4	0.01	417.5	611.3	1.679	2.235	4.416	4.213	2.363	337	181.3	53.7	13.7	83.8	38	1.21	75
80	3.724	367.5	0.01	437.7	606.6	1.734	2.212	5.315	5.332	2.918	294	174.7	49.1	14.9	81.1	42	0.79	80
85	4.081	341.7	0.01	461	598.1	1.796	2.179	7.507	7.921	4.221	248	167.2	43.8	16.6	79.2	49	0.41	85
90	4.467	298.9	0.01	493.5	579.6	1.883	2.12	20.39	21.47	11.11	195	159.2	36.3	19.6	81.9	64	0.1	90
92.42	4.665	223.4	0	540.4	540.4	2.01	2.01	100	100	100	0	0	0	0	100	100	0	92.42

R702(Hidrojen) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-259	0.008	76.9	7.29	218.1	667.4	14.08	46.22	7.78	10.9	1.669	1362	304.5	25.5	0.66	76.2	10	3.18	-259
-259	0.008	76.86	7.11	218.6	667.8	14.11	46.15	7.71	10.89	1.672	1360	305.1	25.3	0.67	76.7	10	3.17	-259
-258	0.013	76.02	4.52	226.3	676.9	14.61	44.7	7.15	10.86	1.701	1318	316.2	22.2	0.74	84.1	12	2.97	-258
-257	0.021	75.12	3.02	233.4	685.6	15.08	43.41	7.3	11	1.719	1272	325.2	19.8	0.81	90.1	13	2.77	-257
-256	0.032	74.18	2.09	240.9	693.7	15.53	42.26	7.72	11.19	1.739	1226	333.2	17.8	0.87	94.8	14	2.58	-256
-255	0.047	73.2	1.5	249	701.3	15.98	41.22	8.26	11.43	1.764	1185	340.6	16.2	0.94	98.4	15	2.38	-255
-254	0.066	72.18	1.11	257.8	708.3	16.44	40.27	8.85	11.71	1.795	1147	347.3	14.8	1	101	16	2.19	-254
-253	0.09	71.11	0.83	267.3	714.6	16.9	39.39	9.49	12.04	1.833	1111	353.3	13.6	1.06	103	17	2	-253
-253	0.101	70.67	0.75	271.2	716.8	17.09	39.07	9.74	12.2	1.851	1097	355.4	13.2	1.08	104	17	1.93	-253
-252	0.121	69.96	0.64	277.4	720.1	17.37	38.58	10.15	12.46	1.881	1075	358.6	12.6	1.12	104	18	1.82	-252
-251	0.158	68.73	0.5	288.3	724.8	17.85	37.81	10.88	12.96	1.94	1039	363.2	11.6	1.18	105	19	1.64	-251
-250	0.203	67.41	0.4	299.9	728.4	18.34	37.07	11.68	13.58	2.013	1001	367.2	10.8	1.25	105	20	1.46	-250
-249	0.257	65.98	0.32	312.3	731	18.84	36.37	12.58	14.35	2.106	960	370.6	10.1	1.32	105	22	1.29	-249
-248	0.32	64.43	0.26	325.8	732.3	19.35	35.68	13.65	15.34	2.224	918	373.3	9.4	1.39	104	23	1.12	-248
-247	0.394	62.75	0.21	340.3	732.2	19.88	35.01	14.94	16.63	2.378	872	375.4	8.7	1.46	103	24	0.95	-247
-246	0.479	60.91	0.17	356.1	730.4	20.42	34.33	16.56	18.36	2.586	824	376.9	8.1	1.54	101	26	0.79	-246
-245	0.576	58.87	0.14	373.5	726.5	20.99	33.64	18.72	20.79	2.877	772	377.8	7.5	1.63	98.7	28	0.64	-245
-244	0.685	56.55	0.12	392.7	720.2	21.6	32.93	21.85	24.41	3.31	715	378.2	6.9	1.74	96	31	0.49	-244
-243	0.808	53.76	0.1	414.7	710.5	22.27	32.16	27.13	30.32	4.013	650	378.1	6.4	1.86	92.6	33	0.35	-243
-242	0.946	50.17	0.08	441.4	696.2	23.06	31.3	38.73	41.37	5.321	573	377.7	5.8	2.04	88.3	37	0.22	-242
-241	1.099	44.89	0.06	477.9	674.4	24.11	30.27	84.77	67.41	8.383	482	377.6	5.1	2.35	82.3	43	0.11	-241
-240	1.268	34.38	0.05	547.5	640.5	26.1	28.95	100	100	100	100	100	100	100	100	100	0.01	-240
-240	1.315	30.11	0.03	577.2	577.2	26.96	26.96	0	0	0	0	0	0	100	100	0	0	-240

R702p(paraHidrojen) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-259	0.007	77.04	7.84	-307	140.1	4.98	37.43	7.72	10.68	1.69	1373	305	26	0.65	75.3	10	3.12	13.8
-259	0.008	76.87	7.12	-306	141.9	5.088	37.12	7.53	10.7	1.692	1364	307	25.3	0.67	76.9	11	3.09	14
-258	0.013	76.01	4.49	-298	150.9	5.588	35.63	7.13	10.84	1.704	1316	316.4	22.2	0.74	84.1	12	2.89	15
-257	0.022	75.12	2.96	-291	159.5	6.051	34.3	7.3	11.01	1.72	1269	325.1	19.8	0.81	90	13	2.71	16
-256	0.033	74.19	2.04	-284	167.5	6.504	33.11	7.72	11.22	1.741	1224	333	17.8	0.87	94.7	14	2.52	17
-255	0.048	73.22	1.45	-275	175	6.958	32.04	8.26	11.46	1.767	1183	340.3	16.2	0.94	98.3	15	2.33	18
-254	0.068	72.19	1.07	-267	181.8	7.416	31.08	8.85	11.76	1.8	1145	346.8	14.8	1	101	16	2.15	19
-253	0.093	71.11	0.8	-257	188	7.88	30.19	9.48	12.12	1.84	1109	352.6	13.6	1.06	103	17	1.96	20
-253	0.101	70.8	0.75	-254	189.5	8.009	29.96	9.66	12.23	1.853	1099	354.1	13.3	1.07	103	17	1.91	20.28
-253	0.108	70.54	0.7	-252	190.8	8.114	29.78	9.81	12.33	1.864	1091	355.3	13.1	1.09	104	17	1.87	20.5
-252	0.125	69.96	0.62	-247	193.3	8.35	29.37	10.15	12.56	1.89	1073	357.8	12.6	1.12	104	18	1.78	21
-252	0.143	69.35	0.55	-242	195.7	8.589	28.98	10.51	12.81	1.92	1055	360.2	12.1	1.15	105	18	1.69	21.5
-251	0.163	68.73	0.48	-236	197.8	8.829	28.6	10.87	13.09	1.952	1036	362.3	11.6	1.18	105	19	1.61	22
-251	0.185	68.08	0.43	-231	199.7	9.071	28.24	11.26	13.39	1.989	1018	364.3	11.2	1.21	105	20	1.52	22.5
-250	0.209	67.42	0.38	-225	201.3	9.315	27.88	11.67	13.74	2.03	999	366.2	10.8	1.25	105	20	1.43	23
-250	0.236	66.72	0.34	-219	202.6	9.562	27.52	12.1	14.12	2.075	979	367.9	10.4	1.28	105	21	1.34	23.5
-249	0.264	66	0.31	-212	203.6	9.811	27.17	12.56	14.56	2.127	959	369.4	10.1	1.32	105	22	1.26	24
-249	0.295	65.25	0.28	-206	204.4	10.06	26.83	13.06	15.04	2.185	939	370.8	9.7	1.35	104	22	1.17	24.5
-248	0.328	64.47	0.25	-199	204.7	10.32	26.49	13.61	15.6	2.251	918	372.1	9.4	1.39	104	23	1.09	25
-247	0.403	62.8	0.2	-184	204.4	10.84	25.82	14.87	16.96	2.414	873	374.1	8.7	1.46	103	25	0.92	26
-246	0.488	60.97	0.17	-168	202.3	11.39	25.15	16.47	18.81	2.635	825	375.5	8.1	1.54	101	26	0.76	27
-245	0.586	58.93	0.14	-151	198.1	11.95	24.45	18.61	21.44	2.948	773	376.3	7.5	1.63	98.7	28	0.6	28
-244	0.697	56.6	0.11	-132	191.3	12.56	23.73	21.7	25.45	3.426	716	376.4	6.9	1.74	96	31	0.45	29
-243	0.821	53.86	0.09	-110	180.6	13.22	22.93	26.73	32.31	4.238	653	375.9	6.4	1.86	92.6	33	0.3	30
-242	0.961	50.48	0.07	-84.4	164.1	13.98	22.01	36.68	46.58	5.916	582	374.8	5.8	2.04	88.3	37	0.16	31

-241	1.119	45.81	0.06	-51	135.8	14.94	20.79	66.67	93.3	11.36	501	373.2	5.1	2.35	82.3	43	0.04	32
-240	1.284	31.36	0.03	40.3	40.3	17.62	17.62	0	0	0	0	0	0	0	8	8	0	32.94

R704(Helyum) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-271	0.005	146.2	0.87	2.34	25.56	1.404	12.07	6.318	6.061	1.747	217	83.2	0	0	0	0	0.39	2.18
-271	0.005	146.2	0.83	2.48	25.66	1.468	12	5.8	6.076	1.75	217	83.6	0	0	0	0	0.39	2.2
-271	0.007	145.9	0.68	2.98	26.05	1.687	11.72	4.164	6.139	1.763	216	85	0	0	0	0	0.37	2.3
-271	0.008	145.5	0.56	3.35	26.44	1.841	11.46	3.217	6.199	1.778	216	86.3	0	0	0	0	0.36	2.4
-271	0.01	145	0.47	3.66	26.81	1.961	11.22	2.7	6.258	1.795	216	87.6	0	0	0	0	0.34	2.5
-271	0.012	144.4	0.4	3.93	27.17	2.06	11	2.453	6.318	1.813	217	88.8	0	0	0	0	0.33	2.6
-270	0.015	143.7	0.34	4.18	27.52	2.15	10.8	2.372	6.38	1.834	217	90	0	0	0	0	0.31	2.7
-270	0.017	143	0.3	4.44	27.86	2.236	10.6	2.394	6.446	1.857	217	91.1	0	0	0	0	0.3	2.8
-270	0.02	142.2	0.26	4.7	28.19	2.32	10.42	2.477	6.516	1.882	216	92.1	0	0	0	0	0.29	2.9
-270	0.024	141.3	0.23	4.97	28.5	2.404	10.25	2.598	6.592	1.91	214	93	0	0	0	0	0.27	3
-270	0.028	140.4	0.2	5.26	28.79	2.489	10.08	2.74	6.676	1.941	213	93.9	0	0	0	0	0.26	3.1
-270	0.032	139.4	0.18	5.56	29.07	2.577	9.922	2.897	6.768	1.976	210	94.8	0	0	0	0	0.24	3.2
-270	0.036	138.4	0.16	5.88	29.33	2.665	9.769	3.062	6.872	2.015	208	95.5	0	0	0	0	0.23	3.3
-270	0.041	137.3	0.14	6.22	29.57	2.756	9.622	3.234	6.989	2.059	205	96.3	0	0	0	0	0.22	3.4
-270	0.047	136.1	0.12	6.58	29.79	2.848	9.478	3.414	7.122	2.108	202	96.9	0	0	0	0	0.2	3.5
-270	0.053	134.8	0.11	6.96	29.98	2.942	9.338	3.603	7.274	2.165	199	97.5	3.5	1	17.9	7.3	0.19	3.6
-269	0.059	133.5	0.1	7.35	30.16	3.038	9.201	3.803	7.449	2.229	196	98.1	3.4	1.04	18.1	7.6	0.18	3.7
-269	0.066	132	0.09	7.77	30.31	3.136	9.065	4.02	7.654	2.303	193	98.6	3.4	1.07	18.2	7.8	0.16	3.8
-269	0.073	130.5	0.08	8.21	30.43	3.235	8.931	4.257	7.894	2.389	189	99.1	3.3	1.11	18.4	8.1	0.15	3.9
-269	0.081	128.9	0.07	8.67	30.52	3.337	8.798	4.523	8.179	2.491	186	99.5	3.3	1.15	18.5	8.4	0.14	4
-269	0.089	127.2	0.07	9.16	30.57	3.441	8.663	4.826	8.521	2.611	182	99.8	3.2	1.19	18.6	8.7	0.13	4.1
-269	0.098	125.3	0.06	9.68	30.59	3.548	8.528	5.179	8.938	2.756	178	100.1	3.2	1.24	18.6	9	0.11	4.2
-269	0.101	124.7	0.06	9.84	30.59	3.581	8.486	5.299	9.083	2.806	176	100.2	3.2	1.25	18.7	9.1	0.11	4.23
-269	0.108	123.3	0.06	10.22	30.57	3.658	8.39	5.6	9.455	2.934	173	100.4	3.1	1.28	18.7	9.3	0.1	4.3
-269	0.118	121.2	0.05	10.8	30.5	3.772	8.248	6.118	10.11	3.158	169	100.6	3.1	1.33	18.8	9.7	0.09	4.4
-269	0.129	118.8	0.05	11.42	30.36	3.891	8.1	6.776	10.96	3.448	164	100.8	3	1.38	18.8	10	0.08	4.5
-269	0.141	116.2	0.04	12.09	30.16	4.017	7.944	7.646	12.12	3.838	159	100.9	3	1.43	18.8	11	0.06	4.6
-268	0.153	113.3	0.04	12.83	29.87	4.152	7.777	8.863	13.75	4.388	153	101	2.9	1.48	18.9	11	0.05	4.7
-268	0.166	109.9	0.03	13.64	29.45	4.299	7.592	10.7	16.24	5.224	147	101.1	2.8	1.55	19	12	0.04	4.8
-268	0.18	105.9	0.03	14.57	28.87	4.464	7.382	13.81	20.46	6.637	140	101.3	2.7	1.62	19.1	13	0.03	4.9
-268	0.195	100.8	0.03	15.69	28.02	4.662	7.127	20.24	29.09	9.531	133	101.6	2.6	1.7	19.3	14	0.02	5
-268	0.21	93.53	0.02	17.2	26.63	4.928	6.777	40.77	55.87	18.55	124	102.5	2.5	1.8	19.9	16	0.01	5.1
-268	0.227	69.64	0.01	21.71	21.71	5.764	5.764	10	10	10	0	0	0	0	10	10	0	5.2

R728(Azot) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-210	0.013	867.2	1.48	-151	64.78	2.426	5.838	2	1.058	1.411	995	161.1	311.6	4.38	173	5.6	12.2	63.15
-209	0.015	863.7	1.29	-149	65.59	2.452	5.806	2.002	1.061	1.413	987	162.1	297.5	4.44	172	5.7	12	64
-207	0.021	855.4	0.94	-145	67.47	2.514	5.734	2.005	1.066	1.417	966	164.3	267.8	4.59	168	5.9	11.6	66
-205	0.028	847	0.7	-141	69.31	2.574	5.667	2.01	1.073	1.421	946	166.4	242.3	4.73	164	6.1	11.1	68
-203	0.039	838.5	0.53	-137	71.1	2.632	5.605	2.014	1.082	1.427	926	168.4	220.2	4.88	160	6.4	10.6	70
-201	0.051	829.9	0.41	-133	72.83	2.689	5.547	2.02	1.091	1.433	906	170.3	201.1	5.03	156	6.6	10.1	72
-199	0.067	821.1	0.32	-129	74.5	2.744	5.493	2.027	1.102	1.441	885	172.1	184.3	5.19	152	6.8	9.65	74
-197	0.086	812.2	0.25	-125	76.11	2.798	5.442	2.035	1.114	1.45	865	173.8	169.6	5.34	148	7	9.19	76
-196	0.101	806.1	0.22	-122	77.16	2.834	5.409	2.041	1.124	1.457	851	174.8	160.7	5.44	145	7.2	8.87	77.35

-195	0.109	803.1	0.2	-121	77.64	2.851	5.394	2.045	1.129	1.461	845	175.3	156.6	5.49	144	7.3	8.73	78
-193	0.137	793.9	0.16	-117	79.1	2.903	5.349	2.056	1.145	1.473	824	176.7	145.1	5.65	140	7.5	8.27	80
-191	0.169	784.6	0.13	-112	80.47	2.953	5.306	2.068	1.163	1.487	804	178	134.8	5.81	136	7.8	7.83	82
-189	0.208	775	0.11	-108	81.75	3.003	5.265	2.083	1.184	1.503	783	179.2	125.6	5.97	132	8	7.38	84
-187	0.252	765.2	0.09	-104	82.93	3.052	5.226	2.099	1.208	1.521	762	180.2	117.2	6.14	128	8.3	6.94	86
-185	0.303	755.2	0.08	-99.8	84.01	3.1	5.189	2.119	1.235	1.542	741	181	109.7	6.31	124	8.6	6.51	88
-183	0.36	745	0.07	-95.5	84.97	3.147	5.153	2.141	1.266	1.567	719	181.8	102.8	6.48	120	8.9	6.09	90
-181	0.426	734.5	0.06	-91.2	85.81	3.194	5.118	2.166	1.3	1.594	697	182.4	96.5	6.66	116	9.2	5.67	92
-179	0.5	723.8	0.05	-86.8	86.52	3.24	5.084	2.196	1.341	1.626	675	182.8	90.7	6.84	112	9.5	5.25	94
-177	0.583	712.7	0.04	-82.3	87.1	3.286	5.051	2.231	1.387	1.664	652	183.1	85.4	7.03	108	9.9	4.84	96
-175	0.676	701.2	0.04	-77.8	87.51	3.331	5.018	2.271	1.44	1.707	629	183.3	80.4	7.23	104	10	4.44	98
-173	0.778	689.4	0.03	-73.2	87.77	3.376	4.986	2.318	1.503	1.758	605	183.3	75.8	7.43	100	11	4.05	100
-168	1.083	657.5	0.02	-61.3	87.56	3.488	4.906	2.479	1.714	1.931	543	182.5	65.3	7.98	90.3	12	3.1	105
-163	1.466	621.5	0.02	-48.5	85.84	3.602	4.823	2.743	2.062	2.221	476	180.8	56	8.63	80.4	14	2.21	110
-158	1.937	578.7	0.01	-34.4	81.91	3.72	4.731	3.24	2.749	2.778	403	177.7	47.3	9.44	70.6	17	1.39	115
-153	2.511	523.4	0.01	-17.9	74.17	3.851	4.619	4.508	4.631	4.216	317	172.6	38.4	10.6	61	22	0.66	120
-148	3.207	426.1	0	6.4	55.03	4.037	4.426	16.72	23.74	16.93	195	160.3	26.9	13.3	56.4	42	0.08	125
-147	3.396	313.3	0	29.23	29.23	4.215	4.215	10	10	10	0	0	0	0	10	10	0	126.2

R729(HAVA) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Basınç	Sıcaklık		Yoğunluk		Özgül hacim		Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey
	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim
Mpa	derece C	derece C	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kgK			m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m
	başlama	bitme																	
0.005	-213	-210	958	3.427	-162	62.73	2.452	6.151	1.895	1.014	1.41	1056	158.9	425	4.47	185	5.83	14.95
0.008	-211	-208	949	2.324	-158	64.67	2.517	6.061	1.897	1.017	1.41	1035	161.3	378	4.62	181	6.04	14.41
0.01	-210	-207	944	1.89	-156	65.75	2.552	6.014	1.899	1.019	1.41	1023	162.6	355	4.7	179	6.16	14.11
0.015	-208	-205	935	1.299	-152	67.82	2.619	5.929	1.902	1.023	1.41	1001	165	315	4.87	175	6.38	13.54
0.02	-206	-203	928	0.996	-149	69.35	2.669	5.87	1.904	1.026	1.41	984	166.8	290	4.99	171	6.55	13.11
0.03	-203	-200	917	0.685	-144	71.62	2.741	5.787	1.909	1.033	1.42	959	169.4	256	5.18	167	6.8	12.46
0.04	-201	-198	908	0.525	-140	73.3	2.795	5.728	1.913	1.039	1.43	940	171.3	235	5.33	163	7	11.97
0.05	-200	-197	901	0.428	-137	74.63	2.838	5.683	1.917	1.044	1.43	925	172.8	219	5.45	160	7.16	11.57
0.06	-198	-195	895	0.361	-134	75.75	2.874	5.647	1.921	1.05	1.43	911	174	207	5.55	157	7.29	11.24
0.08	-196	-193	884	0.277	-130	77.55	2.932	5.589	1.928	1.06	1.44	889	175.9	189	5.72	153	7.52	10.68
0.1	-194	-191	876	0.226	-126	78.96	2.979	5.545	1.936	1.07	1.45	871	177.3	176	5.86	149	7.71	10.22
0.101	-194	-191	875	0.223	-126	79.05	2.982	5.542	1.936	1.071	1.45	869	177.4	175	5.87	149	7.72	10.2
0.15	-190	-188	858	0.155	-119	81.55	3.069	5.465	1.953	1.094	1.47	834	179.9	154	6.15	142	8.07	9.35
0.2	-188	-185	845	0.118	-113	83.38	3.136	5.408	1.969	1.117	1.41	806	181.6	139	6.37	137	8.37	8.68
0.3	-183	-181	823	0.081	-104	85.84	3.235	5.327	2.002	1.162	1.53	762	183.7	121	6.72	129	8.88	7.67
0.4	-180	-177	805	0.062	-97.2	87.42	3.31	5.269	2.034	1.207	1.56	727	184.9	109	7	122	9.37	6.9
0.5	-177	-175	790	0.05	-91.3	88.49	3.372	5.223	2.068	1.253	1.6	697	185.6	100	7.25	117	9.82	6.28
0.6	-174	-172	776	0.042	-86.1	89.22	3.424	5.185	2.102	1.299	1.64	670	186	93.3	7.47	112	10.2	5.75
0.8	-170	-168	752	0.031	-77.1	89.99	3.51	5.122	2.176	1.398	1.72	625	186.3	83	7.86	104	11	4.88
1	-167	-165	730	0.025	-69.4	90.12	3.581	5.071	2.258	1.506	1.81	585	186	75.3	8.21	98	11.8	4.18
1.5	-160	-158	683	0.016	-53.1	88.65	3.723	4.968	2.515	1.844	2.1	500	184.2	61.9	9	85	13.9	2.85
2	-154	-153	638	0.012	-39.1	85.27	3.838	4.881	2.899	2.359	2.54	427	181.4	52.5	9.79	75	16.3	1.89
2.5	-150	-149	593	0.009	-25.8	80.04	3.941	4.797	3.558	3.27	3.29	359	177.8	44.8	10.7	67	19.6	1.16
3	-146	-145	542	0.007	-12.3	72.34	4.042	4.706	5.008	5.303	4.9	290	173.4	37.7	11.8	60	24.6	0.59
3.788	-140	-140	343	0.003	29.38	29.38	4.348	4.348	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

R732(Oksijen) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi	Entropi	Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı	Vizkozite	Isıl İletkenlik kats.	Yüzey	Sıcaklık

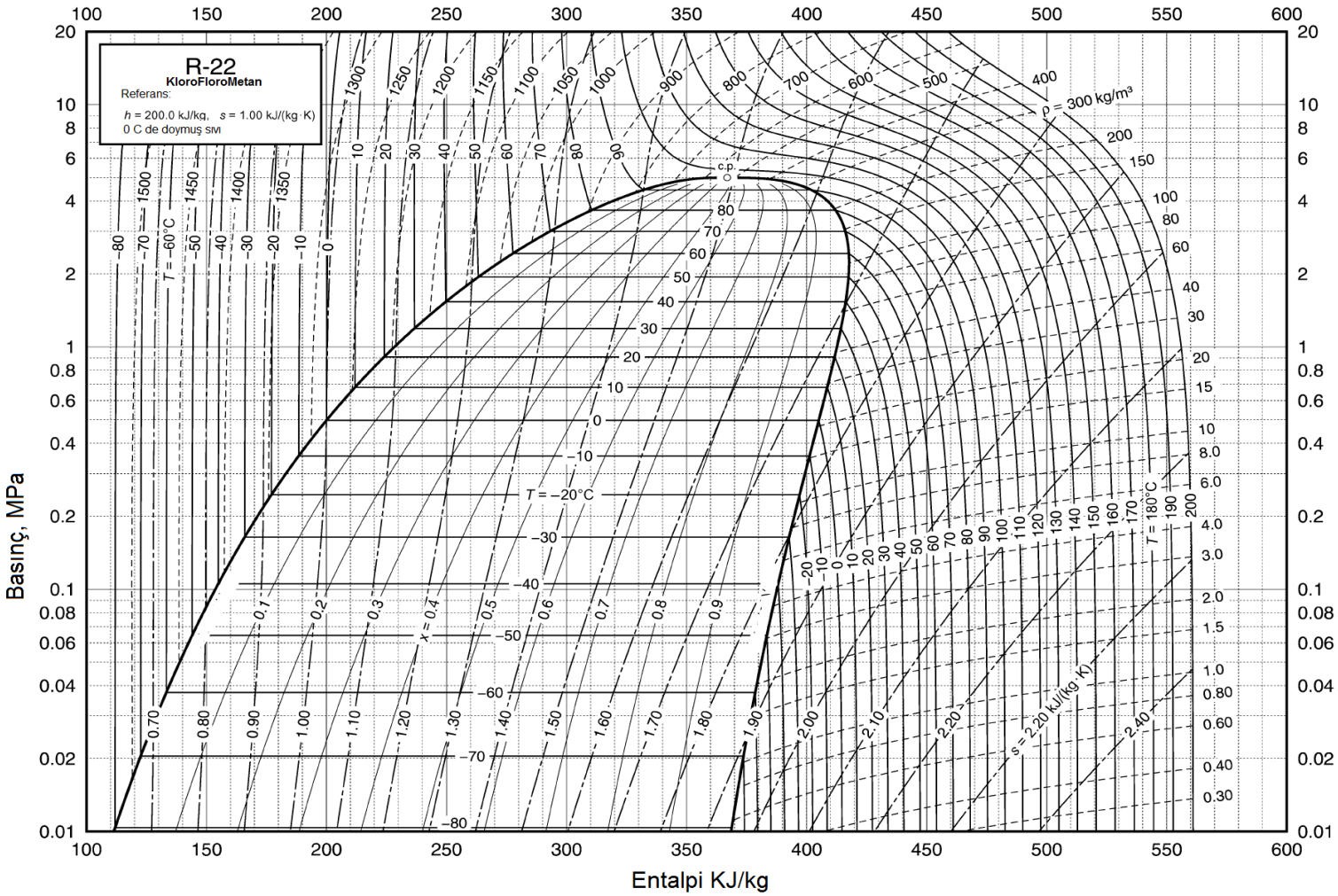
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gerilim	
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-219	2E-04	1306	96.5	-194	49.11	2.092	6.557	1.673	0.926	1.395	1123	140.3	773.6	4.1	202	4.4	22.7	54.36
-218	2E-04	1304	80	-193	49.68	2.112	6.516	1.672	0.928	1.394	1127	141.1	747.5	4.15	201	4.5	22.5	55
-213	7E-04	1282	21.5	-184	54.19	2.257	6.23	1.673	0.948	1.39	1127	147	578.1	4.55	194	5	21.1	60
-208	0.002	1260	7.22	-176	58.66	2.391	5.999	1.677	0.967	1.387	1102	152.6	457.9	4.96	187	5.5	19.8	65
-203	0.006	1237	2.89	-167	63.09	2.516	5.809	1.678	0.978	1.387	1066	158.1	371.8	5.36	180	6	18.4	70
-198	0.015	1214	1.33	-159	67.45	2.631	5.651	1.679	0.979	1.392	1027	163.3	308.7	5.75	173	6.5	17.1	75
-193	0.03	1191	0.68	-151	71.69	2.74	5.519	1.682	0.974	1.402	987	168.4	261.2	6.15	165	7	15.8	80
-188	0.057	1167	0.38	-142	75.75	2.842	5.406	1.688	0.969	1.417	947	173.1	224.6	6.54	158	7.6	14.5	85
-183	0.099	1142	0.23	-134	79.55	2.938	5.308	1.699	0.97	1.436	906	177.3	195.6	6.94	151	8.1	13.2	90
-183	0.101	1141	0.22	-133	79.69	2.942	5.304	1.699	0.971	1.437	904	177.5	194.7	6.95	151	8.2	13.2	90.19
-178	0.163	1117	0.14	-125	83.04	3.03	5.222	1.715	0.982	1.46	864	181	172.1	7.33	144	8.7	12	95
-173	0.254	1091	0.1	-116	86.16	3.119	5.145	1.738	1.006	1.491	822	184.1	152.6	7.73	137	9.3	10.8	100
-168	0.379	1064	0.07	-108	88.85	3.203	5.075	1.767	1.046	1.528	779	186.4	135.9	8.13	129	10	9.56	105
-163	0.543	1036	0.05	-98.6	91.05	3.286	5.01	1.807	1.101	1.576	735	188.1	121.5	8.55	122	11	8.39	110
-158	0.756	1006	0.03	-89.4	92.72	3.366	4.95	1.858	1.177	1.638	689	189.1	108.8	8.98	115	12	7.25	115
-153	1.022	973.9	0.03	-79.9	93.75	3.444	4.892	1.927	1.276	1.721	642	189.4	97.4	9.43	107	13	6.14	120
-148	1.351	939.7	0.02	-70	94.06	3.522	4.835	2.021	1.411	1.835	592	189	87.1	9.91	99.9	14	5.07	125
-143	1.749	902.5	0.01	-59.7	93.47	3.6	4.778	2.153	1.6	2	540	187.8	77.6	10.5	92.6	15	4.04	130
-138	2.225	861	0.01	-48.7	91.74	3.679	4.719	2.354	1.886	2.252	484	185.7	68.7	11.1	85.4	17	3.05	135
-133	2.788	813.2	0.01	-36.7	88.47	3.761	4.655	2.691	2.37	2.682	423	182.8	60.2	11.8	78.2	19	2.13	140
-128	3.448	755.1	0.01	-23.2	82.83	3.85	4.581	3.368	3.369	3.561	355	178.8	51.9	12.9	71.1	23	1.27	145
-123	4.219	675.5	0	-6.67	72.56	3.955	4.483	5.464	6.625	6.315	274	172.8	42.9	14.7	64.2	30	0.51	150
-119	5.043	436.1	0	32.42	32.42	4.201	4.201	10	10	10	0	0	0	0	10	10	0	154.6

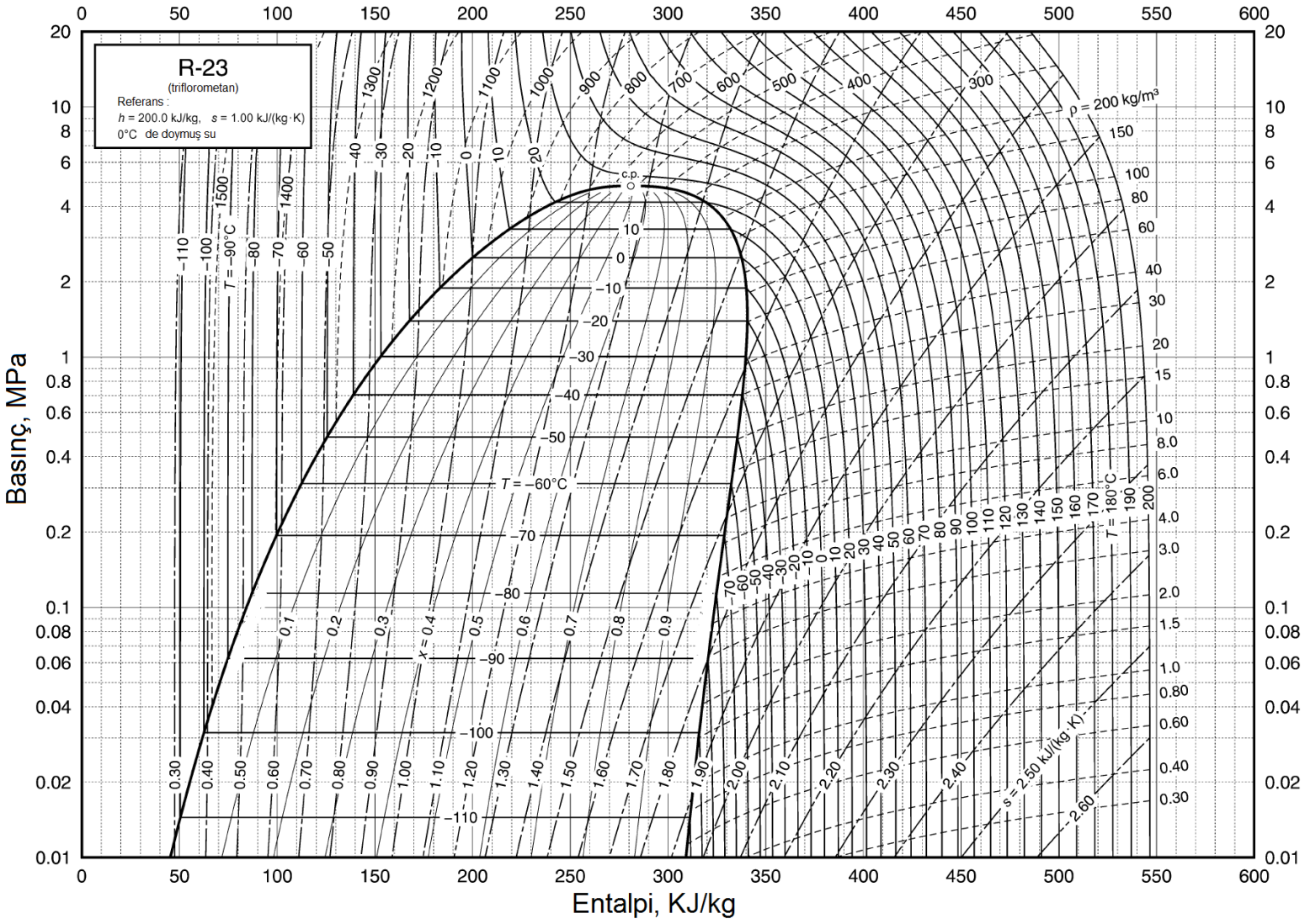
R740(Argon) Soğutucu Akışkan Doyma Termofiziksel değerleri

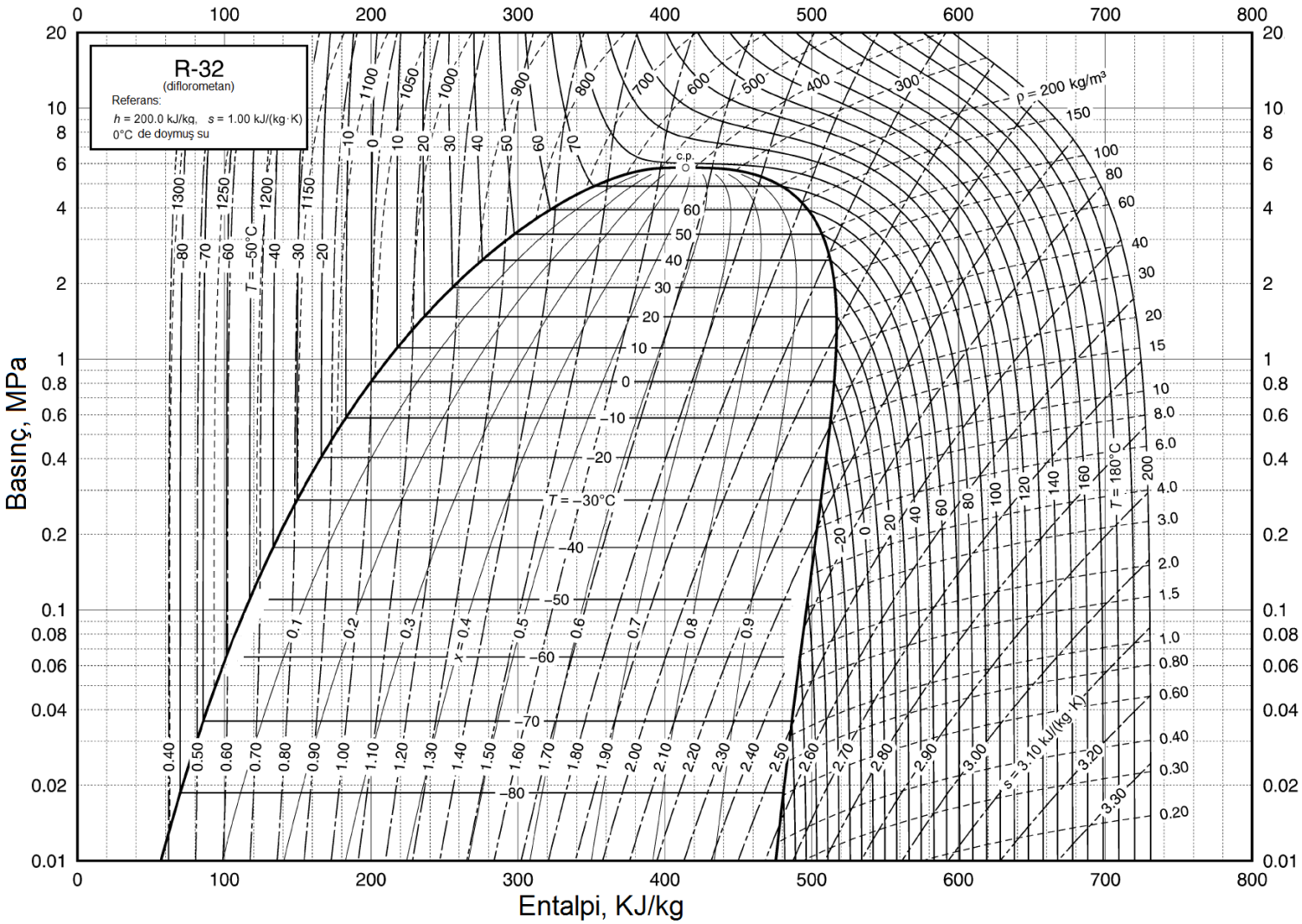
Sıcaklık	Basınç	Yoğunluk	Özgül hacim	Entalpi		Entropi		Özgül ısı	Cp	k=Cp/Cv	Ses Hızı		Vizkozite		Isıl İletkenlik kats.		Yüzey Gerilim	Sıcaklık
		Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz	Sıvı	Gaz		
derece C	Mpa	kg/m^3	m^3/kg	KJ/kg	KJ/kg	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K	KJ/kg K		m/s	m/s	m Pa-s	m Pa-s	mW/(mK)	mW/(mK)	mN/m	derece C
-189	0.069	1417	0.25	-121	42.28	1.33	3.283	1.116	0.555	1.709	862	168.1	290.2	6.86	134	5.4	13.4	83.81
-189	0.07	1416	0.24	-121	42.36	1.332	3.279	1.116	0.556	1.71	861	168.3	288.4	6.87	133	5.4	13.4	84
-187	0.088	1403	0.2	-119	43.13	1.358	3.243	1.116	0.562	1.719	847	169.9	270.9	7.05	130	5.5	12.9	86
-186	0.101	1395	0.17	-118	43.62	1.375	3.221	1.117	0.566	1.725	838	170.9	260.3	7.17	129	5.6	12.5	87.3
-185	0.109	1391	0.16	-117	43.87	1.384	3.209	1.118	0.568	1.728	833	171.4	254.8	7.23	127	5.7	12.4	88
-183	0.134	1379	0.13	-114	44.57	1.409	3.176	1.121	0.576	1.74	819	172.8	240	7.41	125	5.8	11.9	90
-181	0.162	1366	0.11	-112	45.23	1.434	3.145	1.125	0.584	1.752	805	174.2	226.4	7.6	122	6	11.4	92
-179	0.195	1353	0.09	-110	45.85	1.458	3.115	1.131	0.593	1.766	791	175.5	213.8	7.78	119	6.2	10.9	94
-177	0.232	1340	0.08	-108	46.41	1.481	3.087	1.137	0.603	1.782	776	176.7	202.2	7.97	116	6.3	10.4	96
-175	0.275	1327	0.07	-105	46.93	1.505	3.059	1.145	0.614	1.8	762	177.8	191.3	8.16	113	6.5	9.89	98
-173	0.324	1314	0.06	-103	47.4	1.528	3.032	1.154	0.627	1.82	747	178.9	181.3	8.35	110	6.7	9.42	100
-171	0.378	1300	0.05	-101	47.81	1.551	3.007	1.164	0.641	1.842	732	179.9	172	8.54	107	6.9	8.94	102
-169	0.439	1286	0.04	-98.4	48.17	1.573	2.982	1.175	0.656	1.867	717	180.8	163.3	8.74	105	7.1	8.48	104
-167	0.507	1272	0.04	-96	48.46	1.595	2.958	1.188	0.673	1.894	701	181.6	155.2	8.95	102	7.3	8.02	106
-165	0.582	1258	0.03	-93.6	48.68	1.617	2.934	1.202	0.691	1.926	685	182.4	147.6	9.15	99.1	7.5	7.56	108
-163	0.665	1243	0.03	-91.1	48.84	1.639	2.911	1.218	0.712	1.96	669	183	140.4	9.37	96.4	7.7	7.11	110
-161	0.757	1228	0.03	-88.7	48.92	1.661	2.889	1.235	0.736	2	653	183.6	133.7	9.59	93.7	8	6.67	112
-159	0.856	1212	0.02	-86.1	48.93	1.682	2.867	1.255	0.762	2.044	636	184.1	127.4	9.81	91	8.2	6.23	114
-157	0.966	1196	0.02	-83.6	48.85	1.704	2.845	1.278	0.791	2.094	619	184.5	121.4	10	88.4	8.5	5.8	116

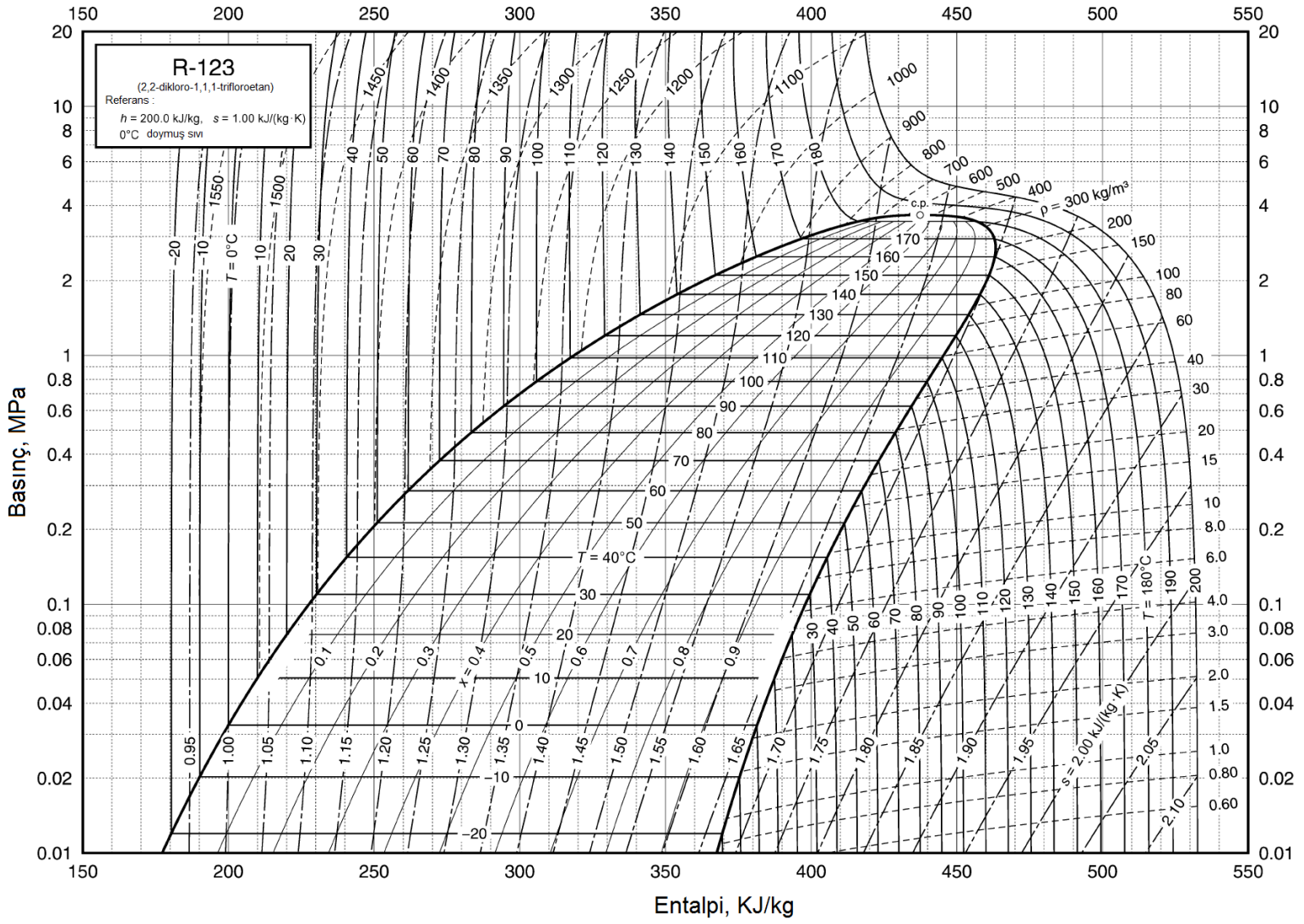
-155	1.084	1180	0.02	-81	48.68	1.725	2.824	1.303	0.825	2.151	602	184.8	115.7	10.3	85.7	8.8	5.38	118
-153	1.213	1163	0.02	-78.4	48.41	1.746	2.803	1.332	0.863	2.216	584	185.1	110.2	10.5	83.1	9.2	4.96	120
-148	1.582	1118	0.01	-71.5	47.27	1.8	2.75	1.425	0.986	2.426	538	185.3	97.6	11.2	76.7	10	3.95	125
-143	2.026	1068	0.01	-64.2	45.3	1.854	2.696	1.564	1.172	2.741	488	184.8	85.9	12	70.4	11	3	130
-138	2.551	1012	0.01	-56.2	42.21	1.91	2.639	1.79	1.482	3.262	433	183.7	74.7	13	64.2	13	2.1	135
-133	3.168	943.7	0.01	-47.2	37.47	1.971	2.576	2.225	2.104	4.258	372	181.5	63.6	14.3	58.1	16	1.29	140
-128	3.89	854.3	0	-36.2	29.76	2.043	2.497	3.399	3.896	6.88	297	176.6	52.1	16.3	52	23	0.58	145
-123	4.735	680.4	0	-17.9	11.52	2.159	2.355	23.58	35.47	43.16	175	157	36.8	21.2	57.6	56	0.04	150
-122	4.863	535.6	0	-4.33	-4.33	2.248	2.248	10	10	10	0	0	0	0	10	10	0	150.7

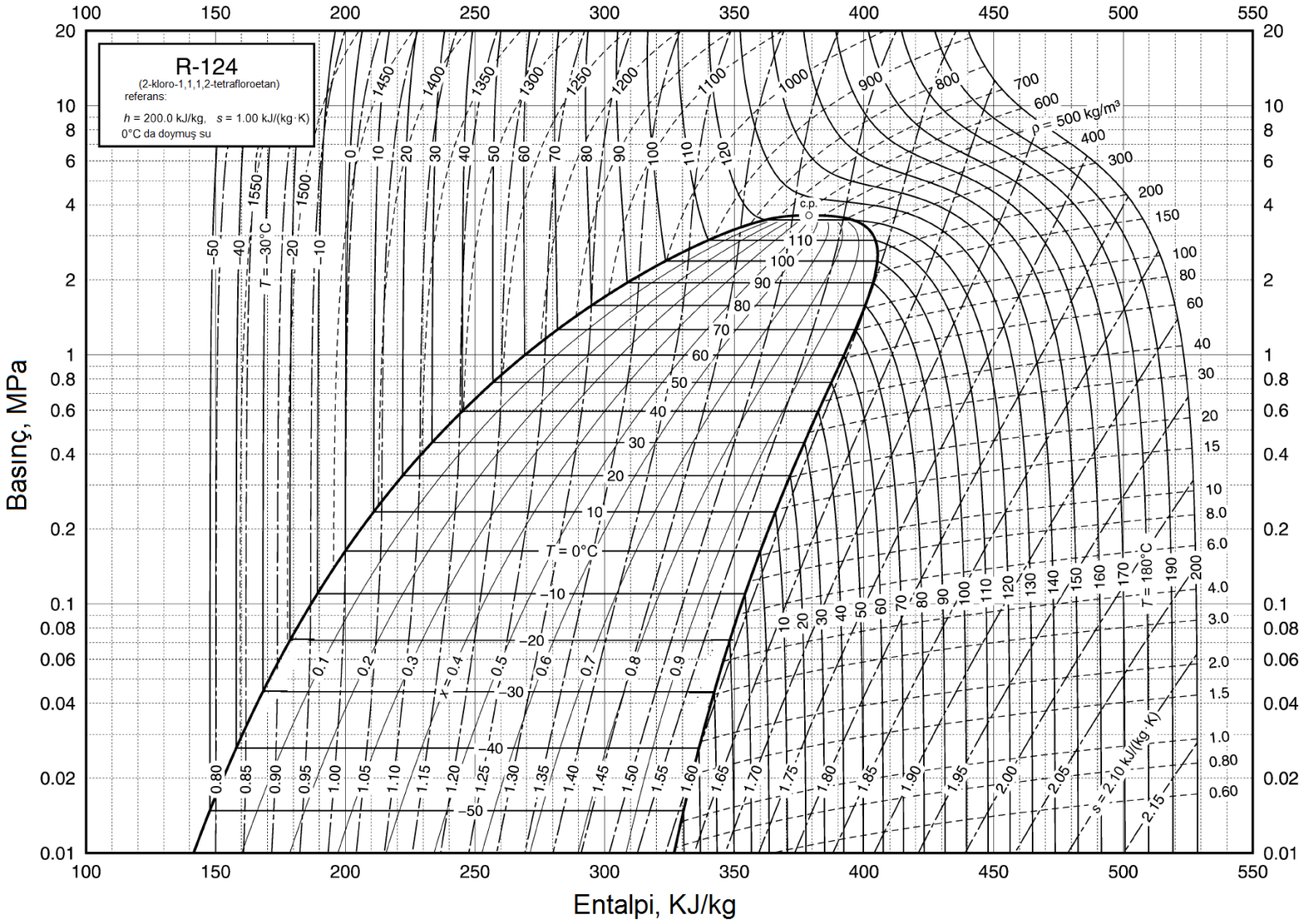
EK 2 SOĞUTKANLARIN P-H BASINÇ ENTALPİ) DİYAGRAMLARI

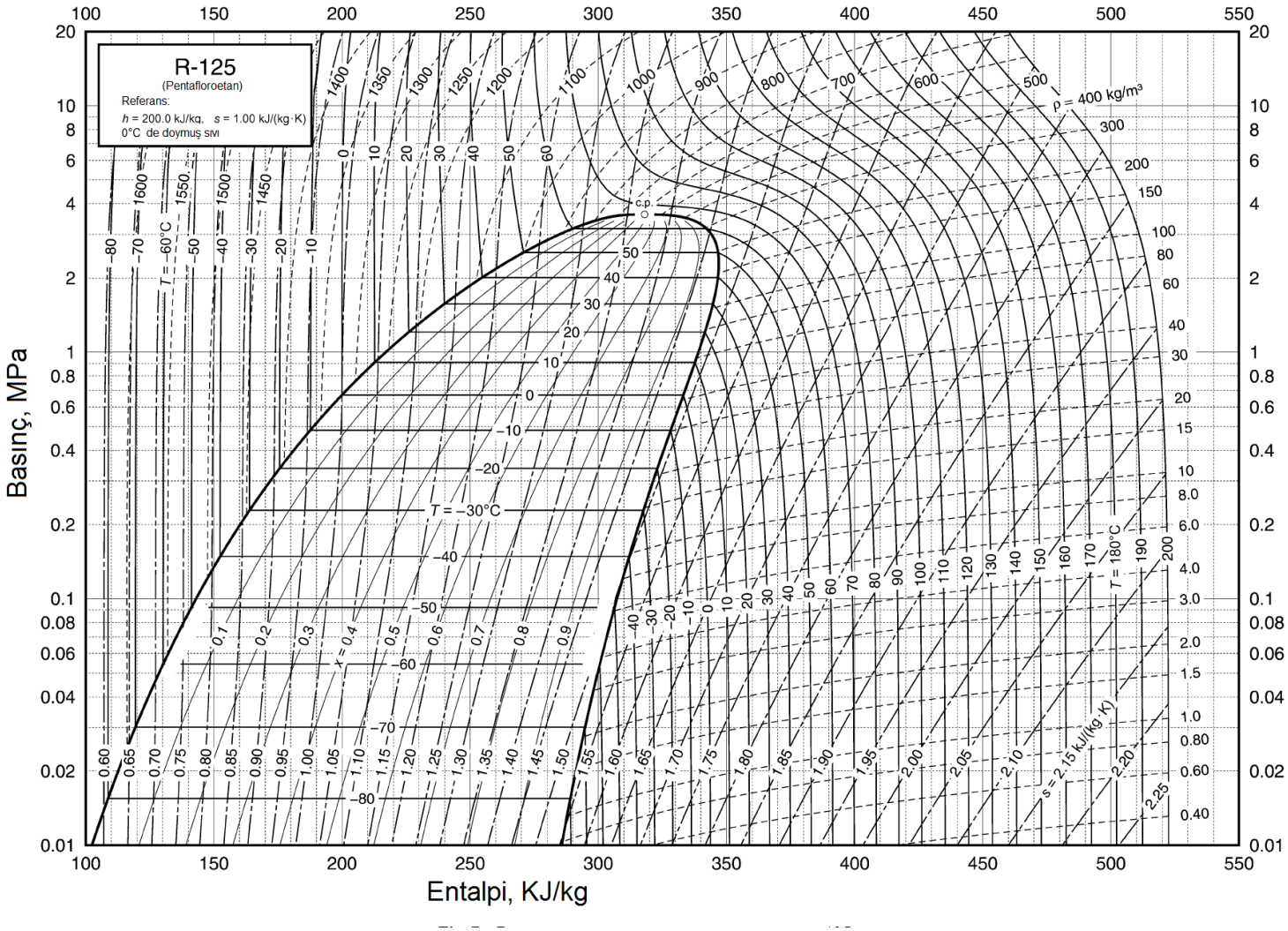


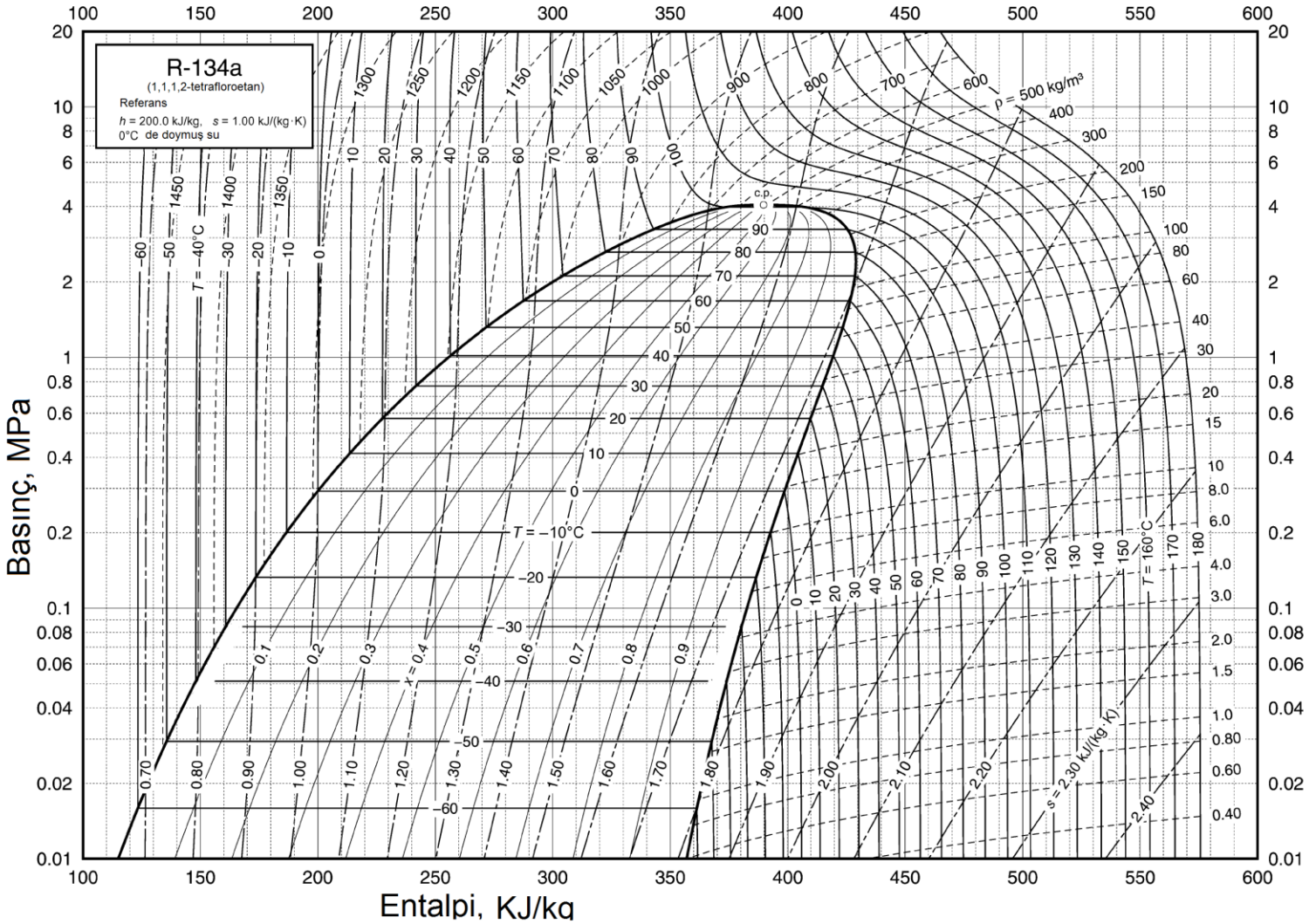

R-23
(triflorometan)
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş su
c.p.
ρ = 200 kg/m³
T = −90°C
T = −60°C
T = 180°C
x = 0.4
s = 2.50 kJ/(kg·K)
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg

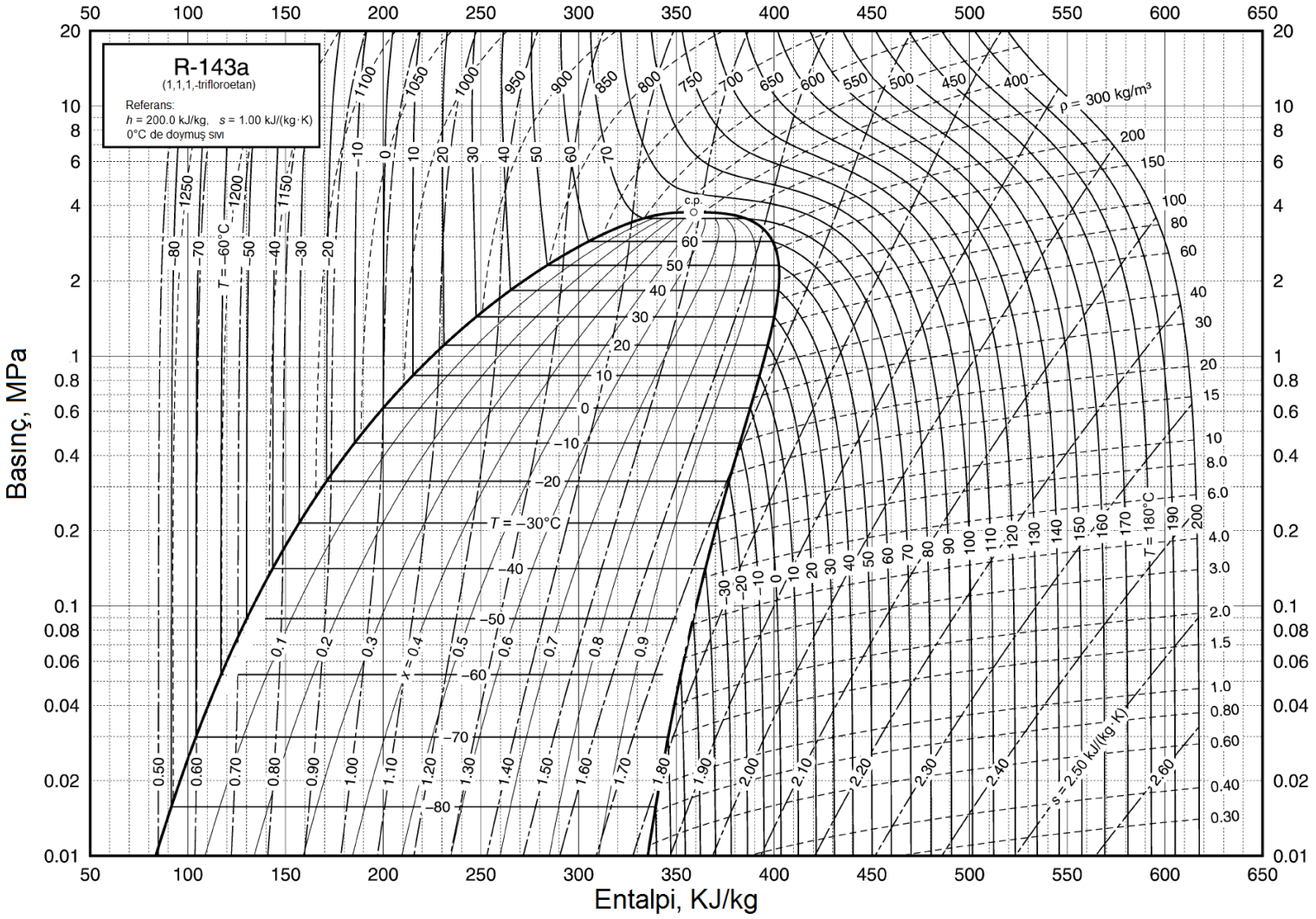

R-32
(diflorometan)
Referans:
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş su
c.p.
ρ = 200 kg/m³
T = 180°C
T = −50°C
T = −30°C
x = 0.4
s = 3.10 kJ/(kg·K)
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg

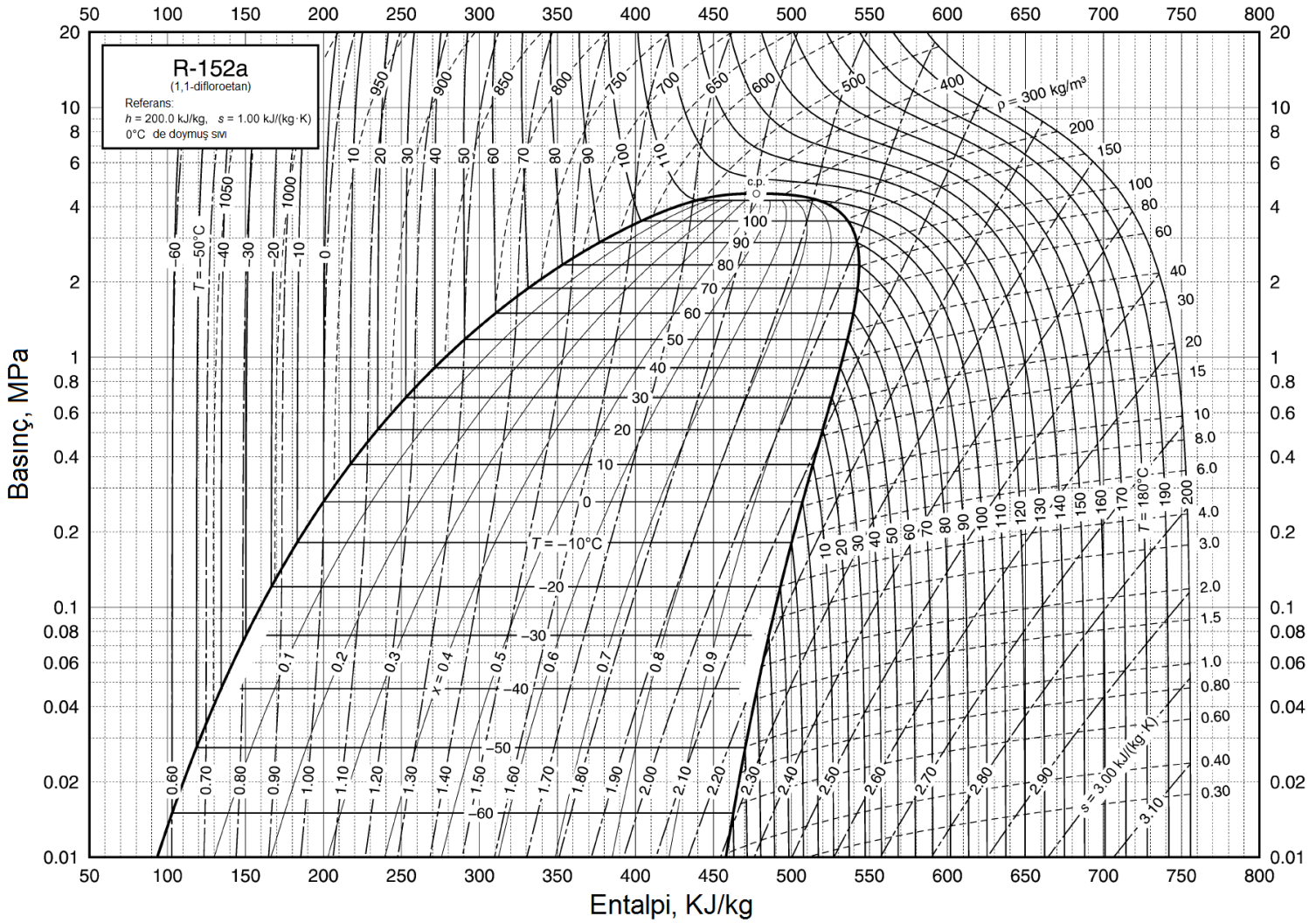

R-123
(2,2-dikloro-1,1,1-trifloroetan)
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C doymuş sıvı
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = 0°C
T = 40°C
T = 180°C
x = 0.4
ρ = 300 kg/m³
s = 2.00 kJ/(kg·K)

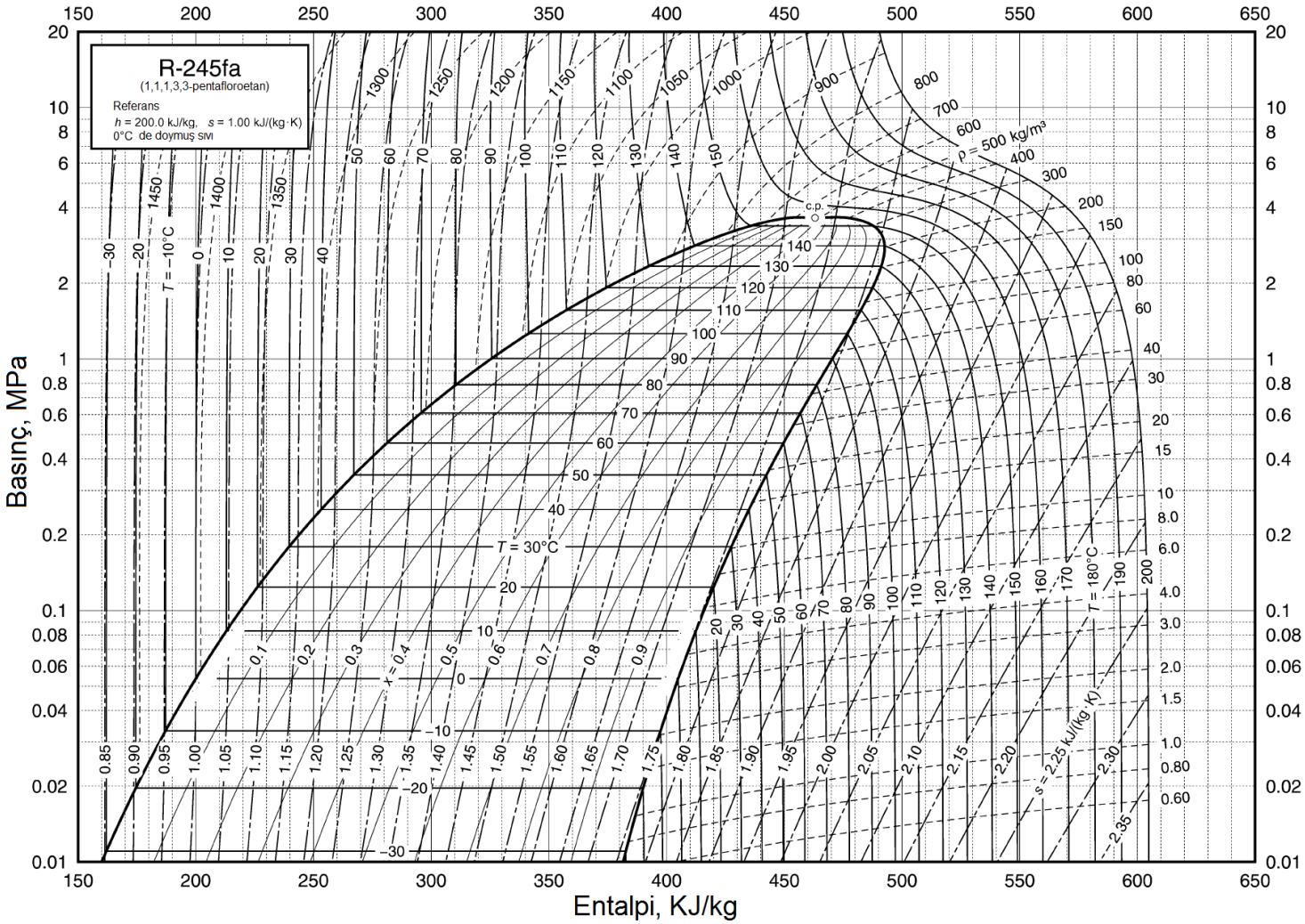

R-124
(2-kloro-1,1,1,2-tetrafloroetan)
referans:
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C da doymuş su
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = 0°C
T = −30°C
T = 180°C
x = 0.4
ρ = 500 kg/m³
s = 2.10 kJ/(kg·K)

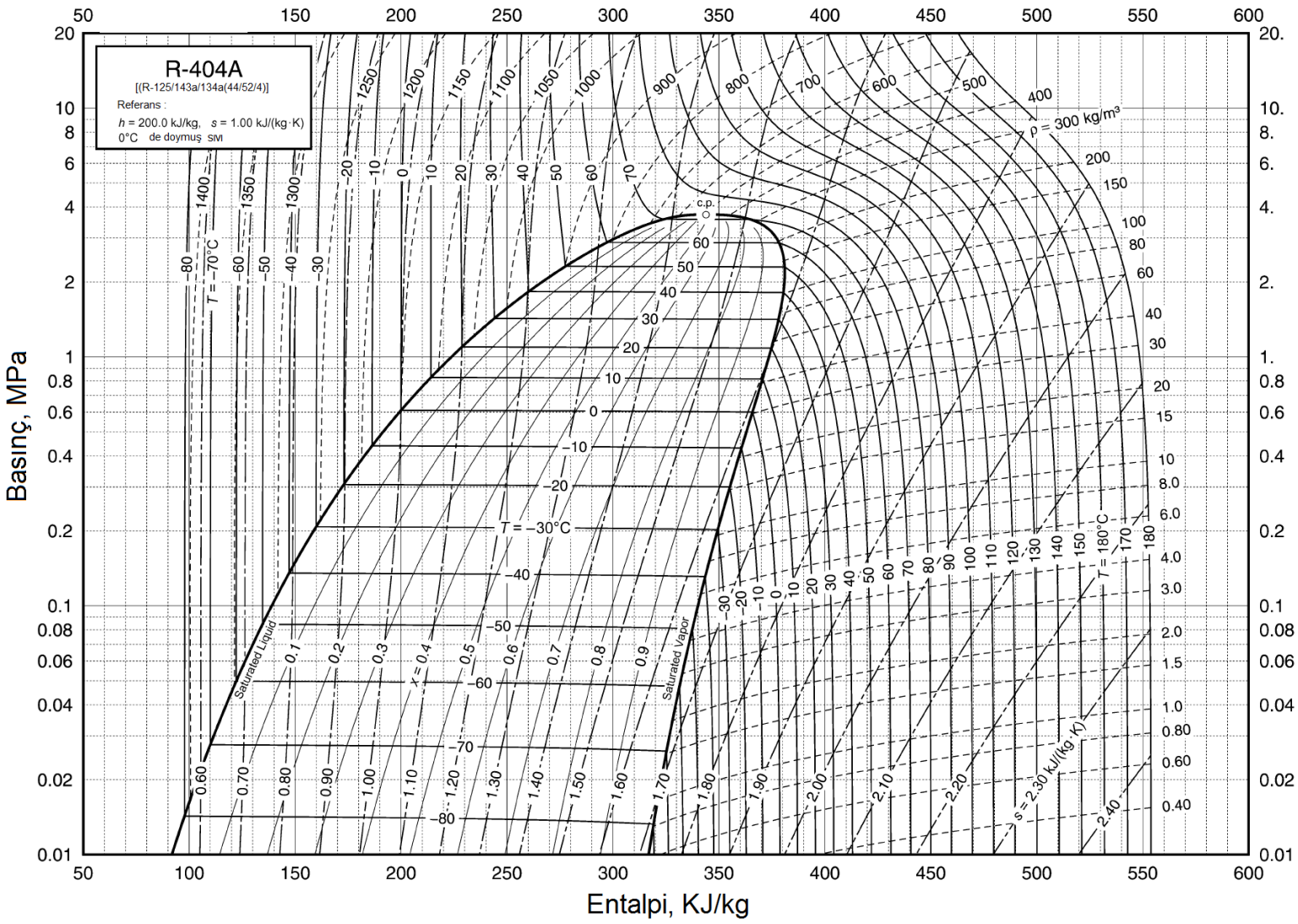

R-125
(Pentafloroetan)
Referans:
h = 200.0 kJ/kq, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş sıvı
c.p.
ρ = 400 kg/m³
T = −60°C
T = −30°C
T = 180°C
x = 0.4
s = 2.15 kJ/(kg·K)
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg

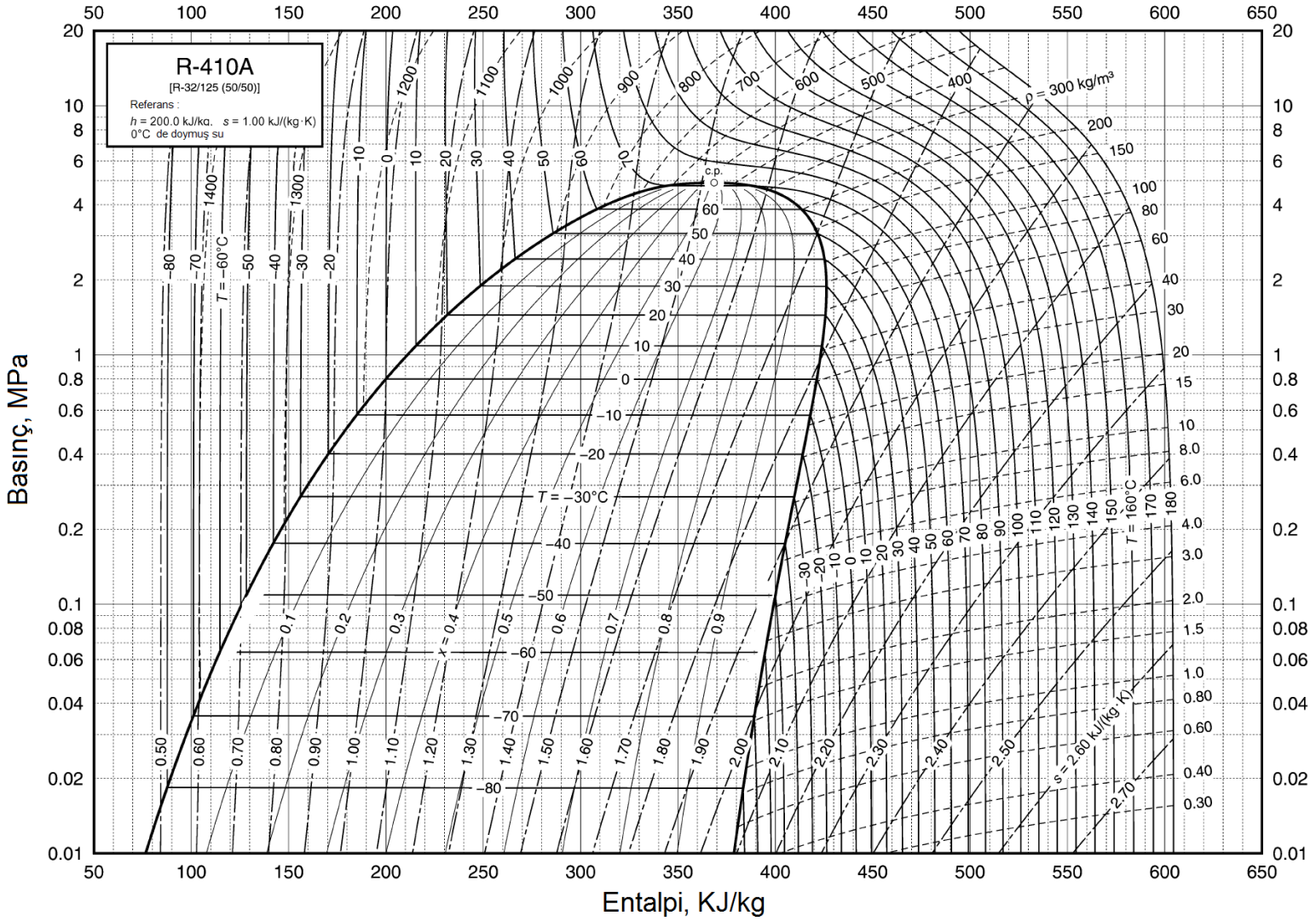

R-134a
(1,1,1,2-tetrafloroetan)
Referans
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş su
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = −40°C
T = −10°C
T = 160°C
x = 0.4
ρ = 500 kg/m³
s = 2.30 kJ/(kg·K)

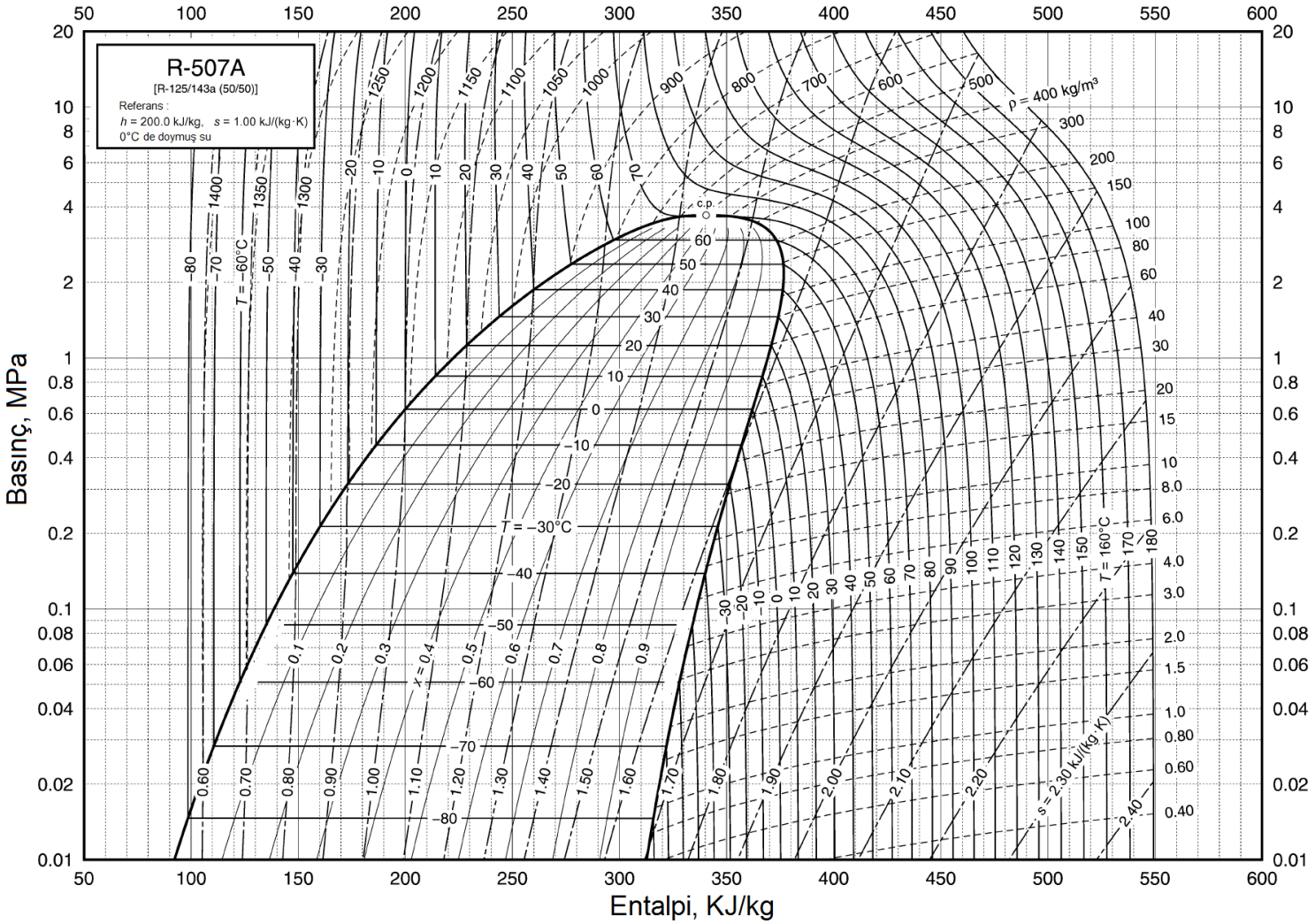

R-143a
(1,1,1,-trifloroetan)
Referans:
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş sıvı
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = −60°C
T = −30°C
T = 180°C
x = 0.4
ρ = 300 kg/m³
s = 2.50 kJ/(kg·K)

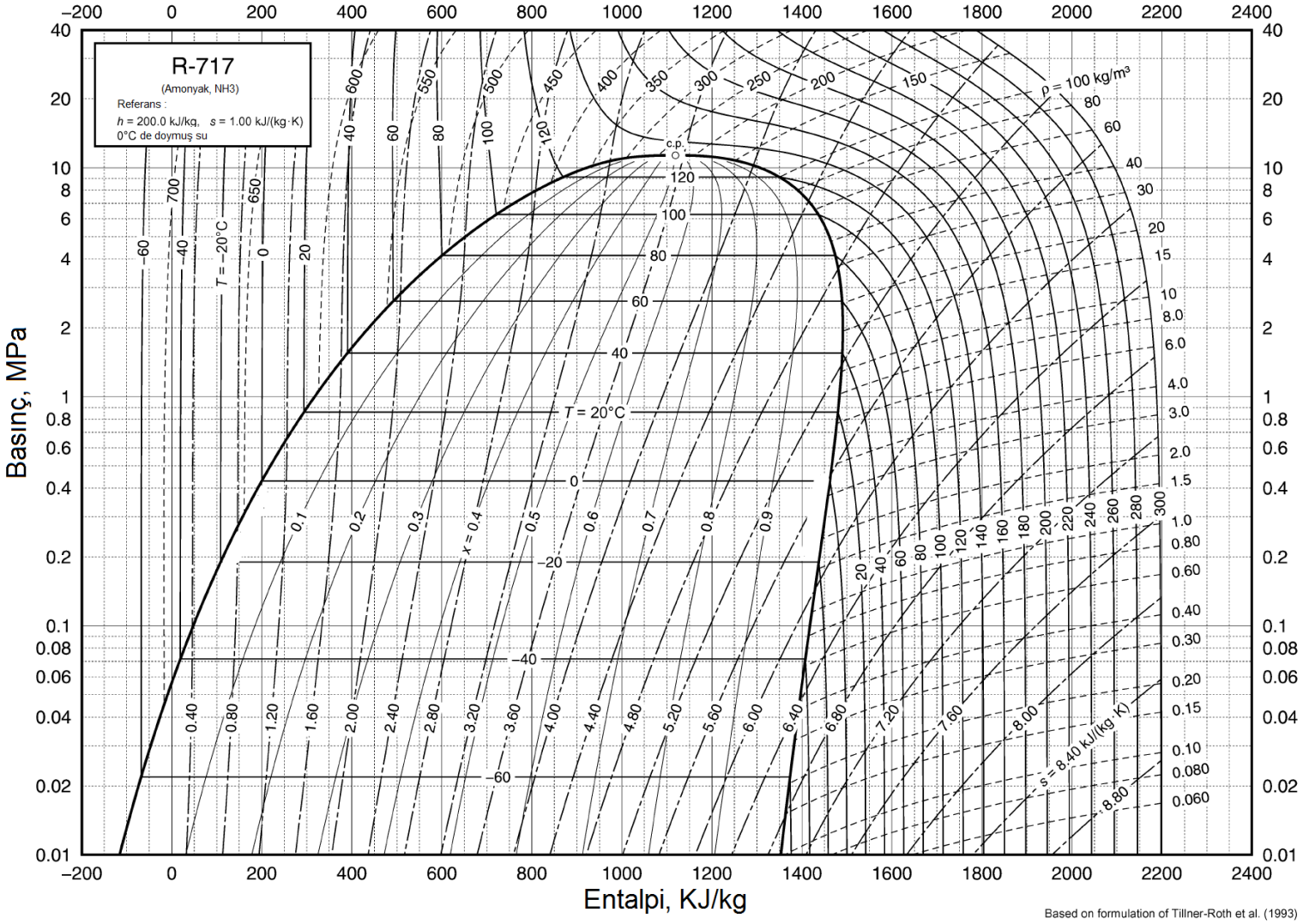

R-152a
(1,1-difloroetan)
Referans:
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş sıvı
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = −50°C
T = −10°C
T = 180°C
ρ = 300 kg/m³
x = 0.4
s = 3.00 kJ/(kg·K)


R-245fa
(1,1,1,3,3-pentafloroetan)
Referans
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş sıvı
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = 30°C
T = 180°C
T = −10°C
x = 0.4
ρ = 500 kg/m³
s = 2.25 kJ/(kg·K)

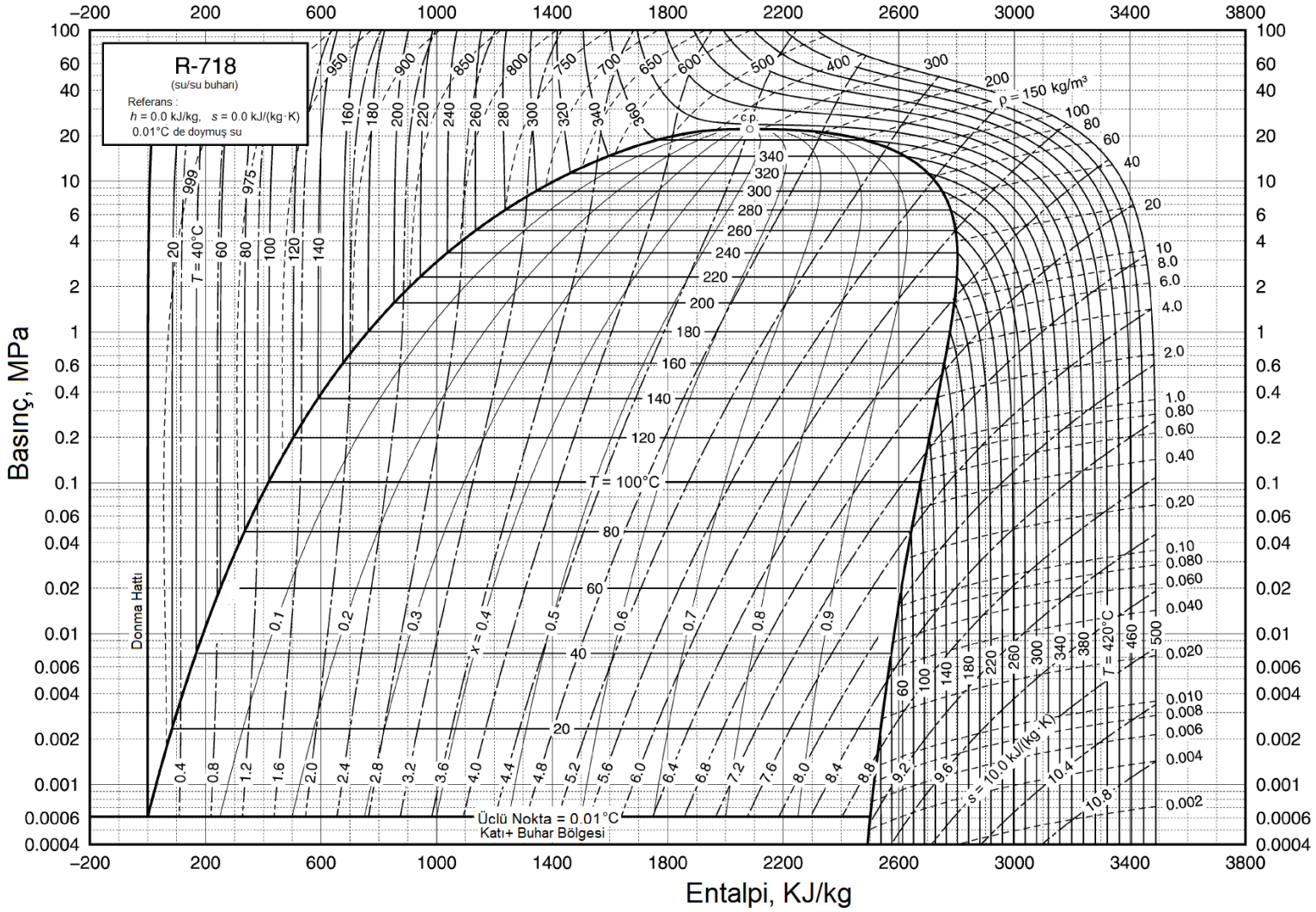

R-404A
[(R-125/143a/134a(44/52/4)]
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş sıvı
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
Saturated Liquid
Saturated Vapor
c.p.
T = −70°C
T = −30°C
T = 180°C
x = 0.4
ρ = 300 kg/m³
s = 2.30 kJ/(kg·K)

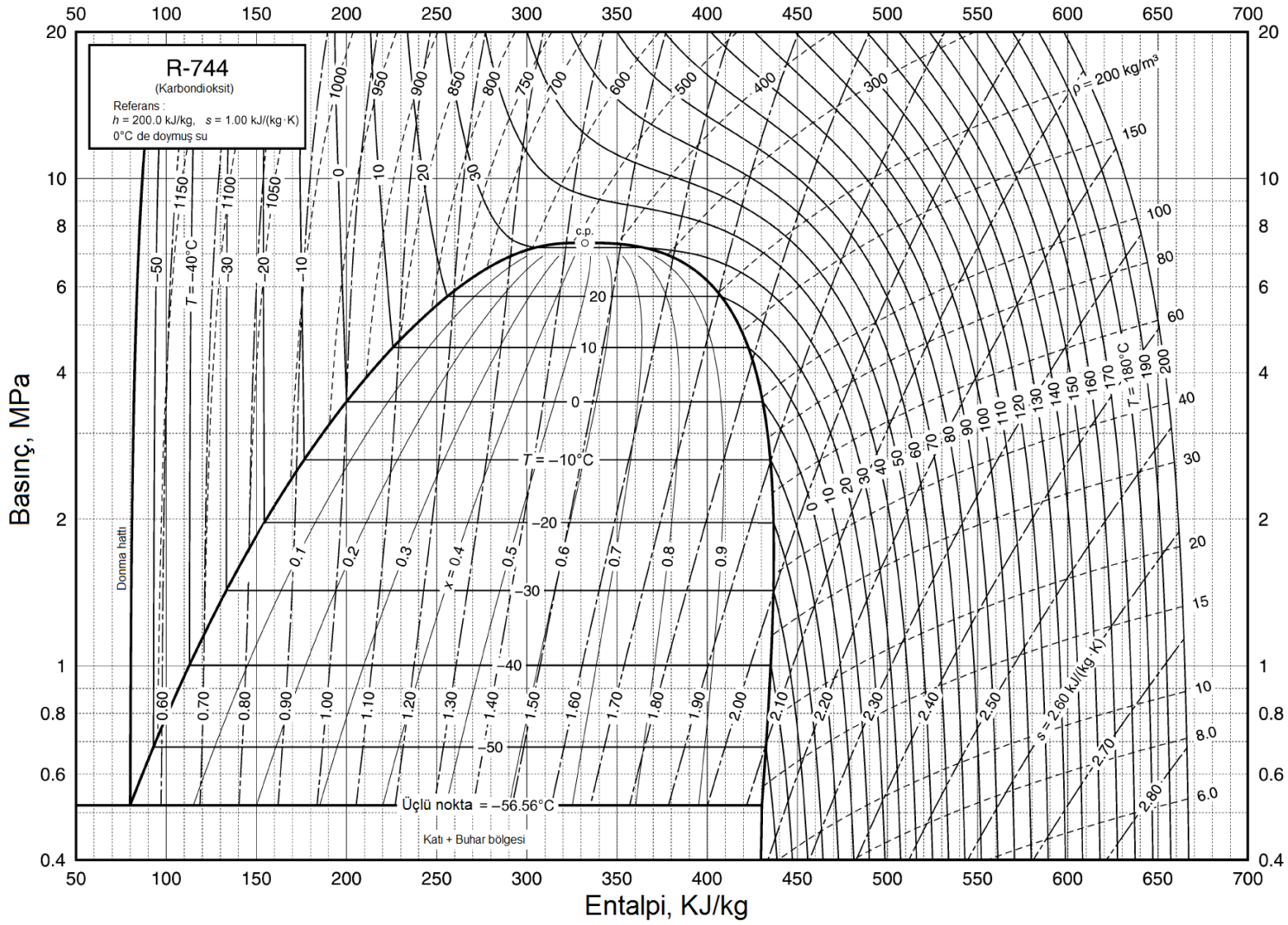

R-410A
[R-32/125 (50/50)]
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş su
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = −60°C
T = −30°C
T = 160°C
x = 0.4
ρ = 300 kg/m³
s = 2.60 kJ/(kg·K)

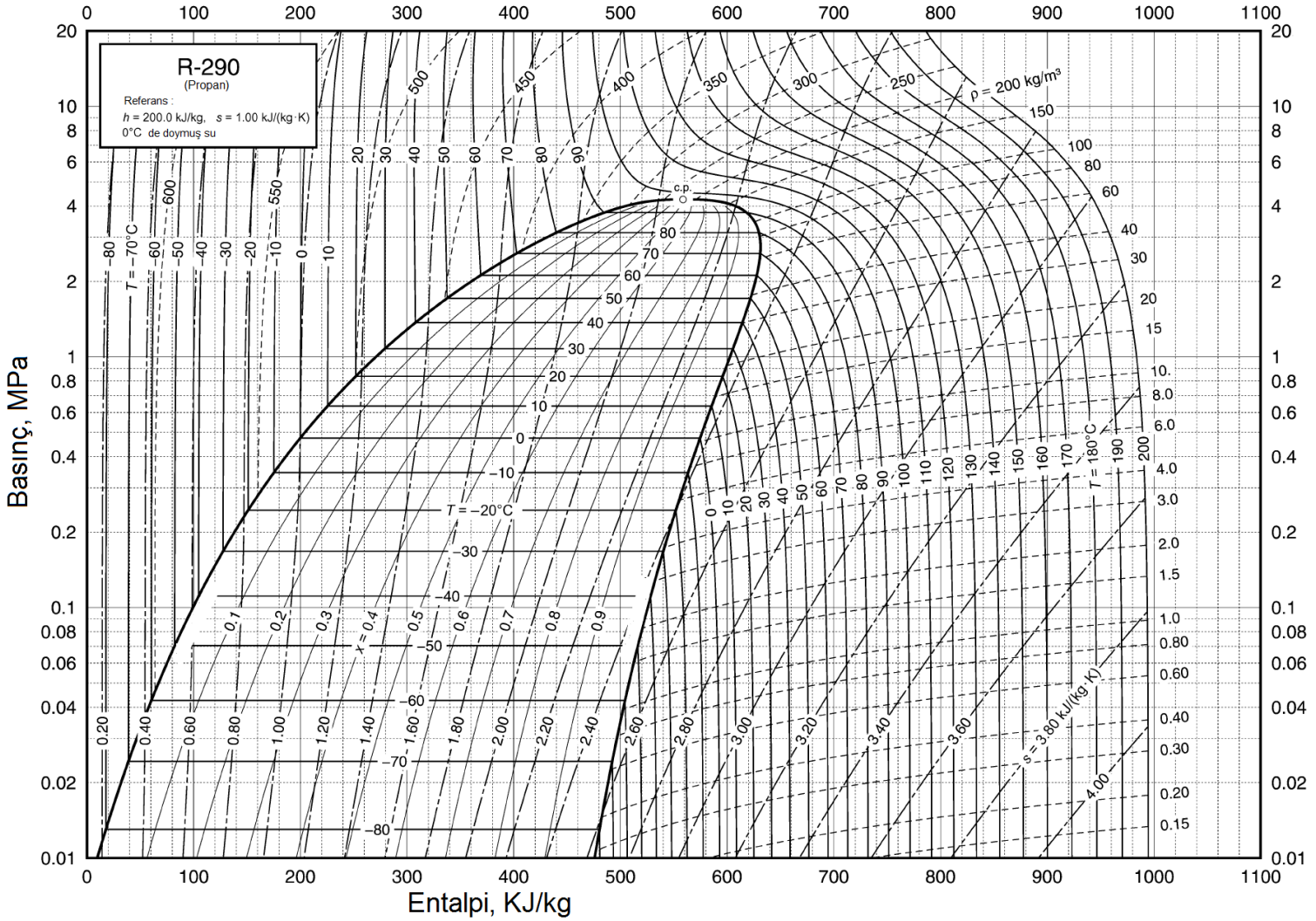

R-507A
[R-125/143a (50/50)]
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş su
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = −60°C
T = −30°C
T = 160°C
x = 0.4
ρ = 400 kg/m³
s = 2.30 kJ/(kg·K)

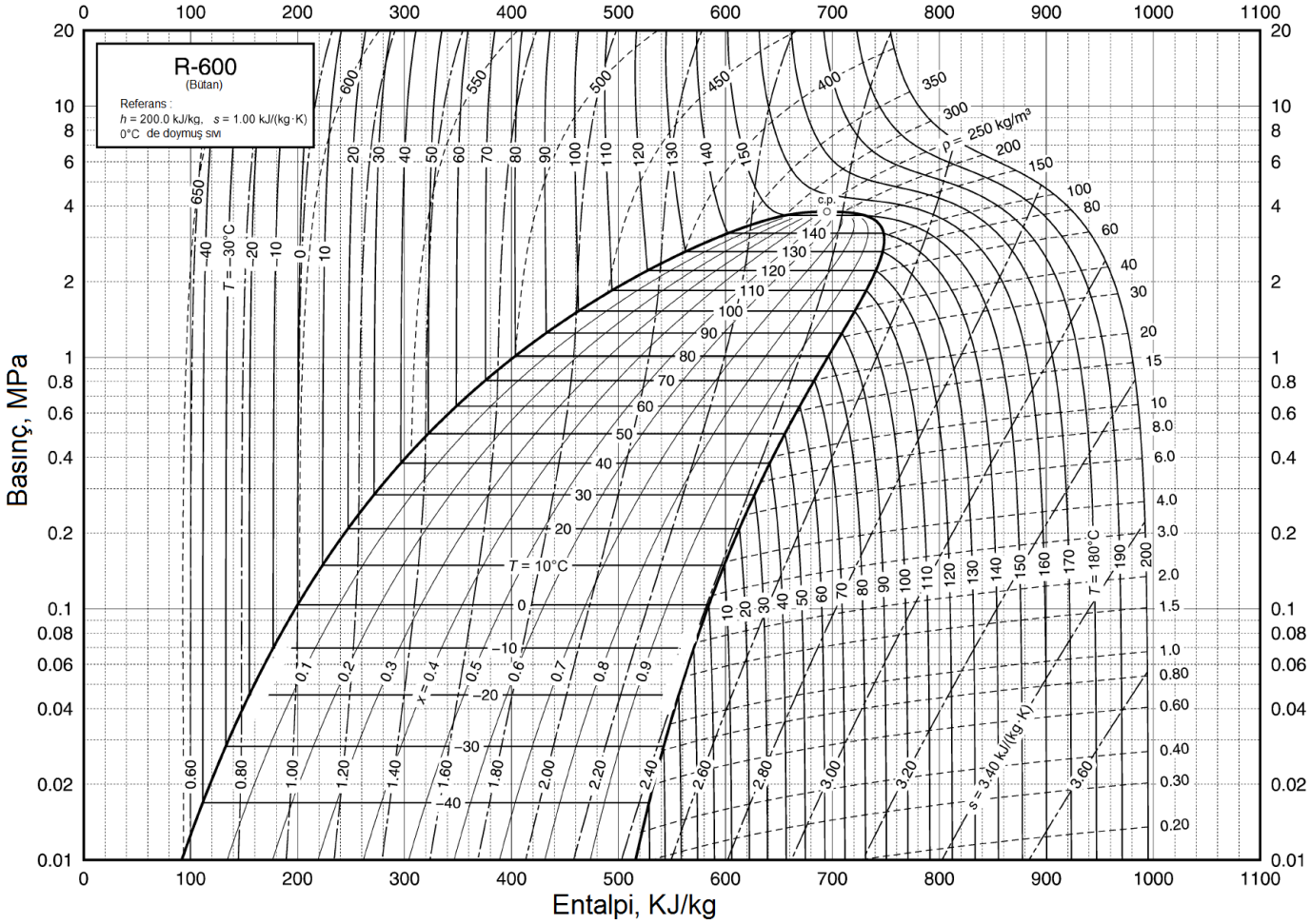


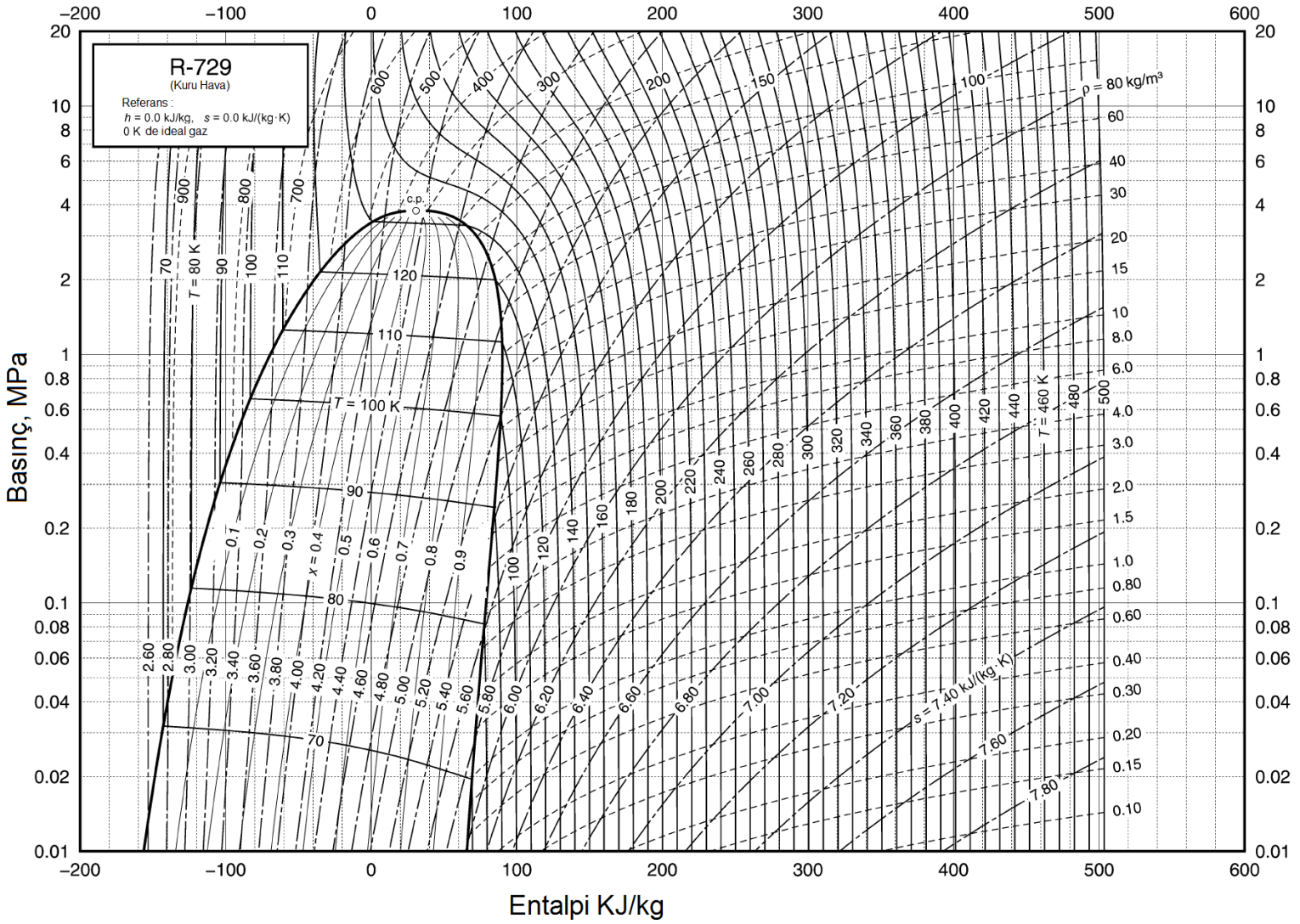
Based on formulation of Tillner-Roth et al. (1993)

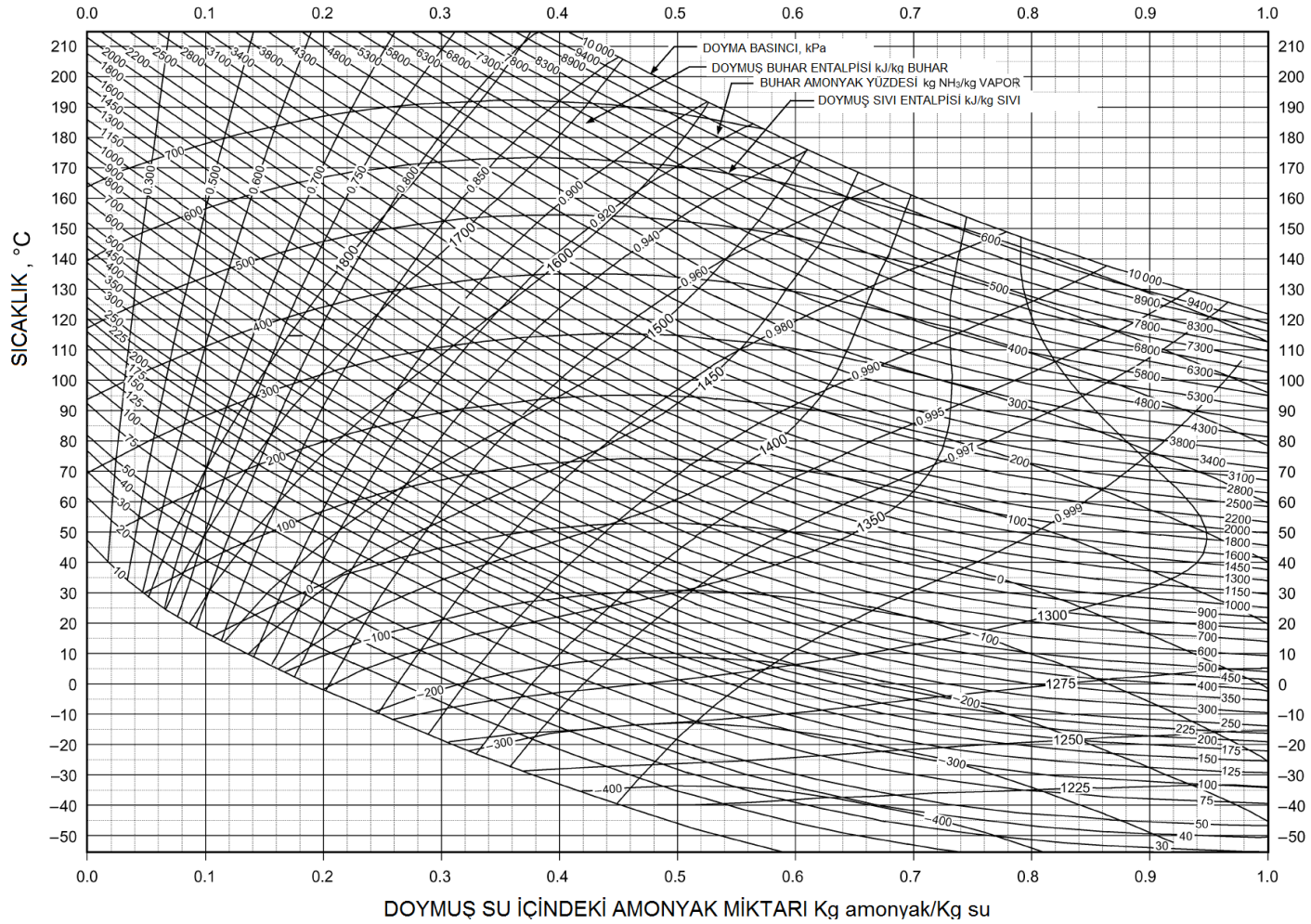

R-718
(su/su buharı)
Referans :
h = 0.0 kJ/kg, s = 0.0 kJ/(kg·K)
0.01°C de doymuş su
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
Donma Hattı
Üçlü Nokta = 0.01°C
Katı+ Buhar Bölgesi
c.p.
T = 40°C
T = 100°C
T = 420°C
x = 0.4
ρ = 150 kg/m³
s = 10.0 kJ/(kg·K)


R-744
(Karbondioksit)
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş su
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
Donma hattı
Üçlü nokta = −56.56°C
Katı + Buhar bölgesi
T = −40°C
T = −10°C
T = 180°C
x = 0.4
ρ = 200 kg/m³
s = 2.60 kJ/(kg·K)


R-290
(Propan)
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş su
c.p.
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg


R-600
(Bütan)
Referans :
h = 200.0 kJ/kg, s = 1.00 kJ/(kg·K)
0°C de doymuş sıvı
Basınç, MPa
Entalpi, KJ/kg
c.p.
T = −30°C
T = 10°C
T = 180°C
x = 0.4
ρ = 250 kg/m³
s = 3.40 kJ/(kg·K)


R-729
(Kuru Hava)
Referans :
h = 0.0 kJ/kg, s = 0.0 kJ/(kg·K)
0 K de ideal gaz
c.p.
Basınç, MPa
Entalpi KJ/kg
T = 80 K
T = 100 K
T = 460 K
ρ = 80 kg/m³
s = 7.40 kJ/(kg·K)
x = 0.4


DOYMA BASINCI, kPa
DOYMUŞ BUHAR ENTALPİSİ kJ/kg BUHAR
BUHAR AMONYAK YÜZDESİ kg NH3/kg VAPOR
DOYMUŞ SIVI ENTALPİSİ kJ/kg SIVI
SICAKLIK , °C
DOYMUŞ SU İÇİNDEKİ AMONYAK MİKTARI Kg amonyak/Kg su