

SOĞUTKANLAR İÇİN ÇEŞİTLİ ÇİFT FAZLI AKIŞ KAYNAMA ISI TRANSFERİ DENKLEMLERİNİN MODELLENMESİ VE KARŞILAŞTIRILMASI

Mustafa Turhan ÇOBAN
Oğuz Emrah TURGUT

ÖZET

Günümüzde değişik alternatif soğutucu akışkanlar (soğutkanlar) soğutma sistemlerinde kullanılmaktadır. Çift fazlı akış ve ısı transferi denklemleri genellikle teorik ve deneysel çalışmaların sonucu olduğundan yeni soğutkanlarda bu denklemlerin doğruluklarının irdelenmesi ve her soğutucu akışkan için en doğru bir kaynama modelinin seçilmesi gerekmektedir. Bu çalışmada kaynamalı ısı transferi denklemlerinin karşılaştırılması yapılmıştır. Dikey ve yatay borulardaki çift fazlı akış incelenmiş, çeşitli ısı transferi denklemleri matlab ortamında modellenerek, bu denklemler kendi aralarında karşılaştırılarak doğrulukları irdelenmiştir. Test soğutkanları olarak Dikey borular için R717(NH₃), R600(Bütan), R290(Propan), Yatay borular için R404A ve R407C seçilmiştir.

Anahtar Kelimeler: Soğutkan, Shah korelasyonu, Steiner - Taborek Korelasyonu, Kaynama, Çift Faz

ABSTRACT

A variety of refrigerants are utilised in refrigeration systems. Two phase flow and heat transfer equations are usually experimental, therefore validity of the equations should be checked out for this new refrigerants and a proper heat transfer model should be chose for each new refrigerant. In this study, boiling heat transfer correlations are compared with each other. Two phase flow (boiling) is investigated for horizontal and vertical pipes. In order to achive that heat transfer correlations are modelled in Matlab environment and results are compared with each other and experimental results available. As test refrigerants in this paper R717(NH₃), R600(Butane) and R290(Propane) are used for vertical tubes and R404A and R407C are used for horizontal tubes

Key Words: Chen, Kandlikar, Two-phase, Kattan-Thome-Favrat, Convective Boiling

1. GİRİŞ

Bir boru içinde meydana gelen akışlı kaynama ısı transferi katsayısı

$$h_{tp} = \frac{q}{T_{du\ var} - T_{doy}} \quad (1)$$

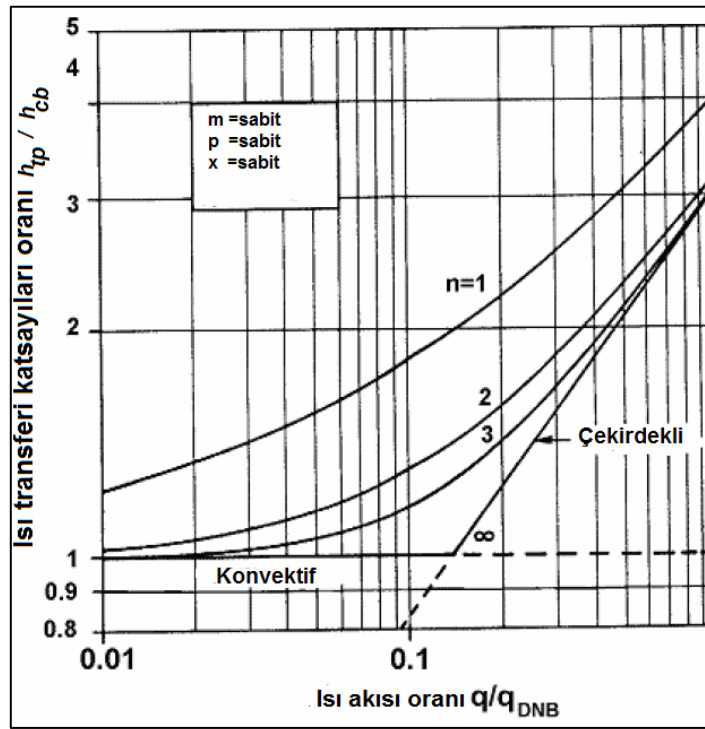
eşitliği ile gösterilir. Burada çift fazlı ısı transferi kaynama ısı transferi katsayısı (h_{tp}), konvektif kaynama (h_{cb}) ve çekirdekli kaynama denklemlerinin (h_{nb}) birleşiminden ortaya çıkar. Çekirdekli kaynama denklemi, çekirdekli havuz kaynama denklemlerine benzer özellik gösterir. Konvektif

kaynama ise boru içi akışlardaki taşınım denklemlerinden türetilmiştir. Bu iki ısı transferi katsayısı güç yasasına göre birleşerek,

$$h_{tp} = [(h_{nb})^n + (h_{cb})^n]^{1/n} \quad (2)$$

eşitliğini oluşturur [1].

Şekil 1 'de güç yasasının oluşumu gösterilmiştir. Kütle akısı, buhar kalitesi ve indirgenmiş basınç sabit tutulmuş ve konvektif ısı transferi katsayısının çift fazlı kaynamada çok az etkisinin olduğu öngörülmüştür. Chen[2] bu model için n=1 değerini önerdi ve h_{nb} katsayısının başına sıkıştırma faktörü katsayısını, h_{cb} katsayısına da çift faz çarpanı getirilerek ilk güç yasasını denklemini oluşturdu. Kutateladze [3] n=2 değeriyle birlikte asimptotik modeli önerdi . Bu modelde konvektif ve çekirdekli kaynamadan hangisi daha büyükse o çift fazlı kaynama ısı transferi katsayısı değerini alacaktır. Steiner ve Taborek [1] n=3 ve Shah [4]n=∞ değerini önerdi.



Şekil 1. Steiner ve Taborek (1992) Güç Yasası Şematiği[1]

2. DİKEY TÜPLERDE AKIŞLI KAYNAMA

Bu kaynama şeklinde konveksiyon ya direk genişlemeli buharlaştırıcılardaki gibi dış etkilerce ya da termosifondaki gibi doğal olarak oluşturulur. Yüksek buhar kalitelerinde ve kütle hızlarında akış rejimi halkasaldır fakat düşük akış rejimlerinde, buhar kalitelerinde ve boru çeperi sıcaklıklarında baloncuklanma oluşur. Bu olay sonucunda çekirdekli kaynama meydana gelir. Bazı sınır buhar kalitelerinde ise boru etrafındaki bu halkasal sıvı filmi kurur ve bununla birlikte ısı transferi zorlaşır. Oluşan bu bölgeye “Kuruma sonrası bölge” adı verilir.

Çekirdekli kaynamada ısı transferi ısı akısının fonksiyonuyken, konvektif kaynamada akışkanın buhar kalitesine ve kütle hızına bağlıdır. Genellikle konvektif kaynama korelasyonları Dittus-Boetler(1930)

denkleminin değişik uyarlamaları olarak önerilmektedir. Çift fazlı akışlı kaynama korelasyonları aşağıda tanıtılacak ve değişik akışkanlarla test edilecektir.

2.1 Chen Korelasyonu

Chen[2],[5] dikey tüpler için oluşturulmuş ilk akışlı kaynama korelasyonunu önerdi. Chen'in denkleminde akışlı kaynama ısı transferi katsayısı (h_{tp}), konvektif kaynama (h_{cb}) ve çekirdekli kaynamanın (h_{nb}) bileşimi olarak.

$$h_{tp} = h_{cb} + h_{nb} \quad (3)$$

Chen boru çeperlerinde meydana gelen baloncuklanmanın, h_{FZ} katsayısı ve ona etkiyen sıkıştırma faktörü (S) ile karakterize edilebileceğini önerdi. Türbulanslı akışlar için oluşturulan Dittus-Boetler (1930) denklemi, sıvı fazlı konvektif kaynama katsayısının (h_l) oluşturulmasında kullanılmış ve çift faz çarpanının(F) buna eklenmesiyle birlikte denklem

$$h_{tp} = h_{FZ}S + h_lF \quad (4)$$

halini almıştır. Burada

$$h_{FZ} = 0.00122 \left[\frac{k_l^{0.79} c_{pl}^{0.45} \rho_l^{0.49}}{\sigma^{0.5} \mu_l^{0.29} h_{lg}^{0.24} \rho_g^{0.24}} \right] \Delta T_{doy}^{0.24} \Delta P_{doy}^{0.75} \quad (5)$$

$$h_l = 0.023 Re_l^{0.8} Pr_l^{0.4} \left(\frac{k_l}{d_i} \right) \quad (6)$$

ile karakterize edilmiştir. Sıvı Reynolds ve Prandtl sayısı

$$Re_l = \frac{\dot{m}(1-x)d_i}{\mu_l} \quad (7)$$

$$Pr_l = \frac{\mu_l c_{pl}}{k_l} \quad (8)$$

denklemleri ile tanımlanmıştır. Çift faz çarpanı (F) ve Martinelli parametresi (X_{tt})

$$F = \left(\frac{1}{X_{tt}} + 0.213 \right)^{0.736} \quad (9)$$

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad (10)$$

ile tanımlanmıştır fakat $1/X_{tt} < 0.1$ iken çift faz çarpanının (F) değeri 1.0'dir. Sıkıştırma faktörü (S) ve çift fazlı Reynolds sayısı (Re_{tp}) ise

$$S = \frac{1}{1 + 0.00000253 \text{Re}_{tp}^{1.17}} \quad (11)$$

$$\text{Re}_{tp} = \text{Re}_l F^{1.25} \quad (12)$$

şeklindedir. Korelasyondaki sıvı datası su (0.55 ile 34.8 bar arası), metanol, n-pentan, n-heptan ve benzenden oluşmaktadır.

2.2 Shah Korelasyonu

Dikey tüplerde akışlı kaynama için oluşturulan ikinci korelasyon Shah[4] tarafından oluşturuldu. Shah'a göre de çift fazlı akışlı kaynama çekirdekli ve kaynamadan oluşmaktadır. Bu metot konvektif ve çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı değerlerinden büyük olanını akışlı kaynama ısı transferi katsayısı seçilecektir. Yatay ve dikey tüpler için uygulanabilen bu metot boyutsuz parametre N ve sıvı Froude sayısı (Fr_l) değerlerinin bulunmasıyla oluşturulmaya başlanır.

$$N = C_o(13)$$

iken C_o ise

$$C_o = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0.8} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \quad (14)$$

ile tanımlanmıştır. Eylemsizlik kuvvetleri ile yerçekimi kuvvetlerinin bir oranı olarak bilinen sıvı Froude sayısı

$$Fr_l = \frac{\dot{m}^2}{\rho_l^2 g d_i} \quad (15)$$

şeklindedir. Korelasyona konveksiyon etkilerini eklemek için (6) ve (7) kullanılır ve bununla birlikte konvektif kaynama

$$\frac{h_{cb}}{h_l} = \frac{1.8}{N^{0.8}} \quad (16)$$

halini alır. Kaynamadaki ısı akısı etkisi Boiling sayısı (Bo) ile tanımlanır ve

$$Bo = \frac{q}{\dot{m} h_{lg}} \quad (17)$$

boyutsuz sayısına dönüşür. Bu değer gerçek ısı akısının maksimum ısı akısına oranıdır ve N boyutsuz parametresiyle birlikte çekirdekli kaynama (h_{nb}) katsayısının hesaplanmasında kullanılır. Burada

$N > 1.0$ ve $Bo > 0.0003$ olduğunda

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = 230 Bo^{0.5} \quad (18)$$

$N > 1.0$ ve $Bo < 0.0003$ olduğunda

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = 1 + 46Bo^{0.5} \quad (19)$$

1.0>N>0.1 durumunda

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = F_s Bo^{0.5} \exp(2.74N - 0.1) \quad (20)$$

N<0.1 şartında ise

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = F_s Bo^{0.5} \exp(2.74N - 0.15) \quad (21)$$

denklemleriyle çekirdekli kaynama katsayısı bulunacaktır. Burada Shah sabiti

$$Bo > 0.0011 \text{ iken } F_s = 14.7 \quad (22)$$

$$Bo < 0.0011 \text{ iken } F_s = 15.43 \quad (23)$$

şeklinde hesaplanmıştır. h_{nb} ve h_{cb} değerlerinden büyük olanı h_{tp} olarak kullanılır

2.3 Gungor - Winterton Korelasyonu

Chen[2] modelinin bir başka versiyonu olan Gungor - Winterton[6] korelasyonu su, soğutucu akışkanlar(R-11, R-12, R-22, R-113 ve R-114) ve etilen glikol verilerinin ele alınmasıyla oluşturulmuştur. Denklem kısaca

$$h_{tp} = Eh_l + Sh_{nb} \quad (24)$$

gibi tanımlanır. h_l katsayısı (6) ve (7) denklemlerinden, çekirdekli kaynama katsayısı (h_{nb}) ise

$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12} (-0.4343 \ln p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} \quad (25)$$

denklemleriyle hesaplanır. Çift fazlı konveksiyon çarpanı (E)

$$E = 1 + 24000Bo^{1.16} + 1.37(1/X_{tt})^{-0.86} \quad (26)$$

şeklinde hesaplanır. Sıvı Reynolds sayısı (Re_l) (7) ile ve sıkıştırma faktörü (S) ise

$$S = (1 + 0.00000115E^2 Re_l^{1.17})^{-1} \quad (27)$$

denklemleriyle bulunur.

2.4 Kandlikar Korelasyonu

Kandlikar[7] korelasyonu da akışlı kaynamanın çekirdekli kaynama ile konvektif kaynama denklemlerinin katkısıyla meydana geldiğini öngörmektedir. Burada da iki sayısal değerden (h_{cb} ve h_{nb}) büyük olanı çift fazlı akışlı kaynama ısı transferi (h_{tp}) olarak değerlendirilecektir. Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı

$$\frac{h_{ip}}{h_l} = 0.6683 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.1} x^{0.16} (1-x)^{0.64} f_2(Fr_l) + 1058 Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} \quad (28)$$

şeklinde ve konvektif kaynama ısı transferi katsayısı ise

$$\frac{h_{ip}}{h_l} = 1.136 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.45} x^{0.72} (1-x)^{0.08} f_2(Fr_l) + 667.2 Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} \quad (29)$$

ile hesaplanır. Tek fazlı ısı transferi katsayısı (h_l) Gnielinski[8] denklemiyle karakterize edilir.

$0.5 \leq Pr_l \leq 2000$ ve $10^4 \leq Re_l \leq 5 \times 10^6$ koşullarında

$$h_l = \frac{Re_l Pr_l (f/2) (k_l / d_i)}{1.07 + 12.7 (Pr_l^{2/3} - 1) (f/2)^{0.5}} \quad (30)$$

$0.5 \leq Pr_l \leq 2000$ and $2300 \leq Re_l \leq 10^4$ koşullarında ise

$$h_l = \frac{(Re_l - 1000) Pr_l (f/2) (k_l / d_i)}{1 + 12.7 (Pr_l^{2/3} - 1) (f/2)^{0.5}} \quad (31)$$

gibi tanımlanır. Sıvı Reynolds sayısı Re_l (7) ve sürtünme faktörü (f) ise

$$f = (1.58 \ln(Re_l) - 3.28)^{-2} \quad (32)$$

denklemleriyle bulunur. F_{fl} katsayıları için aşağıdaki tablolar kullanılabilir.

Tablo 1. Kandlikar katsayıları[7]

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 çelikli borularla tüm akışkanlar	1.0

2.5 Chaddock -- Brunemann Korelasyonu

Kaynama boyutsuz sayısı(Bo), Martinelli sayısı (X_{tt}) ve Gnielinski denklemi temelli bu korelasyon

$$h_{ip} = 1.91 h_l \left[Bo 10^4 + 1.5 (1 / X_{tt})^{0.67} \right]^{0.6} \quad (33)$$

şeklinde dir. Konvektif ısı transferi katsayısı (h_l) (30) ve (31) ile bulunur. Sürtünme faktörünü bulmak için ise (32) kullanılabilir. Kaynama numarası (Bo) (17) ile Martinelli parametresi (X_{tt}) ise (10) yardımıyla hesaplanır.

2.6 Bennett ve Chen Korelasyonu

Bennet ve Chen[9], Chen[2] denklemini geliştirdi. Martinelli parametresi (X_{tt}) ve sıvı Prandtl sayısının (Pr_l) fonksiyonu olarak konvektif faktörü (E) önerildi. Konvektif faktörün (E) bir fonksiyonu olarak da sıkıştırma faktörü (S) sunuldu.

$$E = (1 + X_{tt}^{-0.5})^{1.78} \left(\frac{Pr_l + 1}{2} \right)^{0.444} \quad (34)$$

$$S = 0.9622 - \tan^{-1} \left(\frac{Re_l E^{1.25}}{61800} \right) \quad (35)$$

Bu denklemlerde Martinelli parametresi (10), sıvı Reynolds sayısı (Re_l) (7) ve sıvı faz ısı transferi katsayısı Dittus-Boetler korelasyonu (6) ile hesaplanır. Çekirdekli kaynama katsayısı da (5) ile bulunarak korelasyon

$$h_{tp} = h_{nb} S + h_{cb} E \quad (36)$$

şeklini alır. Bu korelasyon düşük basınçlı buhar ve hidrokarbonlarda doğru sonuçlar verebilmektedir.

2.7 Steiner ve Taborek Asimptotik Modeli

Steiner ve Taborek [1], akışlı kaynama modeli olarak kendi oluşturduğu “asimptotik modeli” önerdi. Bu modele aşağıdaki kısıtlamaları getirdi.

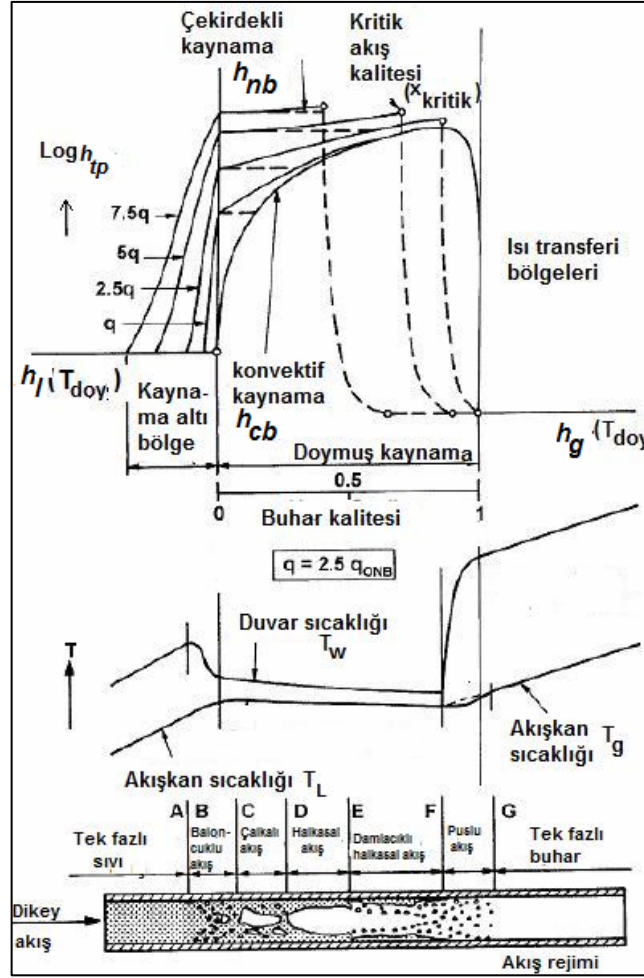
- Çekirdekli kaynamanın başlama sınırındaki ısı akılarında ($q < q_{onb}$) konvektif kaynama etkilidir fakat çekirdekli kaynama etkileri başlamamıştır.
- Büyük ısı akılarında çekirdekli kaynama etkisi baskındır.
- Çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}); $q < q_{onb}$ ve $x=0$ durumunda tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısına (h_l) eşitken $q > q_{onb}$ halinde çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı (h_{nb}), tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısına (h_l) eklenir.
- $X=1.0$ halinde çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) tek fazlı buhar ısı transferi katsayısına (h_g) eşittir.

A-B bölgesi: Tek fazlı konvektif ısı transferinden, kaynama altı tutulan bölgedeki ısı transferine geçişi A noktasında gerçekleşir. Arkasından A ve B bölgeleri arasında sıvı fazlı konveksiyon $q < q_{onb}$ şartları altında meydana gelirken, $q > q_{onb}$ şartları altında kaynama altı tutulan bölgede kaynama meydana gelir. Sıvı kaynama altı tutulduğunda, baloncuklar aniden büyür ve duvar dibinde çöker. Bu olay ısı transferi değerlerini artırır.

B-C-D bölgesi: Eğer $q < q_{onb}$ ise konvektif kaynama ortaya çıkarken $q > q_{onb}$ halinde hem çekirdekli kaynama hem de konvektif kaynama etkilidir. Şekil 2 'de yatay kesikli çizgiler çekirdekli kaynama katsayısını gösterirken devamlı kalın çizgiler çekirdekli kaynama ile konvektif kaynamanın birlikte olan etkilerini gösterir. Bu bölge baloncuklu ve çalkalı akış rejimlerini içerir.

D-E-F bölgesi: $q < q_{onb}$ halinde konvektif kaynama kuruma noktasına kadar geçerlidir. Fakat $q > q_{onb}$ halinde ise türbülanslı halkasal bölgeyle karşılaşılır. Bu bölge duvar çevresinde oluşan sıvı tabakası ve merkezdeki buhar bölgesiyle karakterize edilir. Kritik buhar kalitesine (x_{krit}) erişilmesiyle bu bölge son bulur.

F- G bölgesi: Kritik buhar kalitesi aşıldığında adhezyon kuvvetleri tarafından kararsız hale getirilen akışkan “puslu akış” bölgesine geçer. Fakat “Steiner-Taborek asimptotik modeli” tarafından bu bölgedeki ısı transferi tahmin edilemez[1]. Bundan dolayı tek fazlı buhar ısı transferi korelasyonlarının kullanılması bu bölge için doğru olur[1].



Şekil 2. Dikey Tüpler İçin Steiner – Taborek Modeli [1]

Yukarıdaki önermeler ışığında, Steiner ve Taborek[1] asimptotik modeli için $n=3$ kuvveti ile birlikte

$$h_{tp} = \left[\left(h_{nb,o} F_{nb} \right)^3 + \left(h_{Lt} F_{tp} \right)^3 \right]^{1/3} \quad (37)$$

korelasyonunu önerdi.

- $h_{nb,o}$; referans ısı akısında (q_o) ve 0.1 bar indirgenmiş basınçta lokal çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı olarak tanımlanır.
- F_{nb} çekirdekli kaynama düzeltme katsayısıdır.
- h_{Lt} sıvı faz zorlanmış taşınım ısı transferi katsayısıdır
- F_{tp} ise akışkan hızının çift fazlı akış üzerindeki etkisini arttıran çift faz çarpanıdır.

h_{Lt} , (30) ve (31) ile hesaplanabilirken Reynolds sayısı

$$Re_{Lt} = \frac{\dot{m} d_i}{\mu_l} \quad (38)$$

şeklinde hesaplanır. F_{tp} konvektif kaynama için bir katsayı olmakla birlikte, $x < x_{crit}$ ve $q > q_{onb}$ halinde ya da $q < q_{onb}$ iken bütün x değerleri için ($x=0-1$ arası) uygundur. $x < x_{crit}$ ve $q > q_{onb}$ durumu için oluşturulan F_{tp} katsayısı

$$F_{tp} = \left[(1-x)^{1.5} + 1.9x^{0.6} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.35} \right]^{1.1} \quad (39)$$

eşitliğindeki gibidir.

$q < q_{onb}$ halinde $x=0.0-1.0$ arası konvektif kaynama baskındır. $x=1.0$ iken çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) tek fazlı buhar ısı transferi katsayısına (h_G) dönüşür. h_G 'nin hesaplanması (30), (31) ve (38) 'in buhar termodinamik özelliklerinin uygulanmasıyla meydana gelir. $q < q_{onb}$ halinde ise F_{tp}

Tablo 2. Steiner ve Taborek[1] 'in Geliştirmiş Olduğu Çekirdekli Kaynama Katsayıları ($h_{nb,o}$ [W/m²K], q_o [W/m²], p_{krit} [bar] ve M [kg/kmol] Cinsinden Hesaplanmıştır)

Akışkan	p_{krit}	M	q_o	$h_{nb,o}$
Metan	46	16.04	20000	8060
Etan	48.8	30.07	20000	5210
Propan	42.4	44.1	20000	4000
n-Bütan	38	58.12	20000	3300
n-Pentan	33.7	72.15	20000	3070
İzopentan	33.3	72.15	20000	2940
n-Hekzan	29.7	86.18	20000	2840
n-Heptan	27.3	100.2	20000	2420
Sikloheksan	40.8	84.16	20000	2420
Benzen	48.9	78.11	20000	2730
Toluen	41.1	92.14	20000	2910
Difenil	38.5	154.12	20000	2030
Metanol	81	32.04	20000	2770
Etanol	63.8	46.07	20000	3690
n-Propanol	51.7	60.1	20000	3170
İzopropanol	47.6	60.1	20000	2920
n-Bütanol	49.6	74.12	20000	2750
İzobütanol	43	74.12	20000	2940
Aseton	47	58.08	20000	3270
R-11	44	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	20000	3500
R-152a	45.2	66.05	20000	4000
R-226	30.6	186.5	20000	3700
R-227	29.3	170	20000	3800
RC 318	28	200	20000	2710

Akışkan	p_{krit}	M	q_o	$h_{nb,o}$
R-502	40.8	111.6	20000	2900
Klorometan	66.8	50.49	20000	4790
Tetraklorometan	45.6	153.8	20000	2320
Tetraflorometan	37.4	88	20000	4500
Helyum I	2.275	4	1000	1990
Hidrojen(para)	12.97	2.02	10000	12220
Neon	26.5	20.18	10000	8920
Nitrojen	34	28.02	10000	4380
Argon	49	39.95	10000	3870
Oksijen	50.8	32	10000	4120
Su	220.6	18.02	150000	25580
Amonyak	113	17.03	150000	36640
Karbondioksit +	73.8	44.01	150000	18890
Sülfürhekzaflorit	37.6	146.1	150000	12230

$$F_{tp} = \left\{ \left[(1-x)^{1.5} + 1.9x^{0.6}(1-x)^{0.01} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.35} \right]^{-2.2} + \left[\left(\frac{h_g}{h_l} \right) x^{0.01} (1+8(1-x)^{0.7}) \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.67} \right]^{-2} \right\}^{-0.5} \quad (40)$$

ve çekirdekli kaynamanın başlama ısı akısı (q_{onb})

$$q_{onb} = \frac{2\sigma T_{sat} h_{Lt}}{r_o \rho_g h_{fg}} \quad (41)$$

şeklinde bulunur. Burada r_o kritik çekirdeklenme yarıçapı olarak adlandırılır ve değeri 0.3×10^{-6} m 'dir . Çekirdekli kaynama katsayısının elde edilmesi diğer korelasyonlar gibi değildir. Steiner ve Taborek kendi çekirdekli kaynama ısı transferi katsayılarını aşağıda belirtmiştir.

$$F_{nb} = F_{pf} \left(\frac{q}{q_o} \right)^{nf} \left(\frac{d_i}{d_{io}} \right)^{-0.4} \left(\frac{R_p}{R_{p,o}} \right)^{0.133} F(M) \quad (42)$$

Çekirdekli kaynama düzeltme faktörü ısı akısının, boru çapının, yüzey pürüzlülüğünün ve moleküler ağırlığının etkisi altındadır. Burada referans değerleri $R_{p,o}=1\mu\text{m}$, $d_{io}=0.01$ m ve q_o değerleri Tablo 2 'de gösterildiği gibidir.(42)'deki basınç düzeltme faktörü F_{pf} ise

$$F_{pf} = 2.816 p_r^{0.45} + \left[3.4 + \left(\frac{1.7}{1-p_r^7} \right) \right] p_r^{3.7} \quad (43)$$

şeklinde çekirdekli kaynama kuvveti (nf)

$$nf = 0.8 - 0.1 \exp(1.75 p_r) \quad (44)$$

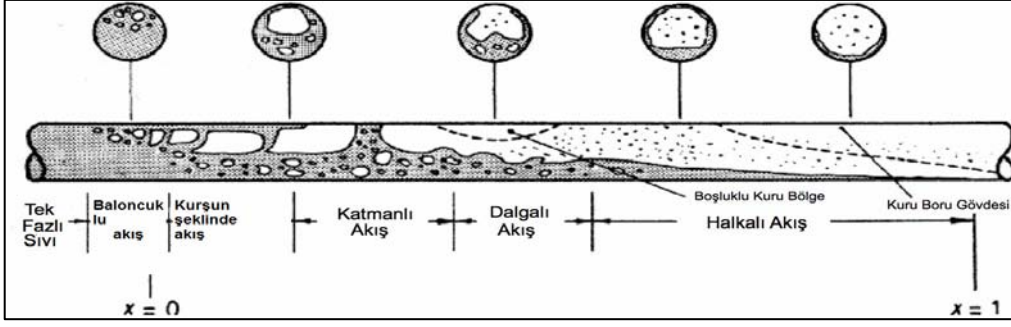
ve moleküler düzeltme faktörü F(M) ise

$$F(M) = 0.377 + 0.199 \ln(M) + 0.000028427 M^2 \quad (45)$$

denklemleri ile hesaplanır.

3-YATAY TÜPLERDE AKIŞLI KAYNAMA

Yerçekiminin etkisiyle sıvı ve buhar faz dağılımı asimetrik bir şekilde meydana gelir. Dikey borulardaki kaynamayı yatay borulardakinden ayıran en önemli ve en karmaşık fark boru gövdesinin aralıklı ya da tamamen kuruması olasılığıdır. Halkasal 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 boru çeperinde ince sıvı tabakalar meydana getirir ve bu bölgeler bir dahaki dalgaya kadar buharlaşım ısı transferini meydana getirirler.

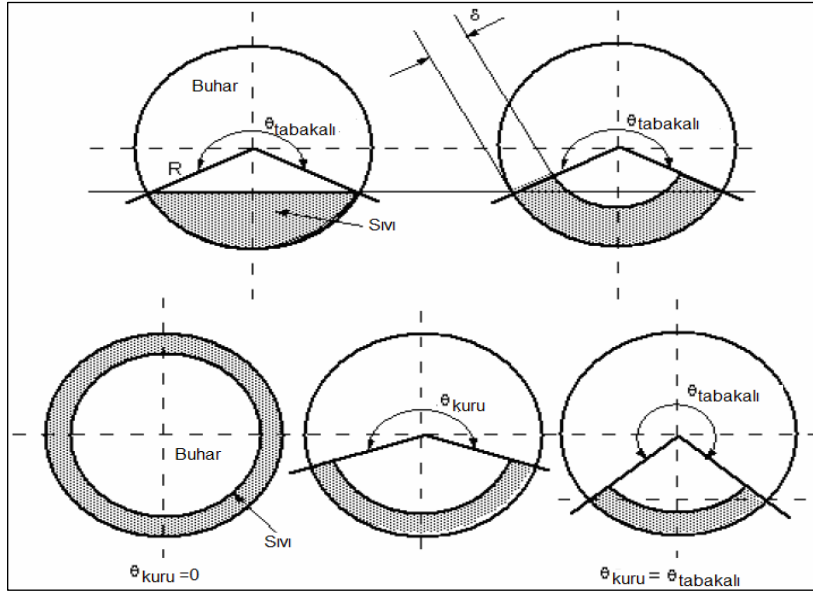


Şekil 3. Collier ve Thome[11] Tarafından Oluşturulan Yatay Borular İçin Akış Rejimleri

3.1 Kattan-Thome-Favrat Akış Rejimi Bazlı Buharlaştırma Modeli

Keskinliği en yüksek olan Kattan-Thome-Favrat[12] modeli yerel akış rejimlerinin bir fonksiyonu olarak oluşturulmuştur. Akış rejimi modeli tam katmanlı akış, katmanlı dalgalı akış, kesikli akış, halkalı akış ve kısmi kuruluk içeren halkalı akış rejimini içerir. Kesikli akış, dolgulu ve katmanlı akış rejimlerinin birleşimiyle oluşmuştur. Kısmi kuruluk içeren halkalı akış, katmanlı dalgalı akış içinde değerlendirilecektir. Baloncuklu ve sisli akış modellenmemiştir.

Şekil 4 'te görüldüğü gibi tam katmanlı akış borunun alt tarafından sıvı ile karakterize edilir. Sıvının üst kısmında meydana gelen buhar tabakası düz bir yüzeyle ayrılmıştır. Sıvı film tabakasına ait olan ısı transferi film kalınlığı (δ) ile birlikte meydana gelmiştir. Film kalınlığının kesit alanı (A_L) sıvının katmanlı (tabakalı) bölgedeki alanına eşittir. Halkalı akışta ise film kalınlığı bütün tüp etrafında eşittir. Bu modelin özet olarak formüle edilmesi ile



$$h_p = \frac{d_i \theta_{kuru} h_{buhar} + d_i (2\pi - \theta_{kuru}) h_{islak}}{2\pi d_i} \quad (46)$$

şeklini alır. θ_{kuru} borunun kuru çevresini temsil eder ve h_{buhar} ile bağıntılıdır. Islak ısı transferi katsayısı ise (h_{islak}) çekirdekli ve konvektif kaynamanın birleşimi ile oluşur.

$$h_{islak} = (h_{nb}^3 + h_{cb}^3)^{1/3} \quad (47)$$

Cooper[15] indirgenmiş basınç denklemini kullanarak çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısını hesapladı.

$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12} (-\log_{10} p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} \quad (48)$$

Konvektif kaynama ısı transferi katsayısı ise

$$h_{cb} = 0.0133 \left[\frac{4\dot{m}(1-x)\delta}{(1-\varepsilon)\mu_L} \right]^{0.69} \left[\frac{c_{pL}\mu_L}{k_L} \right]^{0.4} \frac{k_L}{\delta} \quad (49)$$

denkleminle bulunur. Faz hacim oranı (void fraction), Rouhani-Axelsson[16] tarafından dikey borular için tanımlanmıştır. Steiner[17] bu korelasyonu yatay borular için modifiye etmiş ve

$$\varepsilon = \frac{x}{\rho_g} \left\{ \left[1 + 0.12(1-x) \right] \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} \right) + \frac{1.18}{\dot{m}} \left[\frac{g\sigma(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{0.25} (1-x) \right\}^{-1} \quad (50)$$

şeklini vermiştir. Buhar fazı ısı transferi katsayısı h_{buhar} ise,

$$h_{buhar} = 0.023 \left[\frac{\dot{m}x d_i}{\varepsilon\mu_G} \right]^{0.8} \left[\frac{c_{pg}\mu_g}{k_g} \right]^{0.4} \frac{k_g}{d_i} \quad (51)$$

şeklinde. Kuruluk açısı (θ_{kuru}), tabakalı ve kısmi kuruluk içeren halkalı akış rejimleri için sabittir. Kesikli ve halkalı akış rejimleri için ise tüp çevresi her zaman kurudur ve kuruluk açısının sıfır (0) olması önerilir[14].

A_L sıvı faz kesit alanı olarak adlandırılır ve

$$A_L = A(1 - \varepsilon) \quad (52)$$

denkleminle ifade edilir. Tabakalı rejim için, tabakalı açı (θ_{tabaka}) aşağıdaki gibi tanımlanır.

$$A_L = 0.5r_i^2 \left[(2\pi - \theta_{tabaka}) - \sin(2\pi - \theta_{tabaka}) \right] \quad (53)$$

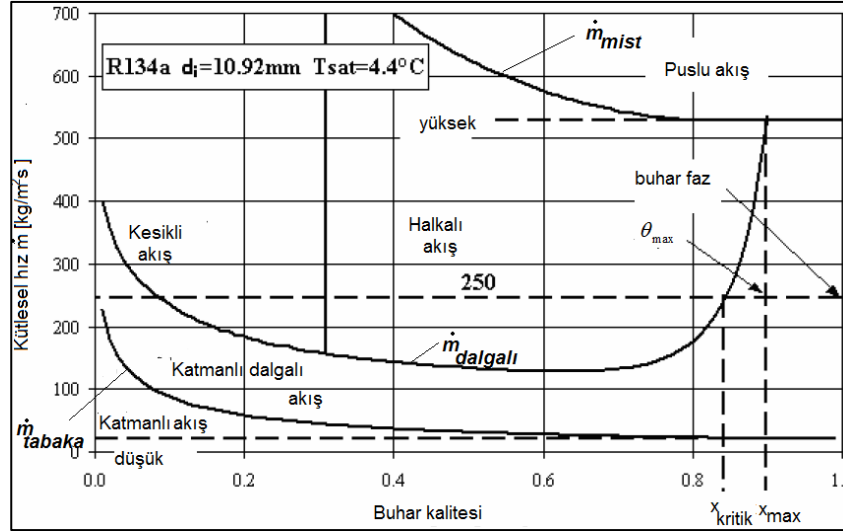
Burada r_i borunu yarıçapıdır ve denklem iteratif bir çözüm içerir. $x < x_{max}$ iken

$$\theta_{kuru} = \theta_{tabaka} \frac{(\dot{m}_{high} - m)}{(\dot{m}_{high} - m_{low})} \quad (54)$$

$x > x_{max}$ iken ise

$$\theta_{kuru} = (2\pi - \theta_{max}) \frac{(x - x_{max})}{(1 - x_{max})} + \theta_{max} \quad (55)$$

kuru açı (θ_{kuru}) denklemlerdeki gibi bulunur. Burada θ_{max} 'ın bulunması ise $x=x_{max}$ iken kütle hız fonksiyonunu (\dot{m}) (54)'e yerleştirmek ve çıkan kuruluk açısını (θ_{kuru}) θ_{max} olarak almaktır.



Şekil 5. Kuruluk Açısını Bulmak İçin Hazırlanmış Örnek Diyagram[14]

Örnek olarak Şekil 5'deki 250 kg/m²s kütle hızında R134a akışkanı ele alınsın. $x=0.0$ ile yaklaşık 0.1 buhar kaliteleri arasında m_{high} değeri $m_{dalgali}$ ve m_{low} ise m_{tabaka} 'dır. Bu bölgeyi geçtikten sonra ($x=0.1$ ile $x=x_{kritik}$ arası) m_{high} m_{mist} değerini ve m_{low} ise $m_{dalgali}$ değerini alır. Kritik buhar kalitesi aşıldığında (x_{kritik}), (55) kullanılarak kuruluk açısı bulunur.

3.2 Kattan – Thome – Favrat (1998) Modelinin Soğutucu Karışımlara Uyarlanması

Kattan-Thome-Favrat[13] oluşturdukları modeli soğutucu akışkan karışımlara uyguladı. Thome[18] 'un karışımlar için oluşturulan kaynama denklemine Cooper[15] korelasyonunu eklemesiyle başladı. Bu korelasyon

$$F_c = \left\{ 1 + (h_{id} / q) \Delta T_{bp} \left[1 - \exp\left(\frac{-q}{\rho_l h_{fg} \beta_L}\right) \right] \right\}^{-1} \quad (56)$$

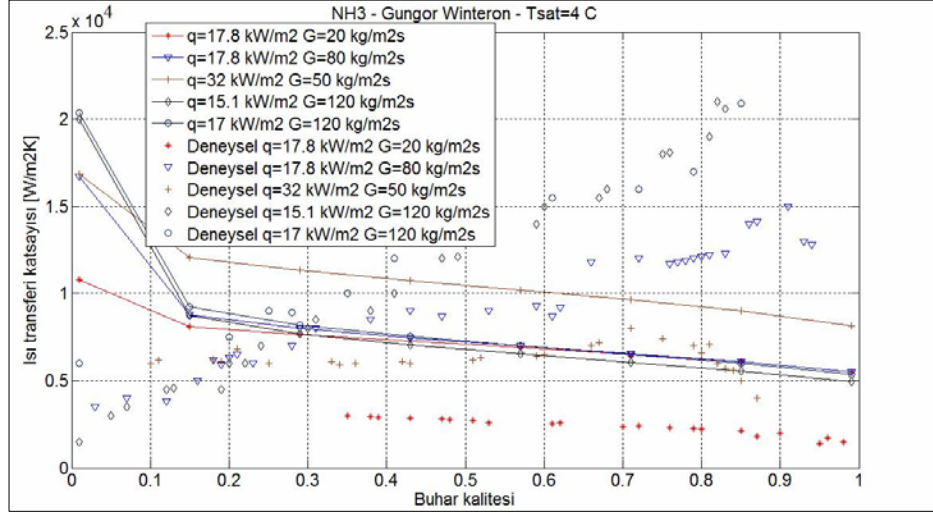
denklemlerle ifade edilir. (56)'da görüldüğü gibi zeotropik karışımlarda $\Delta T_{bp} > 0$ olduğu için $F_c < 0$ olduğu gözlemlenmektedir. Saf akışkanlarda $\Delta T_{bp}=0$ olduğu için $F_c=1.0$ olacaktır. Ardından bulunan F_c 'nin Cooper[15] korelasyonuna katkısıyla

$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12} (-\log_{10} p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} F_c \quad (57)$$

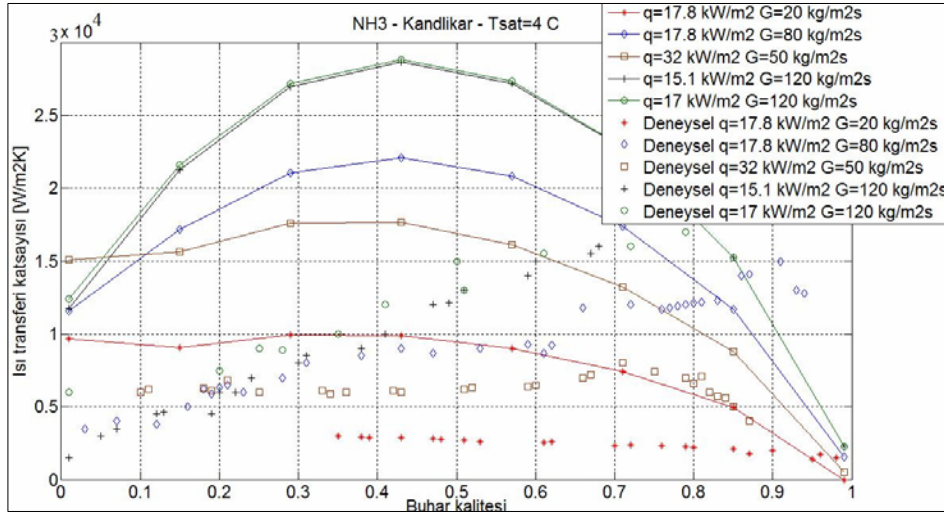
ifadesi elde edilir. (56) denklemindeki h_{id} , (57) denkleminde F_c yerine 1.0 değeri konularak hesaplanır. Ayrıca buradaki ampirik β_L katsayısı 0.0003 m/s olarak belirlenmiştir.

4. SONUÇ VE TARTIŞMA

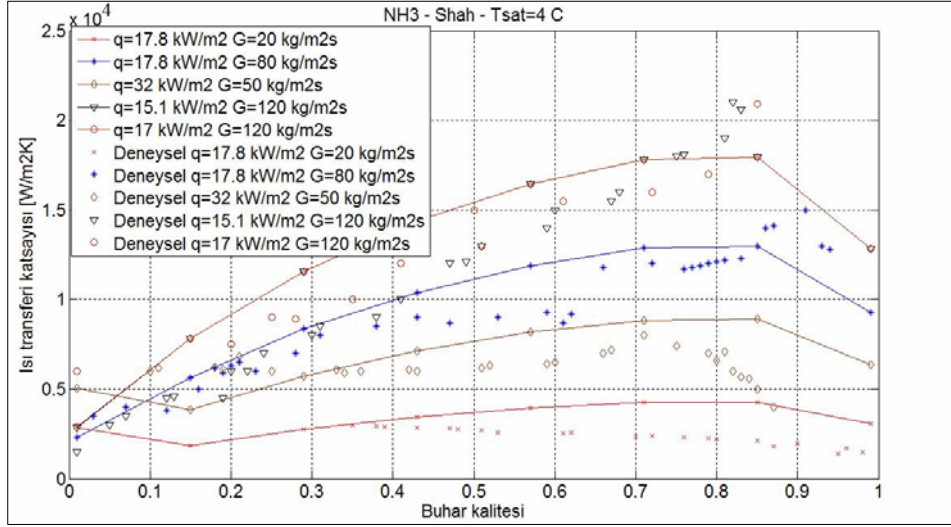
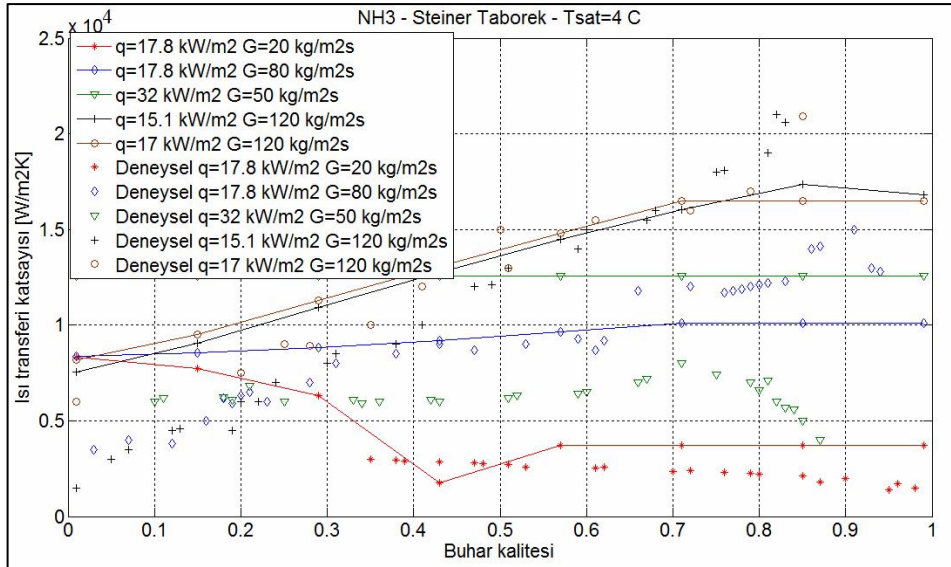
Isı transferi katsayıları değişik buhar kaliteleri için bütün oluşturulan korelasyonlar için hesaplandı. Zürcher ve Kabelac – De Buhr [20], Amonyak(NH₃) ile değişik şartlarda yaptığı deneylerde ısı transferi katsayısının kütle hız ve ısı akısının bir fonksiyonu olduğunu gösterdi. Dikey borularda oluşturdukları deneyin diğer korelasyonlarla karşılaştırılması ise aşağıdaki grafiklerdeki gibidir.



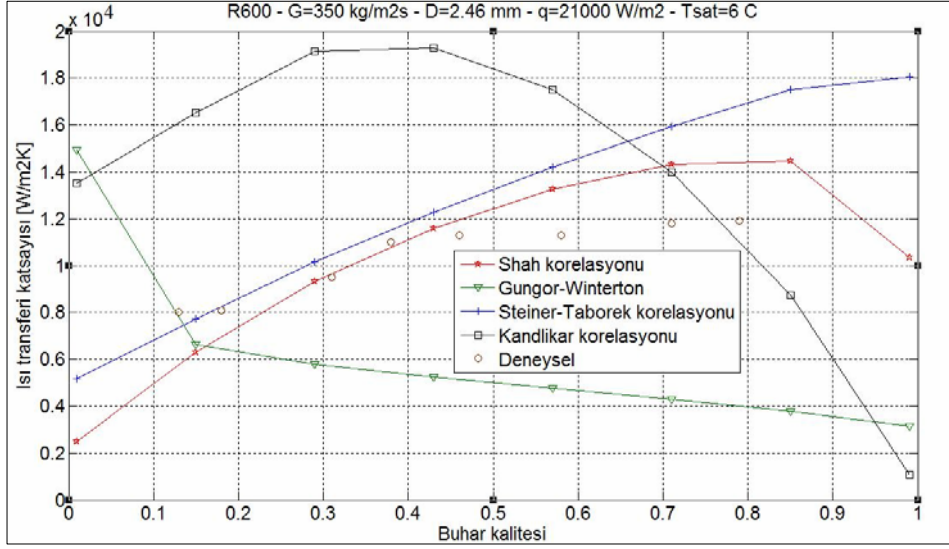
Şekil 6. NH₃ için Gungor-Winterton Denklemi



Şekil 7. NH₃ için Kandlikar Denklemi

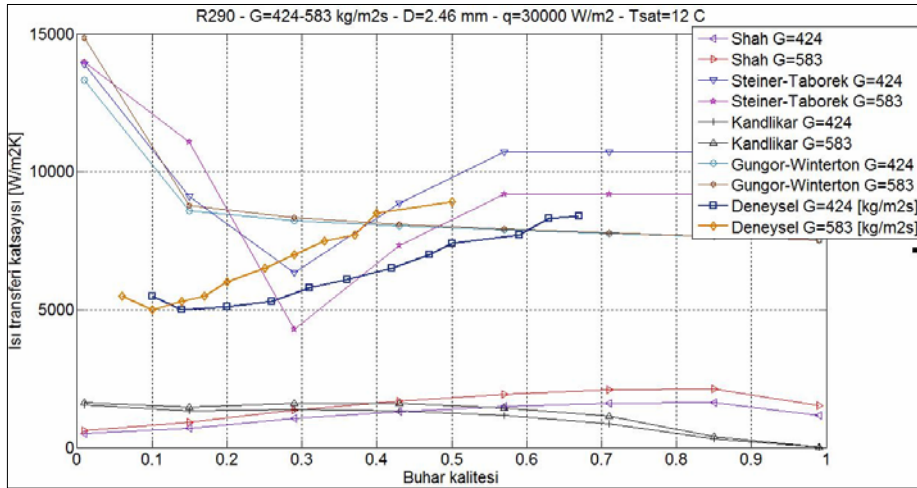
Şekil 8. NH₃ için Shah DenklemiŞekil 9. NH₃ için Steiner ve Taborek Denklemleri

Wen ve Ho [20] yaptıkları deneyler sonucunda Bütan(R600) için ısı transferi katsayısı çizelgesini oluşturdu. Yine dikey borular için oluşturulan bu çizelge için korelasyonların karşılaştırılması aşağıdaki grafiklerde gösterilmiştir.



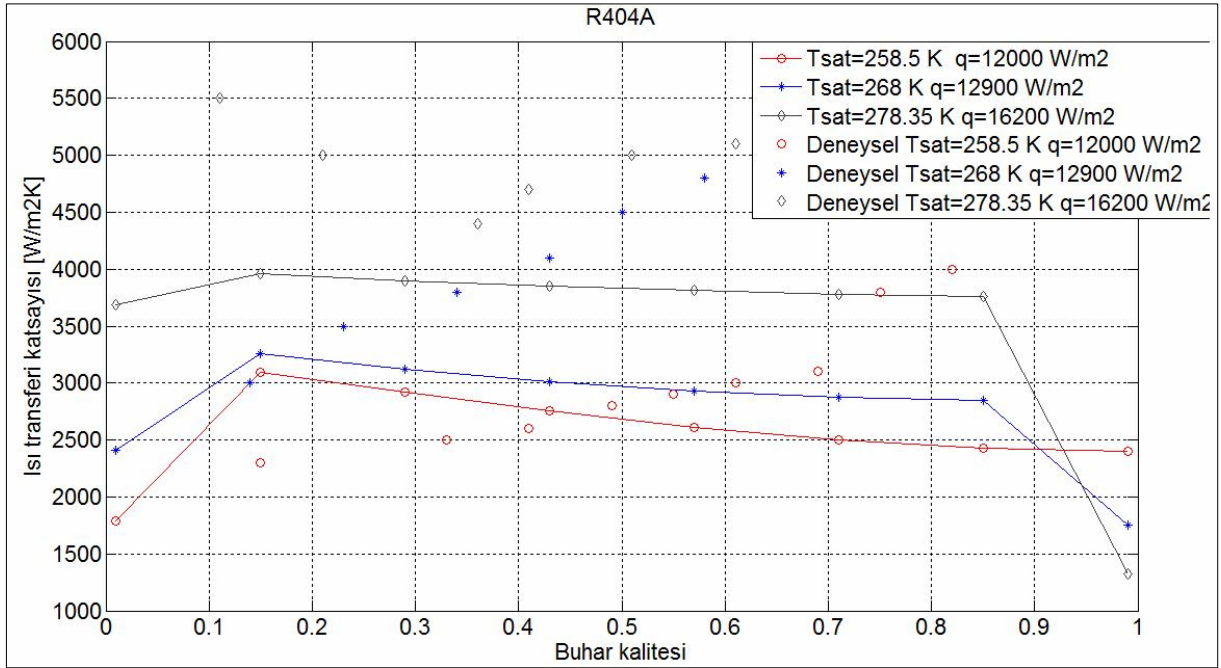
Şekil 10. R600 için Denklemlerin Karşılaştırması

Wen ve Ho [20] yine dikey borular için propanı (R290) kullandı ve diğer korelasyonlarla karşılaştırılmış haliyle aşağıdaki grafikler oluşturulmuştur.



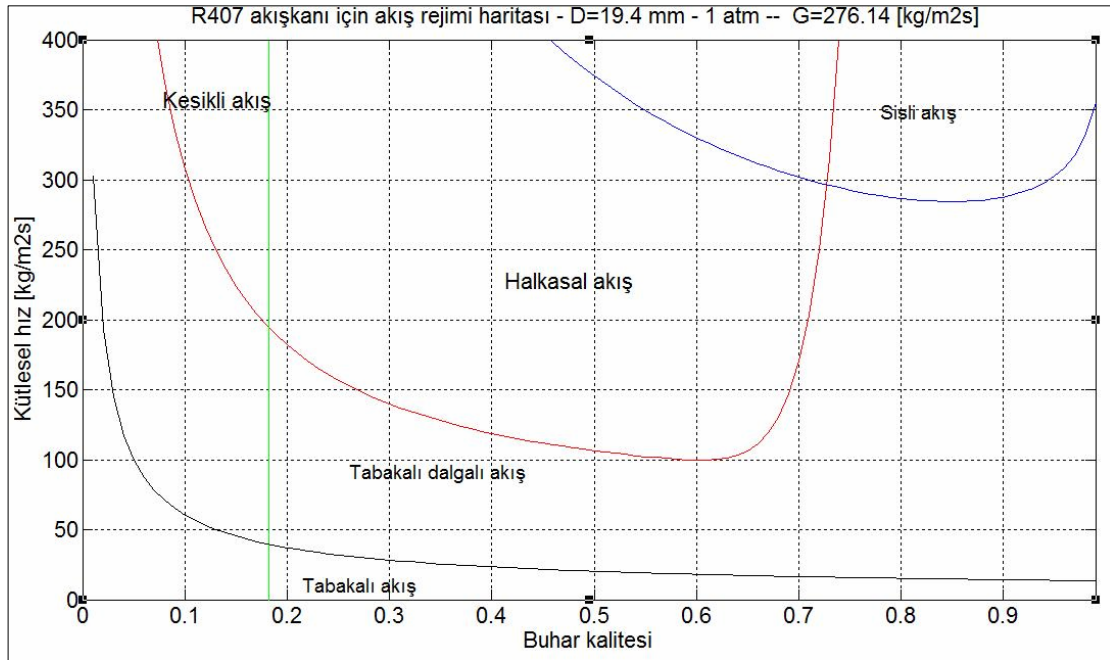
Şekil 11. R290 için Denklemlerin Karşılaştırılması

A.Greco ve G.P. Vanoli[19] yaptıkları deneyler de düz boruları kullanarak R404A soğutucu akışkanlarının konvektif kaynamalı ısı transferi katsayılarını incelediler. Kattan – Thome – Favrat modeliyle oluşturulmuş korelasyonlarla deneysel sonuçların karşılaştırılması grafikte verildiği gibidir.

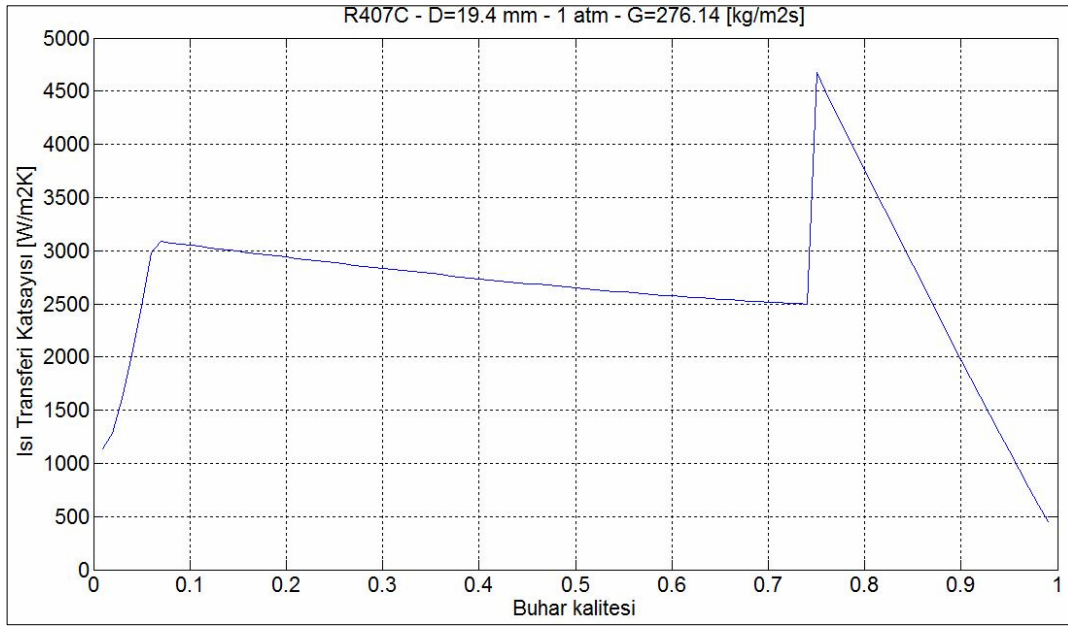


Şekil 12. R404A İçin Karşılaştırma

R407 C için hazırlanmış akış rejimi haritası ve ısı transferi grafiği aşağıdaki gibidir.



Şekil 13. R407C İçin Akış Rejimi Haritası



Şekil 14. R407C İçin Isı Transferi Katsayısı Gösterimi

Şekillerde görüldüğü gibi ısı transferi katsayıları değerleri için kesin bir sonuca varmak mümkün değildir. Dikey borular göz önüne alındığında; R290, R600 ve NH₃ göz önüne alındığında; Steiner-Taborek[1] ve Shah[4] korelasyonları doğru sonuçların alınabileceği denklemlerdir ve diğer korelasyonlara referans olarak gösterilebilir. Chen[2] ve Bennet-Chen[9] denklemleri R718(Su) için hazırlanmış denklemlerdir ve bu akışkan için doğru tahminler yapabilmektedirler.

Yatay tüpler için oluşturulan en doğru korelasyon Kattan – Thome ve Favrat [12]'in oluşturduğu akış rejimi bazlı korelasyondur. Kattan-Thome-Favrat[13] bu korelasyonu azeotropik akışkanlara da uyarladı ve geniş bir çalışma alanı elde etti. Fakat hesapların yapılması karmaşıktır ve iteratif prosesler içermektedir. Bunun için bilgisayar destekli uygulamalar sonuçların bulunmasında kolaylıklar sağlayacaktır.

SEMBOLLER VE KISALTMALAR

q : Isı akısı [W/m²]

$T_{du\ var}$: Duvar sıcaklığı [K]

h_{nb} : Çekirdekli kaynama ısı trf. kat.[W/m²K]

h_l : Sıvı faz ısı transferi katsayısı [W/m²K]

k_g : Buhar faz termal iletim katsayısı [W/m.K]

c_{pg} : Buhar faz öz ısısı [kJ/kg.K]

ρ_g : Buhar faz yoğunluğu [kg/m³]

h_{fg} : Buharlaştırma gizli ısısı [kJ/kg]

μ_g : Buhar viskozitesi [Pa.s]

$\Delta T_{du\ var}$: Lokal sıcaklık farkı ($T_{du\ var} - T_{doy}$)

T_{doy} : Doyma sıcaklığı [K]

h_{tp} : Çift fazlı ısı transferi kat [W/m²K]

h_{cb} : Konvektif kaynama ısı tr.kat [W/m²K]

k_l : Sıvı fazın termal iletkenlik kat. [W/m.K]

c_{pl} : Sıvı fazın öz ısısı [kJ/kg.K]

ρ_l : Sıvı fazın yoğunluğu [kg/m³]

σ : Yüzey tansiyonu [N/m]

μ_l : Sıvı viskozitesi [Pa.s]

x: Buhar kalitesi

Pr_l: Sıvı Prandtl sayısı

Δp_{doy} : Akışkanın duvar sıcaklığında buhar basıncının doyma buhar basıncı farkı

Re_l : Sıvı Reynolds sayısı

X_{tt} : Martinelli parametresi

d_i : Borunun çapı [m]

\dot{m} : Kütleli hız [kg/m^2s]

Re_{tp} : Çift fazlı Reynolds sayısı

Bo : Kaynama numarası

Fr_l : Sıvı Froude sayısı

M : Molar ağırlık [$kg/kmol$]

p_r : İndirgenmiş basınç (p_{doy}/p_{krit})

x_{krit} : Kritik buhar kalitesi

q_{ONB} : Çekirdekli kaynamanın başladığı ısı akısı [W/m^2]

f : Sürtünme faktörü

$h_{nb,o}$: Çekirdekli havuz kaynama katsayısı [W/m^2K]

q_o : Referans ısı akısı [W/m^2]

F_{nb} : Çekirdekli kaynama düzeltme faktörü

h_{Ll} : Sıvı faz zorlanmış ısı transferi [W/m^2K]

h_g : Buhar fazı ısı transferi katsayısı [W/m^2K]

F_{tp} : Çift faz çarpanı

r_o : Kritik çekirdeklenme çapı [m]

Pr_g : Buhar Prandtl sayısı

$R_{p,o}$: Ortalama yüzey pürüzlülüğü [m]

R_p : Yüzey pürüzlülüğü [m]

nf : Çekirdekli kaynama kuvveti

$d_{i,o}$: Standart tüp referans çapı [m]

h_{islak} : Islak çevre ısı transferi kat. [W/m^2K]

$F(M)$: Moleküler ağırlık düzeltme faktörü

δ : Halkasal bölge sıvı film kalınlığı [m]

θ_{kuru} : Kuru açı [radyan]

A_L : Sıvının yan kesit alanı [m^2]

h_{buhar} : Sıvı faz ısı transferi katsayısı [W/m^2K]

θ_{max} : $x=x_{max}$ için kuruluk açısı

ΔT_{bp} : Çiğlenme noktası ile Baloncuklanma noktası arasındaki sıcaklık farkı

ε : Faz hacim oranı

$\theta_{tabakalı}$: Tabakalı açı [radyan]

h_{id} : İdeal ısı transferi katsayısı [W/m^2K]

KAYNAKLAR

- [1] Steiner, D. and Taborek, J. (1992). Flow Boiling Heat Transfer in Vertical Tubes Correlated by an Asymptotic Model, Heat Transfer Engng, Vol. 13, No. 2, pp. 43–69.
- [2] Chen, J.C. (1963). A Correlation for Boiling Heat Transfer of Saturated Fluids in Convective Flow, ASME Paper 63-HT-34, 6th National Heat Transfer Conference, Boston, Aug 11-14
- [3] Kutateladze, S.S (1961). Boiling Heat Transfer, Int J. Heat Mass Transfer, Vol.4, pp 3–45
- [4] Shah, M.M.(1982). Chart Correlation for Saturated Boiling Heat Transfer: Equations and Further Study, ASHREA Trans, Vol. 88, Part 1, pp. 185–196
- [5] Chen, J.C.(1966) A Correlation for Boiling Heat Transfer of Saturated Fluids in Convective Flow, Ind. Eng Chem. Process Des. Dev., Vol. 5, No.3, pp.322–329
- [6] Gungor, K.E. and Winterton, R.H.S (1986). A General Correlation for Flow Boiling in Tubes and Annuli, Int. J.Heat and, Vol.29, pp. 351–358
- [7] Kandlikar, S.G. (1990). A General Correlation of Saturated Two-phase Flow Boiling Heat Transfer inside Horizontal and Vertical Tubes, Vertical Tubes, J. Heat Transfer, Vol. 112, pp. 219–228
- [8] Gnielinski, V. (1976). Int. Chem. Eng, Vol. 6, pp. 359–368
- [9] Bennet, D.L and J.C. Chen (1980). Forced Convective Boiling in Vertical Tubes for Saturated Pure Components and Binary Mixtures. AIChE Journal 26(3): 454–461
- [10] Dittus, E.J and Boetler, L.M.K (1930). Publications on Engineering, Univ. California, Berkeley, Vol 2, pp.443
- [11] Collier, J.G. and Thome, J.R. (1994). Convective Boiling and Condensation, 3rd Edition, Oxford University Press, Oxford
- [12] Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D.(1998a). Flow Boiling in Horizontal Tubes. Part 1: Development of a Diabatic Two Phase Flow Pattern Map, J. Heat Transfer, Vol.120, No.1 pp. 140–147

- [13] Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D.(1998b). Flow Boiling in Horizontal Tubes. Part 2: New Heat Transfer Data for Five Refrigerants, J. Heat Transfer, Vol. 120, No.1, pp. 148–155
- [14] Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D.(1998c). Flow Boiling in Horizontal Tubes. Part 3: Development of a New Heat Transfer Model Based on Flow Patterns, J. Heat Transfer, Vol. 120, No. 1, pp.156–165
- [15] Cooper, M.G. (1984). Heat Flow Rates in Saturated Nucleate Pool Boiling – A Wide Ranging Examination using Reduced Properties, Advances in Heat Transfer, Eds. Hartnett and Irvine Academic Press, Princeton, Vol. 16, pp. 157–239
- [16] Rouhani, Z. And Axelsson, E.(1970). Calculation of Volume Void Fraction in the Subcooled and Quality Region, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 13, pp. 383–393
- [17] Steiner, D. (1993). VDI-Warmeatlas (VDI Heat Atlas), Verein Deutscher Ingenieure, VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GCV), Duesseldorf, Chapter Hbb.
- [18] Thome, J.R.(1989) Prediction of the Mixture Effect on Boiling in Vertical Thermosyphon Reboilers, Heat Transfer Engineering, Vol. 12, No. 2, pp. 29–38;
- [19] Greco, A., Vanoli, G.P, (2005), Flow Boiling of R22, R134a, R507, R404A and R410A Inside Smooth Horizontal Tube, International Journal of Refrigeration 28:872–880
- [20] Thome J. R. Cheng L, Ribatski G, Vales L.F., (2008) ,Flow Boiling of Ammonia and Hydrocarbons: State of art review ,International Journal of Refrigeration 31: 603-620

ÖZGEÇMİŞ

Mustafa Turhan ÇOBAN

1957 yılı Seben, Bolu doğumludur. 1978 yılında Ege Üniversitesi Makine Fakültesi, Makine bölümünü bitirmiş, 1982 Yılında Michigan Teknik Üniversitesi (A.B.D.) Makine Mühendisliği ve Mühendislik Mekaniği bölümünden Yüksek lisans derecesi, 1986 Yılında Utah Üniversitesi (A.B.D.), Mühendislik fakültesi, makine mühendisliği bölümünden Doktora derecesi, 1995 Yılında Victoria Teknik Üniversitesi (Avustralya), Matematik Fakültesi, Bilgisayar bölümünden Bilgisayar Mühendisliği Yüksek lisans derecesi almıştır. ARAS kompresör, Maden Tetkik ve Arama Enstitüsü, Jeotermal bölümü, Imperial Chemical Industries (Avustralya), Ceramic Fuel Cells Limited (Avustralya), TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü, TÜBİTAK Ulusal Metroloji Enstitüsünde, Utah Üniversitesi (ABD) Makine mühendisliği, Ballarat Üniversitesi Mühendislik bölümü (Avustralya), Victoria Teknik Üniversitesi, Makine Mühendisliği Bölümü (Avustralya), Nebraska Üniversitesi, Makine Mühendisliği Bölümü(A.B.D.), Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Dokuz Eylül Üniversitesi Makine Mühendisliği bölümlerinde çalışmıştır, Halen Ege Üniversitesi Makine Mühendisliğinde enerji konularında çalışmaktadır

Oğuz Emrah TURGUT

1985 yılında Ankara’da doğdu. İlköğretimi İzmir’de Mehmet Akif Ersoy İlköğretim Okulu’nda tamamladı. Orta öğretimini yine İzmir’de 60.Yıl Anadolu Lisesi’nde geçirdi. Dokuz Eylül Üniversitesi Makine Mühendisliği Bölümü’nü bitirdi. Ege Üniversitesi Makine Mühendisliği bölümünde MSc. Derecesini yapmaktadır. Çeşitli harita ve yazılım projelerinde çalışmalarda bulundu.