

T.C.
SAKARYA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**KARE KESİTLİ MİNİ KANALLARDA İKİ FAZLI
AKIŞIN İNCELENMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Mak.Müh. Özge KESKİN

Enstitü Anabilim Dalı : MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ

Enstitü Bilim Dalı : ENERJİ

Tez Danışmanı : Prof. Dr. Fethi HALICI

Haziran 2009

T.C.
SAKARYA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

KARE KESİTLİ MİNİ KANALLARDA İKİ FAZLI AKIŞIN İNCELENMESİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Mak.Müh. Özge KESKİN


Enstitü Anabilim Dalı : MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ

Enstitü Bilim Dalı : ENERJİ

Bu tez 22/06/2009 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Oybirliği ile kabul edilmiştir.


Prof. Dr. Fethi HALICI
Jüri Başkanı


Y.Doç.Dr. H.Serhad SOYHAN
Üye


Y.Doç.Dr. Ahmet KOLİP
Üye

ÖNSÖZ

Yüksek lisans sürecinde benden desteğini ve anlayışını hiçbir zaman esirgemeyen, bu çalışmanın uluslararası işbirliği ile gerçekleşmesine katkı sağlayan danışmanım, değerli hocam Prof. Dr. Fethi HALICI'ya, bu süreçte beni destekleyen değerli hocam Yrd. Doç. Dr. Hakan Serhad SOYHAN'a, bu proje çerçevesinde iş birliğini kabul eden ve her konuda bana yardımcı olan Karlsruhe Araştırma Merkezi Reaktör Emniyeti Enstitüsü'nden (Almanya) Dr. Martin Wörner'a, çalışmamı sunmaya başlamadan önce teşekkürlerimi sunuyorum. Çalışmamın Türkiye'de bu konu ile ilgili yürütülen araştırmaların geliştirilmesine katkı sağlamasını diliyorum.

İÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ.....	ii
İÇİNDEKİLER	iii
SİMGELER VE KISALTMALAR LİSTESİ.....	v
ŞEKİLLER LİSTESİ	vii
TABLolar LİSTESİ.....	ix
ÖZET.....	x
SUMMARY.....	xi
BÖLÜM 1.	
GİRİŞ.....	1
BÖLÜM 2.	
HESAPLAMALI AKIŞKANLAR DİNAMİĞİ TEMEL KAVRAMLARI VE DENEYSEL VERİLER.....	5
2.1. Turbit-VOF kodu ve İki Fazlı Akış Hakkında Genel Bilgi.....	5
2.1.1. Turbit-VOF kodu.....	6
2.1.2. İki fazlı akış rejimleri.....	7
2.1.3. Çok fazlı akışlarda kuvvetler.....	8
2.1.4. Boyutsuz sayılar.....	9
2.2. Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği Yöntemi.....	9
2.2.1. Serbest yüzey simülasyonları için yöntemler.....	10
2.2.2. Akışkan hacim yöntemi (VOF).....	11
2.3. Deneysel Kurulum ve Deney Şartları.....	12
2.3.1 Deney şartları.....	16

BÖLÜM 3.	
SAYISAL SİMÜLASYON TANIMI.....	18
3.1. Hava Kabarcık Dizisi.....	18
3.2. Sayısal Yöntem.....	18
3.3. Sayısal ve Fiziksel Parametreler.....	19
BÖLÜM 4.	
DENEY VE SİMÜLASYONLARIN DEĞERLENDİRİLMESİ.....	27
4.1 Kılcallık Sayısının Kabarcık Şekli Üzerindeki Etkisi.....	27
4.2 Kılcallık Sayısının Kabarcık Hızı Üzerindeki Etkisi.....	33
4.3 Kabarcık Hızı ve Fiktif Hız Arasındaki İlişki.....	34
4.4 Hacimsel Akış Oranı ve Boşluk Oranı Arasındaki İlişki.....	37
BÖLÜM 5.	
SONUÇLAR VE ÖNERİLER.....	40
KAYNAKLAR.....	42
ÖZGEÇMİŞ.....	45

SİMGELER VE KISALTMALAR LİSTESİ

A_B	: Kabarcık ara yüzey alanı
A_i	: Birim hücredeki ara yüzey alan konsantrasyonu
a_B	: Kabarcık hacmi ara yüzey alan konsantrasyonu
C_0	: Akış modelindeki dağıtım katsayısı
Ca	: Kılcallık sayısı
Ca_J	: J hızına bağlı kılcallık sayısı
D_B	: Kabarcık çapı
D_{eq}	: Hacim eşitlik çapı
D_h	: Hidrolik çap
We	: Weber sayısı
G	: Yerçekimi ivmesi
H	: Ağ kalınlığı
J	: Fiktif Hız
La	: Laplace sayısı
Δp	: Birim hücre boyunca basınç farkı
Re	: Reynolds sayısı
U_{G-J}	: Sürünme akış modelinde sürünme hızı
V_B	: Kabarcık hacmi
W	: Kare kesitli kanalın kenar uzunluğu
E_o	: Eötvös sayısı
$\beta = J_G/J$: Hacimsel akış oranı
δ_{LF}	: Sıvı tabaka kalınlığı
ε	: Gaz hacimsel kesri

Λ	: Laplace uzunluğu
μ	: Viskozite
$\psi = U_B/J$: Birimsiz kabarcık hızı
ρ	: Yoğunluk
σ	: Yüzey gerilim katsayısı
CFD	: Hesaplmalı akışkanlar dinamiği (Computational Fluid Dynamics)

Alt İndisler

B	: Hava kabarcığı
L	: Sıvı Fazı
G	: Gaz Fazı

ŞEKİLLER LİSTESİ

Şekil 1.1.	Yekpare reaktör.....	1
Şekil 2.1.	Akışın geometrik şeklinin şematik gösterimi ve birim hücre[15]	5
Şekil 2.2.	İki fazlı akış rejimleri.....	6
Şekil 2.3.	Gaz-sıvı akış çalışmaları için kurulmuş deney düzeneğinin görüntüsü.....	14
Şekil 2.4.	Deneysel kurulumun şematik gösterimi.....	15
Şekil 2.5.	Kanal iç ve dış ölçüleri.....	16
Şekil 3.1.	Durum 6_40_A için ortalama hız değerleri.....	23
Şekil 3.2.	Durum 6_40_C için ortalama hız değerleri.....	24
Şekil 3.3.	Durum 4_20_A için ortalama hız değerleri.....	25
Şekil 3.4.	Yürütülen farklı simülasyonlar için kabarcığın üç boyutlu yandan görünüşü.....	26
Şekil 4.1.	Ca sayısının bir fonksiyonu olan kabarcık çapı ve Kreutzer[4] in çalışmasındaki denklemlerle karşılaştırılması.....	28
Şekil 4.2.	Thulasidas'ın çalışmasından elde edilen diyagramda kabarcık şeklinin Ca sayısına göre aksisimetrik olma veya olmama durumunun gösterilmesi	29
Şekil 4.3.	Δp değişiminden dolayı J_{tot} etkisi $L_{uc} = 4 \text{ mm}$, $\varepsilon = 0.2$	30
Şekil 4.4.	Ca sayısının fonksiyonu olarak kabarcık ara yüzey alanının birim hücre hacmine oranı (AB/V_{uc}) ve kabarcık ara yüzey alanının kabarcık hacmine oranı (AB/V_B).....	31
Şekil 4.5(a)	Deneylelerdeki (noktalar) ve Simülasyonlardaki (açık kareler) Fiktif hız değerleri J_L ve J_G . Kesik çizgiler sabit $J = J_L + J_G$ değerini, noktalı çizgiler sabit $\beta = J_G/J$ değerini göstermektedir.....	32

Şekil 4.5(b)	Deneydeki farklı gaz ve sıvı fiktif hız kombinasyonları için, akış rejimi görüntüleri (JL ve JG birimi m/s dir).....	32
Şekil 4.6.	Deneysel (sol) ve simülasyonların (sağ) kabarcık şekillerinin aynı hız değerlerinde karşılaştırmaları.....	34
Şekil 4.7.	Kabarcık hızının toplam fiktif hız değerine oranı ve Ca sayısı. Thulasidas'ın deneysel verileriyle simülasyon sonuçlarının ve Liu'nun çalışmasındaki denklem in karşılaştırılması.....	36
Şekil 4.8.	Kabarcık hızına karşı fiktif hız ve akış modellerinin karşılaştırılması.....	37
Şekil 4.9.	Birim hücre içinde gaz hacimsel kesri ε ve β . Homojen model ile sayısal sonuçların (semboller), Armand bağıntısıyla ve Chung bağıntısıyla karşılaştırılması.....	39

TABLULAR LİSTESİ

Tablo 2.1. Deneyde kullanılan akışkanların oda sıcaklığında ve atmosferik basınçtaki özellikleri.....	17
Tablo 3.1. Simülasyon parametreleri ve sonuçları.....	22

ÖZET

Anahtar kelimeler: Kare kesitli mini kanal, çok fazlı akış, sayısal, deneysel, karşılaştırma, hava kabarcığı dizisi

Hava kabarcığı akışı, sıvı ara akış bölmeleri ile ayrılmış, neredeyse dar kanalın tüm kesit alanını kaplayan ve birbirlerini takip eden gaz kabarcıklarından oluşur. Çok fazlı yekpare reaktörler, aşağı eşyönlü veya yukarı eşyönlü olarak çalıştırılabilirler. Bu olgu, sıvı akış ara bölmesinin içerisinde yer alan bir parçacığın bu bölmenin bir ucundan diğerine gidene kadar geçen sürenin, bu bölmenin kendi uzunluğu kadar bir mesafeyi kat etmesi için geçen sürenin zamanına oranı olarak tanımlanan devridaim zamanı (τ_{cir}) ile ilişkilendirilmiştir.

Bu çalışmada kare kesitli mini kanallarda çok fazlı akışın hidrodinamiği sayısal olarak incelenmiş ve Dresden Teknik Üniversitesinden alınan deney sonuçlarıyla karşılaştırılarak desteklenmiştir. Farklı şartlarda farklı Kılcallık sayıları (0.04-0.67) $Ca = \mu LUB / \sigma$, ve Reynolds sayıları (1.23-18.2) hesaplanmıştır.

Simülasyonlarda kullanılan birim hücre uzunlukları ($4 \leq Luc / Dh \leq 6$) ve epsilon değerleri yaklaşık olarak hesaplanmıştır. Deneyler 1mm x 1mm ölçülerinde kare kesitli saydam bir kanalda yapılmıştır. Akışkan çiftleri Squalan-Nitrojen, Alpha-Methylstyrol (AMS)-Nitrojen, Su-Nitrojen olarak seçilmiştir. Şartlar 20 bar basınç ve 25 °C sıcaklık olarak belirlenmiştir. Hava kabarcığı enjeksiyonu IMVT mikro karıştırıcı ve T bağlantısıyla yapılmıştır. Elde edilen hava kabarcığı şekilleriyle, deney sonuçları, geniş Ca ve Re sayıları aralığında çok iyi uyum göstermiştir. Sayısal ve deneysel olarak hava kabarcığının çapının sadece Ca sayısına göre değil aynı zamanda kabarcık hacmine göre de değiştiği görülmüştür.

ANALYSIS OF MULTIPHASE FLOW IN A SQUARE MINI-CHANNEL

SUMMARY

Key Words: Square mini-channel, multiphase flow, numerically, experimentally, comparison, bubble train flow

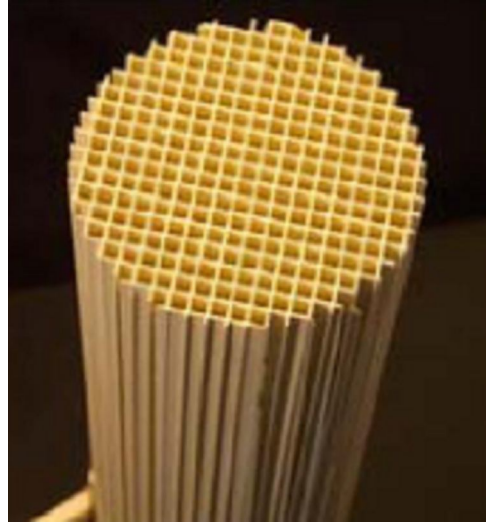
Bubble train flow (BTF) consists of a sequence of bubbles that almost fill the cross-section of a narrow channel and are separated by liquid slugs. Multiphase monolith reactors can be operated in co-current upward or co-current downward flow. This is attributed to the lower recirculation time, τ_{cir} , which is defined as the ratio of the time needed by a particle in the liquid slug to travel from one end to the other and the time needed by the slug to travel a distance of its own length.

Hydrodynamics of viscous co-current downward bubble train flow in a square mini-channel are investigated numerically and validated by using experimental results obtained in TU Dresden. A series of computations for different values of the Capillary number (0.04 – 0.67), $Ca \equiv \mu LUB/\sigma$ and of the Reynolds number (1.23 – 18.2) is performed.

In the simulations the unit cell length ($4 \leq L_{uc} / D_h \leq 6$) and gas holdup were chosen rather arbitrarily. Experiments are done in a transparent square channel with 1 mm \times 1 mm cross section. Fluid pairings are chosen as Squalan – Nitrogen, Alpha-Methylstyrol (AMS) – Nitrogen and Water – Nitrogen. Conditions are chosen as 20 bar for pressure, 25 °C for temperature. Bubble injection is done by IMVT micro-mixer and T-junction in co-current downward flow. Computed bubble shapes agree very well with experimental ones for wide range of Capillary number and Reynolds number. It is shown numerically and experimentally that bubble diameter depends not only on Ca but also on bubble volume.

BÖLÜM 1. GİRİŞ

Kompakt sistemler, günümüz endüstrisinde ihtiyaçlar doğrultusunda giderek yaygınlaşmakta olduğu gibi, büyük, pahalı, yüksek enerji gereksinimi olan sistemlerle kıyaslandığında daha ucuz ve birden fazla işlemi gerçekleştirebilen sistemlerdir. Ancak küçük geometrilerinin deneysel ölçümlere olanak sağlayamamasından, sağlasa dahi bunun çok yüksek maliyetlerle mümkün olmasından, hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD) yazılımlarının avantajı bu noktada karşımıza çıkmaktadır. Hesaplamalı akışkanlar dinamiği yazılımları ile yapılan çalışmalar, zaman ve maliyet konularında avantaj sağladığı gibi, öngörülebilir bulunabilmek adına akış rejimlerinin davranışlarını anlamamızda da iyi bir seçenek olarak karşımıza çıkar.



Şekil 1.1. Yekpare Reaktör (Delft Üniversitesi)

Dar kanallarda gaz-sıvı çift fazlı akışın hidrodinamiği sadece nükleer reaktörler, elektronik cihazlar ve kompakt ısı değiştiricilerinde değil, aynı zamanda monolit reaktörler[1] ve mikro yapılı reaktörler[2] gibi çok fazlı reaktörlerde de kullanılmaktadır. Bu uygulamalarda kanal çapı tipik olarak 100 µm civarında, kimya mühendisliği uygulamalarında ise kanal çapı yaklaşık 1 mm olarak kullanılmaktadır. Örneğin; monolit reaktörler 0.5-3 mm ölçülerinde paralel, kare kesitli kanallardan oluşur. Bu boyut, basınç düşümü ve katalitik etki alanı arasında bir dengeyi mekanik dayanıklılık kadar garantiler. Monolit reaktörler için en etkili gaz-sıvı akış rejimi, yüksek gaz/sıvı ve tüm gaz/sıvı/katı kütle transfer oranlarından dolayı Taylor akıştır. Taylor akış terimi, ard arda uzanan hava kabarcıklarının, sıvı parçalarla ayrılmış olarak dar kanalda tüm kesiti doldurarak aktığı türdür. Kanal duvarı ve hava kabarcığı arasında sadece ince bir sıvı tabakası vardır. Literatürde gösterilen diğer akış türleri çoğunlukla dalgalı akış, ayrık akış, darbeli akış, kabarcık dizisi akışıdır.

Endüstriyel ölçüde monolit reaktörler Taylor akışta kullanılıyorsa da bugünlerde yalnızca hidrojen peroxid üretiminde kullanılmakta[3], Fischer-Tropsch sentezi olarak öngörülmektedir[4,5]. Fischer-Tropsch sentezi boyunca yapılan yeni ölçümler, sabit yataklı monolitik katalitik reaktörler ile toz katalizörlü tank reaktörleri karşılaştırıldığında geliştirilen reaksiyon oranlarını göstermiştir[6]. Ayrıca daha yüksek C5-C18 sıvı parçaları, sıkıştırılmış katalitik parçacık yatağından ziyade monolit katalitik kanalda yürütülen Fischer-Tropsch reaksiyonunda elde edilmektedir[7]. Bu sonuç monolit reaktörlerin kütle transfer özelliklerinin avantajı olarak belirlenmiştir.

Bir görüşe göre, Taylor akış kanal boyunca aynı aksel hızda hareket eden, aynı sıvı mesafesi ile birbirinden ayrılan, birbirine yakın boyut ve şekilde kabarcıklardan oluşmaktadır. Hava kabarcık dizisi hidrodinamiği, bir hava kabarcığı birde sıvı bölümden oluşan birim hücre olarak açıklanmaktadır. İdeal hava kabarcık dizisi, tek kanal davranışlarını tahmin etmemize imkan sağladığından ve tüm reaktörü birim hücre içinde ilgili taşıma durumunu numaralandırarak basite indirgediğinden dolayı ilgi çekici hale gelmiştir. Teknik aygıtlarda, ideal hava kabarcık dizisi, kabarcık oluşumu genellikle kabarcık boyut dağılımı konusunda yol gösterdiğinden, başarı sağlamıştır[8]. Taylor akışın basit hidrodinamik oluşumunu daha iyi anlamak için, deneyler genel olarak görüş kullanımına olanak sağlayan tek kanallarda gerçekleştirilmiştir.

Eş yönlü yukarı akışlı Taylor akışın deneyleri, dairesel ve kare kesitli, hidrolik çap 2 mm olan mini kanallarda gerçekleştirilen deneyler Thulasidas'ın makalesinde yer almaktadır[9]. Yeni deneylerde Tsoligkas'ın makalesinde[10] tek kanalda yukarı yönlü ve aşağı yönlü akışın hidrodinamik farkları incelenmiştir. 1.5 veya 2 mm ölçülerinde kare kesitli cam kanallarda su veya isopropanol-su karışımı akışını göz önüne almışlardır. Devir daim sürelerinin yukarı akışta, aşağı akışa göre daha hızlı olduğu bulunmuştur ve aşağı yönlü akışla kıyaslandığında yukarı yönlü akışta devir daimle geliştirilmiş karışımın sıvı-katı kütle transferinin daha yüksek olduğu sürdürülen çalışmada gösterilmiştir[11].

Yapısal dizilim, monolit reaktör ve mini kanallarda gaz-sıvı iki fazlı akış için çeşitli görüşler yakın zamanda yapılmış olan Pangakar'ın [12], Kreutzer'in [13], Angeli ve Gavriilidis'in [14] çalışmalarında incelenmiştir. Son araştırmaya göre, dairesel olmayan kanallar için daha fazla bilgiye ve öngörü modeline ihtiyaç duyulmasının yanında dairesel kanallarda geliştirilen Taylor akışın hidrodinamiği büyük oranda anlaşılmıştır.

Küçük dairesel olmayan kanalda tek Taylor kabarcığında yada Taylor akışta sınırlı sayıda sayısal çalışma bulunmaktadır[15,16]. Sayısal incelemeler için genel olarak gaz-sıvı yüzey izleme için tercih edilen akışkan hacim yönteminde (volume of fluid) CFD kodları kullanılmıştır. Nasıl ki yüzey yenilemesiz VOF yönteminin eksiklikleri olduğu gibi, yalnızca geometrik yüzey yenilemeli VOF yöntemi sağlam ve güvenilir sonuçlar vermektedir[17]. Birçok hesaplamanın problemini deneylerle detaylı doğrulama yoluna giderek çözmek mümkündür. Genel olarak doğrulamalar nitelikseldir ve Kılcallık sayısının bir fonksiyonu olarak entegral akış miktarlarının karşılaştırılması ile sınırlıdır. Örnekler kabarcık hızı, toplam fiktif hız ve birimsiz rölatif kabarcık hızı arasındaki orandır. Hesaplanan kabarcık şeklinin doğrulaması için genellikle sadece kabarcık çapı uygundur. Deneylerde, veriler genel olarak kabarcık uzunluğundan ve birim hücre uzunluğundan elde edilir. Bu sebeple, hesaplamada deneyin birebir gösterimi mümkündür dolayısıyla yalnızca niteliksel karşılaştırmalara imkan sağlamaktadır.

Bu çalışmada 1x1 mm ölçülerinde kare kesitli cam mini kanalda eş yönlü aşağı (co-current, downward) akış deneyinin deneysel ve sayısal incelemesi yapılmıştır.

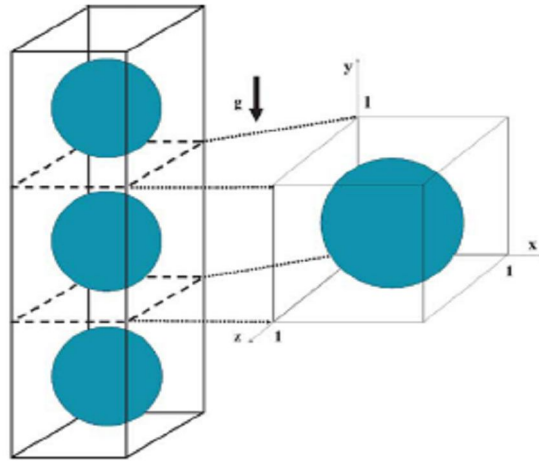
Akışkanlar devamlı sıvı fazı için Squalan (C₃₀H₆₂), gaz fazı için azot olarak seçilmiştir. Squalan, Fischer-Tropsch ürünleri için iyi bir çözücü ve Fischer-Tropsch sentezi içinde etkisiz[6,18] , viskoz bir sıvıdır. Deneylerde, gaz ve sıvı fiktif hızları sırasıyla 0.05-0.2 m/s ve 0.017-0.1 m/s aralıklarındadır. Birim hücre uzunlukları ve hacimsel gaz içeriği CCD kamera ile çekilen görüntülerden belirlenmiştir. Bu parametrelere dayanarak, iki farklı birim hücre uzunluğu ve buna bağlı olarak iki farklı gaz hacim kesri değeriyle VOF yöntemi kullanılarak geçici üç boyutlu sayısal simülasyonlar dizisi gerçekleştirilmiştir. Hesaplanan kabarcık şekli ve deneylerin karşılaştırılmasıyla, sayısal yöntem doğrulaması ve kurum içi bilgisayar kodları elde edilmiştir. Sonrasında sayısal veriler çeşitli akış miktarının analizinde kullanılmıştır. Sonuç olarak, öncelikle deneysel kurulum, sonra kısaca sayısal yöntem oluşturulmuş ve simülasyon verileri girilmiştir.

BÖLÜM 2. HESAPLAMALI AKIŞKANLAR DİNAMIĞI YÖNTEMİ TEMEL KAVRAMLARI VE DENEYSEL VERİLER

2.1. Turbit-VOF Kodu ve İki Fazlı Akış Hakkında Genel Bilgi

2.1.1. Turbit-VOF kodu

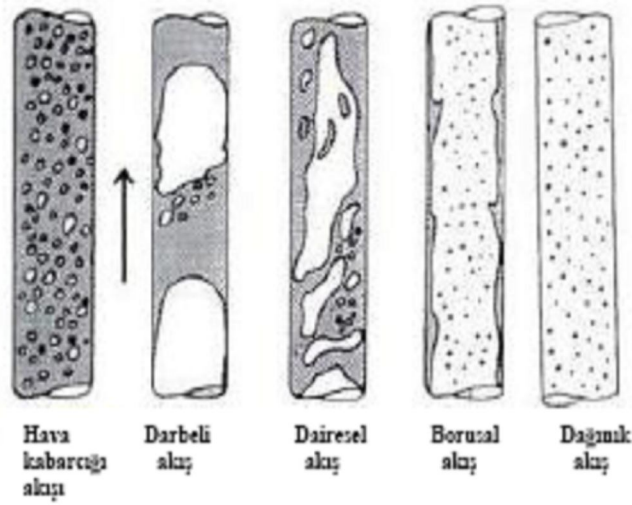
Turbit kodu ilk olarak Karlsruhe Araştırma Merkezi Reaktör Emniyet Enstitüsünde geliştirilmiştir. Turbit kodu, arayüzey takibi için akışkan hacim yöntemini kullanmaktadır. Sonlu hacimler yöntemi üzerine temellendirilmiş Turbit-VOF kodu kütle, momentum ve enerji denklemlerini sıkıştırılmaz, birbirleri içinde karışmayan iki Newtonian akışkan için değerlendirmektedir. Yüksek Reynolds sayısına sahip iki fazlı akışlar için viskoz arayüzeyi çözmek için daha sık bir ağ yapısına ihtiyaç vardır. Daha sık bir ağ yapısı ise yüksek hesaplama maliyetleri ve işlemci zamanları gerektirdiğinden, ayrıca arayüzey yapılandırılmasının karmaşıklaşmasından ötürü pratikte her zaman kullanmak mümkün olmamaktadır. Yapılan simülasyonlar süresince ağ yapısının ne kadar sık olacağına bahsedilen parametreler ışığında karar verilmiştir.



Şekil 2.1. Akışın geometrik şeklinin şematik gösterimi ve birim hücre

2.1.2. İki fazlı akış rejimleri

İki fazlı akışlar bir sürekli bir de ayrık fazdan meydana gelmektedir. İki ayrı fazın bir arada bulunabileceği birden fazla şekil mevcuttur. Bunlar; hava kabarcığı akışı, dairesel akış, darbeli akış, dağınık akış, borusal akıştır. Bu çalışmada yer alan iki fazlı akış çeşidi hava kabarcık dizisi akışıdır. Birim hücre olarak tanımlanan kavram Şekil 2 de görüldüğü gibi bir sürekli fazın bir ayrık fazın bulunduğu ölçüdür.



Şekil 2.2. İki fazlı akış rejimleri

Darbeli (slug) akış : Kanalı hemen hemen dolduran büyük gaz kabarcıklarından oluşur ve sıvı ara akışı gözlemlenir.

Dairesel (annular) akış : Annular sıvı filminden ve içinde sıvı damlacıklar bulunan yada bulunmayan gaz kabarcıklarından oluşan akış şeklidir.

Dağınık akış : Sıvının, gazın içinde damlacıklar halinde bulunduğu, kesitin çoğunluğunun gaz ile kaplı olduğu akış şeklidir.

Borusal akış : Kanal duvarında sıvı film tabakası ve içinde damlacıklar halinde sıvı bulunan gazdan oluşan akış şeklidir.

Hava kabarcığı akışı : Sürekli faz sıvıdır ve sıvı içine değişik şekillerde dağılmış gaz bulunmaktadır. Hava kabarcık dizisi akışı kimyasal proses endüstrisi için önemli yer tutmaktadır. Hem tek hava kabarcığı hem de kümelenmiş hava kabarcıkları sıvının akışı için önemlidir.

2.1.3. Çok fazlı akıslarda kuvvetler

Genel olarak kuvvetleri üç ayrı sınıfta gruplandırabiliriz. Bu sınıflandırma kuvvetin etki ettiği boyuta göre değişir. Yüzeysel kuvvetler alan ile doğru orantılıdır. Çizgisel kuvvetler birim uzunlukla doğru orantılıdır. Hacimsel kuvvetler (ağırlık kuvvetleri) ise hacim elemanları üzerinde etkilidir ve $V \propto L^3$ ile doğru orantılıdır.

Çok fazlı akış rejiminde üç farklı hacimsel kuvvet görülür. Bunlardan ilki atalet kuvvetidir. Bu kuvvet hacim yoğunluğu ve hızın karesiyle doğru orantılıdır ve birim uzunluk arttıkça atalet kuvveti azalır.

$$F_I = V\rho U^2 / L \quad (2.1)$$

Hacimsel kuvvetlerin ikincisi birim hacim arttıkça artan yerçekimi kuvvetidir. Yerçekimi ivmesi yönünde akışkanın hızını arttırmaktadır.

$$F_G = Vg\rho \quad (2.2)$$

Üçüncü hacimsel kuvvet ise kaldırma kuvvetidir.

$$F_B = Vg\Delta\rho \quad (2.3)$$

Basınç kuvveti basınç gradyeni yönünde akışkanı hızlandırır ve yüzey kuvvetlerinin ilkidir.

$$F_P = A\Delta p \quad (2.4)$$

Yüzey kuvvetlerinin ikincisi olan viskoz kuvveti akışkanı aynı biçime getirir ve böylelikle de hız farklarını azaltır.

$$F_v = A\mu U/L \quad (2.5)$$

İki fazlı akışlara özel olan, doğrusal ve ara yüzey alanını minimize etmekte etkili olan yüzey kuvveti vardır.

$$F_L = C\sigma \quad (2.6)$$

2.1.4. Boyutsuz sayılar

Akışkan olayları hakkında bilgi edinmek amacıyla kendi aralarında ve birbirleriyle ilgili değerlerin oranları ile boyutsuz değerlere ulaşmaktayız ve bu boyutsuz değerler sayesinde ihmal edilebilecek değerler temel denklemlerde sıfır alınabilir. Bundan dolayı boyutsuz ifadeler akışkanlar dinamiğinde önemli yere sahiptir. Bunlardan bazılarını aşağıdaki gibi sıralayabiliriz;

$$\text{Reynolds Sayısı} \quad Re = F_I/F_v = \rho LU / \mu \quad (2.7)$$

$$\text{Euler Sayısı} \quad Eu = F_p/F_I = \Delta p / \rho U^2 \quad (2.8)$$

$$\text{Weber Sayısı} \quad We = F_I/F_S = \rho LU^2 / \sigma \quad (2.9)$$

$$\text{Kılcallık Sayısı} \quad Ca = F_v/F_S = \mu U / \sigma \quad (2.10)$$

$$\text{Eötvös Sayısı} \quad Eo = F_B/F_S = \Delta \rho g L^2 / \sigma \quad (2.11)$$

Reynolds sayısı ile akış türlerinden bir akışın sürünme akışı olup olmadığını ve geometriye bağlı olarak akışın düzenli veya düzensiz olduğunu anlayabiliriz. Euler sayısı boyutsuz basınç farkını ifade eder.

2.2. Hesaplmalı Akışkanlar Dinamiği Yöntemi

Hesaplmalı Akışkanlar Dinamiği yöntemi (CFD), simülasyonlar vasıtasıyla akışkan akış özellikleri ve ısı transfer analizidir. Hesaplmalı akışkanlar dinamiği yöntemi endüstriyel alanda ve birçok akademik çalışmada önemli bir yere sahiptir. Bunlardan bazıları;

1. Deniz mühendisliği
2. Gemilerin hidrodinamiği
3. Transport araçların aerodinamik yapısı
4. Çevresel mühendislik; kirlenme ve fabrika atık sularının dağılımı
5. Bio mühendislik kılcal ve ana damarlardaki kan akışı

Hesaplmalı akışkanlar dinamiği yönteminin bilgisayar destekli simülasyonlarla yapılmasının en büyük avantajları, kısa zamanda çalışmaların tamamlanabilmesi, maliyeti düşürerek çalışmada araştırılmak istenen bölgenin gerekli koşullarda detaylı incelenmesinin mümkün olması, geliştirilip geliştirilemeyeceğinin anlaşılmasına olanak vermesi, tehlikeli koşullar altındaki sistemde çalışma olanağı sunması, sonuçların detaylarının limitsiz incelenebilmesidir.

Üç ana süreç altında çalışır; bu süreçler ön işlem, çözüm ve sonuç olarak sıralanabilir.

Hesaplmalı akışkanlar dinamiği yazılımlarında kapasiteye, ön işlem kısmında geometri ve ağ yapısı (grid) belirtilir ve hesaplmalı akışkanlar dinamiğinde kapasiteler ön işlem kısmında belirlenir.

Çözüm sürecinde üç ayrı çözüm tekniği mevcuttur. Bu teknikler; sonlu hacimler, sonlu elemanlar ve izgel yöntemidir. Çözüm süreci matematiksel yaklaşımlar, geliştirilen akış eşitlikleri ve cebirsel denklemlerin çözümü adımlarından meydana gelir.

Bu çözüm yöntemleri arasındaki temel fark, ayrıştırma işlemi için ve bilinmeyen akış parametresi için farklı yaklaşım yöntemlerinin kullanılmasıdır.

Akışkanlar mekaniğinde çözüm sürecinde, özellikle çok fazlı problemlerde fazla sayıda bilinmeyen olduğundan yukarıdaki çözüm yöntemlerinde bazı varsayım ve teoremlerle sonuca gidilir. Sonuç gözleme CFD kodlarında çok yönlü sonuç almak mümkündür. Bu gözlemler akış çizgilerinin yollarının akışkan içindeki matematik konumlarının belirlenmesiyle akış özelliklerinde bize fikir verir.

2.2.1. Serbest yüzey simülasyonları için yöntemler

Gaz ve sıvı faz arasındaki ara yüzey serbest yüzey olarak tanımlanır. Serbest olarak adlandırılmasının nedeni gaz ve sıvı yoğunlukları arasındaki yüksek farktan dolayıdır. Düşük gaz yoğunluğunun anlamı; sıvı fazı ile karşılaştırıldığında gazın ataletinin yok sayılabilmesidir. Bu yüzden sıvı gazdan bağımsız olarak serbestçe hareket eder. Sadece gazın etkisi sıvı alan üzerindeki sarf ettiği basınçtır.

Serbest yüzeyli akışlar, hareketli sınır şartına sahip zor bir akış sınıfıdır. Sınır şartı pozisyonu ilk baştaki zamanda bilinir. Sonraki zamanlardaki pozisyonu, çözümün bir parçası olarak belirlenmelidir. Serbest yüzeylerinin şekillerinin bulunması için birçok yöntem kullanılır. Bu yöntemler iki ana başlık altında sınıflandırılabilir:

Ara yüzeyin izlenmesi yöntemi (Interface Tracking Methods) olarak bilinen yöntemde serbest yüzey bir keskin ara yüzey olarak tanımlanır ve bu ara yüzeyin hareketi takip edilir. Bu yöntem de uygun sınır şartları ağları (hareketli ağ) kullanılır ve serbest yüzeyin hareketi boyunca her bir zaman da ilerletilirler.

Ara yüzey yakalama yöntemi (Interface Capturing Methods) olarak bilinen yöntemde ara yüzey keskin bir sınır şartı olarak tanımlanmaz. Hesaplamalar sabit bir ağda gerçekleşir. Serbest yüzeyin şekli, her bir komşu ara yüzey hücrenin oransal olarak doldurduğu hesaplanan kesir vasıtasıyla belirlenir.

Yukarıda tanımlanan yöntemlerden ekonomik ve yaklaşımı serbest yüzey olgusuna uygun olduğundan (Euler ağ yaklaşımına da uygun olan) ara yüzey yakalama yöntemlerini kullanmak daha avantajlıdır. Bu yöntemde bu tür akışlarda önemli durumlardan biri her iki faz arasındaki yapışkanimsı (smearing) etkisinden

kaçınılması keskin bir ara yüzeyin tutulmasıdır. Bu açıdan ya yüksek dereceden şemalar ya da geometrik yapılanma metotları gerekli serbest yüzey metotlarında kullanılarak sayısal yapışkansız durumundan mümkün olduğu kadar kaçınılır.

Ara yüzey yakalama yöntemlerinden literatürde ön izleme (Front Tracking) şeması ile adım kurulum yöntemi (Level-Set) şeması akademik çalışmalarda geniş bir şekilde kullanılırken, ticari CFD yazılımlarında, akışkan hacim yöntemi (VOF) kullanılır.

2.2.2. Akışkan hacim yöntemi (VOF Yöntemi)

VOF yönteminin temel fikri bir fazın bir hücre içinde doldurduğu hacim kesrini f skaler bir değer ile tanımlamasıdır. Şayet $f=1$ ise hücre tamamıyla sıvı ile dolu $f=0$ durumunda ise gaz fazı ile dolu olduğunu belirtir. Her iki fazın tek bir ağ hücresinde bulunması $0 < f < 1$ ile tanımlanır.

Aslında akışkan hacim yönteminin denklem setleri homojen model yaklaşımından çıkar. Fakat VOF yönteminde ortalama hacim ağ hücre ile denktir. Yani ortalama hacim için tek bir ağ hücre göz önünde bulundurulur.

Sıvı hacim kesri f için bir hareket denklemi ile ifade eden her iki fazın kütle korunumu;

$$\frac{\partial f}{\partial t} + \nabla \cdot f \mathbf{v} = 0 \quad (2.12)$$

Burada f sıvı hacim kesrini, fazların birim hücredeki oranlarına bağlı olarak \mathbf{v} hız ortalama (karışım) hızı olarak nitelendirilir.

Ve diverjans serbest hız alanının durumu ile de her iki fazın kütle korunumu şu şekilde belirtilebilir;

$$\nabla \cdot \mathbf{v} = 0 \quad (2.13)$$

Denklem (12) standart fark şemaları ile çözülmez, çünkü sonuçlar sayısal hataların

nedeniyle iki faz arasında yapışkanimsı duruma meydana gelecektir. Bu açıdan geometrik yeniden yapılanma veya yüksek derece fark şemaları her iki fazdaki keskinliği korumak için kullanılır.

TURBIT-VOF kodu Thulasidas'ın deneysel verileriyle karşılaştırılarak dolaylı olarak kanıtlanmıştır. Burada 'dolaylı olarak' ifadesinin açılımı, çalışmanın farklı Kılcallık sayıları kullanılarak hesaplanması, simülasyonlarda birim hücre uzunluklarının ve gaz hacim kesri değerlerinin tahmini yaklaşımlarla belirlenmiş olması, karşılaştırmaların farklı hava kabarcık çapları, birimsiz kabarcık hızı (U_B/J_{total}), birimsiz relatif hız ($(U_B - J_{total}) / U_B$) değerlerine göre yapılmış olması anlamına gelmektedir.

Dresden Teknik Üniversitesinde kare kesitli mini kanallardaki gaz-sıvı akış deneyinin verileri kullanılarak birebir doğrudan TURBIT-VOF kodlarına uyarlanmıştır.

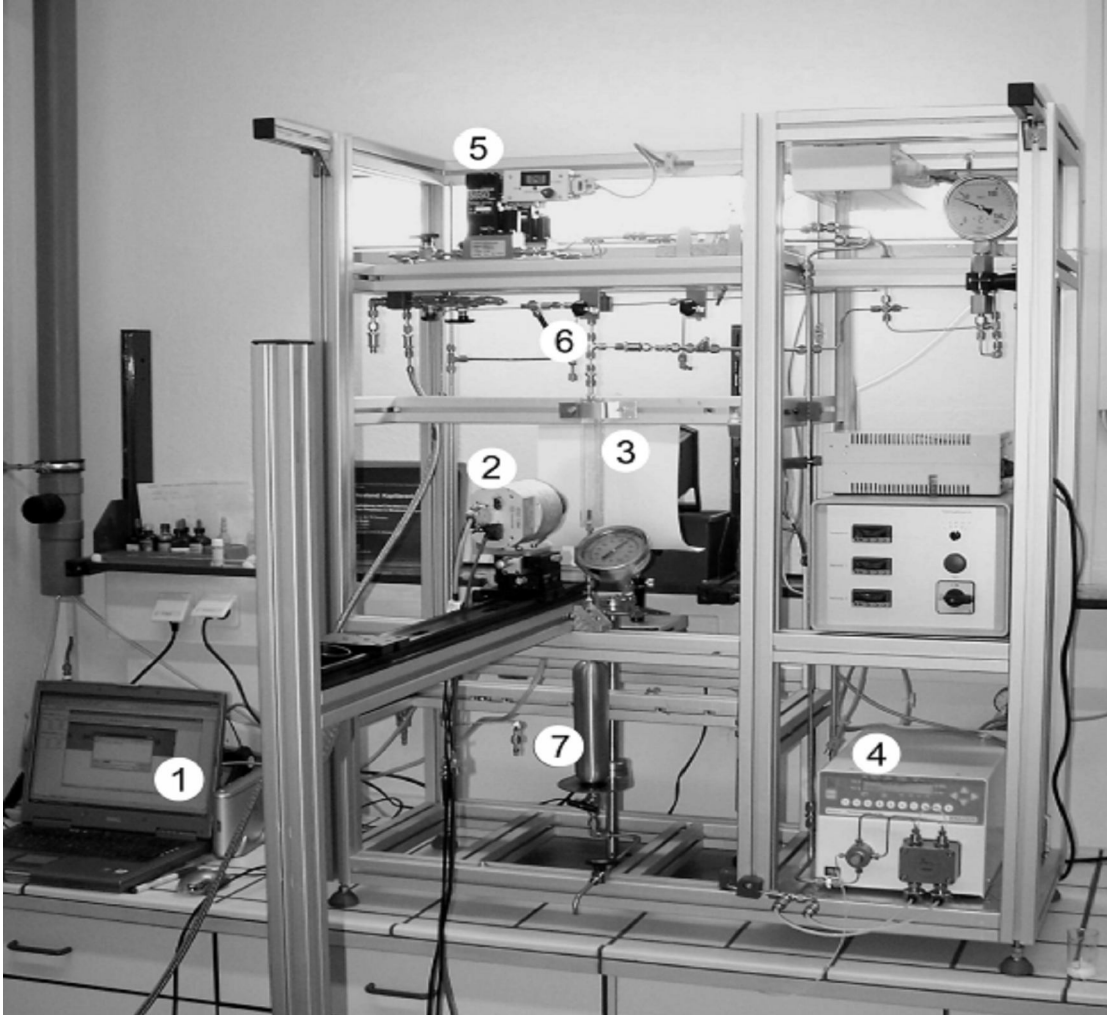
TURBIT-VOF uygulaması çok geniş Reynolds ve Kılcallık sayısı aralıklarında gerçekleştirilmiştir. Şimdiye kadar yapılmış olan çalışmalarda bu aralık $0.04 \leq Ca = \mu L U_B / \sigma \leq 0.3$ iken bu çalışmada genişletilmiş ve $0.04 \leq Ca \leq 0.67$ olmuştur. Ayrıca şimdiye kadar yapılan çalışmalar yalnızca kısa birim hücreler için $L_{uc} / Dh \leq 3$ uygulanmasına karşın bu çalışmada uzun birim hücreler için $4 \leq L_{uc} / Dh \leq 6$ uygulanmıştır.

2.3. Deneysel Kurulum ve Deney Şartları

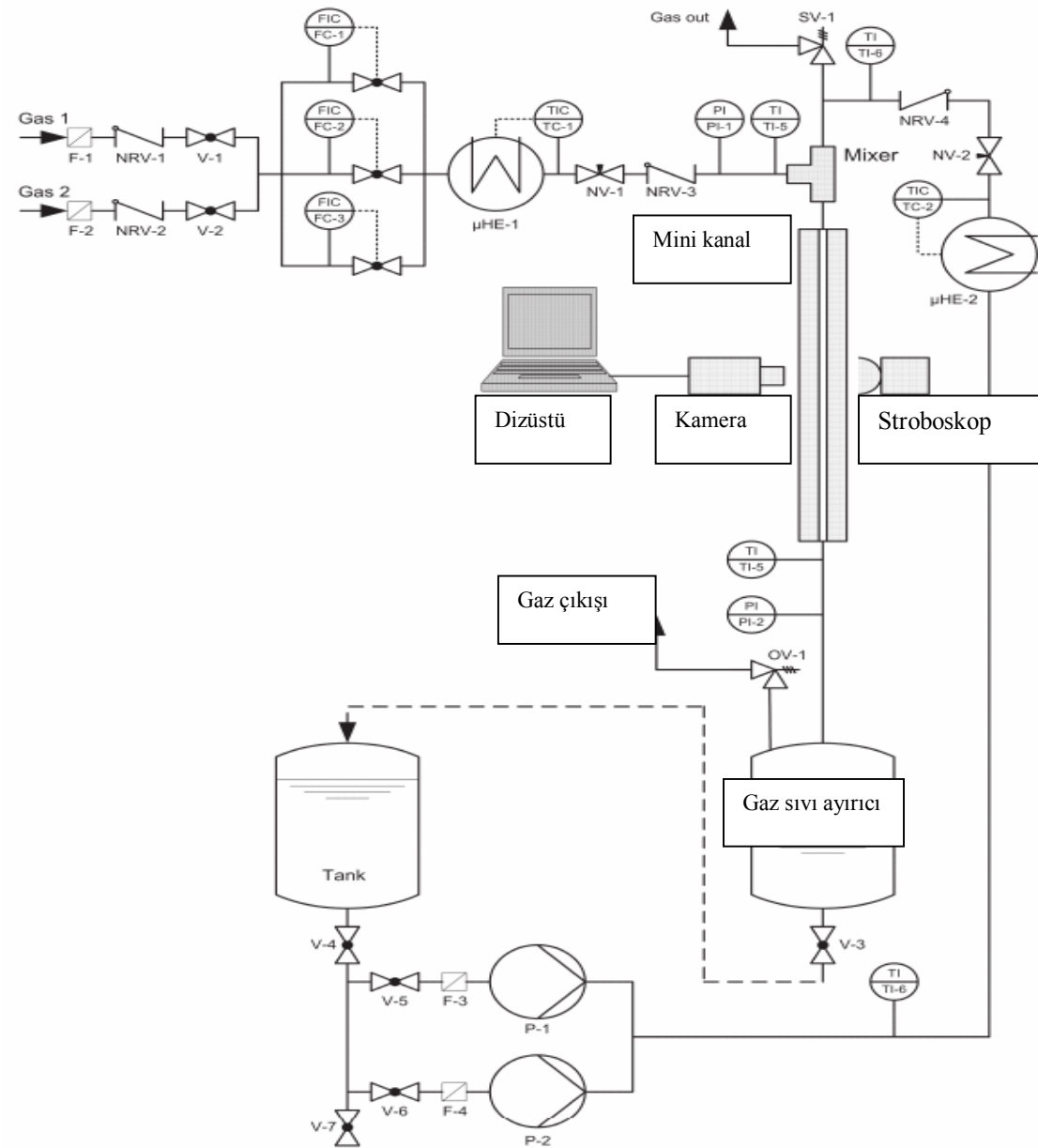
Test sistemi, kanal kurulumundan ve görüntü kayıt kurulumundan oluşmaktadır ve gaz-sıvı iki fazlı akış için dizayn edilmiştir. Aşağı yönlü gaz-sıvı iki fazlı akış cam kanalda çalışılmıştır (Hilgenberg GmbH). Kanal 300 mm uzunluğa ve 1 mm hidrolik çapa sahip olup, kare kesitli ve dış ölçüleri 1.65 mm x 1.65 mm dir. Kanalın uzunluk-genişlik oranı akışın tamamen geliştirilebileceği kadar büyüktür. Kanal, mekanik gücü ve direnç basıncını arttırmak için saydam reçine ile yataklanmıştır. Yapılan testte, yataklanmış kanal 60 bar basınca kadar direnç göstermiştir. Deneysel çalışmada uygulanan basınç 20 bar dır.

Deneysel kurulumun detaylı şematik diyagramı Şekil 5 de gösterilmektedir. Sıvı, tanktan tedarik edilmiştir ve akış oranı HPLC-pompası tarafından kontrol edilmiştir (Knauer WellChrom K-1800 HPLC-pompa). Gaz, sıkıştırılmış gaz silindirinden tedarik edilmiştir ve akış oranı, kütle akış kontrolörü tarafından ayarlanmıştır (Brooks, model: 5850 E veya Bronkhorst, model F-232M). Gaz ve sıvı V şekilli micro-mixer ile karıştırılmıştır (Karlsruhe Araştırma Merkezi, IMVT). Mikro-mixer 100 $\mu\text{m} \times 70 \mu\text{m}$ ölçülerinde, 675 adet mikro kanaldan oluşmaktadır. Kanal basıncı akış vanasıyla ayarlanmış ve mini-kanal çıkışında ölçülmüştür. Gaz-sıvı ayırıcısı sıvının geri dönüşümünde kullanılmıştır. Borulardan tedarik edilen gaz ve sıvıdaki daha yüksek basıncın ayarlanmasında sabit iki fazlı akışa katkı sağlayan iğne vanaları kullanılmıştır. Sıcaklık göstergeleri, iç ve dış sıcaklıkları göstermek üzere, mikro ısı değiştiriciler deneyler için yükseltilmiş sıcaklıklarda kullanılabilirken, bu çalışmada tüm deneyler 25 °C de yapılmıştır. Hata verme durumunda, operatör ve aparatlar kontrol vanaları, tek yönlü vanalar ve koruma vanaları tarafından korunmuştur. Aşağı yönlü gaz-sıvı iki fazlı akış, kanalın merkezine yerleştirilen yüksek çözünürlüklü, yüksek hızlı CMOS kamera (VDS Vosskühler GmbH, model: HCC 1000) ile gözlenmiştir. Yüksek hızlı kamera sistemi, yüksek çözünürlüklüdür. CMOS kamera, IEEE1394 ara yüzeyi Windows kurulu bilgisayar için software kadar iyi kontrol sağlar. Görüntü derecesi, 1024x1024 piksel çözünürlükte saniyede 462 kare yada 1024x256 piksel çözünürlükte saniyede 1825 kare olarak ayarlanabilir. Piksel boyutu 10 $\mu\text{m} \times 10 \mu\text{m}$ dir. Görüntüler bilgisayarda bmp veri olarak kaydedilmiştir. Yataklanmış kanal, 10 μs zamanlı stroboskopik olarak (Elmed Messtechnik, model: 06100016) aydınlatılmıştır. Deneyler için çözünürlük 1024x256 olarak ayarlanmıştır. Kaydedilen görüntüde 30 mm kanal uzunluğu görülmektedir.

Deneyler üç farklı sıvı fiktif hızı için ($J_L=0.017, 0.05$ ve 0.1 m/s) ve üç farklı gaz fiktif hızı için ($J_G=0.05, 0.1$ ve 0.2 m/s) gerçekleştirilmiştir, sonuçlanan dokuz farklı veri değeri ile çalışılmıştır. Hacimsel akış oranı $\beta \equiv J_G / J$, 0.333-0.922 aralığında iken, toplam fiktif hız $J \equiv J_G + J_L$, 0.067-0.3 aralığındadır. Şekil 13 (a) da gösterildiği gibi, Taylor akış tüm parametreler için görülmektedir. Bununla birlikte, kabarcık uzunluğunun, sıvı parça uzunluğunun ve birim hücre uzunluğunun oldukça fazla çeşitliliği bulunmaktadır.



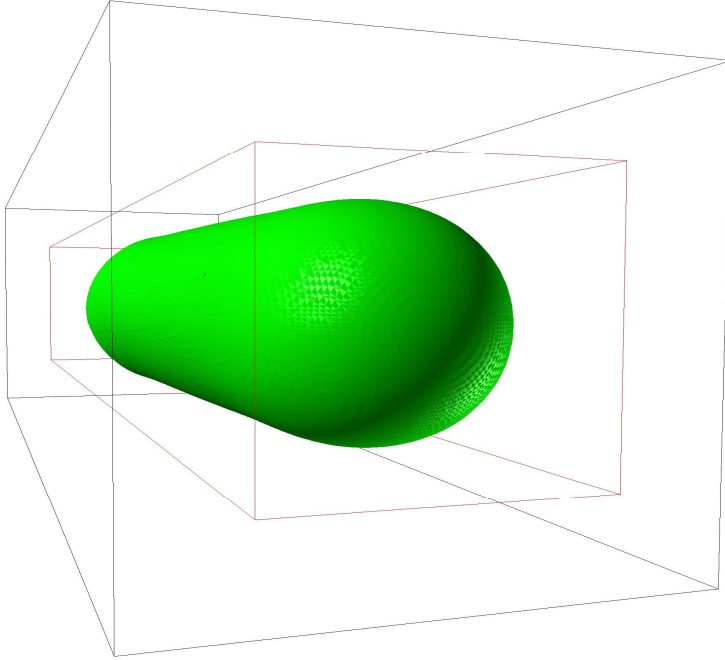
Şekil 2.3. Gaz-sıvı akış çalışmaları için kurulmuş deney düzeneğinin görüntüsü (1) dizüstü bilgisayar, (2) yüksek hızlı kamera, (3) mini kanal, (4) pompa, (5) kütle akış kontrolörü, (6) gaz-sıvı karıştırılan bölüm, ve (7) gaz-sıvı ayırıcı.



F...	Filtre	OV...	Tahliye sibobu	TI...	Sıcaklık göstergesi
FC...	Kütle Akış Kontrol	P...	Pompa	TC...	Sıcaklık kontrol
NRV...	Gerisi dönüşsüz valf	PI...	Basınç göstergesi	V...	Valf
NV...	İğne valf	SV...	Güvenlik valfi		

Şekil 2.4. Deneysel kurulumun şematik gösterimi

2.3.1 Deney şartları



Şekil 2.5. Kanal dış ölçüler : 1.65 mm x 1.65 mm İç ölçüler : 1 mm x 1 mm

Deneysel üç farklı gaz ve sıvı fiktif hız değerleri ($J_L=0.017, 0.05$ ve 0.1 m/s, $J_G=0.05, 0.1$ ve 0.2 m/s) için yapılmıştır. Bu sonuçlar dokuz kombinasyon demektir. Toplam fiktif hız değeri $J \equiv J_G + J_L$, $0.067-0.3$ aralığındadır. Hacimsel akış oranı $\beta \equiv J_G / J$ ise $0.333-0.922$ aralığındadır. Şekil 2 (b)'de görüldüğü gibi tüm kombinasyonlar Taylor akıştır. Bununla birlikte, birçok kabarcık uzunluğu, sıvı birim uzunluğu ve birim hücre uzunluğu vardır.

Tablo 2.1. Deneyde kullanılan akışkanların oda sıcaklığında ve atmosferik basınçtaki özellikleri

	Azot	Squalan	AMS	Su
Yoğunluk (kg/m ³)	23.6	802	910	998
Viskozite (Pa.s)	1.8x10 ⁻⁵	0.029	0.00073	0.001
Yüzey gerilim (N/m)		0.0286	0.029	0.0721

BÖLÜM 3. SAYISAL SİMÜLASYON HESAP YÖNTEMİ

3.1 Hava Kabarcık Dizisi

Mini kanallarda yaygın bir akış yolu olan hava kabarcık dizisi gaz-sıvı akış içerir. Ardi ardına gelen hacmi ve şekli aynı olan hava kabarcıklarından oluşur. Hava kabarcık dizisi bir diğer adıyla Taylor hava kabarcığı bir hava kabarcığı ve sıvı ara akış bölmesinden oluşan birim hücreyle tanımlanabilir. Dar kanallarda iki akışkan akışları için ilgili boyutsuz ifade Kılcallık sayısıdır ($Ca = \mu_L U_B / \sigma$).

3.2 Sayısal Yöntem

Hesaplamalar, Karlsruhe Araştırma Merkezinde (Forschungszentrum Karlsruhe-FZK) geliştirilen TURBIT-VOF kurum içi bilgisayar kodlarıyla yapılmıştır. Bu kod Navier-Stokes denklemini yüzey gerilim yöntemiyle birimsiz tek alan formülasyonu ile iki sıkıştırılmaz Newtonian akışkanının sabit viskozite ve sonlu hacim yöntemiyle kartezyen ağ yapısı (grid) üzerinde yüzey gerilim katsayısıyla çözer. Bütün boyutsal türevler merkezi farklarla tahmini olarak çözülmüştür. Zaman entegrasyonu Runge-Kutta yöntemiyle açıkça belirtilmiştir. Poisson denklemi ile çözülen birleşik gradyen tekniği ile her zaman adımının sonunda hız alan diverjansı çözülmüştür. Arayüzeyin dinamik açılımı, akışkan hacim yöntemi (VOF) ile parça parça ortalama arayüzey yenilemesi ile hesaplanmıştır. Daha fazla detay için yol gösterici denklemler ve sayısal yöntemle ilgili detay, Ghidersa [15] ve Öztaşkın [19]'ın makalelerinde yer almaktadır.

3.3 Sayısal ve Fiziksel Parametreler

Bu bölümde sayısal kurulum ve 1 mm kare kesitli dikey mini kanalda gerçekleştirilen eş yönlü aşağı akış simülasyonlarımızın sayısal, fiziksel parametreleri sunulmuştur. 20 bar basınç altında squalan ın fiziksel özellikleri bilinmediğinden standart şartlar altındaki değerler kullanılmıştır; $\rho_L = 802 \text{ kg/m}^3$, $\mu_L = 0.029 \text{ Pa s}$ ve $\sigma = 0.0286 \text{ N/m}$. Squalanın viskozitesi suyun viskozitesine göre yaklaşık 30 kat büyüktür. 20 bar basınçtaki azot için simülasyonlarda $\rho_G = 23.6 \text{ kg/m}^3$ ve $\mu_G = 0.01804 \text{ mPa s}$ değerleri kullanılmıştır. Hidrolik çap ve Laplace uzunluğu arasındaki oran $\Lambda \equiv \sqrt{\sigma / g (\rho_L - \rho_G)}$ is $D_h / \Lambda = 0.517$, karşılık gelen Eötvös sayısı ise $E_0 \equiv (D_h / \Lambda)^2 = g(\rho_L - \rho_G) W^2 / \sigma = 0.267$ dır. Bu değerler göstermektedir ki yerçekimi ile ilgili etkiler 1mm boyutundaki kanalda ihmal edilmemektedir [10].

Sayısal kurulum için, önceki çalışmalardaki prosedür izlenmiş[15,17] ve sadece bir kabarcık bir sıvı parçadan oluşan birim hücre göz önüne alınmıştır. Taylor akışta öndeki kabarcık ve onu izleyen kabarcığın etkilerini kopyalamak için dikey yönde periyodik sınır şartları kullanılmıştır. Kare kesitli kanalın dört yan duvarında (no-slip) sınır şart uygulanmıştır. Bu kurulum ile, herhangi bir simülasyonu yürütebilmek için değişmeyen iki önemli parametre vardır. Bunlar; birim hücre uzunluğu L_{uc} , ve birim hücre kapsamında gaz hacimsel kesri ϵ_G . Şekil 13(a) deneylerde ϵ_G ve L_{uc} değerlerinin çok önemli varyasyonlarının olduğunu göstermektedir. Uzun birim hücrelerin sayısal olarak simüle edilmesi yüksek maliyetli olduğundan, çalışmamızda birim hücre olarak iki değer belirlenmiştir, $L_{uc}/W = 4$ ve 6. Bu değerler, deneylerdeki β değerleri için 0.5-0.8 aralığında geçerlidir. Gaz hacim kesri (ϵ_G) için iki farklı değerimiz vardır, $\epsilon_G = 0.2$ ve 0.4. Bu seçimler her iki parametrenin dört farklı kombinasyonu ile sonuçlanır.

Bütün durumlar için, y ile belirtilen dikey yön, x ve z ile belirtilen duvar normal yönleri ile kübik ağ hücrelerinden oluşan aynı kartezyen sistem kullanılmıştır. Ağ boyutu h aşağıdaki gibi hesaplanmıştır. Deney görüntülerinden, filmlerinden U_B kararlaştırılmış ve buna karşılık Kılcallık sayısı $Ca \equiv \mu_L U_B / \sigma$ hesaplanmıştır. Bu Ca değeri için Thulasidas'ın[9] (yukarı yönlü akış) deneysel sonuçlarından kabarcık çapı

ve sıvı tabaka kalınlığı $\delta_{LF} = (W - D_B) / 2$ belirlenmiştir. Önceki simülasyonlardaki [15,17,20] deneyimlerimizden sıvı tabakasını tahlil etmek için minimum 3 ila 4 ağ hücresi gerekmektedir. Bu h değerinin ilk tahminini verir. Sunulan simülasyonlarda Ca değeri 0.045-0.66 aralığında ve D_B/W değeri 0.8-0.95 aralığındadır. Sıvı tabaka kalınlığı δ_{LF} / W ise 0.1-0.025 aralığındadır. Sıvı tabakasını üç ağ hücresiyle tahlil etmek için, grid boyutunun $h/W \approx 0.03-0.008$ olması gereklidir. Küçük değerler için her kanal arakesitine 120x120 ağ hücresi gerekliken, daha yüksek değerler için ağ (grid) karşılığı 30x30 ağ hücresidir. Simülasyonlar dizisi gerçekleştirilirse, ağ (grid) açıkça uyum sağlamaz. Böylece, uyum sağlamak için $h/W=1/80$ olarak seçilmiştir. Küçük alan için birimsiz boyutta $L_x / W \times L_y / W \times L_z / W = 1 \times 4 \times 1$ bu sonuçlar ağ yapısı içinde 80x320x80 ağ hücresi, geniş alan için (1x6x1) 80x480x80 ağ hücresi ve böylece toplamda 3×10^6 ağ hücresi kullanılmıştır. Zaman adım genişliği her durum için sabittir ve 0.17-0.4 μs aralığındadır.

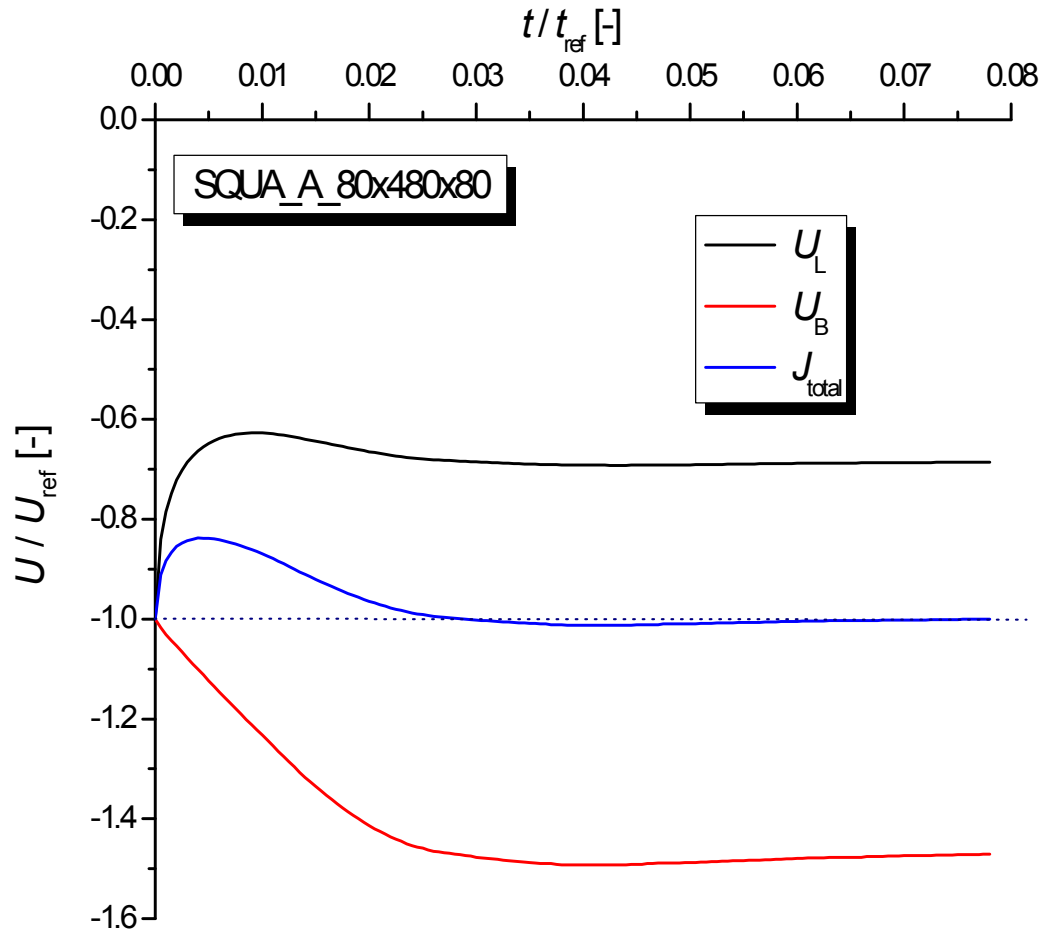
Her simülasyon için, birim hücre boyunca olan basınç düşümü değerlendirilmiştir. Ardından ya saptanmış olan uzanan ilk kabarcık şekli ile yada hareketsiz her iki fazla veya CPU zamanını kaydetmek için, kanal kesitindeki sabit ve uniform aksenal hız veya aksenal uniform parabolik hızla simülasyon başlatılmıştır. Yürütülen her simülasyonun akışı boyunca, ortalama aksenal gaz ve sıvı hızları sayısal alanda kaydedilmiştir. Her iki hız değeri de sabit hale gelene kadar simülasyona devam edilmiştir. Bu çalışmada, sadece tamamen geliştirilmiş akış sonuçları tartışılmıştır. CPU zamanını kaydetmek için, aynı durumlar için, tamamen geliştirilmiş durumdan, basınç gradyeni artırılıp azaltılarak yeni, kısa süreli simülasyon başlatılmıştır ve sabit ortalama gaz ve sıvı hızı elde edilene kadar simülasyona devam edilmiştir.

Bu noktada, deneyler ve simülasyonlar arasındaki belirgin farklılıkları belirtmekteyiz. Deneylerde, akış oranları belirlenmiştir ve birim hücre uzunluğu, gaz hacimsel kesri ve basınç düşümü benzer şekilde ayarlanmıştır. Karşılaştırıldıklarında, simülasyonlarımızdaki birim hücre uzunluğu, gaz hacimsel kesri ve basınç düşümü belirlenmiş ve akış oranı benzer şekilde ayarlanmıştır. Bu da deneysel şartların gerçek 1:1 hesaplamasını zorlaştırmıştır.

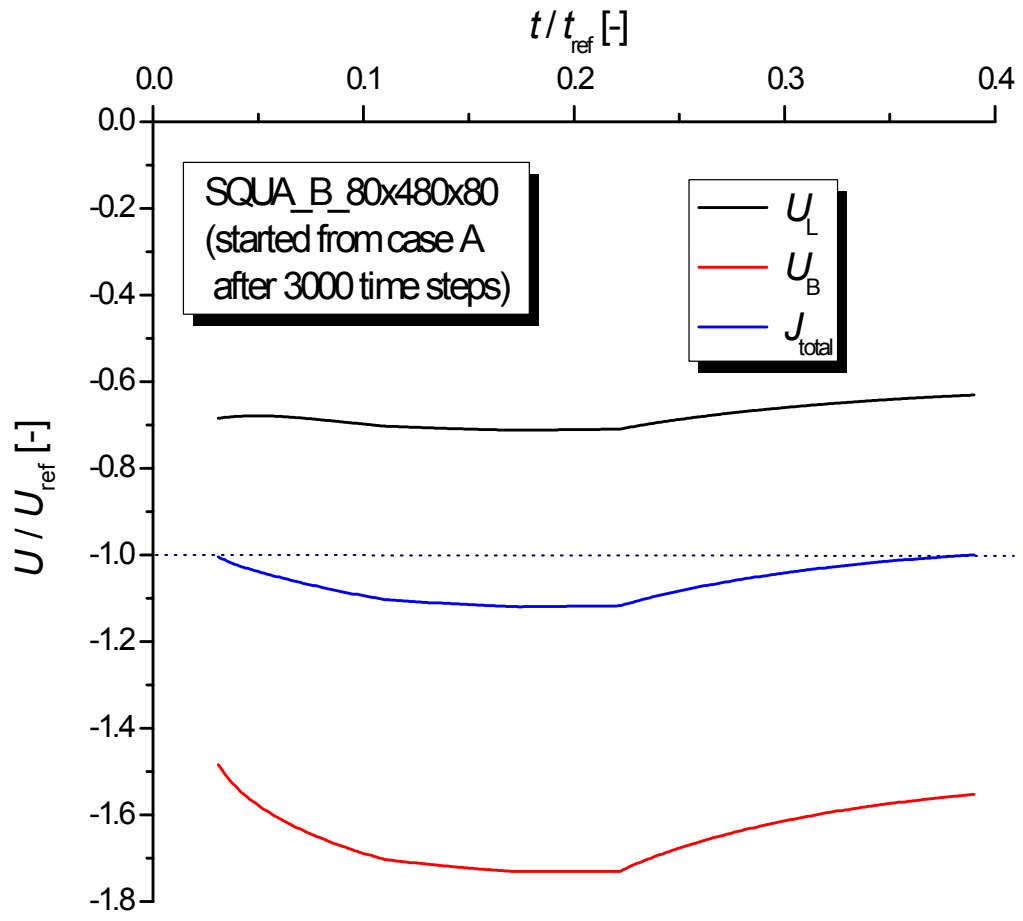
Tablo 2’de, yürütülen simülasyon parametreleri, sonuçlanan fiktif gaz ve sıvı hız değerleri listelenmiştir. Kılcallık ve Reynolds sayılarının son değerleri tam olarak verilmiştir. Laplace $La \equiv \sigma \rho_L D_h / \mu_L^2$ olarak hesaplanırken (burada sabit bir değerde $La=27.27$) $Re_B = La \cdot Ca$ olarak hesaplanmıştır. Sayısal simülasyonlarda, Ca sayısı $0.045 \leq Ca \leq 0.66$ aralığında, Re sayısı ise $1.22 \leq Re_B \leq 17.9$ aralığındadır. Weber sayısı $We \equiv \rho_L D_h U_B^2 / \sigma = Re_B Ca$ olarak hesaplanırken $0.055 \leq We \leq 11.64$ aralığındadır. Kare kanalda, kabarcık şekli aksisimetrik, eksenal kesitte $Ca > 0.04$. $Ca < 0.04$ olduğu durumda ise sayısal olarak Ratulowski ve Chang [21]’in çalışmasında bulunduğu gibi kanal kesitinin köşelerine doğru genişleyerek kabarcık şekli aksisimetrik olmayan duruma geçer ve bu da Thulasidas [9]’in aynı yönde yukarı akış deneysel çalışmasında doğrulanmıştır.

Tablo 3.1. Simülasyon Parametreleri ve Sonuçları

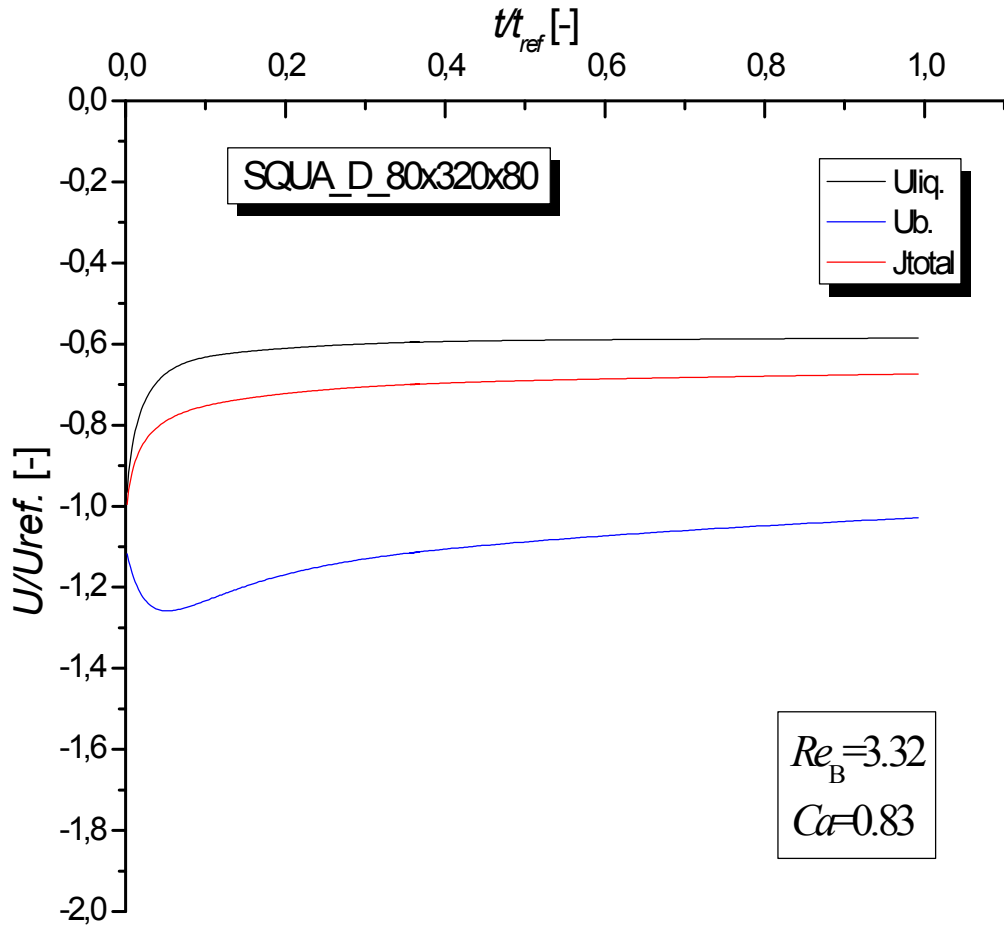
DURUM	L_{uc}/W [-]	ε_G [-]	Δp [Pa]	J_L [m/s]	J_G [m/s]	β [-]	Ca [-]	Re_B [-]	D_B/W [-]	A_B/W^2 [-]
4_20_A	4	0.2	-199.5	0.0555	0.0236	0.299	0.120	3.26	0.931	4.43
4_20_B	4	0.2	-754.4	0.2008	0.1292	0.391	0.655	17.86	0.794	4.83
4_40_A	4	0.4	-199.5	0.0465	0.1002	0.683	0.254	6.93	0.880	8.37
4_40_B	4	0.4	-245.7	0.0560	0.1330	0.704	0.337	9.20	0.870	8.45
6_20_A	6	0.2	-337.8	0.0663	0.0310	0.319	0.157	4.29	0.904	6.29
6_20_B	6	0.2	-753.5	0.1421	0.0839	0.371	0.425	11.60	0.830	6.69
6_40_A	6	0.4	-62.6	0.0124	0.0177	0.588	0.045	1.22	0.953	11.48
6_40_B	6	0.4	-168.8	0.0299	0.0462	0.607	0.117	3.19	0.956	11.53
6_40_C	6	0.4	-230.6	0.0401	0.0671	0.626	0.170	4.64	0.945	11.69
6_40_D	6	0.4	-302.1	0.0486	0.0838	0.633	0.212	5.79	0.943	11.74
6_40_E	6	0.4	-464.1	0.0798	0.2001	0.715	0.507	13.83	0.904	12.40



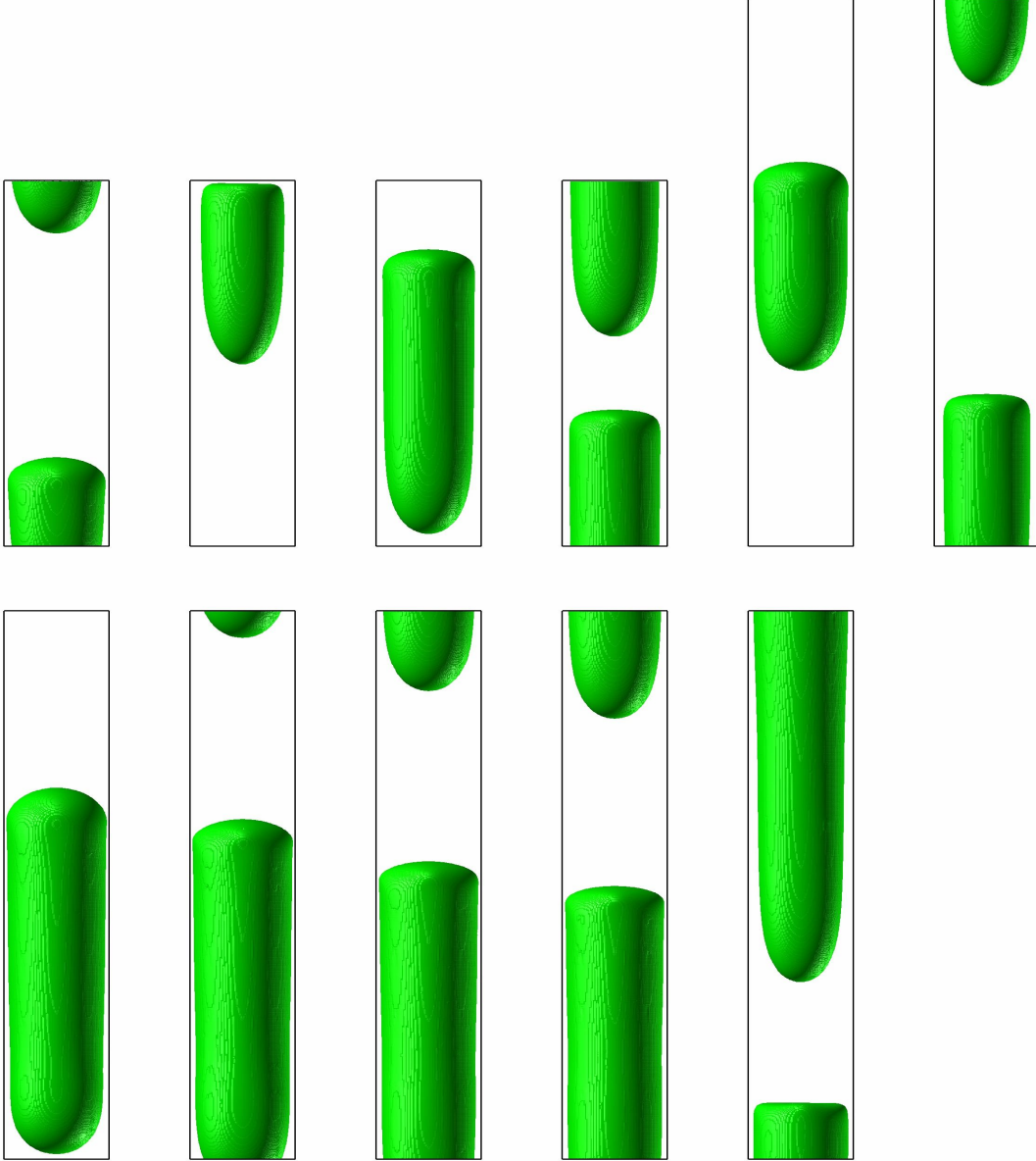
Şekil 3.1. Durum 6_40_A için ortalama hız değerleri



Şekil 3.2. Durum 6_40_C için ortalama hız değerleri



Şekil 3.3. Durum 4_20_A için ortalama hız değerleri



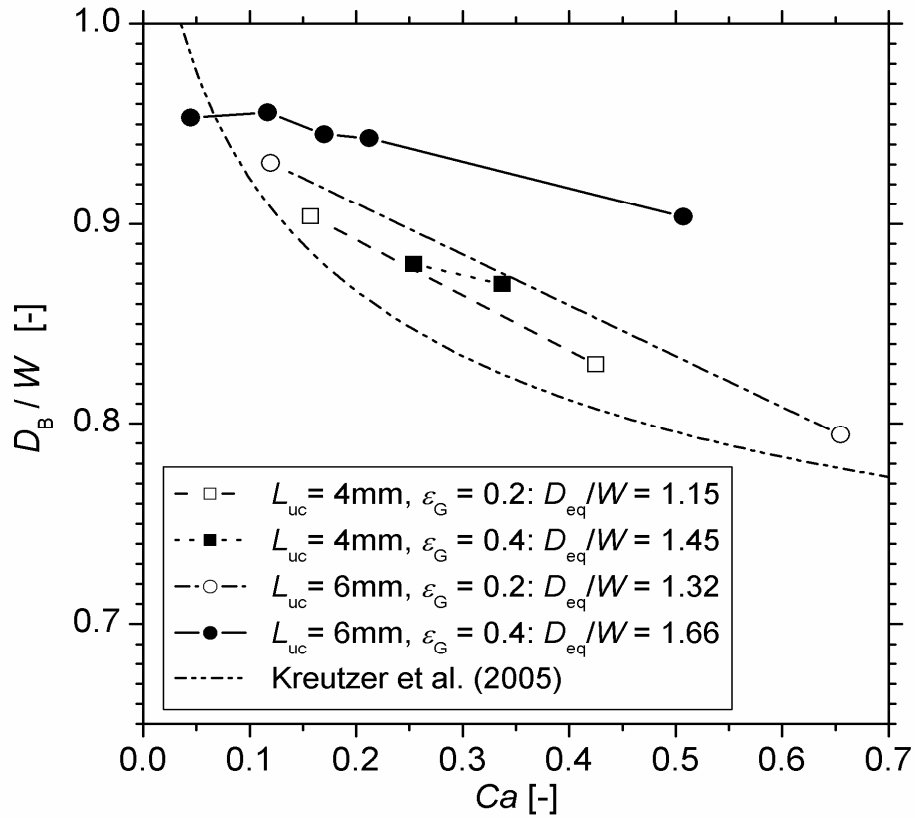
Şekil 3.4. Yürütülen farklı simülasyonlar için kabarcığın üç boyutlu yandan görünüşü. Üst sıra soldan sağa doğru Tablo 2 de gösterilen 4_20_A, 4_20_B, 4_40_A, 4_40_B, 6_20_A, 6_20_B durumları. Alt sıra soldan sağa doğru 6_40_A, 6_40_B, 6_40_C, 6_40_D, 6_40_E durumları.

BÖLÜM 4.DENEY VE SİMÜLASYON SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ

Bu bölümde sayısal simülasyonların sonuçları ve Kılcallık sayısının çeşitli özellikler üzerindeki etkisi gösterilmiştir. Çalışmaya hesaplanan kabarcık şekillerinin, deneysel şekillerle karşılaştırılması ve Taylor akışının karakteristik hızlarıyla arasındaki ilişkinin göz önüne alınmasıyla başlanmıştır.

4.1 Kılcallık Sayısının Kabarcık Şekli Üzerindeki Etkisi

Şekil 13 (b) deneylerdeki ve simülasyonlardaki farklı gaz ve sıvı fiktif hızlarını göstermektedir. Simülasyonda (JL/JG) kombinasyonunun deneydeki değere yakın olduğu üç durum tanımlanmıştır. Deneysel değerler sırasıyla (JL/JG), (0.017 m/s,0.05 m/s), (0.05 m/s,0.1 m/s) ve (0.1 m/s,0.2 m/s). Şekil 13'te bu deneylerdeki kabarcık şekilleri ve yakın değerler (JL/JG) için gözlenen simülasyonlardaki şekiller karşılaştırılmıştır. Ne yazık ki, deney görüntülerinde sadece kanalın dış çapı (1.65 mm) gözükmekte, iç çap (1 mm) gözükmemektedir. Sayısal görüntüleme, iç ve dış çap ölçüleri kutularla gösterilmiştir. Şekil 13'te, deneysel ve sayısal görüntülerin makul görsel karşılaştırmasına olanak sağlamak için, kanalın dış çap değerine göre ölçeklenmiştir. Şekil 13, deneydeki toplam fiktif hızının artmasıyla hava kabarcığının şekil değişimini göstermektedir. J değerinin artmasıyla, hava kabarcığının ön tarafı daha yuvarlak hale gelirken kabarcığın arkası daha düzleşir. Bu sonuçlar Taha ve Cui'nin[16], düşük Ca sayısı ile yapılan çalışmalarında kabarcıkların küresel sonlanması ve yüksek Ca sayısında kabarcığın arka tarafının tümsek durumdan çukur hale gelmesi ile uyumludur. Bu durum dairesel kanallardaki [22] ile benzerdir ve aynı zamanda üçgensel kanallar içinde geçerlidir[18].

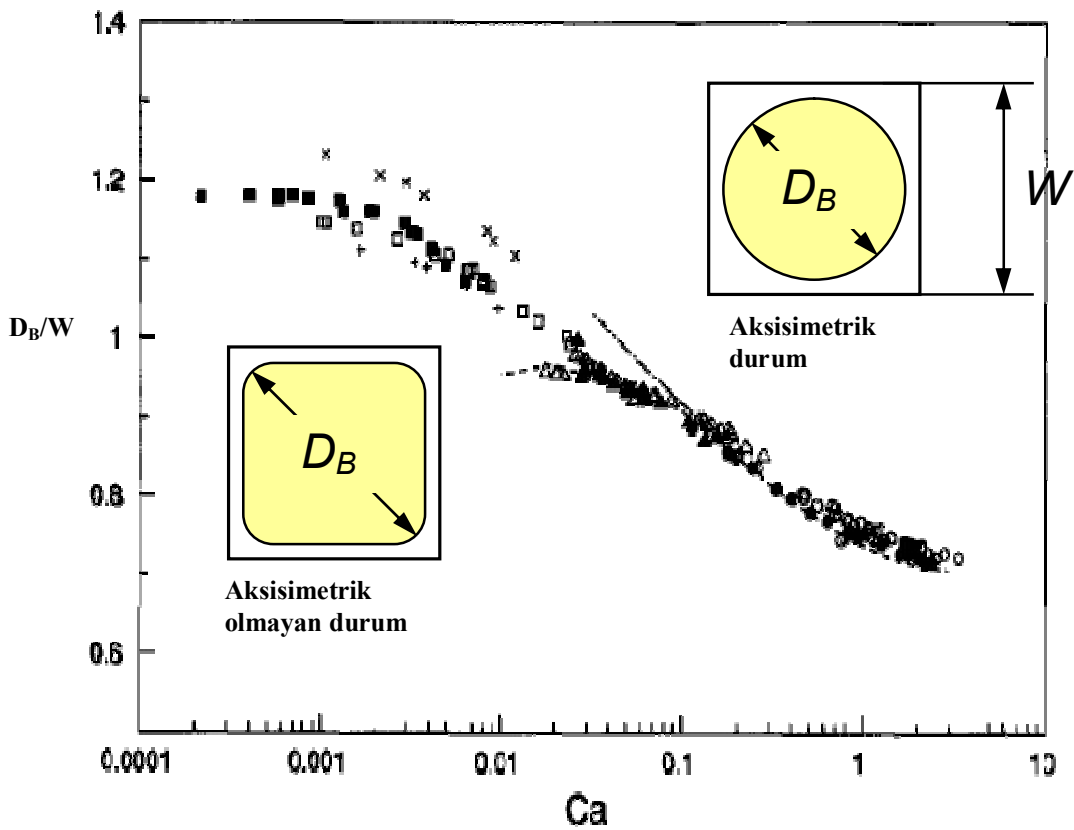


Şekil 4.1. Ca sayısının bir fonksiyonu olan kabarcık çapı ve Kreutzer'in çalışmasındaki denklemle karşılaştırılması

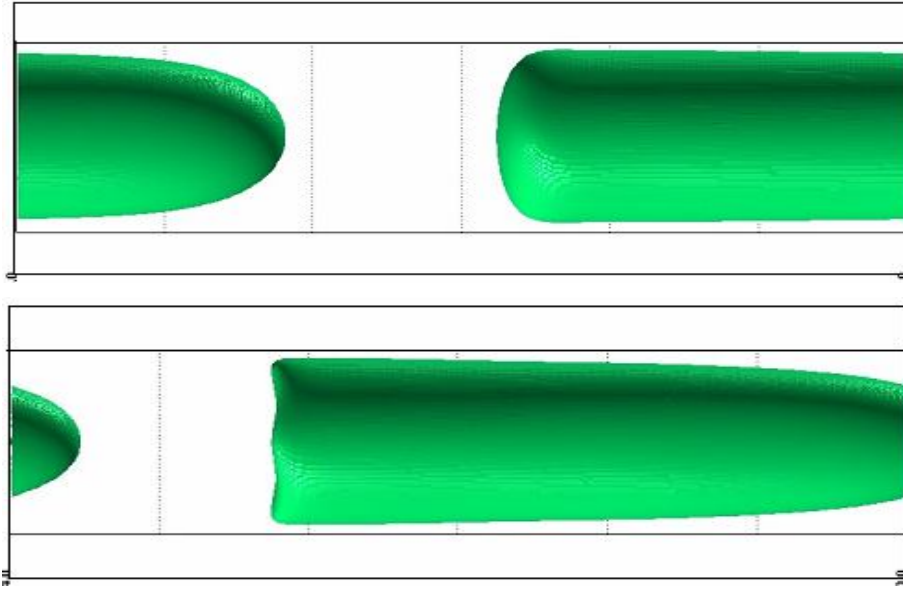
Bu görsel doğrulamadan sonra, simülasyonlar ölçülmemiş dataları belirlemede de kullanılabilir; örneğin kabarcık çapı ve ara yüzey alan yoğunluğu. Şekil 4.1. de, Ca sayısının bir fonksiyonu olarak D_B / W gösterilmiştir. İyi bilindiği gibi[13,14], sıvı tabaka kalınlığı Ca sayısının artmasıyla artar, böylece kabarcık çapı azalır. Şekil 4.1. göstermektedir ki; D_B / W karşı Ca eğrisi kabarcık şekline bağlıdır. Sonraki, hacim eşitliği ile belirlenebilir, kabarcık çapı $D_{eq} = (6 V_B / \pi)^{1/3}$, ve $V_B = \epsilon_G L_{uc} W^2$. Şekil 4.1. de görüldüğü gibi $D_B / W - Ca$ eğrisi, daha büyük D_{eq} / W değerleri için daha küçüktür. Yarı sonsuz kabarcıklar[19,22] için sıvı tabaka kalınlığı kabarcık uzunluğundan bağımsızdır, böylece $D_{eq} / W \gg 1$ durumunda D_B / W , kabarcık boyutundan bağımsız hale gelir. Kreutzer'in[13], deneysel ve sayısal verilere bağlı çalışmalarını ve kare kesitli kanalda diyagonal yönde kabarcık çapı için önerilen aşağıdaki denklemi incelemek mümkündür:

$$\frac{D_{B,diag}}{W} = 0.7 + 0.5 \exp(-2.25Ca^{0.445}) \quad (4.1)$$

$Ca > 0.04$ olduğu durumda, simülasyonlarda kabarcık şeklinin aksisimetrik olduğu gösterilmiştir, buna göre sayısal sonuçlarımızı (4.1) numaralı denklemle elde ettiğimiz sonuçlarla karşılaştırma yapabiliriz. Şekil 4.1. de görüldüğü üzere, simülasyonlarda gözlenen kabarcık çapları (4.1) numaralı denklemle elde edilen sonuçlardan daha yüksektir.

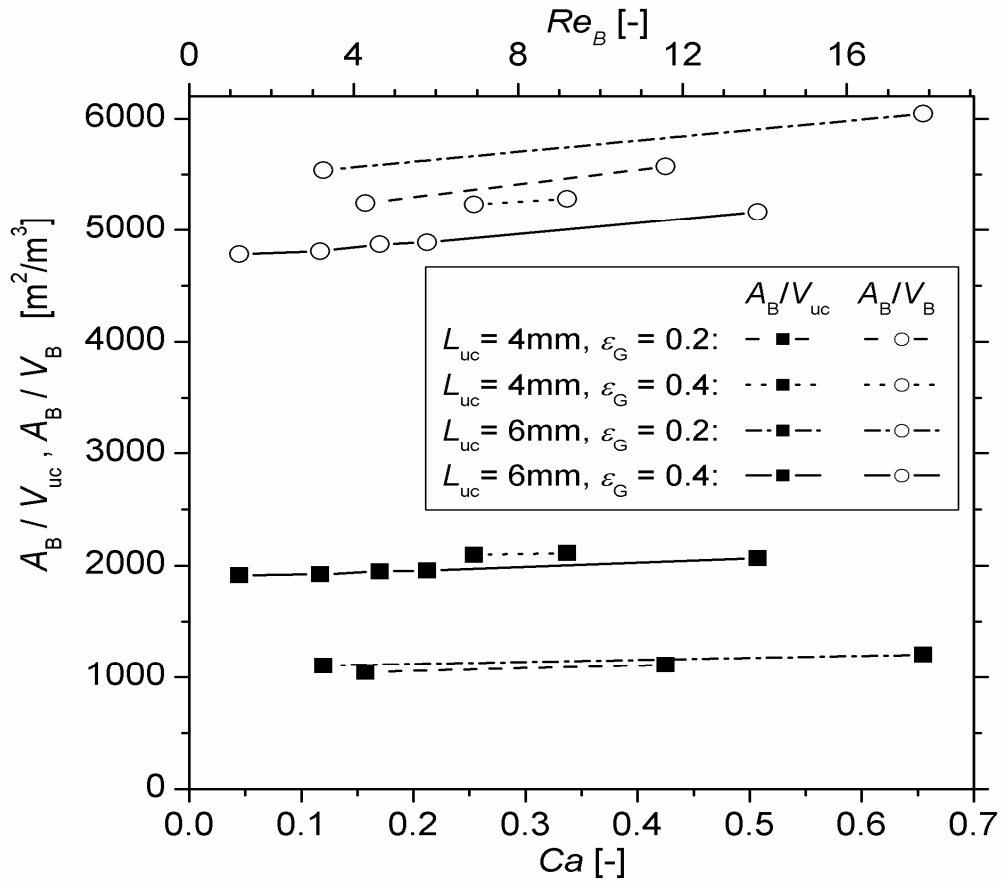


Şekil 4.2. Thulasidas'ın çalışmasından elde edilen diyagramda kabarcık şeklinin Ca sayısına göre aksisimetrik olma veya olmama durumunun gösterilmesi



Şekil 4.3. Δp değişiminden dolayı J_{tot} etkisi $L_{uc} = 4 \text{ mm}$, $\varepsilon = 0.2$

Şekil 4.3.'de $Ca < 0.04$ olduğu durumda kabarcık Şeklinin aksisimetrik olmadığı sonucu gösterilmektedir.



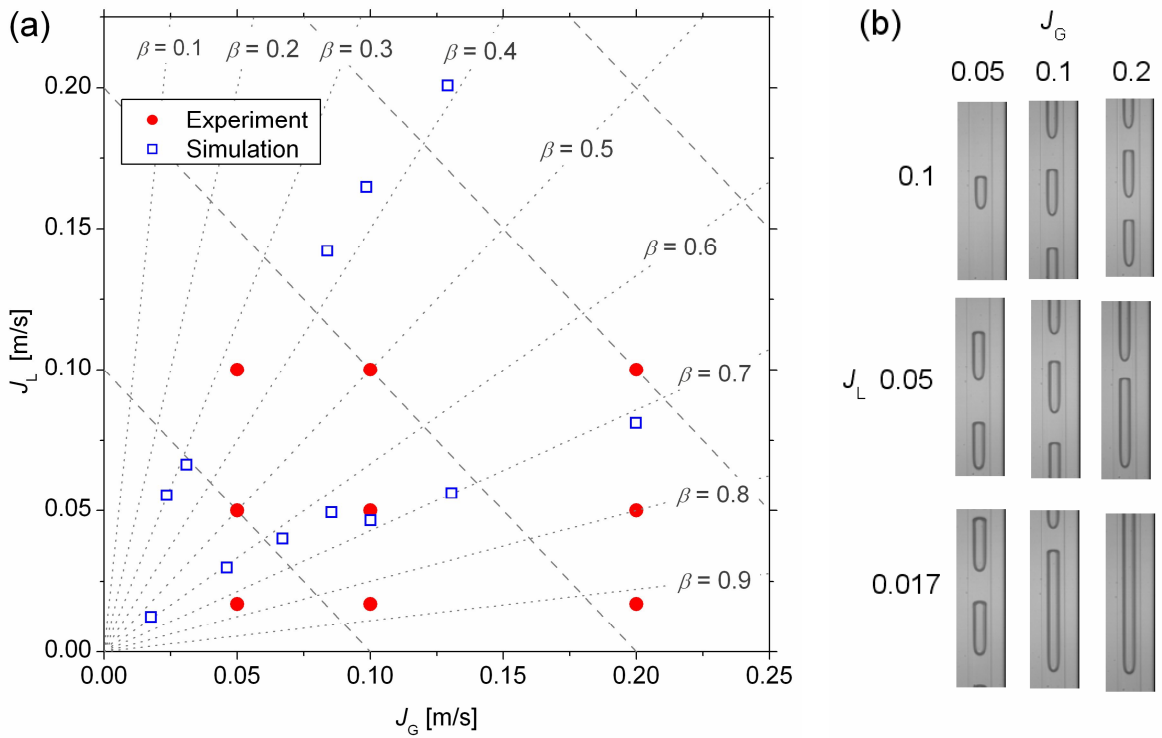
Şekil 4.4. Ca sayısının fonksiyonu olarak kabarcık ara yüzey alanının birim hücre hacmine oranı (A_B/V_{uc}) ve kabarcık ara yüzey alanının kabarcık hacmine oranı (A_B/V_B)

Kütle transferi uygulamaları için ara yüzey alan yoğunluğu oldukça önemlidir. Şekil 4.4. de Ca sayısının fonksiyonu olarak farklı simülasyonlar için $a_i \equiv A_B / V_{uc}$ ve $a_B \equiv A_B / V_B$ değerleri gösterilmektedir. Ara yüzey alanı yoğunluğu a_i , umulduğu gibi $\epsilon_G = 0.4$ olduğu durumlarda, $\epsilon_G = 0.2$ olduğu durumun iki katı büyüklüktedir. Aynı ϵ_G değeri için, a_i değerleri daha küçük birim hücrelerde yüksektir. L_{uc} ve ϵ_G değerlerinin aynı olduğu, karşılaştırılan tüm durumlarda, Kılcallık sayısının artmasıyla a_i değeri artar. Aynı eğilim a_B içinde geçerlidir. Farklı L_{uc} ve ϵ_G değerleriyle yapılan karşılaştırmalarda, uzun birim hücrelerdeki a_B değerleri, kısa birim hücrelerine göre ve daha küçük ϵ_G değerine sahip olanlar küçük ϵ_G değerine göre daha büyüktür. a_B değeri D_{eq} değerine bağlı iken, yüksek değerler kabarcığın küresel şeklinde daha yüksek deformasyona uğradığını belirtir.

Gösterilen sayısal sonuçlardan, kare kesitli kanallarda tek yönlü yukarı Taylor akışı için ara yüzey alan yoğunluğu formülü aşağıdaki gibidir:

$$a_i = \frac{2.9\beta^{0.875}}{W} \quad (4.2)$$

Bu denklem için $\varepsilon_G = 0.2$ olduğu durumda maksimum rölatif hata oranı 10%, $\varepsilon_G = 0.4$ olduğu durumda ise 5% dir.



Şekil 4.5. (a) Deneylerdeki (noktalar) ve Simülasyonlardaki (açık kareler) Fiktif hız değerleri J_L ve J_G . Kesik çizgiler sabit $J = J_L + J_G$ değerini, noktalı çizgiler sabit $\beta = J_G/J_L$ değerini göstermektedir.

(b) Deneydeki farklı gaz ve sıvı fiktif hız kombinasyonları için, akış rejimi görüntüleri (J_L ve J_G birimi m/s dir)

4.2 Kılcallık Sayısının Kabarcık Hızı Üzerindeki Etkisi

Şekil 4.7. de, U_{sl} değerinin sıvı birimdeki aksenal ortalama hız olduğu durumda, birimsiz kabarcık hızı $\psi \equiv U_B / J = U_B / U_{sl}$ na karşı Kılcallık sayısı gösterilmiştir. Literatürdeki veriler eş yönlü aşağı akış için uygun olmadığından, sayısal sonuçlar, dikey tek yönlü yukarı Taylor akış deneyleriyle karşılaştırılmıştır. Thulasidas[9] ın çalışmasında hava ve silikonun 2mm kenar ölçüsüne sahip kare kesitli mini kanaldaki akışı dikkate alınmıştır. Liu[23] ise çalışmasında, hava ve üç farklı sıvının, hidrolik çapı 0.9-3 mm aralığında olan kare kesitli ve dairesel kanallarda akış deneyleri incelenmiştir. Deneysel veriler aşağıdaki denkleme bağlanmıştır:

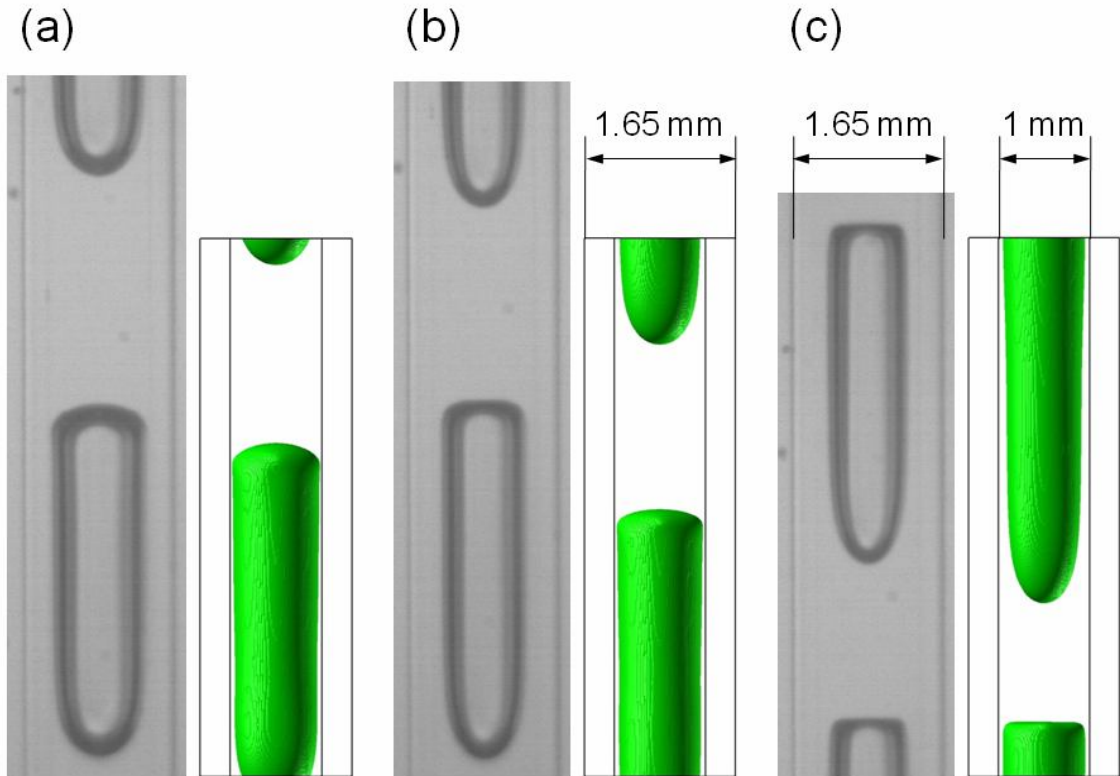
$$\frac{U_B}{J} = \frac{1}{1 - 0.61Ca_J^{0.33}} \quad (4.3)$$

(4.3) numaralı denklem, $Ca_J \equiv \mu_L J / \sigma = Ca / \psi$ olduğu durumda ve Ca sayısı toplam fiktif hız değerine dayandığı durumda, $0.0002 \leq Ca_J \leq 0.39$ için geçerlidir.

(4.3) numaralı denkleme göre ψ ve Ca arasındaki ilişki aşağıdaki gibidir:

$$Ca \approx 4.47 \frac{(\psi - 1)^3}{\psi^2} \quad (4.4)$$

Bu ilişki, $0.000208 \leq Ca \leq 0.706$ aralığı için geçerli olup, şekil 4.7. de gösterilmiştir. Görülebiliyor ki, eş yönlü aşağı akış için sayısal sonuçlar, eş yönlü yukarı akış için yapılan iki deneysel çalışmanın sonuçları arasındadır, fakat Thulasidas[9] ın çalışmasına, Liu[23] nun denkleminde daha uyumludur.



Şekil 4.6. Deneysel (sol) ve simülasyonların (sağ) kabarcık şekillerinin aynı hız değerlerinde karşılaştırmaları.
 (a) $(J_L, J_G)_{\text{Deneysel}}=(0.017\text{m/s}, 0.05\text{m/s})$, $(J_L, J_G)_{\text{Sim}}=(0.03\text{m/s}, 0.046\text{m/s})$ (case 6_40_B);
 (b) $(J_L, J_G)_{\text{Deneysel}}=(0.05\text{m/s}, 0.1\text{m/s})$, $(J_L, J_G)_{\text{Sim}}=(0.049\text{m/s}, 0.084\text{m/s})$ (case 6_40_D);
 (c) $(J_L, J_G)_{\text{Deneysel}}=(0.1\text{m/s}, 0.2\text{m/s})$, $(J_L, J_G)_{\text{Sim}}=(0.08\text{m/s}, 0.2\text{m/s})$ (case 6_40_E)

4.3 Kabarcık Hızı ve Fiktif Hız Arasındaki İlişki

Pratik uygulamalarda, verilen fiktif hız J_L ve J_G değerlerine göre, fazların akış oranları saptanmıştır. Böylece, fiktif toplam hız $J = J_L + J_G$ ve hacimsel gaz akış oranı $\beta \equiv J_G / J$ bulunmuştur. Ardından Taylor akışının sonuçlanan kabarcık hızı ve gaz hacim kesri ilgi odağı haline gelmektedir. ε_G veya U_B değerlerinden biri biliniyorsa, diğer özellik $J_G = \varepsilon_G U_B$ eşitliğinden bulunabilmektedir. Böylece, U_B ve J arasındaki ya da ε_G ve J arasındaki ilişkiye ihtiyaç duyulmaktadır. U_B veya ε_G değerinin bilinmesi ile, Ca sayısı hesaplanabilir ve kabarcık çapı ve sıvı film kalınlığı bulunabilir. Diğer taraftan, bu ilişkiler uygun J_L ve J_G değerlerinin bulunmasında kullanılabilir, böylece sıvı film kalınlığı belirlenmiş olur.

Literatürde, toplam fiktif hız ile kabarcık hızı ilişkisini kurmak için iki klasik ve benzer ilişkili yaklaşımlar bulunmaktadır. Nicklin[24] in denkleminde bu ilişki şu şekilde verilmektedir

$$U_B = 1.2J + 0.35\sqrt{gD} \quad (4.5)$$

Zuber ve Findlay[25] in genel sürüklenme akış modelinde ise şu şekildedir

$$U_B = C_0J + U_{G-J} \quad (4.6)$$

Burada, C_0 dağılım parametresi ve U_{G-J} sürüklenme hızıdır. Böylece, (4.5) numaralı denklem, $C_0=1.2$ alınarak ve sürüklenme hızı D çapındaki bir tüpteki durgun sıvının kaldırma kuvvetine eşit alınarak, (4.6) numaralı denklemden elde edilmiştir. mm boyutundaki kanallar için, literatürde C_0 ve U_{G-J} değerleri için geniş değişim bulunmaktadır. Yakın zamanda, Ide [26] çalışmasında hidrolik çapı mm boyutunda olan dairesel ve kare kesitli kanallarda hava-su akış deneylerine yer vermiştir. Yaklaşık olarak sıfır olan sürüklenme hızının, akış yönünden bağımsız olduğu bulunmuştur. Deneysel verileri hem dairesel hem kare kesitli kanallar için ve hem aşağı hem yukarı yönlü akış için, $U_B = 1.2 J$ ile ilişkilendirilmiştir. Diğer referanslarda C_0 , 0.85'ten 1.38'e değiştirilmiştir [10]. Daha sonraki çalışmalarda, kare kesitli kanallarda aşağı yönlü akış deneysel verileri ($W=1.5$ mm ve $W=2$ mm) iki farklı sıvı fazıyla (su ve isopropanol-su karışımı), $1.1 \leq C_0 \leq 1.29$ ve $-0.0027 \text{ m/s} \leq U_{G-J} \leq -0.064 \text{ m/s}$ olduğu durumlarda üç bağıntı ile ilişkilendirilmiştir. Açıkça, U_{G-J} sıfırdan farklıdır ve aşağı yönlü akış pozitif kabul edilirse, U_{G-J} negatiftir ve kabarcık kaldırma kuvvetinden dolayı yukarı hareket eder. Şekil 8 de simülasyon sonuçlarımızla Tsofigkas[10] bağıntılarının karşılaştırılması yapılmıştır. Squalan için C_0 değerinin, sudan yüksek olduğu bulunmuştur. $J \leq 0.12 \text{ m/s}$ için sunulan veriler

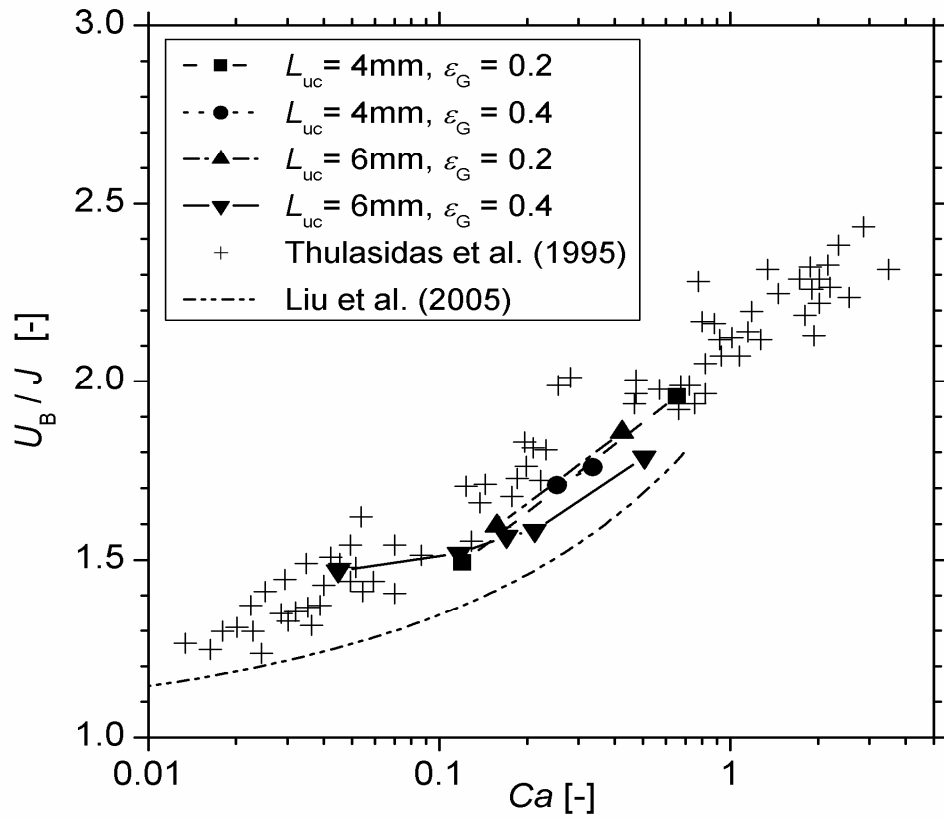
$$U_B = 1.6J - 0.005 \text{ m/s} \quad (4.7)$$

ile uyum gösterir.

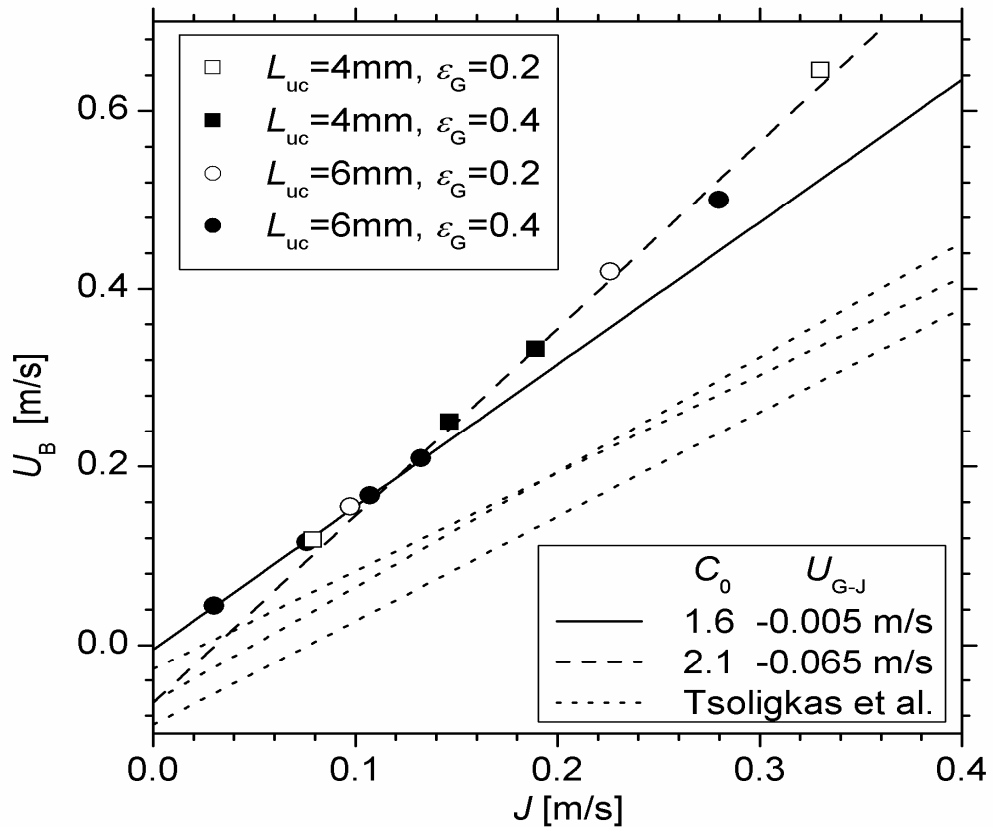
$J > 0.12$ m/s olduğu durumda ise

$$U_B = 2.1J - 0.065 \text{ m/s} \quad (4.8)$$

Bulduğumuz sonuçlar Tsoligkas[10] in çalışmasındaki aşağı yönlü akışta U_{G-J} değerinin sıfırdan farklı ve negatif olduğunun gözlenmesini doğrular niteliktedir. Birim hücre uzunluğunun ve gaz hacim kesri değerinin, C_0 ve U_{G-J} değerleri üzerinde kayda değer bir etkisinin gözükmemesi ilginçtir. Nasıl ki, J ve Ca_j etkisi olduğu gibi.



Şekil 4.7. Kabarcık hızının, toplam fiktif hız değerine oranı ve Ca sayısı. Thulasidas'ın deneysel verileriyle simülasyon sonuçlarının ve Liu'nun çalışmasındaki denklemin karşılaştırılması



Şekil 4.8. Kabarcık hızına karşı Fiktif hız ve akış modellerinin karşılaştırılması. Noktalı çizgiler Tsoiligkas'ın deneysel verilerini göstermektedir.

4.4 Hacimsel Akış Oranı ve Boşluk Oranı Arasındaki İlişki

Bu bölümde, verilen β değeri ile, bilinmeyen ε_G değeri arasında bağıntı kurma konusu ile ilgilenilmiştir. $\beta = \varepsilon_G U_B / J$ bağıntısı dikkate alınmıştır, buna göre β / ε_G oranının, $U_B / J = U_B / U_{sl}$ oranına eşitliği görülmüştür (Şekil 4.7.). Şekil 4.9. da temel bağıntılarla birlikte, simülasyonlardaki ε_G ve β değerleri karşılaştırılmıştır. Fazların aynı hıza sahip olduğu düşünülürse, $\varepsilon_G = \beta$ ve $U_B = U_{sl}$ olduğu durumda, katı çizgi homojen akışı göstermektedir. Kesikli çizgi, $\varepsilon_G = 0.833\beta$ bağıntısı göz önünde bulundurularak, Armand bağıntısını[27] göstermektedir. Yapılan son deneyden [28] de dikdörtgensel ölçülerde ($100 \mu\text{m} \times 50 \mu\text{m}$), cam mikro kanalda, azot/su Taylor akışının gaz hacim kesri değerinin, Armand bağıntısını izlediği rapor edilmiştir. Bu deneyde, U_B değerinin 0.24 ve 7.12 aralığında değişmesi, Ca sayısının 0.003-0.1 aralığında, kabarcık Re sayısının 20-700 aralığında değişmesine yol

açmaktadır. Armand bağıntısının geçerliliği açıkça göstermektedir ki, sıvı tabaka kalınlığı kabarcık hızının bir fonksiyonu değildir. Yapılan deneylerde ve simülasyonlarda çok düşük Re sayıları ile, kabarcık hızında sıvı tabaka kalınlığının açıkça ilişkisi bulunmuştur (ve kabarcık çapı) ve Armand bağıntısı geçerli değildir. Armand bağıntısı sabit oran için $\varepsilon_G / \beta = U_{sl} / U_B = 0.833$ uygundur. Şekil 18 de simülasyonlarda $\varepsilon_G / \beta = U_{sl} / U_B < 0.833$ şartında çalıştığımız gözükmemektedir. Özellikle, bu oranların Ca sayısına bağlı olduğu gözlenmiştir (Şekil 4.7.). Ca sayısının artmasıyla, $\varepsilon_G / \beta = U_{sl} / U_B$ azalmaktadır. Örneğin, kabarcık hızı ile sıvı birimin ortalama hız değeri arasındaki fark artmaktadır. Ca sayısı arttıkça, kabarcık çapı D_B azalmaktadır (Şekil 4.1.) ve böylece kabarcık kanalın köşelerine doğru genişleyerek daha yüksek ortalama hıza sahip olur.

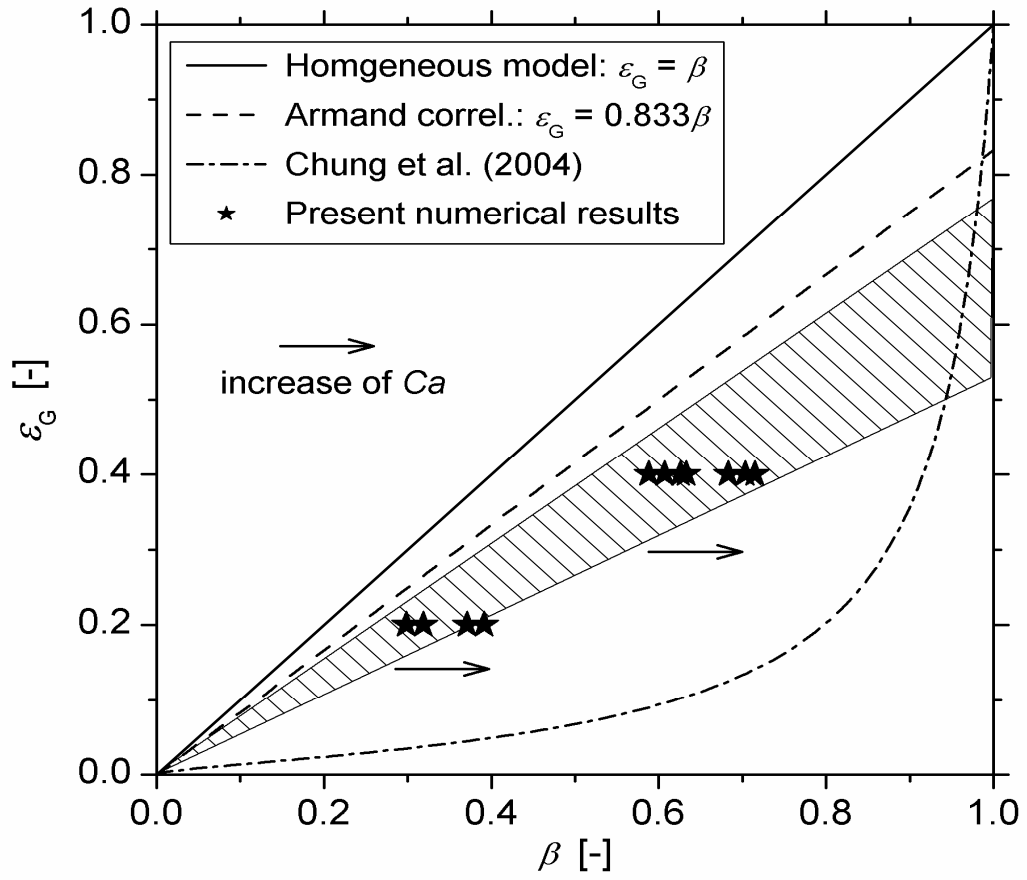
Chung[29], 100 μm dairesel kanalda, 96 μm kare kesitli kanalda su-azot akışı deneysel verilerinden, $C_1=0.03$ ve $C_2=0.97$ sabit değerler olduğu durumda, aşağıdaki bağıntıyı elde etmiştir

$$\varepsilon_G = \frac{C_1 \beta^{0.5}}{1 - C_2 \beta^{0.5}} \quad (4.9)$$

Büyük Ca sayıları için (16) numaralı denkleme göre değiştiği göz önüne alınarak, daha düşük Ca sayıları için, verilerimizin Armand bağıntısına yakın olduğu Şekil 4.9. da gösterilmiştir. ε_G ve β arasındaki ilişkiyi göstermek için (4.6) numaralı denklem yeniden düzenlenirse;

$$\varepsilon_G = \frac{\beta}{C_0 + U_{G-J} / J} \quad (4.10)$$

Bu da göstermektedir ki, $U_{G-J} \neq 0$ olduğu durumda, gaz hacim kesri sadece β değerine değil, J değerine de bağlıdır. Şekil 4.9. daki iki çizgi ile çevrelenmiş taralı alan, sırasıyla (4.7) numaralı ve (4.8) numaralı denklemlerden elde edilmiştir. Bu taralı alan, 1 mm ölçüsünde kare kesitli mini kanalda Squalan ve azotun eş yönlü aşağı Taylor akışı için, ε_G ve β değerlerinin alan parametresinin yaklaşık olarak sunumudur.

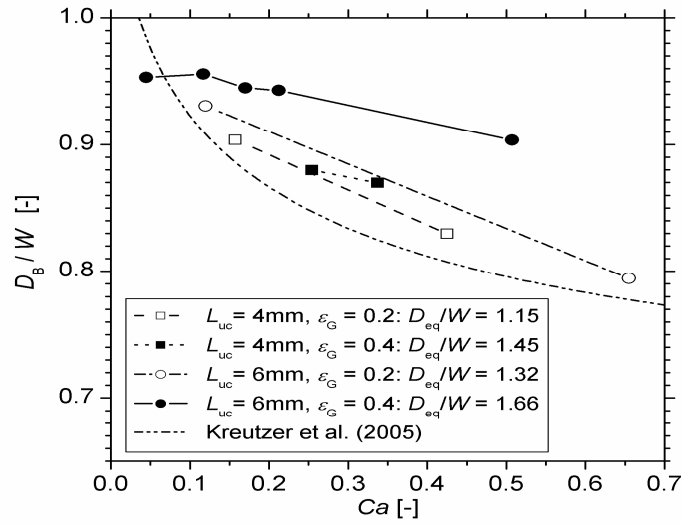


Şekil 4.9. Birim hücre içinde ε ve β . Homojen model ile sayısal sonuçların (semboller), Armand bağıntısıyla ve Chung bağıntısıyla karşılaştırılması. Ok işareti simülasyonlarda Ca sayısının artışı gösterirken, iki çizgi ile çevrelenmiş taralı alan Şekil 4.7.'deki sayısal verileri göstermektedir.

BÖLÜM 5. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Bu çalışmada, 1 mm ölçüsünde kare kesitli kanalda Squalan ve azotun eş yönlü aşağı Taylor akışının bir dizi VOF simülasyonu gerçekleştirilmiştir. Doğrulama için kurum içi bilgisayar kodlarının, hesaplanan kabarcık şeklinin, deneysel akış görüntülemenin karşılaştırılması yapılmış ve farklı Ca sayıları için çok iyi uyum gösterdiği gözlenmiştir. Sayısal sonuçlardan, kabarcık şeklinin aksisimetrik olduğu, Ca sayısının $0.045 \leq Ca \leq 0.66$ aralığında olduğu durumda, aşağıdaki kararlara varılabilir:

Ca sayısı arttıkça, sıvı tabaka kalınlığı artmakta ve kabarcık çapı azalmaktadır. Bu azalmanın eğimi kabarcık boyutuna bağlıdır ve küçük kabarcıklarda daha fazladır.



Şekil 4.1. Ca sayısının bir fonksiyonu olan kabarcık çapı ve Kreutzer'in çalışmasındaki denklemle karşılaştırılması

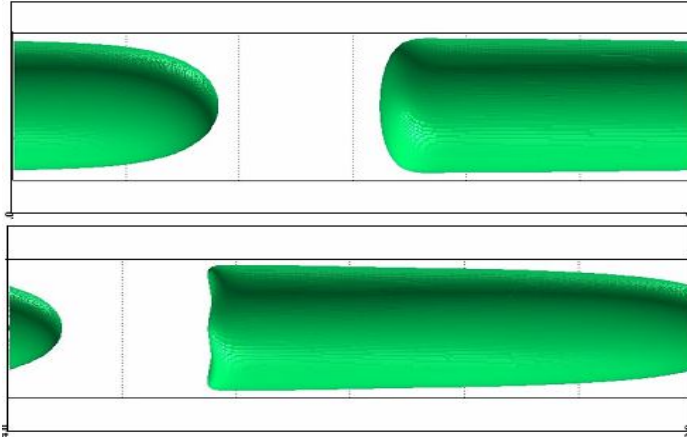
Elde edilen sonuçlar, Capillary sayısının değişiminin hassasiyetini göstermektedir. Ca sayısının artmasıyla film kalınlığı artar ve kabarcık çapı küçülür. Şekil 4.1.'deki diyagram sonuçlarımız, Ca artmasıyla kabarcık çapının biraz azaldığını kanıtlamaktadır.

Ca sayısının artmasıyla, sıvı yüzeyin ön tarafındaki eğrilik azalmakta iken, arka tarafında ise artmaktadır.

Ara yüzey alan yoğunluğu a_i , sabit gaz hacim kesri ε_G değeri için, Ca sayısının artmasıyla yavaşça artar.

Kabarcık hızı U_B ile fiktif hız J değeri arasındaki oran, Ca sayısının artmasıyla artar (Thulasidas'ın çalışmasında [9] yer alan eş yönlü yukarı akış deneyleri için de bu durum aynıdır).

$Ca < 0.04$ olduğu durumda ise kabarcık şeklinin aksisimetrik olmadığı gözlenmiştir.



Şekil 4.3. $\Delta\rho$ değişiminden dolayı J_{tot} etkisi $L_{uc} = 4$ mm, $\varepsilon = 0.2$

KAYNAKLAR

- [1] ROY, S., BAUER, T., AL-DAHMAN, M., LEHNER, P., TUREK, T., Monoliths as multiphase reactors: a review. *AIChE Journal* 2004;50:2918–2938.
- [2] HESSEL, V., ANGELI, P., GAVRIILIDIS, A., LÖWE H., Gas-liquid and gas-liquid-solid microstructured reactors: contacting principles and applications. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2005; 44:9750–9769.
- [3] EDVINSSON, A.R., NYSTRÖM, M., SIVERSTRÖM, M., SELLIN, A., DELLVE, A.C., ANDERSSON, U., HERRMANN, W., BERGLIN, T. Development of a monolith-based process for H₂O₂ production: from idea to large-scale implementation. *Catalysis Today* 2001;69:247–252.
- [4] DE DEUGD, R.M., CHOUGULE, R.B., KREUTZER, M.T., MEEUSE, F.M., GRIEVINK, J., KAPTEIJN, F., MOULIJN, J.A., Is a monolithic loop reactor a viable option for Fischer-Tropsch synthesis? *Chem. Eng. Sci.* 2003;58:583–591.
- [5] GÜTTEL, R., KUNZ, U., TUREK, T., Reactors for Fischer-Tropsch synthesis. *Chem. Eng. Technol.* 2008;31:746–754.
- [6] GUETTEL, R., KNOCHEN, J., KUNZ, U., KASSING, M., TUREK, T., Preparation and catalytic evaluation of cobalt based monolithic and powder catalysts for Fischer-Tropsch synthesis. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2008;47:6589–6597.
- [7] LIU, W., HU, J., WANG, Y., Fischer-Tropsch synthesis on ceramic monolith-structured catalysts. *Catalysis Today* 2009;140:142–148.
- [8] MANTLE, M.D., SEDERMAN, A.J., GLADDEN, L.F., RAYMAHASAY, S., WINTERBOTTOM, J.M., STITT, E.H., Dynamic MRI visualization of two-phase flow in a ceramic monolith. *AIChE J.* 2002;48:909–912.
- [9] THULASIDAS, T.C., ABRAHAM, M.A., CERRO, R.L., Bubble-train flow in capillaries of circular and square cross-section. *Chem. Eng. Sci.* 1995;50:183–199.

- [10] TSOLIGKAS, A.N., SIMMONS, M.J.H., WOOD, J., Influence of orientation upon the hydrodynamics of gas-liquid flow for square channels in monolith supports. *Chem. Eng. Sci.* 2007; 62:4365–4378.
- [11] TSOLIGKAS, AN., SIMMONS, M.J.H., WOOD, J., The effect of hydrodynamics on the reaction rates in capillary reactor. 6th International Conference on Multiphase Flow, Leipzig, Germany, July 9–13, 2007.
- [12] PANGAKAR, K., SCHILDHAUER, T.J., VAN OMMEN, R., NIJENHUIS, J., KAPTEIJN, F., MOULIJN, J.A., Structured packings for multiphase catalytic reactors. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2008; 47:3720–3751.
- [13] KREUTZER, M.T., KAPTEIJN, F., MOULIJN, J.A., HEISZWOLF, J.J., Multiphase monolith reactors: chemical reaction engineering of segmented flow in microchannels. *Chem. Eng. Sci.* 2005; 60: 5895–5916.
- [14] ANGELI, P., GAVRIILIDIS, A., Hydrodynamics of Taylor flow in small channels: a review. *J. Mech. Eng. Sci.* 2008;222:737–751.
- [15] GHIDERSA, B., WÖRNER, M., CACUCI, D.G. Exploring the flow of immiscible fluids in a square vertical mini-channel by direct numerical simulation. *Chem. Eng. J.* 2004;101:285–294.
- [16] ONEA, A., WÖRNER, M., CACUCI, D.G., A qualitative computational study of mass transfer in upward bubble train flow through square and rectangular mini-channels. *Chem. Eng. Sci.* to appear (DOI 10.1016/j.ces.2008.11.008).
- [17] ÖZKAN, F., WÖRNER, M., WENKA, A., SOYHAN, H.S., Critical evaluation of CFD codes for interfacial simulation of bubble-train flow in a narrow channel. *Int. J. Num. Meth. Fluids* 2007;55:537–564.
- [18] CLAEYS, M., Selektivität, Elementarschritte und kinetische Modellierung bei der Fischer-Tropsch-Synthese. Dissertation Universität Karlsruhe (TH), Karlsruhe, Germany, 1997.
- [19] ÖZTASKİN, M.C., WÖRNER, M., SOYHAN, H.S., Numerical investigation of the stability of bubble train flow in a square mini-channel. Submitted to *Physics of Fluids*.
- [20] WÖRNER, M., GHIDERSA, B., ONEA, A., A model for the residence time distribution of bubble-train flow in a square mini-channel based on direct numerical simulation results. *Int. J. Heat Fluid Flow* 2007;28:83–94.
- [21] RATULOWSKI, J., CHANG, H.S., Transport of gas bubbles in capillaries. *Phys. Fluids* 1989;A1:1642–1655.

- [22] MARTÍNEZ, M.J., UDELL, K.S., Boundary integral analysis of the creeping flow of long bubbles in capillaries. *J. Appl. Mech.* 1989;56:211–217.
- [23] LIU, H., VANDU, C.O., KRISHNA, R., Hydrodynamics of Taylor flow in vertical capillaries: flow regimes, bubble rise velocity, liquid slug length, and pressure drop. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2005;44:4884–4897.
- [24] NICKLIN, D.J., WILKES, J.O., DAVIDSON, J.F., Two-phase flow in vertical tubes. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* 1962;40:61–68.
- [25] ZUBER, N., FINDLAY, J.A., Average volumetric concentration in two-phase flow systems. *J. Heat Transfer* 1965;78:453–468.
- [26] IDE, H., KARIYASAKI, A., FUKANO, T., Fundamental data on the gas-liquid two-phase flow in minichannels. *Int. J. Therm. Sci.* 2007;46:519–530.
- [27] ARMAND, A.A., TRESCHÉW, G.G., The resistance during the movement of a two-phase systems in horizontal pipe. *Izv. Vses. Teplotek. Inst.* 1946;1:16–23.
- [28] WARNIER, M.J.F., REBROV, E.V., DE CROON, M.H.J.M., HESSEL, V., SCHOUTEN, J.C., Gas hold-up and liquid film thickness in Taylor flow in rectangular microchannels. *Chem. Eng. J.* 2008;135S:S153–S158.
- [29] CHUNG, P.M.Y., KAWAJI, M., KAWAHARA, A., SHIBITA, Y., Two-phase flow through square and circular microchannels – effects of channel geometry. *J. Fluids Eng.* 2004;126:546–552.
- [30] HAZEL, A.L., HEIL, M., The steady propagation of a semi-infinite bubble into a tube of elliptical or rectangular cross-section. *J. Fluid Mech.* 2002;470:91–114.
- [31] TAHA, T., CUI, Z.F. CFD modelling of slug flow inside square capillaries. *Chem. Eng. Sci.* 2006;61:665–675.
- [32] BRETHERTON, F.B., The motion of long bubbles in tubes. *J. Fluid Mech.* 1961;10:166–188.
- [33] LIU, D., WANG, S., Hydrodynamics of Taylor flow in noncircular capillaries. *Chem. Eng. Process.* 2008; 47:2098–2106.

ÖZGEÇMİŞ

Özge KESKİN, 1984 yılında Bursa'da doğmuştur. İlköğretimini Bursa Atatürk İlkokulu'nda tamamladıktan sonra Bursa Gazi Anadolu Lisesi'nde ortaöğretim ve lise eğitimini tamamlamıştır. 2002-2006 yılları arasında Sakarya Üniversitesi Makine Mühendisliği bölümünde okumuş ve 2006 yılında Sakarya Üniversitesinde Yüksek Lisans eğitimine başlayarak, 2006-2007 eğitim yılları arasında Yüksek Lisans tezini hazırlamak üzere ERASMUS (AB öğrenci değişim desteği ve Bilim Adamı destekleme) programıyla bir yıl boyunca Almanya Karlsruhe Araştırma Merkezinde (Forshungszentrum Karlsruhe) misafir araştırmacı ve Karlsruhe Üniversitesi Makine Mühendisliği Bölümünde misafir öğrenci olarak bulunmuştur.