

T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

CDC REAKTÖRLERİNDE KÜTLE TRANSFERİ VE AKIŞKANLARIN HİDRODİNAMİK ÖZELLİKLERİNİN BULUNMASI

Ramazan ORHAN

114317

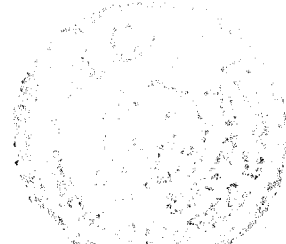
T.C. YÜKSEK LİSANS TEZİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

114317

Tez Yöneticisi : Doç.Dr.Gülbeyi DURSUN

ELAZIĞ
2001



T.C
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

CDC REAKTÖRLERİNDE KÜTLE TRANSFERİ VE AKIŞKANLARIN HİDRODİNAMİK ÖZELLİKLERİNİN BULUNMASI

Ramazan ORHAN

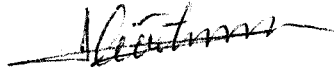
YÜKSEK LİSANS TEZİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Bu Tez, 03.01.2002 Tarihinde, Aşağıda Belirtilen Jüri Tarafından Oybirliği / Oyçokluğu
ile Başarılı / Başarısız Olarak Değerlendirilmiştir.

(İmza)

Danışman

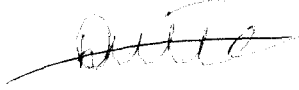
Doç.Dr.Gülbeyi DURSUN



(İmza)

(Üye)

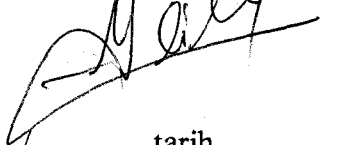
Doç.Dr. Dursun ÖZKAR



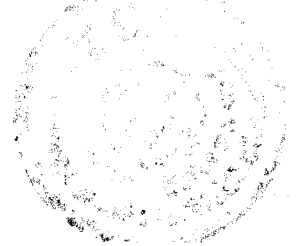
(İmza)

(Üye)

Doç.Dr. Murat E. YİĞİT



Bu tezin kabulü, Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun/..... tarih
ve sayılı kararıyla onaylanmıştır.



**T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

ÖZET

Yüksek Lisans Tezi

**CDC REAKTÖRLERİNDE KÜTLE TRANSFERİ VE AKIŞKANLARIN
HİDRODİNAMİK ÖZELLİKLERİNİN BULUNMASI**

Ramazan ORHAN

Fırat Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı
2001, Sayfa 81

Aşağı Doğru Birlikte Akışlı Temas Reaktörü (CDCR) özellikle sıvı fazdaki kütle transfer verimini arttırmasından dolayı, diğer klasik gaz-sıvı temas edicilere göre birtakım avantajlar sağlamaktadır. Bu nedenle bu çalışmada CDCR kullanarak gaz fazdan sıvı faza oksijen transferi araştırıldı.

CDCR kolonun üstünden gaz fazı dağıtmak ve sürüklemek için yüksek hızdaki sıvı jetinin kinetik enerjisini kullanır. Kolona giren gaz sıvı jetinin kinetik enerjisi şiddetli türbülans ve karışma sağlayarak kolonun üstünden aşağıya kolonun altına kadar yoğun gaz kabarcık matriksi sağlar.

Bu çalışmada, aşağı doğru birlikte akışlı temas reaktörünün kütle transfer özellikleri ve hidrodinamik davranışları, üç farklı orifis çapında (2, 3 ve 4 mm) farklı sıvılar ve gliserinin farklı konsantrasyonları için çalışıldı. Hacimsel kütle transfer katsayısı ($k_L a$) ve gaz tutuş kesri değerleri her orifis çapı için sıvı ve gaz akış hızları artışıyla arttı. Hava-su sisteminde elde edilen $k_L a$, gaz tutuş kesri ve dispersiyon

yüksekliği değeri hem hava-% 0.5 gliserin hem de hava-% 0.5 glikoz sistemindeki değeri den daha yüksek bulundu.

Tüm şartlarda ortalama kabarcık çapını bulmak için fotoğrafik teknik kullanıldı ve kabarcıkların çapları hava-su, hava-%0.5 gliserin ve hava-%0.5 glikoz için sırasıyla 3.867 mm, 3.445 mm ve 2.853 mm olarak ölçüldü. Bundan başka kabarcık çapları ve oluşumu üzerinde hidrodinamik şartlar ve sıvı özelliklerinin etkisi belirlendi.

Anahtar Kelimeler : Aşağı doğru birlikte akış, Kütle Transferi, Gaz Tutuş Kesri, Dispersiyon yüksekliği

SUMMARY

Master Thesis

**DETERMINATION OF MASS TRANSFER AND HYDRODYNAMIC
CHARACTERISTICS OF FLUIDS IN COCURRENT DOWNFLOW
CONTACTING REACTOR (CDCR)**

Ramazan ORHAN

University of Firat

Graduate School of Natural and Applied Science

Department of Chemical Engineering

2001, Page 81

A Co-current Downflow Contacting Reactor (CDCR) has some advantages compared to conventional gas-liquid contactor, since It increases efficient of mass transfer in the liquid phase. Therefore in this study, the transfer of oxygen from gas phase to the liquid phase was investigated by using CDCR.

The CDCR utilised the kinetic energy of high velocity liquid jet in order to entrain and disperse the gas phase from top of the column. The kinetic energy of the gas-liquid jet entering column produced intense turbulence and mixing a dense matrix of gas bubbles was formed from top of the column downwards to the point of the bottom column.

In this work, hydrodynamic conditions and mass transfer characteristics of the co-current downflow contacting reactor were studied for different liquids and varied concentrations of glycerol for 2, 3 and 4 mm orifice diameter. Volumetric mass transfer coefficient (k_{La}) and gas holdup values were increased with increasing liquid and gas flow rates for each orifice diameter. Gas holdup, k_{La} and dispersion height values determined for air-water system were higher than the values of both air-%0.5 glycerol and air-%0.5 glucose.

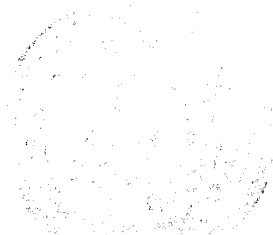
To determine the average bubble diameter for each condition, photographic techniques were used, and the diameters of bubbles were measured as 3.867 mm, 3.445 and 2.853 mm for air water, air-0.5% glycerol and air-0.5% glucose, respectively. In addition, the effects of hydrodynamic conditions and liquid properties on bubble diameters and formation were determined.

Key words: Co-current downflow, mass transfer, gas holdup, dispersion height

TEŞEKKÜR

Tez konumun seçilmesinde, gerekli literatürün temininde ve sonuçların değerlendirilmesinde büyük yardımlarını gördüğüm ve bilgilerinden faydalandığım değerli hocam Doç. Dr. Gülbeyi DURSUN'a sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmamın yürütülmesinde maddi destek sağlayan Fırat Üniversitesi Araştırma Fonuna; deneysel çalışma sırasında yardımlarını gördüğüm Arş.Gör. M.Şaban TANYILDIZI'na ve sıvıların viskozite ölçümlerinde yardımcı olan Arş.Gör. Hasan TOĞRUL'a teşekkür ederim.



İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa No</u>
ÖZET	I
SUMMARY	III
TEŞEKKÜR	V
İÇİNDEKİLER	VI
ŞEKİLLER LİSTESİ	VIII
TABLolar LİSTESİ	X
SİMGELER LİSTESİ.....	XI
1. GİRİŞ	1
2. GENELBİLGİLER.....	4
2.1. Kabarcık Kolon Reaktörler	4
2.2. Hidrodinamik Özellikler	10
2.2.1. Genel Özellikler	10
2.2.2. Akış Rejimleri	11
2.2.3. Basınç Düşüşü	13
2.2.4. Enerji Girişi	14
2.2.5. Gaz Tutuş Kesri	15
2.2.6. Kabarcık Özellikleri ve Kabarcık Yığın Dinamiği	17
2.2.7. Karışma	19
2.2.7.1. Sıvı Faz Dispersiyonu.....	19
2.2.7.2. Gaz Faz Dispersiyonu.....	20
2.3. Kütle Transferi	20
2.3.1. Kütle Transferinde Film Teorisi	22
2.3.2. Sıvı-Katı Kütle Transferi	26
2.3.3. Gaz-Sıvı Kütle Transferi	26
2.3.3.1. Sıvı Tarafın Kütle Transfer Katsayısı.....	27
2.3.3.2. Hacimsel Kütle Transfer Katsayısı, $k_L a$	28
3. $k_L a$, a VE ε_G İÇİN HESAPLAMA TEKNİKLERİ	31

4. AŞAĞI DOĞRU BİRLİKTE AKIŞLI TEMAS REAKTÖRÜ : CDCR	34
4.1. Konuyla İlgili Yapılmış Çalışmalar	36
5. MATERYAL VE METOD	42
5.1. Deney Seti	42
5.2. Oksijen Metrenin Kalibrasyonu	42
5.3. Gliserin Çözeltilisinin Hazırlanması	43
5.4. Glikoz Çözeltilisinin Hazırlanması	45
5.5. Viskozite Ölçümü	45
5.6. Deneysel Çalışma	45
6. DENEY SONUÇLARI VE TARTIŞMA.....	48
6.1. Hacimsel Kütle Transfer Katsayısı	48
6.1.1. Hava-Su Sistemi	48
6.1.2. Hava-% 0.5 Gliserin Sistemi	51
6.1.3. Hava-% 0.5 Glikoz Sistemi	53
6.2. Gaz Tutuş Kesri	58
6.3. Ara Yüzey Alanı	63
7. SONUÇLAR	66
KAYNAKLAR	69
EKLER	73

ŞEKİLLER LİSTESİ

Sayfa No

Şekil 1.1. Tipik bir CDC reaktörü.....	2
Şekil 2.1. Basit kabarcık kolon.....	5
Şekil 2.2. Geliştirilmiş kabarcık kolon türleri.....	6
Şekil 2.3. Çevrimli reaktörler.....	7
Şekil 2.4. Aşağı akış kabarcık kolon.....	7
Şekil 2.5. Statik ve Dinamik gaz dağıtıcılar.....	8
Şekil 2.6. Jet içerisinde dağılan gazın prensipleri.....	9
Şekil 2.7. Kabarcık kolonlardaki temel akış türleri	11
Şekil 2.8. Küçük ve büyük kabarcıkların tutulan gaz miktar kesirleri ve yükseliş hızları.....	12
Şekil 2.9. Radyal türbülent akış için gas holdup'ın gaz akış hızı ile değişimi.....	16
Şekil 2.10. Biyolojik reaktörlerde kütle transfer direnci.....	21
Şekil 2.11. Gerçek konsantrasyon eğrisi ve kütle transferi için film model	22
Şekil 2.12. İki film modelinin konsantrasyon profili	24
Şekil 2.13. Sürekli absorplama için denge diyagramı.....	24
Şekil 2.14. Tekli kabarcıklar için Peclet sayısının bir fonksiyonu olarak Sherwood sayısının değişimi.....	28
Şekil 5.1. CDCR Deney sistemi.....	43
Şekil 5.2. CDCR'ın fotoğraflık görüntüsü	44
Şekil 6.1. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : Hava-su sistemi ve 2 mm'lik orifis	49
Şekil 6.2. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : Hava-su sistemi ve 3 mm'lik orifis	50
Şekil 6.3. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : Hava-su sistemi ve 4 mm'lik orifis	50
Şekil 6.4. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : Hava-% 0.5 gliserin sistemi ve 2 mm'lik orifis	51
Şekil 6.5. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : Hava-% 0.5 gliserin sistemi ve 3 mm'lik orifis	52

Şekil 6.6. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi :	
Hava-% 0.5 gliserin sistemi ve 4 mm'lik orifis	53
Şekil 6.7. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi :	
Hava-% 0.5 glikoz sistemi ve 2 mm'lik orifis	54
Şekil 6.8. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi :	
Hava-% 0.5 glikoz sistemi ve 3 mm'lik orifis	54
Şekil 6.9. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi :	
Hava-% 0.5 glikoz sistemi ve 4 mm'lik orifis	55
Şekil 6.10. Üç farklı sıvı için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı	
üzerine etkisi : 3 mm'lik orifis ve gaz akış hızı 50 cm ³ /dak	56
Şekil 6.11. Gliserinin üç farklı derişimi için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer	
katsayısı üzerine etkisi: 3 mm'lik orifis ve gaz akış hızı 60 cm ³ /dak....	56
Şekil 6.12. Hava-su sisteminde çizgisel gaz hızının kütle transfer katsayısı	
üzerine etkisi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak	57
Şekil 6.13. Hava-% 0.5 gliserin sisteminde çizgisel gaz hızının kütle transfer	
katsayısı üzerine etkisi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak	57
Şekil 6.14. Hava-% 0.5 glikoz sisteminde çizgisel gaz hızının kütle transfer	
katsayısı üzerine etkisi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak	58
Şekil 6.15. Hava-su sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi	
: sıvı akış hızı 2.5 l/dak	59
Şekil 6.16. Hava-% 0.5 gliserin sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı	
ile değişimi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak	60
Şekil 6.17. Hava-% 0.5 glikoz sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı	
ile değişimi: sıvı akış hızı 2.5 l/dak	60
Şekil 6.18. Üç farklı sıvı için gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi	
: 3 mm'lik orifis ve sıvı akış hızı 2.5 l/dak	61
Şekil 6.19. Üç farklı sıvı için dispersiyon yüksekliğinin kütle transfer katsayısı	
üzerine etkisi.....	62
Şekil 6.20. Üç farklı sıvı için dispersiyon yüksekliğinin gaz tutuş kesrine etkisi..	62
Şekil 6.21. Hava-su sisteminin CDCR'da ki görüntüsü.....	64
Şekil 6.22. CDCR'da d_s ölçümü için hava-su sisteminde kabarcıkların görüntüsü.	64

TABLÖLAR LİSTESİ

Sayfa No

Tablo 6.1. Çalışılan deneysel şartlar..... 48

Tablo 6.2. Kullanılan sistemlerin d_s ve a değerleri..... 63



SİMGELER LİSTESİ

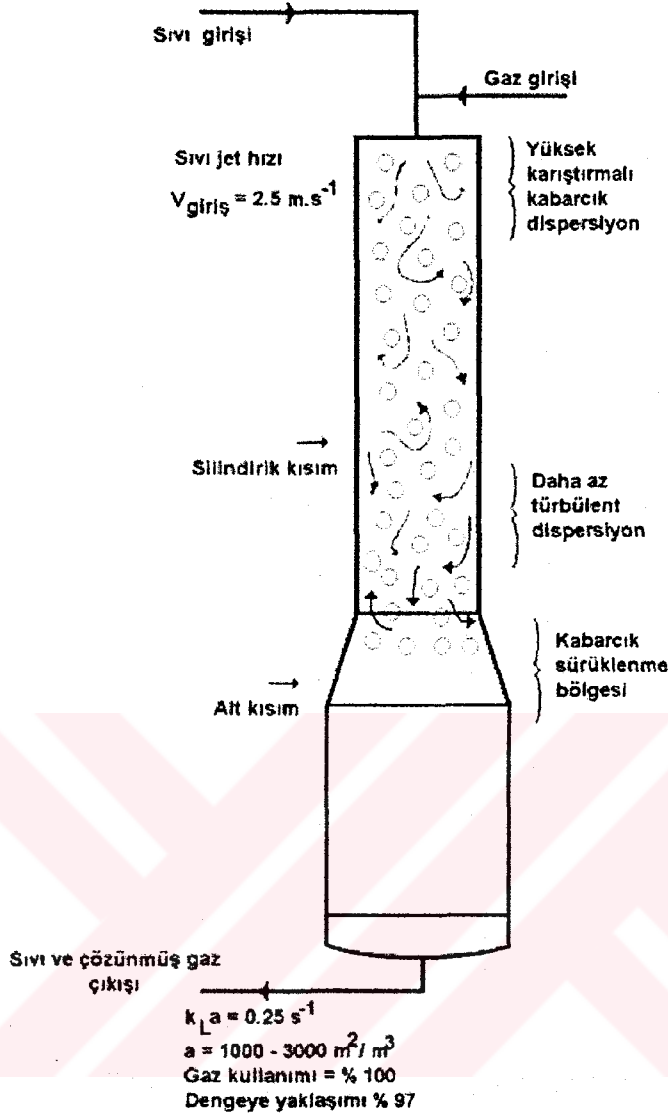
a	: Ara yüzey alanı (m^2/ m^3)
k_{La}	: Hacimsel kütle transfer katsayısı (s^{-1})
ε_G	: Gaz tutuş kesri
D_R	: Reaktör çapı (m)
σ	: Yüzey gerilimi (kg/s^2)
ν_L	: Kinematik viskozite (m^2/s)
D_L	: Sıvı faz dispersiyon katsayısı (m^2/s)
D_G	: Gaz faz dispersiyon katsayısı (m^2/s)
C_L^*	: Dengede çözünmüş oksijen derişimi (mg/l)
ρ	: Yoğunluk (g/ml)
μ	: Viskozite (mPa.s)
P_c	: Gösterge basıncı (bar)
D_o	: Orifis çapı (mm)
F_G	: Gaz akış hızı (ml/dak)
F_L	: Sıvı akış hızı (l/dak)
U_G	: Çizgisel gaz akış hızı (m/saat)
U_L	: Sıvı kolon hızı (m/saat)
G/L	: Gaz-sıvı akış oranı

1.GİRİŞ

Çok fazlı temas reaktörleri gaz-sıvı sistemlerinde temas verimini arttırmak için geliştirildi. Son yıllarda gazın, kolonun tepesinden aşağı doğru birlikte sıvı içerisine aktığı ve böylece kabarcığı kaldırma kuvvetinin tersi yönde aşağı doğru hareket ettirdiği aşağı akışlı kabarcık kolonlar (DBC's) ilgi odağı olmuştur. Böyle kolonların kütle transfer karakteristikleri ve hidrodinamik özellikleri ile ilgili çalışmalar literatürde verilmiştir (Friedel vd., 1980 ; Fujie vd., 1980 ; Herbrechtsmeier vd., 1981; Shah vd., 1983 ; Kulkarni ve Shah, 1984 ; Steiner, 1987). Böyle kolonlarda gaz dispersiyonu, kolonun üstüne monte edilen dağıtıcıların kullanılmasıyla elde edilir.

Şekil 1.1, Başlangıçta gaz-sıvı teması için Boyes ve Ellis (1976) tarafından geliştirilen aşağı doğru birlikte akışlı kolonun (CDC) şematik resmini göstermektedir. Bu sistem gaz (dağılan faz) ve sıvının (sürekli faz) tamamen dolu kolonun üstündeki orifisten birlikte aşağı doğru aktığı kabarcık kolondan ibarettir. Yüksek türbülanslı kabarcık matrisi, büyük ara yüzey alanından ($a = 750-3000 \text{ m}^{-1}$) kaynaklanan çok yüksek gaz-sıvı hacimsel kütle transfer katsayısı ($k_L a$) veren ve çalışılan sistemle ilişkili olarak kendine özgü kabarcık boyutuyla sabit bir hızda devam eden büyüme ve küçülme, yoğun istiflenmiş kabarcıkları içerir (Gaz tutuş kesri $\varepsilon_G = 0,4 - 0,6$). % 100 gaz kullanımı CDC'yi, gaz kabarcıklarının yükselme hızından daha düşük kolon sıvı hızında çalıştırmakla ve gaz ve sıvının ayrıldığı kolonun altındaki kabarcık ayrılma bölgesi kullanılarak elde edilir.

CDC iki sebepten diğer aşağı akışlı kabarcık kolonlardan (DBC's) farklıdır. Birincisi, CDC'de sıvıya gaz dispersiyonunu sağlamak için özel bir gaz dağıtıcıya gerek yoktur. İkincisi, CDC'deki kabarcık dispersiyonu, kabarcık yükselme hızından daha düşük kolon hızı ile çalışan tamamen dolu kolonun girişinde yüksek hızdaki sıvı akışının hidrodinamik hareketiyle başlar ve devam eder ; oysa ki diğer aşağı akışlı kabarcık kolonlarda (DBC's) iki fazlı akış, uygun kolon hızıyla kabarcıkları aşağı ve kolonun çıkışına hareket ettirmek için yapılır. Bu farklılıklardan dolayı CDC, DBC's'den en az iki kat daha avantajlıdır, şöyle ki ; 1) Gaz dağıtıcı veya herhangi bir hareketli parçası yoktur, bu nedenle CDC'nin bakımında ve dizaynında kolaylık sağlar. 2) DBC's'deki gaz ve sıvı akış hızlarının sınırlı aralıklarına karşın CDC'de gaz



Şekil 1.1 Tipik bir CDC reaktörü

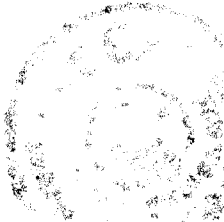
ve sıvı akış hızlarının ve oranlarının geniş bir aralığı temin edilebilir (Kulkarni ve Shah, 1984).

CDC'nin sadece geleneksel kabarcık kolonlar değil aynı zamanda hem iki fazlı gaz-sıvı absorpsiyon sistemleri (Boyes ve Ellis, 1976; Gardiner, 1977; Boyes vd., 1982; Evinc, 1982; Lu, 1988) hem de üç fazlı katalitik hidrojenasyon reaksiyonlarını (Lu, 1988; Boyes vd., 1992) içeren karıştırmalı reaktörlerden daha iyi kütle transfer performansına sahip olduğu ispat edilmiştir. CDC'nin performansı bundan başka girdaplı akışın uygulanmasıyla da artmıştır (Boyes, 1989; Tilston, 1989). CDC düşük

güç tüketimi, daha az çalışma hacmi, etkili gaz kullanımı, ara yüzey alanının tam kontrolü, taneciklerin toleransı, hareketli parçaların bulunmaması, fiziksel ve kimyasal, homojen ve heterojen proseslere uygulanabilirliği ve kolon girişinde gaz-sıvı ara yüzey alanının yokluğundan dolayı köpürmenin çıkarılması gibi avantajlara da sahiptir.

Yüzey gerilimi, viskozite ve birleşme derecesi gibi sıvı özellikleri gaz-sıvı temasını içeren endüstriyel proseslerin büyük bir kısmında rastlandığından dolayı, CDC'nin muhtemel uygulama alanlarını belirlemek için onun hidrodinamik özellikleri üzerine sıvının fiziksel özelliklerinin etkisini anlamak daha uygundur.

CDCR'in performansı gaz ve sıvı akış hızları ile viskozite ve yoğunluk gibi sıvının fiziksel özelliklerine bağlı olarak oluşan kabarcık gelişimine ve boyutuna bağlıdır. Bu çalışmada CDCR'in performansını etkileyen bu parametrelerden faydalanan hava-su, hava- % 0.5, 1, 1.5 Gliserin çözeltisi, hava- % 0.5 Glikoz çözeltisi ve 2, 3, 4 mm'lik orifisler kullanılarak CDCR'da performans çalışması yapılmıştır.



2. GENEL BİLGİLER

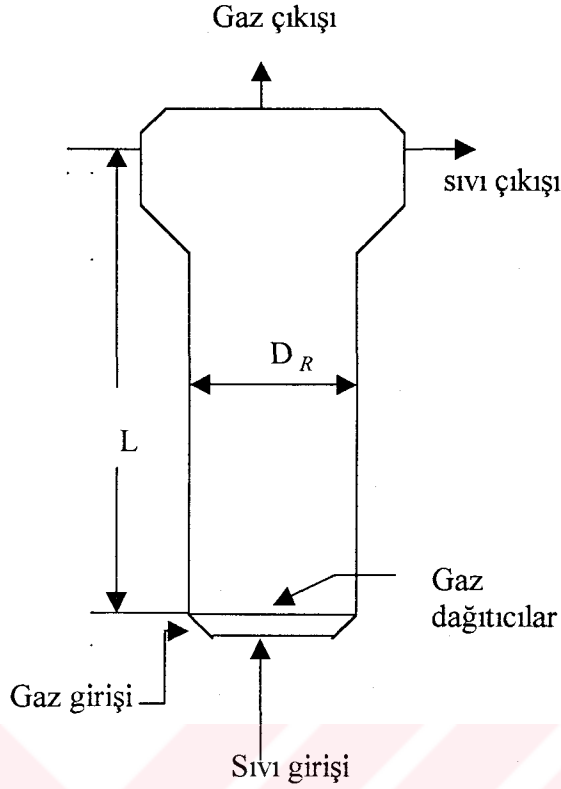
2.1. Kabarcık Kolon Reaktörler

Kabarcık kolon reaktörler gaz ve sıvıyı temas ettiren reaktörlerdir. Sıvı, sıklıkla katı reaktan, katalizör veya biokütle gibi süspanse edilmiş katıları içerir. Kabarcık kolonlar, bakımının kolaylığı, mükemmel karışma, mükemmel ısı ve kütle transferi özellikleri gibi basit bir yapıya sahip olmalarından dolayı kimya endüstrisinde oldukça geniş bir kullanım alanına sahiptir. Elbette ki biyoteknolojide, karıştırılmalı kaplar en sık şekilde kullanılan reaktör tipidir. Ancak, kabarcık kolonlar gibi diğer ve yeni reaktörler de gittikçe önem kazanmaktadır. Toplam reaktör performansının daha iyi olması nedeni ile böyle reaktörler daha avantajlı teknik ve ekonomik şartlar sağlarlar. Aşağıda kabarcık kolonların kullanıldığı örnek prosesler verilmiştir;

- Organik bileşiklerin hidrojenasyonu, oksidasyonu ve klorlanması,
- Kömürün sıvılaştırılması, Fischer-Tropsch sentezi,
- Biyolojik atık su arıtılması,
- Fermantasyon prosesleri, (Shah, 1983).

Kabarcık kolonların potansiyel endüstriyel uygulamalarının esas alanı ve kabarcık kolonların çeşitli modifikasyonları elbette ki sürekli olarak gerçekleştirilen büyük boyutlu biyoproseslerdir. Ancak, kabarcık kolonlar hayvansal hücrelerin yetiştirilmesi ve penisilin vb. antibiyotiklerin üretimi için de kullanılmaktadır.

Birincil aerobik fermantasyonlar gibi biyoteknolojik uygulamalarda, kabarcık kolonları genellikle kolon fermantörü, kolon biyoreaktörü, kolon çevrim reaktörü vs. olarak kullanılır. En basit şekildeki kabarcık kolonların temel yapısı (konstrüksiyonu) şematik olarak Şekil 2.1' de görülmektedir. Bu şekildeki kabarcık kolon, hareket eden kısımların olmadığı karakteristik bir kabarcık kolon tipidir, bu nedenle sızdırmazlık problemleri en azdır. Gaz (hava), çeşitli türden gaz dağıtıcılar yardımıyla reaktörün en altında dağıtılır ve sıvıya eş yönlü veya karşıt yönlü kabarcıklar şeklinde yukarı doğru yükselir. Çevresini saran sıvıdan daha hızlı yükselen kabarcıklar sıvı fazda kuvvetli bir karışma meydana getiren bir sıvı sirkülasyon modeli meydana getirir. Silindirik

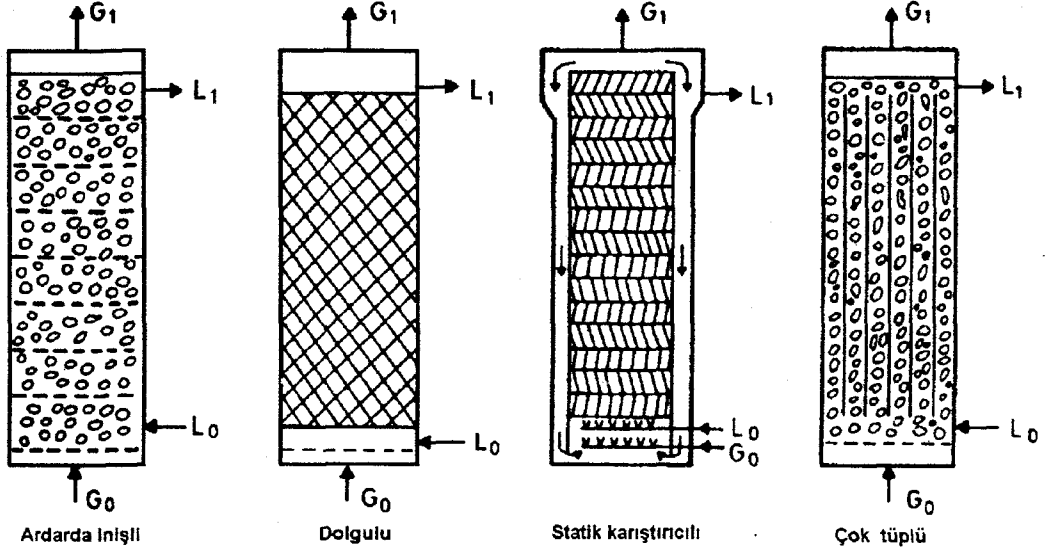


Şekil 2.1. Basit kabarcık kolon

reaktörlerin çapı genellikle kabarcık salınımını ve köpük dağılımını kolaylaştırmak için en üst noktada biraz daha büyüktür.

Kabarcık kolonlar, ilave yapılarak değiştirilebilen ve çeşitli cihazlar yerleştirilerek özel amaçlar için kullanmak üzere yüksek derecede bir esnekliğe sahiptir. Kabarcık kolonların sık görülen değişik türleri Şekil 2.2’ de görülmektedir ki bunlar Şekil 2.1’de görülen basit kabarcık kolonuna tepsiler ve kanallar ilave edilerek elde edilmektedir. Ayrıca yüksek kütle transfer hızları için hareketsiz karıştırıcılar gibi dolgular da yerleştirilebilmektedir. İçten veya dıştan çevrimli olan kabarcık kolonlar geri döngülü ve reaktör hacminin tamamında üniform olarak biomass dağılımı için kullanılırlar.

Kimyasal reaksiyon teknolojisinde sıkça kullanılan kabarcık kolonlara tek delik içeren delikli plakaların ilavesiyle çok kademeli inişli basit bir modele dönüştürülür.

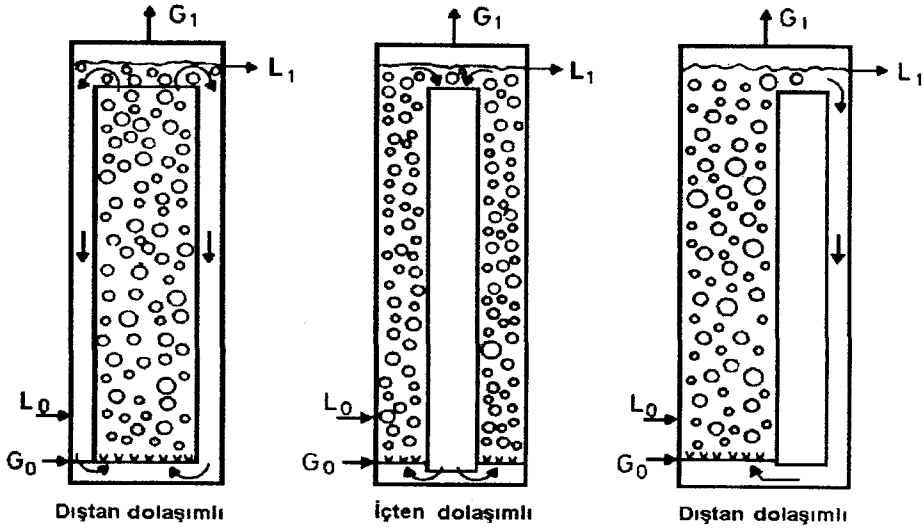


Şekil 2.2. Geliştirilmiş kabarcık kolon türleri.

Delikli plakalar üzerinde gazın bu şekilde dağılımı kütle transferini arttırır, büyük kabarcıkları fraksiyonlarına indirger ve her iki fazda da geri karışmayı önler. Çok tabakalı kabarcık kolonlar ise uygun gaz dağıtıcılar ilave edilerek reaktörün her yerine uniform gaz akışı sağlanır ve yığın sirkülasyonu önlenir.

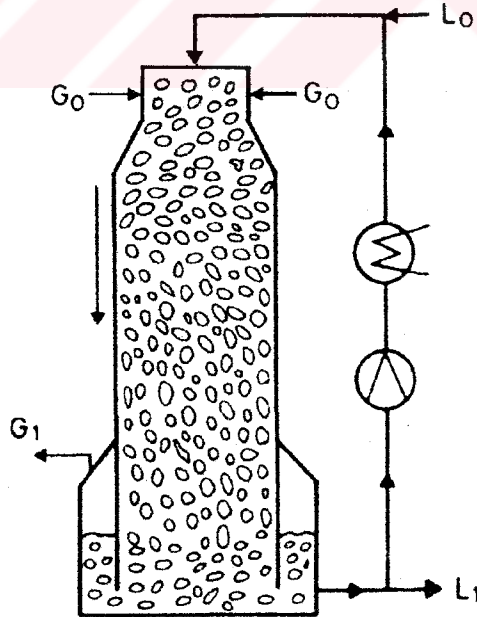
Kabarcık kolonun bazı türlerinde de akışkan aksel yönde olacak şekilde sağlanır (Şekil 2.3). Sirkülasyonun kararlılığı da dağılan gaz ve sıvı faz arasındaki yoğunluk farkından ve sürüklenen kabarcık etkisinden oluşur ki bu araya yerleştirilen bir çevrim vasıtasıyla olur. Büyük çevrimli reaktörler gaz ayrılma düzenine bağlı olarak içten veya dıştan sıvı ayrılma hattı şeklinde olabilir. Bu reaktörler biyoteknolojide hava basınçlı fermentör olarak kullanılır. Ayrıca bu reaktörler gazın büyük miktarda kullanılmasını sağlar ve homojen akış bölgesi oluştururlar. Yüksek sirkülasyon hızı daha kısa karışma zamanını ifade eder ki bu önemli bir konsantrasyon gradiyenti eksikliği anlamına gelir.

Kabarcık kolon reaktörde gazın kalış zamanı reaktör uzunluğunun ve kabarcık yükselme hızının bir fonksiyonudur ki bu hız 3-10 mm çaplarındaki kabarcıklar için 20-30 cm/s'dir (Homojen Akış). Bu nedenle gaz kalış zamanları yüksek değerlerde bile kısadır. Bu çoğu durumlarda bir dezavantajdır ve gaz geri akışıyla giderilebilir. Şekil 2.4'de görüldüğü gibi aşağı akışlı kabarcık kolonda gaz, statik gaz girişinden geçerek



Şekil 2.3. Çevrimli reaktörler

kolonun üstünden beslenir ve meydana gelen kabarcıklar dolaşan sıvıyla aşağı doğru hareket eder. Kabarcık oluşması ve birleşmesi sonucu kolonun en üst kısmında gaz boşluğunun birikmemesi için sıvı hızı min. 21 cm/s olmalıdır. Aşağı akışlı kabarcık

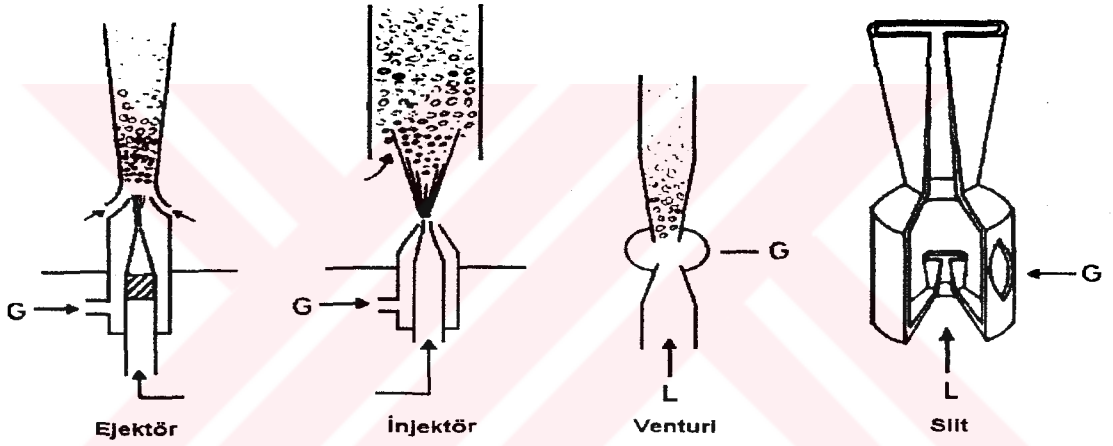


Şekil 2.4. Aşağı akışlı kabarcık kolon

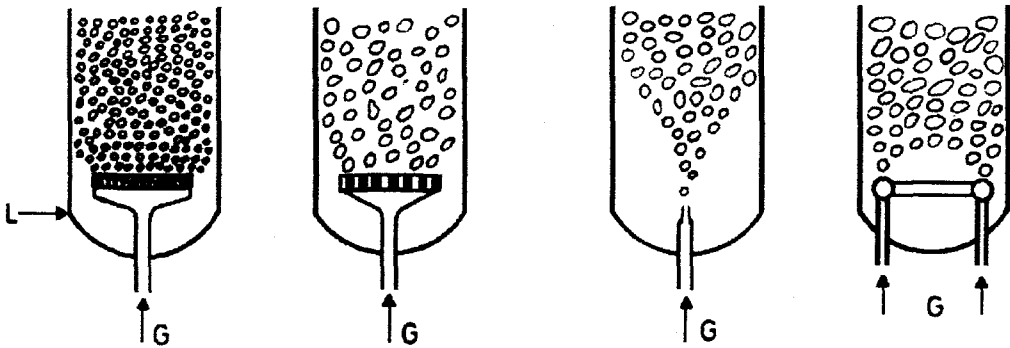
kolonun basit bir yapısı ve yüksek verime sebep olan gaz kalış zamanı gibi avantajları da vardır.

Gaz dağıtma sisteminin seçimi kabarcık kolon tipli biyoreaktörün performansı üzerinde büyük bir etkiye sahiptir. Kabarcıkların uzun bir yükseliş süresine sahip olduğu uzun reaktörlerde bile gaz dağılımının şekli ve gaz dağıtıcının yapısı, ara yüzey alanını ve bu nedenle de gazın (oksijenin) kütle transfer hızını etkiler. Bu durum da, kabarcıkların kaynaşmasına engel olan fermantasyon ortamı için özellikle önemlidir. Kabarcık kolonlarda ve biyomühendislik uygulamalarında kullanılan tipik gaz dağıtıcılar Şekil 2.5'de görülmektedir.

Dinamik gaz dağıtıcılar



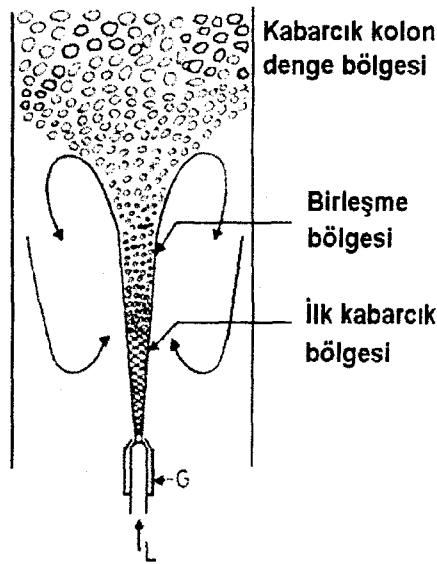
Statik gaz dağıtıcılar



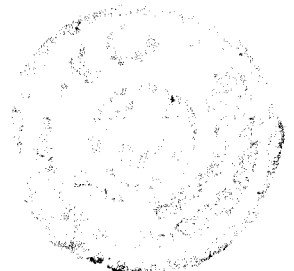
Şekil 2.5. Statik ve Dinamik gaz dağıtıcılar.

Sinterlenmiş ve delinmiş plakalar, tek delikli püskürteçler ve halka gaz dağıtıcılar gibi gözenekler ve delikler vasıtasıyla gaz akışını dağıtan elemanlara statik gaz dağıtıcılar denir. İki faz (gaz-sıvı) varlığında kullanılan püskürteçler ise dinamik gaz dağıtıcılar adını alırlar. Burada gaz, ince ve oldukça üniform bir kabarcık boyut dağılımı veren sıvı jetinin kinetik enerjisi vasıtasıyla dağıtılır. Tıkanma tehlikesi nedeni ile sinterlenmiş plakalar endüstriyel kullanım için tavsiye edilmezler. Ancak beklenen sonuçlar laboratuvar boyutlu kabarcık kolonlarında çeşitli maya ve bakteriyel fermantasyonlarda sinterlenmiş plaka gaz dağıtıcılar ile elde edilir. Ayrıca delikli lastik plakalar da sinterlenmiş plakalar gibi yüksek ara yüzey alanı oluştururlar.

Diğer taraftan, gaz-sıvı faz ara yüzeyi çok önemli bir dizayn kriteriyse ve kimyasal reaksiyon kütle transfer hızından daha hızlıysa o zaman daha etkili gaz dağıtım metotları düşünülmelidir. Gaz dağılımının en yüksek seviyesi, jet'lerle üretilen sıvı tazyiğini takip eden ve en son dönüşün bittiği yerdir. Çift jet akışlı gaz dağıtıcının prensipleri Şekil 2.6' da görülmektedir. Jetler önce gazın küçük ana kabarcıklara ayrıldığı yüksek enerji giderme bölgesini oluştururlar, sonra daha büyük kabarcıklar oluşturmak üzere birleşirler ve son olarak kabarcık çaplarının tespit edilebildiği denge bölgesini oluştururlar. Birleşmenin derecesi ve denge bölgesindeki kabarcıkların boyutu beslenen gaza ve sıvının özelliklerine bağlıdır. Bu ayrı bölgeler arasındaki kütle transfer performansı da farklı olup ayrı olarak hesaplanmalıdır.



Şekil 2.6. Jet içerisinde dağılan gazın prensipleri



2.2. Hidrodinamik Özellikler

2.2.1. Genel Özellikler

Kabarcık kolonlarında çok fazlı akışı karakterize etmek için makroskopik nicelikler olarak basınç düşüşü, tutulan gaz miktarı, sıvı hızı dağılımı, dispersiyon ve karıştırma özellikleri kullanılabilir. Basınç düşüşü reaktördeki sıvı ortamının hidrostatik yüksekliğine karşılık gelir ve gaz akışı vasıtasıyla enerji girişini hesaplamak için ihtiyaç duyulur. Kabarcık çapı ile tutulan gaz miktarı, birlikte gazın kütle transferi için geçerli olan gaz-sıvı ara yüzey alanını kesin olarak belirlerler. Ayrıca diğer bir önemli nokta ise sıvı sirkülasyon hızını hesaplamak için kullanılabilen radyal olarak tutulan gaz miktarının dağılımıdır. Özellikle biyoproseslerde, dispersiyon ve karıştırma özelliklerine ait bilgi önemlidir. Havalandırma genel olarak reaktöre giriş üzerinde tam olarak üniform olamayabilir. O zaman, biokütlenin oksijen ve substrat ihtiyacı karışma ile sağlanır.

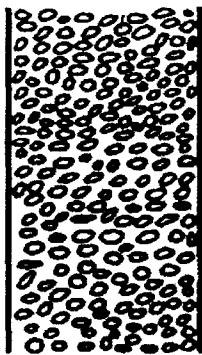
Kabarcık kolonlarının davranışlarını anlamak ve tanımlamak için kabarcık oluşumu, yükselen tek bir kabarcık etrafındaki sıvı akışı, yığındaki kabarcıkların etkileşimi gibi daha temel olaylara ihtiyaç duyulmaktadır. Böyle yaklaşımlar sadece birkaç özel durum için başarılıdır. Biyolojik sistemlerde iki fazın akışını karakterize etmek için çeşitli türbülans özellikler önerilmiştir. Güç ve türbülansın boyutu gibi nicelikler hakkındaki bilgi, korelasyon fonksiyonları, türbülans gücü, enerji tayfi böyle sistemlerde daha iyi bir kavrama imkanı sunmaktadır. Fakat mevcut olarak yukarıdaki niceliklerin verimli reaktör performansını nasıl etkilediği ve karıştırma süresi veya kütle transfer katsayısı gibi makroskobik özelliklerin tahmini için bu niceliklerin başarılı olarak nasıl kullanılabileceği hemen iyi bir şekilde anlaşılamaz. Ayrıca bundan başka, esas iş türbülansın oluşumu ve makroskobik dizayn parametreleri ile mikroskobik olaylar arasındaki ilişkiyi izah etmek ihtiyacı da duyulmaktadır.

Kabarcık kolonların basit yapılarına ve modifikasyonlarına rağmen, kabarcık kolonların dizaynı ve boyutlandırılması kolay bir iş değildir (Shah ve Deckwer, 1984). Bu durum kompleks akışkan mekaniği olayına ve sıvı özellikleri için sıvı dağılımındaki gazın büyük hassasiyetine atfedilmelidir. Bu nedenle, kabarcık kolonların dizayn

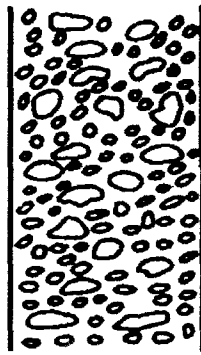
parametreleri için çoğu korelasyonlar tamamen deneyseldir. Bu nedenle, başka operasyon şartları için genelleştirme ve uygulama tehlikeli olabilir. Biyolojik kültür ortamına uygulandığı zaman da bu özellikle zordur. Burada, az miktardaki safsızlıklar ve az miktardaki metabolitler tutulan gaz miktarı, köpük oluşumu ve kütle transfer özellikleri üzerinde güçlü bir etki meydana getirebilirler. Bu nedenle, böyle kültür ortamı için korelasyonlar uygulandığı zaman bakım ve itina her zaman göz önüne alınmalıdır.

2.2.2. Akış Rejimleri

Düşük gaz akış hızlarında, yani $U_g \leq 5$ cm/s gibi, kabarcık boyutları daha çok üniormdur ve kabarcıkların yükseliş hızları yaklaşık olarak denktir. Bu durumda, etkili bir kaynaşma olmaksızın uniform bir yapıda yukarı doğru yükselen yığındaki kabarcıklar arasında hemen hemen hiçbir etkileşim yoktur. Bu akış rejimi **kabarcıklı** ya da yalancı **homojen akış** olarak adlandırılır. Çoğunlukla istenen bu akış rejiminde, gazın sadece belli bir maksimum miktarı kolon içerisinde taşınabilir. Uygun gaz çıkışı taşma noktası hesapları, kayma hızı fikri ve sürüklenmeli akış teorisinden tayin edilebilir. Kabarcıklı akış rejiminde taşınabilir gazın miktarı, eş yönlü sıvı akış hızı artırılarak önemli ölçüde artırılabilir. Böylece kabarcıklı akış kararlılık göstereceği diye tutulan gaz miktarı azaltılır. Yüksek sıvı sirkülasyonlu çevrim kabarcık kolonlarda kabarcıklı akış 5 cm/s' den daha yüksek gaz hızlarında gerçekleştirilebilir. Eğer gaz



Homojen Akış

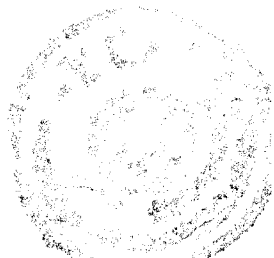


Heterojen Akış



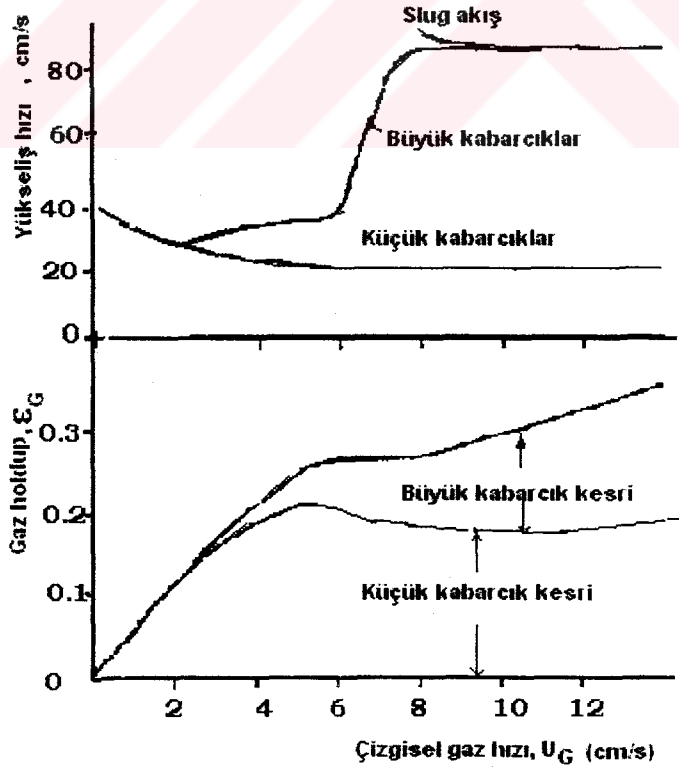
Slug Akış

Şekil 2.7. Kabarcık kolonlardaki temel akış türleri.



akışı taşıma noktası değerinin üstüne çıkarsa, batmayan daha büyük kabarcıklar oluşur ve **heterojen** veya **radyal-türbülent** akış meydana gelir. Kabarcıklı akışta oluşan küçük kabarcıklar ile birlikte bir arada bulunan büyük kabarcıklar yayık gibi bir dönme hareketinde baskın gelerek merkez çizgisine taşınırlar, Şekil 2.7. Yükselen büyük kabarcıklar, kolonda sıvı sirkülasyonuna neden olurlar. Bu nedenle, heterojen akışa yeniden sirküle edilmiş akış da denir.

Şekil 2.8'de hava-su sistemi için 10 cm çaplı bir kabarcık kolonunda küçük ve büyük kabarcıkların gaz tutulma verileri ve yükseliş hızları görülmektedir. Kabarcıklı akıştan heterojen akışa geçiş, Şekil 2.8 veya $U_G^* = U_G / \epsilon_G$ 'nin U_G 'ye karşı çizimi ile kabarcık yükseliş hızı U_G^* 'in keskin bir artışı vasıtasıyla, kolaylıkla fark edilebilir. Büyük kabarcıkların miktar kesri bağıl olarak küçük olduğu halde, yükseliş hızları yüksektir. Bu nedenle, yüksek gaz hızlarında, gazın büyük bir kısmı kütle transferi için yetersiz olan büyük kabarcıklar ve kabarcık kümeleri vasıtasıyla kolon içerisine



Şekil 2.8. Küçük ve büyük kabarcıkların tutulan gaz miktar kesirleri ve yükseliş hızları.

taşınır. Böylece güç girişine göre gaz faz dönüşümü ve oksijen transfer verimi belirgin olarak azalır.

Büyük kabarcıkların slug akış oluşumu için, kararlı hale geldiği küçük çaplı reaktörlerde özel bir durum meydana gelir. Şekil 2.8'deki, 8 cm/s' nin üzerindeki gaz hızlarında 80 cm/s civarındaki sabit yükseliş hızı U_G^* slug akış oluşumu sonucudur. Slug akış sadece küçük çaplı kule reaktörlerde meydana gelir ve endüstriyel boyutlu kabarcık kolonlar için geçerli değildir. Ancak, oldukça yüksek viskoziteli Nevtonien ve non-Nevtonien kültür ortamı için, kolon çapı 30 cm kadar geniş olsa bile kabarcık slugları bulunabilir.

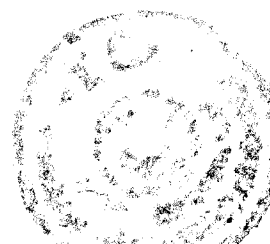
Akış rejiminin tipi sadece gaz akış hızına değil ayrıca gaz dağıtıcı dizaynı, fizikokimyasal özellikler ve sıvı hızı gibi parametrelere de bağlıdır. Süspansiyon halindeki katıların varlığı da bir akış rejiminden diğerine geçişi etkileyebilir. Oldukça yüksek viskoz ortamda 5 cm/s' den daha küçük gaz hızlarında büyük kabarcıklar oluşabilir. Ortalama delik boyutları yaklaşık 200 μ m' den daha küçük olan delikli gaz dağıtıcılar 5 cm/s gaz hızlarından 8 cm/s' ye kadar çoğu kez kabarcıklı akışı gösterirler. Diğer taraftan, eğer delikli plakalar veya 1 mm' den daha geniş çaplı olan tek ve çok delikli dağıtıcılar gibi statik gaz dağıtıcılar kullanılırsa, homojen akış sadece çok düşük gaz akış hızlarında gerçekleştirilebilir.

2.2.3. Basınç Düşüşü

Dikey olarak gaz dağıtan reaktörlerdeki basınç düşüşü, sıvı durgunluğu ve cidar sürtünmesinden dolayı ihmal edilebilir. Bu nedenle toplam basınç düşüşü gaz dağıtıcı (ΔP_s) ve sıvının hidrostatik yüksekliği (ΔP_L) vasıtasıyla oluşan düşüşlerin toplamıdır.

$$\Delta P = \Delta P_s + \Delta P_L \quad (2.1)$$

Genel olarak, $\Delta P_L \gg \Delta P_s$ ' dir. Kolon boyunca oluşan basınç profili tutulan gaz miktarını belirlemek için avantajlı bir şekilde kullanılır ve aşağıdaki denklemle ifade edilir.



$$P(z) = P_T [1 + \alpha(1 - z)] \quad (2.2)$$

Burada, P_T ; reaktördeki toplam basınç, z ; boyutsuz eksenel koordinat ($z = x/L$) ve α maksimum hidrostatik yüksekliğin P_T ye oranıdır.

$$\alpha = \frac{\rho_L (1 - \varepsilon_G) g \cdot L}{P_L} \quad (2.3)$$

Burada g ; yerçekimi ivmesi, ε_G ; tutulan gaz miktarı, ρ_L ; sıvı yoğunluğu ve L ; dispersiyon yüksekliğidir.

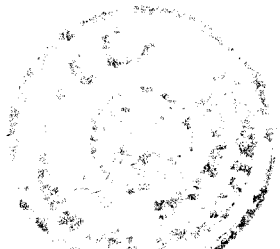
2.2.4. Enerji Girişi

Kule tipi bir reaktördeki güç girişi operasyon şartlarını değiştirmek önemli bir niceliktir. Üstelik güç girişi, hidrodinamik ve oksijen transfer verimlilikleri gibi kütle transfer parametrelerini ilişkilendirmek için sıklıkla kullanılır. Statik gaz dağıtıcılar kullanılması durumunda, reaktör içine transfer edilen enerji, gaz akışının kinetik enerjisi ve basınç düşüşünden kaynaklanan sıkışma enerjileridir. Bu durumda, gaz akışı vasıtasıyla giren enerji aşağıdaki eşitlikle verilir.

$$P_G = V_G \rho_G [RT \ln(1 + \alpha) + U_{G_0}^2 / 2] \quad (2.4)$$

Burada, V_G ; hacimsel gaz akış hızı, ρ_G ; gaz yoğunluğu, R ; özel gaz sabiti, T ; mutlak sıcaklık ve U_{G_0} ; gaz dağıtıcı deliklerindeki gaz hızıdır. α ise eşitlik (2.3)'teki gibi tanımlanır. Dinamik gaz dağıtıcılar kullanılması durumunda, birde sıvı jeti vasıtasıyla güç girişini de hesaba katmak gerekmektedir.

$$P_L = \frac{8}{\pi^2} \frac{V_{LN}^3}{D_N^4} \rho_L \quad (2.5)$$



Burada, D_N ; püskürteç çapı ve V_{LN} ; sıvı akış hızıdır. Son zamanlardaki gelişmelerde KOLMOGOROF'un izotropik türbülans teorisinin kolon fermentörlerin çeşitli parametrelerini ilişkilendirmek için faydalı bir araç olduğu bulunmuştur. Bu teoride özgül enerji dönüşüm hızı (kütleye dönüşüm) önemli bir rol alır. Özgül enerji dönüşüm hızı ω yaklaşık olarak aşağıdaki gibi verilir.

$$\omega = V_G \Delta P / M_R \quad (2.6)$$

ancak bu eşitlik kabarcık kolonlar için,

$$\omega = U_G g \quad (2.7)$$

şekline indirgenebilir.

2.2.5. Gaz Tutuş Kesri (Gaz Holdup)

Gas holdup terimi bir gaz-sıvı sistemi içerisinde tutulan gazın miktarını ifade etmek için kullanılır ve aşağıdaki gibi ifade edilmektedir.

$$\varepsilon_G = \frac{L_B - L_R}{L_B} \quad (2.8)$$

$$\varepsilon_L = \frac{L_R}{L_B} \quad (2.9)$$

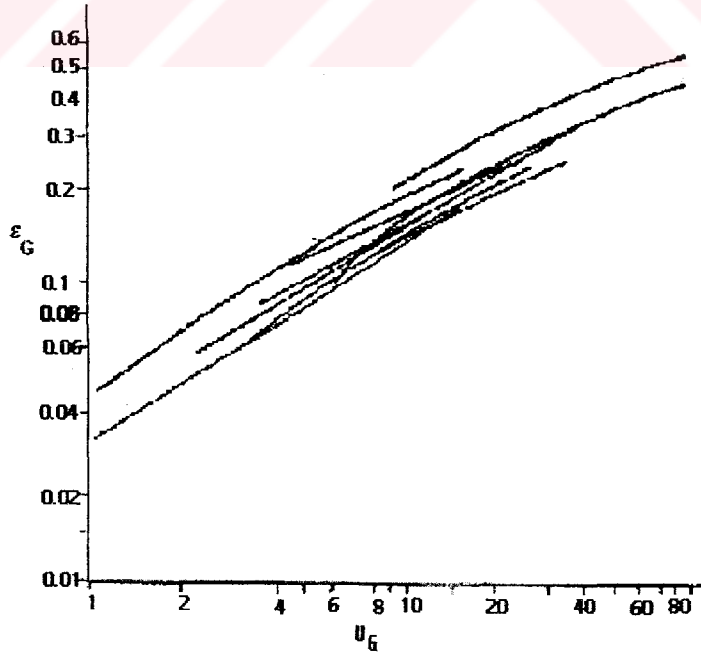
Burada L_B ; havalandırma yapılmadan önceki sıvı yüksekliği, L_R ise havalandırılmış sıvı yüksekliğidir ve herhangi diğer bir fazın varlığında $\varepsilon_G + \varepsilon_L = 1$ dir. Gaz ve sıvı için hold-up değerleri zamana ve konuma bağlı olarak değişmektedir (Deckwer, 1985). ε_G esas olarak gaz çıkışına, gaz dağıtıcı dizaynına ve fizikokimyasal özelliklere bağlıdır. Eğer kolon çapı kabarcık çapına kıyasla oldukça büyük ise, yaklaşık 40 kat, kolon çapı belirgin bir etkiye sahip değildir. Bu yaklaşım $D_R \geq 10$ cm için

geçerlidir. Gaz hızı U_G 'nin ε_G üzerine etkisi basit olarak aşağıdaki gibi ifade edilebilir.

$$\varepsilon_G \propto U_G^n \quad (2.10)$$

Düşük gaz hızlarında ve gözenekli gaz dağıtıcılar kullanılması durumunda kabarcıklı akış hakim olur. O zaman üs durumundaki n , 0.7-1.2 arasında değerler alır. Daha yüksek gaz akış hızlarında meydana gelen heterojen (radyal türbülent) akış varsa ve tek veya çok püskürteçli gaz dağıtıcılar kullanılıyorsa n , 0.5-0.7 arasındadır. Şekil 2.9, 5.5 m'ye yakın çapı olan büyük ölçekli kabarcık kolonlarda su ve çeşitli sulandırılmış sistemler için ölçülen sonuçları içeren verileri göstermektedir. Burada akış baştan başa heterojendir ve eşitlik (2.10)'da ki n ise 0.6'dır.

Tutulan gaz miktarı kolayca ölçülebilen bir niceliktir. Bu nedenle, çok sayıdaki veri literatürden ve ε_G için önerilmiş birçok korelasyondan temin edilebilir, (Shah vd., 1982). Tavsiye edilen korelasyonlardan biri Akita ve Yoshida'nın korelasyonudur.



Şekil 2.9. Radyal türbülent akış için gas holdup'ın gaz akış hızı ile değişimi

$$(0.2 \text{ m} \leq D_R \leq 5.5 \text{ m})$$

$$\frac{\varepsilon_G}{(1-\varepsilon_G)^4} = 0.2 \left(\frac{gD_R \rho_L}{\sigma} \right)^{1/8} \left(\frac{gD_R^3}{v_L^2} \right)^{1/12} \frac{U_G}{\sqrt{gD_R}} \quad (2.11)$$

Bu korelasyonda kolon çapı D_R sadece boyutsuz şekilde ölçülmüş bağımsızlığı ifade etmek için yer almaktadır. Ayrıca literatürde farklı korelasyonlar mevcuttur.

2.2.6. Kabarcık Özellikleri ve Kabarcık Yığın Dinamiği

Kabarcık çapı, kabarcık yükselme hızı, kabarcık boyut dağılımı ve kabarcık hız profilleri kabarcık kolon performansı üzerinde doğrudan bir etkiye sahiptir. Kabarcık toplulukları ya ortalama kabarcık çapı,

$$d_B = \frac{\sum n_i d_{Bi}}{\sum n_i} \quad (2.12)$$

ya da hacmin yüzeye oranı ile verilen ortalama çap,

$$d_S = \frac{\sum n_i d_{Bi}^3}{\sum n_i d_{Bi}^2} \quad (2.13)$$

yardımıyla karakterize edilir. Bu niceliklerden ikincisi spesifik ara yüzey alanı a ile direkt olarak ilişkilendirilebilir.

$$a = \frac{6\varepsilon_G}{d_S} \quad (2.14)$$

Literatürde d_S için farklı korelasyonlar mevcuttur ancak biyolojik ortamlar için bu korelasyonlardan herhangi birini önermek hemen hemen mümkün değildir. Çünkü kabarcık boyut dağılımları σ_L , μ_L ve ρ_L gibi sıvı faz özelliklerine, gaz hızına ve gaz dağıtıcı dizaynına bağlıdır. Bu bağımlılığın karmaşıklığı, d_S ve kütle transferi üzerine anlaşılır verilerden ayırt edilebilir.

Kabarcık kaynaşması ve ayrışması, kabarcık yığın dinamiğini anlamada önemli olaylardır. Özellikle, kabarcık kaynaşması tüm gazın alttan dağıtıldığı uzun ve kademeleri olmayan biyoreaktörlerin boyutlandırılmasında olumsuz bir etkiye sahiptir. Yüksek kabarcık yoğunlukları için, yüksek gaz hızlarında, kaynaşma etkilidir. Kabarcıklı akıştan heterojen akışa geçişin, kabarcık kaynaşmasının bir sonucu olduğu ifade edilmektedir (Calderbank vd., 1964). Ayrıca aynı kişiler, iki kabarcık merkezi arasındaki uzaklık ile ortalama çapın oranı 2' den küçük ise kaynaşmanın meydana geldiğini göz önünde tutmuşlardır. Kabarcık yığınlarındaki kaynaşmanın mekanizması henüz tam olarak anlaşılmadığı halde, kaynaşma hızının sıvı fazın bileşimi ve sıvı fazın fiziksel özellikleri vasıtasıyla gerçekten değiştiği ileri sürülmüştür.

Yüksek viskoziteli ortamda kaynaşma hızı yüksektir, gerçekten küresel kabarcıklar ve kabarcık kümeleri çok düşük gaz akış hızlarında bile gözlemlenebilir. Oldukça yüksek viskoziteli ortamdaki hızlı kaynaşma bir "overtaking" mekanizması ile gerçekleşir. Düşük viskoziteli sıvılarda, örneğin alkol çözeltileri ve elektrolitler gibi, yüzey gerilim kuvvetleri ve gaz dağıtıcıya yüklenen ilk kabarcıkların boyutu önemli bir rol oynar. Kaynaşmanın saf sıvılarda daha kolayca meydana geldiği sanılmaktadır. Bu durumda, ara yüzey hareketlidir ve kabarcıklar arasındaki sıvı filmi bir germe prosesi vasıtasıyla kopma noktasını hızlıca daraltabilir. Alkol çözeltileri, elektrolitler vb. ortamlarda, safsızlıkları olan sıvılarda gerginleşen film, indirgenmiş filmin incelme hızını kontrol eden ara yüzey gerilim kuvvetleri vasıtasıyla karşılanır. Köpük önleyici vasıtaları içeren çeşitli maddelerin etkisi biyoteknolojik prosesler için incelenmiştir.

Kolon içerisinde ilave basamaklar olmaksızın uzun kabarcık kolonlar, kabarcıkların hızlı bir şekilde kaynaşma eğilimi gösterdiği fermantasyonlar esnasında elbette ki kullanılmalıdır. Kaynaşma dıştan veya içten çevrim vasıtasıyla sıvı akış hızı artırılarak belli bir noktaya kadar zorlanabilir, (Weiland ve Onken 1981). Ancak, basamak içeren bir kolonun kullanımı veya karıştırıcı gibi hareket eden kısımlar vasıtasıyla mekanik enerjinin girişi daha etkili olacaktır.

Yığın içindeki kabarcıkların yükselme hızı U_G^* aşağıdaki şekilde verilmektedir.

$$U_G^* = \frac{U_G}{\varepsilon_G} \quad (2.15)$$

bağıl kabarcık hızı gaz ve sıvının birlikte akışı için aşağıdaki eşitlikten bulunur.

$$U_{BS} = \frac{U_G}{\varepsilon_G} - \frac{U_L}{1 - \varepsilon_G} \quad (2.16)$$

tekli kabarcıkların terminal yükseliş hızı genelde bir korelasyon parametresi olarak da kullanılır (Clift vd., 1978).

2.2.7. Karışma

Kolon biyoreaktörlerdeki toplam karışma etkileri ve her faz için difüzyonlu taşınımına ait Fick kanununa benzer şekilde belirlenen dispersiyon katsayısı ile uygun bir şekilde tanımlanmaktadır.

2.2.7.1. Sıvı Faz Dispersiyonu

Sıvı faz dispersiyon (dağılım) katsayısını hesaplamak için aşağıdaki korelasyon önerilmektedir (Deckwer, 1974).

$$D_L = 0.678 U_G^{0.3} D_R^{1.4} \quad (2.17)$$

König ve arkadaşları sıvı faz dağılımının davranışını kabarcık kolon reaktöründe sıvı faz olarak alkol çözeltisi ve gözenekli gaz dağıtıcı kullanarak incelemişlerdir. Bulunan değerlerin biyolojik sistemlere uygun olabileceğini gözlemlemişlerdir. Çok küçük çaplar için ($d_s < 1\text{mm}$) sıvının çoğu gaz-sıvı ara yüzeyine bağlanır ve düşük basınca sebep olan kabarcıklarla yukarı taşınır ve şiddetli bir girdaba yol açar. Kabarcık çapı d_s 'in (1-3 mm aralığında) orta değerlerinde son derece düşük dağılım yüksekliği değerlerine sebep olan kabarcıklı akış etkili olur. Büyük kabarcık çapları için akış, yüksek dağılım yüksekliği değerlerini veren heterojen akıştır.

Fermantasyon teknolojisinde dispersiyon katsayısından ziyade karışma süresi ilgi uyandırır. Hem karışma süresi hem de dispersiyon katsayısı, dispersiyon modelinin geçiş çözümü vasıtasıyla direkt olarak ilişkilendirilebilir. Ancak, karışma süresi homojenliğin kesin bir değerine atfedilmektedir.

2.2.7.2. Gaz Faz Dispersiyonu

Gaz faz dispersiyonu üzerine veriler azdır ve önemli ölçüde dağılıma bağlıdır. Dikkatli ölçümlerin değerlendirilmesi ile gaz faz dispersiyonunun kolon çapından başka esas olarak kabarcıkların yükselme hızına da bağlı olduğu ifade edilmiştir (Mangartz ve Pilhofer, 1980). Bu şahıslar gaz faz dispersiyon katsayısını hesaplamak için aşağıdaki korelasyonu önermişlerdir.

$$D_G = 50D_R^{1.5} (U_G / \varepsilon_G)^3 \quad (2.18)$$

Bu korelasyon diğer aştırmacılar tarafından, daha büyük kabarcık kolonlar için uygun görülmüştür.

Gaz faz dispersiyon katsayıları özellikle büyük çaplı kolonlar için yüksektir ve sıvı fazın dispersiyon katsayısından daha büyüktür. Ancak, kabarcık kolon performansı üzerine gaz faz dispersiyonunun etkisi daha yeni yeni hesaba katılmıştır. Eğer gaz faz dönüşüm (oksijenin sıvı faz tarafından alımı) hızı yüksek ise, büyük boyutlu kabarcık kolon nedeniyle gaz fazdaki dispersiyon kule biyoreaktör performansı üzerinde belirgin bir etkiye sahip olmaktadır.

2.3. Kütle Transferi

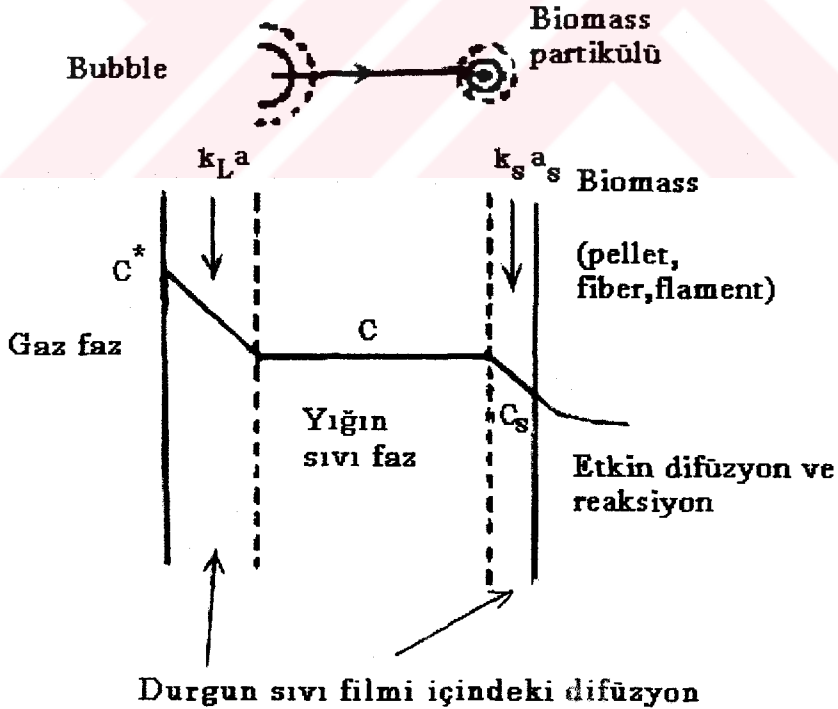
Aerobik fermantasyonların değişikliğinde önemli bir problem hava kabarcıklarından oksijenin reaksiyon bölgesine taşınmasıdır yani biokütle kültür (bakteri kültürü) ortamında süspans haldedir. Oksijen transferinin birçok biyolojik proseste etkin bir rol oynamasının önemli nedenlerinden biri O_2 çözünürlüğünün düşük oluşuna dayandırılan fermantasyon sıvısının sınırlanmış oksijen kapasitesidir. Tipik üç

fazlı biyolojik bir sistemdeki oksijen transfer yolu Şekil 2.10'da şematik olarak görülmektedir. Elbette ki durum, katalitik çamur reaktörlerde karşılaşılan durumla tamamen eşdeğerdir.

Oksijen biokütle partikülleri tarafından tüketilmeden önce çeşitli fiziksel dirençler aşılmalıdır. Basit film teorisine dayanarak aşağıdaki muhtemel dirençler olabilir:

- Kabarcıklar ve biokütle partikülleri (tabletler, flokülantlar, lifli veya filaman haldeki maddeler) etrafındaki sıvı filmler içindeki difüzyon ,
- Biokütle partiküllerinin iç tarafındaki reaksiyon tarafından tüketime benzer olarak etkin iç difüzyon.

Son olay pratik olarak mühendislik ölçüleri bakımından etkili olmayabilir. İç taraftaki difüzyon ve biyolojik sistemlerdeki reaksiyonun etkileşimi, heterojen katalizörün davranışına benzer şekilde bir davranışta bulunuyor olabilir (Kobayashi vd., 1973). Diğer taraftan, operasyon şartları ve hidrodinamik akış durumu hem



Şekil 2.10. Biyolojik reaktörlerde kütle transfer direnci.

kabarcıklar hem de biokütle tanecikleri etrafındaki sıvı filmleri içindeki oksijen transferi üzerinde belirgin bir etkiye sahiptir.

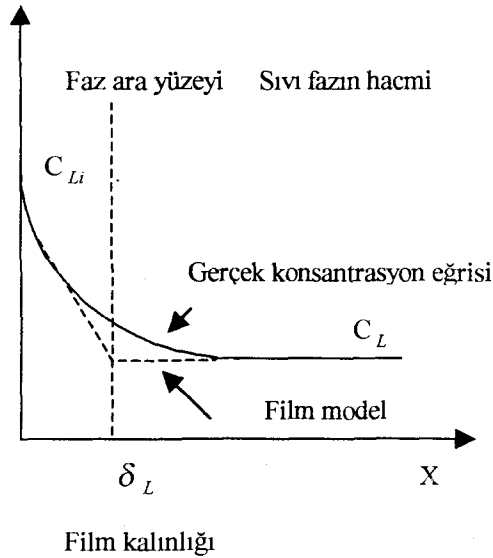
2.3.1. Kütle Transferinde Film Teorisi

Bir madde yığın fazdan ara yüzeye veya tersi olarak taşındığı zaman bu olay bilinen kütle transferidir. Genellikle kütle akısı J , yığın konsantrasyonu C ve partikül durumdaki ara yüzey konsantrasyonu C_i arasındaki konsantrasyon farkı ile orantılıdır. Akı ile konsantrasyon farkı arasındaki orantı sabiti de kütle transfer katsayısı olarak bilinir.

$$J = k (C_i - C) \quad (2.19)$$

Burada, kütle transfer katsayısı k , sıvı ya da gaz tarafının konsantrasyonuna bağlı ise L veya G indisini alır.

Bir sıvının faz ara yüzeyinin çevresindeki gerçek konsantrasyon eğrisi Şekil 2.11' de görülmektedir.



Şekil 2.11. Gerçek konsantrasyon eğrisi ve kütle transferi için film model.

Mikroskopik örnek, çok iyi bilinen ve ara yüzeyde laminar akışta veya sabit ve hareketsiz film olduğunda ve böylece bütün kütlenin sadece difüzyon yoluyla düşey olarak film içerisinden transfer edildiğine dayanan film teorisi ile ortaya çıkmaktadır. Sadece difüzyona dayanan damla konsantrasyonunun yerini tutan bölge film olarak kabul edilmekte ve δ film kalınlığı olarak alınmaktadır. Bundan dolayı sıvının kütle transfer katsayısı,

$$k_L = \frac{\text{Difüzyonakısı}}{\text{Konsantrasyonfarkı}} = \frac{-D_L \frac{\partial C_L}{\partial x}}{C_{Li} - C_L} \quad (2.20)$$

şeklinde yazılabilir.

Burada C_L ; sıvı fazın konsantrasyonudur. Film modelinde,

$$\frac{dC_L}{dx} = \frac{-C_{Li} - C_L}{\delta_L} \quad (2.21)$$

ifadesi geçerlidir. Buradan da,

$$k_L = \frac{D_L}{\delta_L} \quad (2.22)$$

sonucu çıkarılabilir.

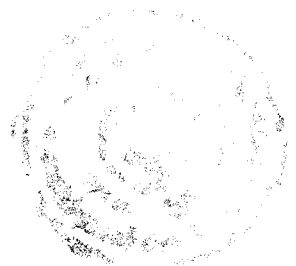
Şekil 2.12’de film model kavramlarının konsantrasyon profilleri gösterilmiştir.

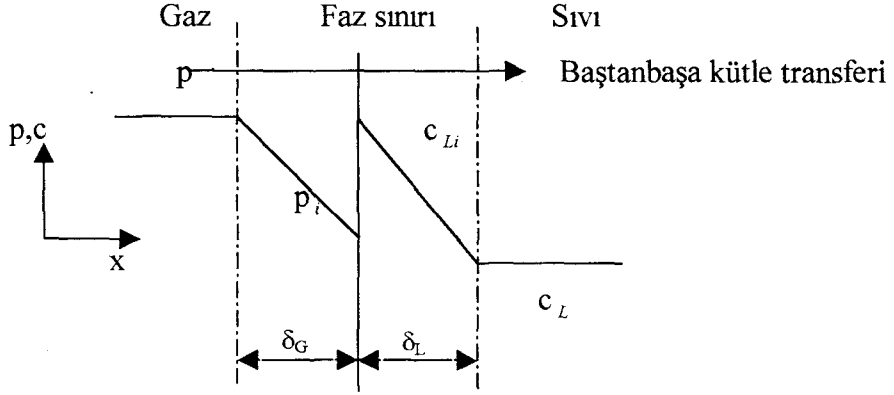
Şekil 2.13’de ise (p,c) operasyon noktaları ile devamlı bir absorpsiyon kolonunun çalışma diyagramı gösterilmiştir. Akılar,

$$J_L = k_L (C_{Li} - C_L) \quad (2.23)$$

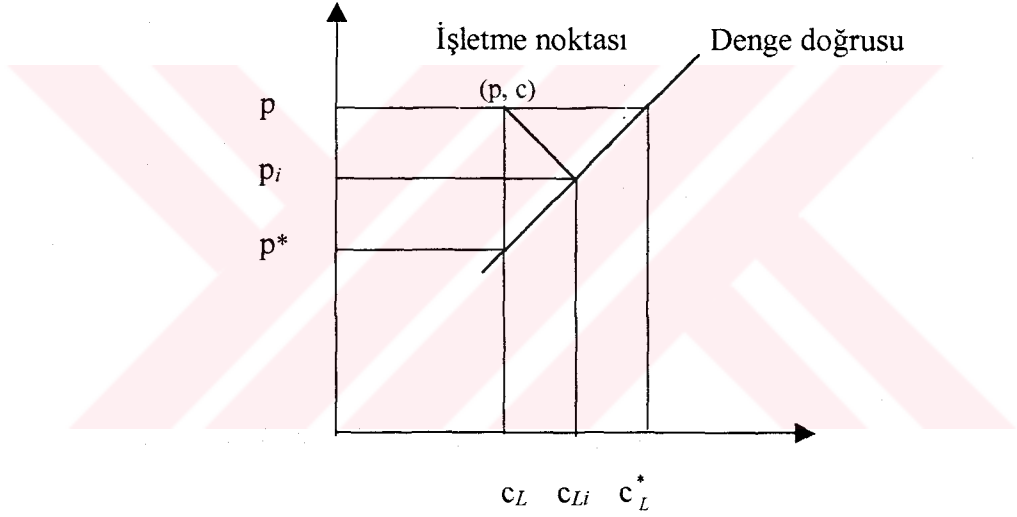
$$J_G = k_G (p - p_i) \quad (2.24)$$

şeklindedir.





Şekil 2.12. İki film modelinin konsantrasyon profili.



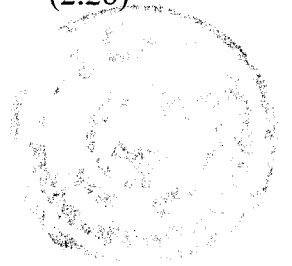
Şekil 2.13. Sürekli absorblama için denge diyagramı.

Sabit durum şartlarının sonucu olarak aşağıdaki ifade ortaya çıkar,

$$J_L = J_G = J \quad (2.25)$$

Gaz-sıvı ara yüzeyi kendiliğinden dengede olduğu durumlarda Henry kanunu geçerlidir.

$$p_i = H c_{Li} \quad (2.26)$$



O zaman bilinmeyen yüzeye ait konsantrasyonlar (2.23) ve (2.24) eşitliklerinden elimine edilerek yüzeye ait akı,

$$J = K_L(C_L^* - C_L) \quad (2.27)$$

şeklinde verilebilir.

Sıvı faz esasına dayanan toplam kütle transfer katsayısı,

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{Hk_G} \quad (2.28)$$

ile ifade edilir.

Gaz hacmi ile dengedeki sıvı faza ait konsantrasyon C_L^* ,

$$C_L^* = p/H \quad (2.29)$$

Benzer şekilde konsantrasyon farkı gaz fazla da ilgilidir.

$$J = K_G(p - p^*) \quad (2.30)$$

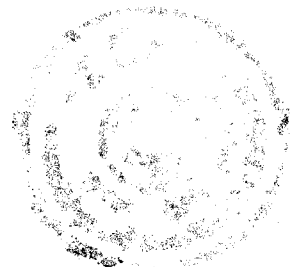
İle

$$p^* = HC_L \quad (2.31)$$

ve gaz tarafındaki toplam kütle transfer katsayısı,

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L} \quad (2.32)$$

ile gösterilir.



Eşitlik (2.32), toplam gaz transfer direncinin gaz fazındaki direnç ile sıvı fazındaki direncin toplamına eşit olduğunu ifade etmektedir. Bireysel akış hızları ayrı ayrı meydana gelirse her bir terim doğrusal olması nedeniyle toplanabilirlik kanunları uygulanabilir.

2.3.2. Sıvı-Katı Kütle Transferi

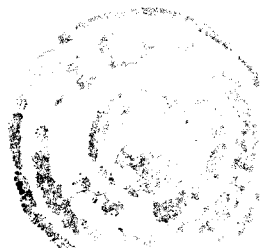
Sıvı faz yığınının kabarcık kolonlardaki süspanse edilmiş katı partiküllerin dış yüzeyine ait taşınım olayındaki kütle transfer katsayıları, k_s , çeşitli şartlar için ölçülmüştür. Bu verilerin biokütle partikülleri etrafındaki sıvı filmine ait kütle transferi için de uygulanabildiği sanılmaktadır. Schmidt sayısının ($137 \leq S_c = \nu / D \leq 50000$) değişim aralığına yayılan ve daha viskoz ortam için verileri içeren kütle transfer katsayısı, k_s için uygun bir korelasyon önerilmiştir,

$$\frac{k_s d_p}{D} = 2 + 0.545 \left(\frac{\nu}{D} \right)^{1/3} \left(\frac{\omega d_p}{\nu^3} \right)^{0.264} \quad (2.33)$$

Burada, d_p ; katı partiküllerin çapı, D ; yayınlık, ν ; kinematik viskozite ve ω ; (2.7) eşitliğinden hesaplanan özgül enerji dönüşüm hızıdır.

2.3.3. Gaz-Sıvı Kütle Transferi

Kule biyoreaktörlerdeki gaz-sıvı kütle transfer hızını hesaplamak için, sıvı tarafındaki kütle transfer katsayısı k_L ve özgül ara yüzey alanı a' dan türetilen sıvı tarafı hacimsel kütle transfer katsayısı $k_L a'$ yı bilmek yeterlidir. Biyoteknolojide konu ile ilgili gazlar için gaz tarafın dirençleri kütle transferi için ihmal edilebilecek kadar küçüktür. Çözünmüş gaz reaktanın hızlı reaksiyonundan dolayı absorpsiyon, biyolojik reaksiyonlar için beklenemeyeceğinden dolayı ürünün kendisini oluşturan bireysel bileşenlerine ayırmak için $k_L a'$ ya ihtiyaç yoktur (Alper vd., 1980). Ancak, incelenen



sistem için sıvı tarafın kütle transfer katsayısı k_L 'nin değerini bilmek genel olarak faydalıdır.

2.3.3.1. Sıvı Tarafın Kütle Transfer Katsayısı

Kütle transfer katsayısı k_L güçlü bir şekilde kabarcık yüzeyinin türüne bağlıdır; çok küçük kabarcıklar, düşük k_L değerlerindeki sonuç olan rijit küreler gibi davranırlar. Böylesine küçük kabarcıklar ($d_B < 2.5$ mm) için k_L değerleri aşağıdaki deneysel korelasyon tarafından tayin edilebilir.

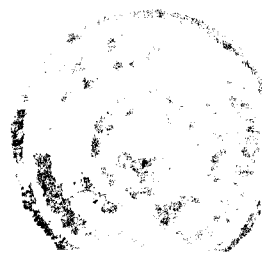
$$k_L = 0.31 \left(\frac{(\rho_L - \rho_G) \mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_L}{D \rho_L} \right)^{-2/3} \quad (2.34)$$

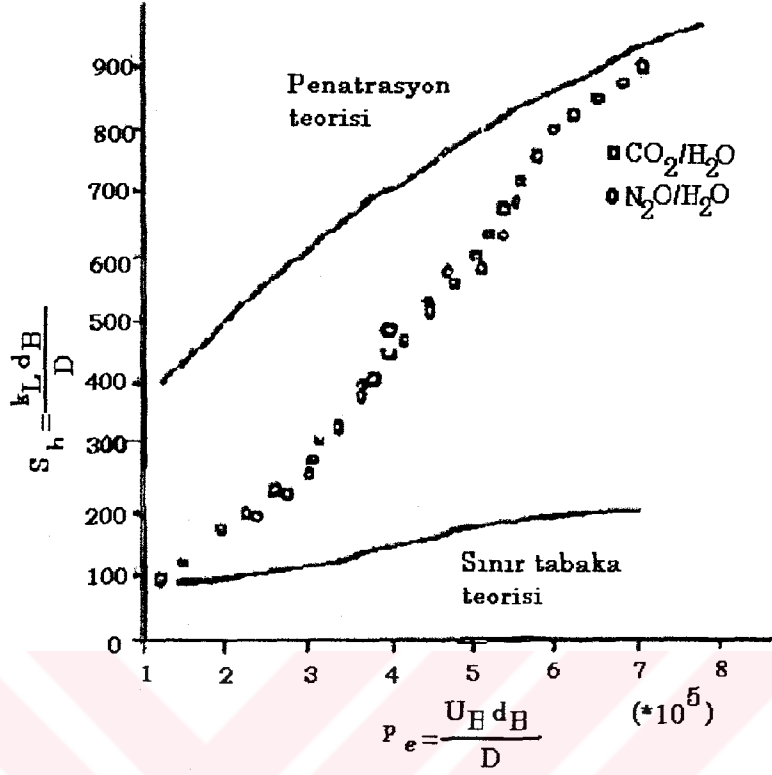
Daha büyük kabarcıklar için yüzey rijit değildir fakat, deforme haldedir ve kısmen sarkaç şeklinde sallanır. Bu nedenle, daha yüksek k_L değerleri gözlemlenir. $d_B > 2.5$ mm için yukarıda bahsedilen yazarlar aşağıdaki eşitlik vasıtasıyla k_L 'yi hesaplayabilirler.

$$k_L = 0.42 \left(\frac{(\rho_L - \rho_G) \mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_L}{D \rho_L} \right)^{-1/2} \quad (2.35)$$

(2.34) ve (2.35) eşitliklerinde k_L , cm/s birimindedir. (2.35) eşitliği büyük kabarcıklar durumunda kullanılmaktadır.

Kabarcık kolonlarda kabarcık boyutu, genellikle 1-5 mm arasında değişmektedir ve bu nedenle k_L değerleri önemli ölçüde değişim gösterir ve genel olarak 0.01-0.03 cm/s aralığında değerler alır. Tekli kabarcık ölçümleri sonucu elde edilen verilere ait boyutsuz sonuçları içeren bir grafik Şekil 2.14'de verilmiştir. Kabarcık kolonlarında karşılaşılan Peclet sayılarının değişimi için Sherwood sayısı geniş bir aralık üzerinde değişir. Non-newtonien davranış gösteren yüksek viskoziteli sıvılar için aşağıdaki korelasyon önerilmiştir,





Şekil 2.14. Tekli kabarcıklar için Peclet sayısının bir fonksiyonu olarak Sherwood sayısının değişimi.

$$k_L = 4.510^{-3} \bar{U}_G^{-0.08} \mu_{eff}^{-0.32} \quad (2.36)$$

burada $\bar{U}_G$ ortalama gaz hızı (cm/s) ve μ_{eff} etkin mutlak viskozite (Pa s)' dir.

2.3.3.2. Hacimsel Kütle Transfer Katsayısı, $k_L a$

Sıvı tarafın kütle transfer katsayısı k_L ve özgül ara yüzey alanı a 'nın çarpımı hacimsel kütle transfer katsayısı ($k_L a$) olarak bilinir. Bazı durumlarda kütle transfer özellikleri tek başına k_L ile karakterize edilebilir ve gaz-sıvı reaktör dizaynında sadece bu faktör temeldir. Bu gaz tarafın kütle transfer direncinin ($1/k_G H$) önemsiz olmasından dolayıdır böylece ayrı k_L ve a değerlerine ayırmaya gerek yoktur. Bu nedenle deneysel olarak kolayca bulunan $k_L a$, kütle transferine oranla yavaş bir reaksiyon için sadece

temel bir özelliktir. Ancak asıl reaksiyon tarafında ara yüzey alanını tıkayan hızlı ve anlık reaksiyonlar için yer değişirler.

Kabarcık kolonlar hızlı reaksiyonlar için kullanılabilirler de daha çok yavaş reaksiyonlu absorpsiyon sisteminde meydana gelen gaz-sıvı prosesleri için tercih edilirler. Diğer birçok absorplayıcılarla karşılaştırıldığında kabarcık kolonlar yavaş reaksiyonlu sistemde uygun miktarda sıvıyı temin etmektedir.

Yavaş reaksiyonlu absorpsiyon birçok biyoteknolojik proseslerde ve katalizörün süspanse halde olduğu reaksiyonlarda meydana gelir. Katalizör veya biokütle partiküllerinin çapı ara yüzey alanındaki film kalınlığından daha az olduğu zaman sadece artma faktörleri ($E \gg 1$) bulunur.

Reaktördeki konsantrasyon farkının tanımı, $k_L a$ değerleri absorpsiyon hızları ölçümünden veya reaktördeki bileşenlerin konsantrasyon değerlerinden hesaplandığı zaman çok önemli olur çünkü konsantrasyon farkı partiküllerdeki karışmanın ve farklı hidrodinamik özelliklerin bir fonksiyonudur. Genel olarak absorpsiyon hızı aşağıdaki gibi tanımlanır.

$$R_A a = k_L a (C_L^* - C_L) = k_L a \Delta C_L \quad (2.37)$$

Ölçülen absorpsiyon hızı $R_A a$ için, ΔC_L en düşük değere sahipken sıvının tamamen karıştığı varsayımından max. $k_L a$ değerleri meydana gelir. Eğer tapa akış özellikleri önceden bilinirse ortalama konsantrasyon itici kuvvet en büyük değere ulaşır ve min. $k_L a$ değeri elde edilir. Bu nedenle, literatürdeki $k_L a$ verileri kullanıldığında kalış zamanı özellikleri ve bu verilerin planlanmış geometrik düzene uygunlukları ve beklenen çalışma şartları dikkatle kontrol altına alınmalıdır. Gerçek konsantrasyon farklarının formülasyonundaki belirsizlik, literatürde bulunan $k_L a$ değerlerinin geniş bir aralığı için ana sebeplerden biridir.

$k_L a$ üzerine birçok inceleme ve çok sayıda veri bulunabilir. Ancak, aynı veya benzer şartlar için rapor edilen veriler genelde oldukça farklıdır. Bu farklılık için

kullanılan tayin yöntemlerinin farklı oluşu sebep olarak gösterilebilir. Hacimsel kütle transfer katsayıları gaz hızına ve kullanılan gaz dağıtıcıya bağlıdır. Gerçekte kütle transfer katsayıları fizikokimyasal özelliklere çok duyarlıdır, özellikle de birleşmeye yardım eden veya birleşmeyi engelleyen fizikokimyasal özelliklere. Kolon çapı küçük ($D_R \leq 15$ cm) olduğu sürece kolon çapı da bazı etkiler sergileyebilir. Bazı araştırmacılar dispersiyon yüksekliğinin ve sıvı hızının etkisini de ortaya koymuşlardır (Deckwer vd., 1983). Sıvı akış hızı ($U_L \leq 10$ cm/s) üzerine $k_L a$ 'nın etkisinin olmadığı, kolon girişindeki konsantrasyon yükselişini doğru bir şekilde açıklayan bir dispersiyon modeli kullanıldığı zaman gözlemlenebilir. Deneysel olarak $k_L a$ verileri arasında ilişki kurmak için en basit form aşağıdaki gibidir. Burada üs durumundaki n akış rejimine

$$k_L a = b U_G^n \quad (2.38)$$

bağlıdır. Kabarcıklı akış ve geliştirilen radyal-türbülent akış için yani 8 cm/s civarındaki gaz akış hızlarında, n yaklaşık olarak 0.8'dir. Orantı katsayısı b esasen gaz dağıtıcı dizaynına ve sıvı özelliklerine bağlıdır. 1 mm'lik delikler tarafından havalandırılan su ve sulandırılmış elektrolit çözeltileri için b , 0.467 değerindedir (U_G ; m/s ve $k_L a$; s^{-1} birimindedir). Akita ve Yoshida, $k_L a$ için boyutsuz olarak deneysel bir korelasyon geliştirmişlerdir.

$$\frac{k_L a D_R^2}{D} = 0.6 \left(\frac{v_L}{D} \right)^{0.5} \left(\frac{g D_R^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0.62} \left(\frac{g D_R^3}{v_L^2} \right)^{0.31} \varepsilon_G^{1.1} \quad (2.39)$$

Bu eşitlik düşük viskoziteli (≤ 21 mPa.s) sıvı ortamı ve durgun gaz dağıtıcılar için tavsiye edilmektedir (Akita ve Yoshida, 1973).

3. $k_L a$, a VE ε_G İÇİN HESAPLAMA TEKNİKLERİ

Paralel kimyasal reaksiyonda yapılan ölçümler çoğunlukla kabarcık kolon reaktörlerinde hacimsel kütle transfer katsayısını bulmak için kullanılır. Araştırmalar sadece gaz ve sıvı faz arasındaki fiziksel kütle transferini ihtiva eder. Sıvı fazdaki oksijenin kısmi basıncını polarografik elektrot kullanarak elektrokimyasal olarak bulmak kolay olduğundan, çalışmaların çoğunda oksijen değişen gaz olarak kullanılır. Uygulamada, iki $k_L a$ değerini belirleme proseslerinin başarılı olduğu özellikle kanıtlanmıştır.

Sabit olmayan veya dinamik metot da, oksijen içeriğini uzaklaştırmak için sıvı faz içerisine azot gönderilir sonra değişen hava veya N_2-O_2 karışımı için kabarcık kolonda bir veya birkaç noktada sıvı fazdaki O_2 konsantrasyonu kaydedilir. Eğer sıvı fazdaki karışma tamamlanırsa kütle transfer hızı aşağıdaki eşitlikle verilir.

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L a (C_L^* - C_L) \quad (3.1)$$

bu ifadenin integrali alınır,

$$\ln \frac{C_L^* - C_{L0}}{C_L^* - C_L} = k_L a t \quad (3.2)$$

Yüksek gaz akış hızları veya yüksek $k_L a$ değerlerinin varlığı dinamik bir düzeltmeyi gerektirir buda elektrot membranının fonksiyonu olan elektrot geciktirme zamanı (t_v) değerini alır. Eğer elektrot bu zaman sabitini tanımazsa, özellikle $k_L a$ değerleri yüksek olduğu zaman sonuçlar hatalı olabilir. Geciktirme zamanı sıvı faz viskozitesinin de bir fonksiyonudur ve 5 ile 10 s arasında ki bir periyot ticari amaçlı elektrotlar için uygundur. Eğer $t_v \ll 1/k_L a$ olursa eşitlik (3.2) sadece düzeltilmesiz kullanılabilir. Karıştırmalı gaz-sıvı reaktörlerinde ve fermentörlerde $k_L a$ ölçümü için yaygın olarak kullanılan dinamik metot, tam bir karışmanın olduğu durumda küçük bir bakış oranı ile kısa kabarcık kolonlar için de kullanılabilir.

Bu çalışmada kütle transfer katsayısı dinamik metotla belirlendi. Metoda göre ortamdaki çözünmüş oksijen derişimi azot gazı ile sıfıra düşürölür, daha sonra ortama hava verilerek polarografik oksijen elektrodu ile çözünmüş oksijen derişimi (C) ölçölür. Çözünmüş oksijen derişiminin zamanla değışiminden,

$$\ln(1 - C/C^*) = -k_L a \cdot t \quad (3.3)$$

eşitliğine göre t ile $\ln(1 - C/C^*)$ arasında elde edilecek doğrunun eğiminden $k_L a$ hesaplanır.

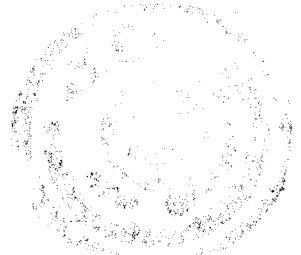
Ara yüzey alanı gaz-sıvı reaktör dizaynı için önemli parametrelerden birisidir. Reaktör verimini belirlemede de çok etkili bir faktördür. Genelde, gaz-sıvı ara yüzey alanı, spesifik materyal sistemlerinin fiziksel ve kimyasal özelliklerinin, çalışma parametrelerinin ve geometrik boyut biriminin bir fonksiyonudur. Anlık veya yavaş reaksiyonun eşlik ettiğı absorpsiyon durumunda kütle transfer hızı özgül ara yüzey alanı a 'nın fonksiyonu olan hacimsel kütle transfer katsayısı $k_L a$ ile tayin edilir ki bu dağılım hacmine göre ara yüzey alanının miktarını ifade eder.

$$a = \frac{A}{V_D} = \frac{A \varepsilon_G}{V_G} \quad (3.4)$$

Özgül dağılım hacminde oluşan kabarcıkların yüzey alanı $\pi \sum n_i d_i^2$ ile hacmi $(\pi/6) \sum n_i d_i^3$ ile ifade edilirse ara yüzey alanı aşağıdaki gibi yazılır.

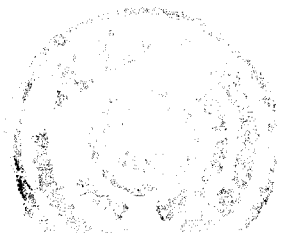
$$a = \frac{6 \varepsilon_G}{d_s} \quad (3.5)$$

Ara yüzey alanının bulunmasında çeşitli metotlar kullanılır ki bu çalışmada bu metotlardan biri olan fotografik teknik kullanıldı. Bu teknik önce reaktördeki sıvı dağılımının fotoğrafını çekmek ve sonra ortalama kabarcık çapını ölçmekten oluşur.



Daha sonra eşitlik (3.5) kullanılarak ara yüzey alanı hesap edilir. Bu eşitlikteki ε_G gaz tutuş kesri olup bağımsız metotlarla ölçülebilir.

Gaz tutuş kesrini ölçmek için genel olarak kullanılan bir metot gaz girişinden dolayı reaktörde tutulan gaz miktarının ölçümüne dayanır ki ölçümler açma kapama tekniği kullanılarak yapılır ve bulunan değerler eşitlik (2.8)'de yerine koyularak gaz tutuş kesri hesap edilir.



4. AŞAĞI DOĞRU BİRLİKTE AKIŞLI TEMAS REAKTÖRÜ : CDCR

CDC reaktörü, ilk olarak yüksek verimlilikli bir gaz-sıvı temaslandırıcı şeklinde kullanılmıştır, (Boyes, 1992). Kimyasal reaksiyonlu absorpsiyon için kimya endüstrisinde yaygın bir şekilde çeşitli gaz-sıvı kütle transfer cihazları kullanılır. Bu gaz absorpsiyon cihazları karıştırmalı kaplardan dolgulu yataklara, yukarda bahsedilmiş olan kabarcık kolonlarına, slurry'nin (ince partiküller) etrafını saran katalizörler ve sabit yatak tiplere kadar değişir. Yaygın bir şekilde kullanılan kabarcık kolonlar genelde slurry şekilde ve çoğu uygulamalar geri döngü, kaynaşma ve geri karıştırma problemleri olan, sonraki gaz çözünmesi ile düşük gaz holdup ($< \%20$, bağıl olarak)' lar boyunca yukarı akışlı bir yapıda kullanılırlar. Üstelik aşağı akışlı kabarcık kolonlar genellikle gaz ve gaz kabarcıklarının bir jet şeklinde girişi ile işletilirler. Bu nedenle, ara yüzey alanı optimize edilemezken kabarcık kolonlar sonraki çözünmeye ihtiyaç gösterirler. Birlikte aşağı akışlı temaslandırıcı (CDC), daha fazla verimli bir gaz-sıvı kütle transfer cihazıdır. Gaz ve sıvı (veya çamur) tamamen doldurulmuş kolonun en üst noktasındaki giriş bölgesine ve bir orifisin içine birlikte gönderilirler. Herhangi bir hava boşluğu oluşumunu önleyen yüksek hızlı sıvı jeti vasıtasıyla kolonun daha üst bölgelerinde güçlü karıştırmalı bir gaz-sıvı dispersiyonu oluşur. Bu bölümdeki yüksek dereceli kesme ve oluşturulan türbülans iyi gaz-sıvı temasına ve çok verimli kütle transferine neden olur. İşletme şartları altında kolondaki aşağı akış sıvı hızı, kabarcık yükseliş hızının altında düşük bir seviyede devam ettirilir. Kolonun karşı tarafına uzayan kullanımda sistem için kesin olarak dispersiyon, yaklaşık olarak uniform boyutlu kabarcıklardan ibarettir. Kesin kabarcık boyutları 0.5 mm' den 5 mm' ye kadar olan aralıkta değişebilir ve örneğin O_2/H_2O için 4-5 mm, H_2/H_2O için 3-4 mm ve itakonik asit/ H_2/H_2O için 1-2 mm' dir. Kolonun giriş bölgesinde orifise giriş vasıtasıyla yüklenen 0.5 mm boyutlu kabarcıklar gözlemlenir. Dispersiyon boyunca en altta tipik kabarcık boyutu vermek için giriş bölgesinde hızla kaynaşan taze giriş gazını içeren yeni yüksek hızlı giriş akımı vasıtasıyla dağılan kabarcıklar kolonda yükselmek için biraz daha büyük kabarcıklar nedeni ile kaynaşma meydana gelmektedir. Temaslandırıcının göze çarpan en önemli sürprizi sabit kabarcık boyutlu dispersiyonun, başlangıç giriş bölgesinden (< 30 cm) sonra kolon uzunluğunun bir fonksiyonu

olmadığıdır. Bilinen öteki temaslandırma cihazları karşısında, CDC' de, daha fazla gazın çözünmüş olması ihtiyacı varsa, gaz kanunları sınırları içerisinde % 100' lük gaz transferi için, dispersiyon daha yüksek yüzey alanı sağlamak amacıyla kolonun daha aşağısına uzatılır yani CDC tahmin edilebilir değişken yüzey alanlı toplam gaz absorpsiyonunu sağlayan bir cihazdır. Absorbsiyon ile kimyasal reaksiyon, katalizör kullanımı ile, hem slurry hem de karışık yataklı şekilde etkili olabilir. Ancak katalizörlerin varlığı elde edilen kabarcık dispersiyonuna faydalı değildir.

CDC' nin öteki konvensiyonel cihazlar karşısındaki bazı avantajları şunlardır;

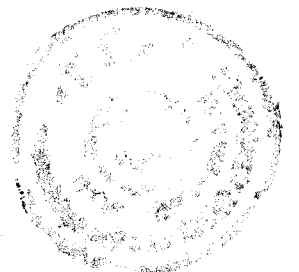
- Daha düşük enerji tüketimi,
- Daha küçük hacim kaplaması,
- % 100 gaz tüketimi,
- Çok kısa sürede dengeye % 97' lik yaklaşım,
- Kabarcık ara yüzey alanının kontrolü ($1000-6000 \text{ m}^{-1}$ kabarcık boyutuna bağlı olarak),
- Hiçbir verim kaybı olmaksızın ölçek büyütme,
- Hareketli kısımlar içermez, gerçekten güvenilir olması,
- Partiküller için toleranslı, bu nedenle slurry kimyasal reaksiyonlar için uygulanabilir olması,
- Yüksek gaz tutulması (Gaz Holdup, 0.5-0.6).

CDC reaktörler, slurry veya karışık yatak şeklinde işletildiği zaman birçok farklı tipte reaksiyon için üç fazlı katalitik reaktör olarak kolaylıkla kullanılabilirler.

Değerlendirilen işletme parametreleri,

- i) hacimsel gaz-sıvı kütle transfer katsayısı ($k_L a$),
- ii) sıvı-katı kütle transfer katsayısı, k_s ' in

yüksek değerler vermesi CDC reaktörün yetenekli olduğunu göstermektedir.



4.1. Konuyla İlgili Yapılmış Çalışmalar

Öztürk vd. (1987), gaz tutuş kesri (Gaz Holdup) ve hacimsel kütle transfer katsayısı k_{La} 'yı, karışım halinde olmayan metanol, etanol, glisöl, anilin vs. gibi organik sıvılar ve toluen/etanol vs. gibi karıştırılmış organik sıvılarla farklı gazları (CO_2 , hava, N_2 , H_2) içeren gaz-sıvı sistemleriyle 0,095 m çap ve temiz sıvı yüksekliği 0,85 m olan ceketli cam kabarcık kolonda 3 mm iç çaplı gaz dağıtıcı kullanılarak araştırmışlar. Yapılan bu çalışmada Etilen glikol ve çözeltileri hariç organik sıvılardaki gaz tutuş kesrinin genelde sudan çok az yüksek olduğu yine Bhaga ve arkadaşlarının çalıştığı Toluen/Etanol karışımında saf sıvılardakinden iki kat fazla olan max. gaz tutuş kesri gözlenmiştir. Alkol, glisöl ve farklı organik sıvılarda bulunan hacimsel kütle transfer katsayısının gaz tutuş kesrine göre yoğunluk, viskozite ve yüzey gerilimi gibi sıvı özelliklerine daha çok duyarlı olduğu gözlenmiştir. Aynı gaz akış hızında k_{La} on kat değişirken, gaz tutuş kesri (ϵ_g) iki kat değişmektedir, yine gaz tutuş kesrinden dolayı oluşan küçük kabarcıkların gaz-sıvı kütle transferine katkısı çok fazladır.

Sonuç olarak karıştırılmış organik sıvılardaki gaz tutuş kesrinin saf sıvılara göre daha yüksek olduğu, hem gaz tutuş kesrinin hem de hacimsel kütle transfer katsayısının gazın yoğunluğu ile arttığı bulunmuştur.

Lu vd. (1994) tarafından yapılan çalışmada, CDC'nin hidrodinamik özellikleri farklı yüzey gerilimi, viskozite, ve birleşme özelliğine sahip sıvılarla iç çapı 0.076 m olan silindirik bir kolonda araştırılmıştır.

Bu amaçla sıvı faz olarak 1-propanol, gliserol, sodyum alginat ve su, gaz faz olarak da Oksijen gazı kullanılarak CDC'nin akış karakteristikleri; kabarcık oluşumu, kararlılığı, sürekliliği; min. sıvı giriş hızı ve max. kolon sıvı hızı araştırılmış.

Verilen sıvı akış hızı için; düşük gaz akış hızlarında çok küçük kabarcıklar ve az kabarcık matriksinin olduğu, gaz akış hızı artışıyla büyük kabarcıkların oluşumu, gaz tutuş kesrinin artışı ve belirgin bir kabarcık matriksinin olduğu belirtilmiştir.

Kabarcık oluşumu ise girişte başlayıp, birleşme ve dispersiyon ve kabarcıkların sürüklenmesi şeklinde olmuştur. O_2 /su sistemi için küçük kabarcıklar (< 0.5 mm) kolon

yüksekliğinin ilk 0.15 m’de hızlıca birleşmeye başlamıştır. O₂/1-propanol ve O₂/gliserol durumunda ise büyük kabarcıkların oluşması için herhangi bir birleşme olmamıştır. O₂/sodyum alginat için kabarcıkların birleşme hızının gaz giriş hızına bağlı olduğu belirtilmiştir.

Minimum giriş sıvı hızı kolonun tamamen dolu olduğu yani kolonun üstünde gaz boşluğunun olmadığı ve bu durumda gaz-sıvı dispersiyonunun başladığı akış hızı, Maksimum kolon sıvı hızı ise maksimum dispersiyon yüksekliğini sağlayan akış hızı olarak belirlenmiştir.

Sonuç olarak CDC katı içeren veya içermeyen bir sıvı ile bir gazın teması için çok etkili bir alet olduğu, kuvvetli birleşen sıvılar için özellikle uygun olduğundan büyük kolon sıvı hızına izin verdiği ve kabarcıkların sürüklenme probleminin olmadığı sonucuna varılmıştır. Su ve su içeren düşük konsantrasyonlu 1-propanol ($\ll$ % 0.015, w/w) veya gliserol ($\ll$ % 5, w/w) gibi kuvvetli birleşen sıvılar yüksek kolon sıvı hızlarının (0.14 m/s’nin üzerinde) kullanılmasına izin verdiği için iyi gaz ayrılması ve büyük çaplı kabarcıkların (3-5 mm) oluştuğu, Sulu 1-propanol ($>$ % 0.015, w/w) ve sulu gliserol ($>$ % 5, w/w) gibi birleşmeyi engelleyen sıvıların ise çok küçük kabarcıkların oluşmasına ($<$ 1 mm) ve kabarcık ayrılmasını sağlamak için de 0.001-0.015 m/s aralığındaki gerekli sıvı çıkış hızlarına neden olduğu bulunmuştur.

Grund vd. (1992), 0.15 m iç çap ve 4.3 m yüksekliğindeki kabarcık kolonda su, metanol, toluen ve ligroinin içerisinden hava geçirmişler. Gaz ayrılma tekniğini kullanarak, büyük kabarcıkların gaz tutuş kesirlerini tüm sıvılarda aynı, küçük kabarcıklarınkini ise farklı bulmuşlardır. Oksijen kütle transfer çalışmaları ise dinamik absorpsiyon metoduyla yüksekliğe ve zamana bağlı olarak gaz fazdaki oksijen azalmasıyla yapılmıştır.

Gaz dağıtıcıların etkisini incelemek için, sinterlenmiş plaka dağıtıcılar ve delikli plaka dağıtıcılar kullanılarak toluen ve ligroin içinden hava geçirilmiş ve toplam gaz tutuş kesirleri üzerine küçük ve büyük kabarcık fraksiyonları ve hacimsel kütle transfer katsayısı üzerine dağıtıcı türlerinin önemli bir etkisinin olmadığı görülmüştür.

Gaz tutuş kesirleri eksenel basınç profilinden ve dispersiyon yüksekliğinden hesaplanmış ve gaz hızına bağlı olarak toplam gaz tutuş kesirleri su ve metanol de daha az, ligroin de daha yüksek olarak bulunmuştur.

Sonuç olarak, Büyük kabarcıkların tutulması sıvı türünden bağımsızdır fakat kolon çapına bağlıdır, küçük kabarcıkların tutulmasının ise sıvının türüyle değiştiğini, Dinamik absorpsiyon tekniğiyle bulunan hacimsel kütle transfer katsayısının gaz fazdaki oksijen azalmasından dolayı dispersiyon yüksekliğiyle azaldığını, düşük dispersiyon yüksekliğindeki sonuçların kararlı hal tekniğiyle bulunan değerlerle uyduğu ve heterojen akış da mevcut sonuçların daha düşük ve daha fazla sıvı türüne bağlı olduğunu bulunmuştur.

Maalej vd. (1999), iki fazlı aşağı doğru birlikte akışlı reaktörde gazın sıvı jeti ile sürüklendiği hava-su sistemi için deneyler farklı akış şartlarında reaktörün akış davranışlarını belirlemek için yapılmış. Gaz sürüklenme akış hızları ve gaz tutuş kesirleri deneysel olarak tayin edilmiş ve bu parametrelerin sıvı jet akış hızlarına bağlı olduğu gösterilmiş ve ayrıca bu parametrelere farklı sıvı akış hızları için sıvı fazın kalış süresi dağılımı (KSD) özelliklerinin belirlenmesi de dahil edilmiştir. Sıvı faz KSD eğrilerinin analiz sonuçları sıvı faz için seri haldeki tank modelini doğrulamıştır. Bu analizler esas alınarak reaktör hidrodinamikleri için ölü bölgeleri de içine alan seri haldeki tank modeli yapılmış ve reaktörün iyi bir karıştırma yaptığı varsayılarak teorik ve deneysel sonuçlar arasında iyi bir uyum olduğu bulunmuştur. Hacimsel kütle transfer katsayısı k_{La} deneysel olarak “gasing out” metoduyla, ara yüzey alanı da gözlemsel belirlenen kabarcık çapı ölçümlerinden bulunmuştur.

Orifis püskürteç ve eş eksenli delikli tüp kullanılarak yapılan deneylerde elde edilen k_{La} değerinin $2.5 \cdot 10^{-3}$ ve $9 \cdot 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ arasında değiştiği ve gaz tutulma oranı artışı ile arttığı bulunmuştur.

Elde edilen görüntüler ışığında kabarcığın elipsoit şeklinde olduğu sıvı akış hızı artışıyla ortalama kabarcık çapının arttığı ve $1 \cdot 10^{-3} - 2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ arasındaki sıvı akış hızı için 2.8 - 4.3 mm arasında olduğu bulunmuştur.

Boyes ve arkadaşları (1992), CDC'nin çok yüksek toplam kütle transfer katsayısına (k_{La}) ($0.2 - 1.5 \text{ s}^{-1} \text{ O}_2 / \text{H}_2\text{O}$ için) ve yüksek verime (% 100 gaz kullanımı, % 97 dengeye yaklaşımı) sahip bir kütle transfer aleti olduğunu çalışmalarında gözlemlemişlerdir.

Daha yüksek k_{La} değerleri ise yüksek ara yüzey alanının oluşması durumunda meydana gelmiştir (% 50 Gaz tutuş kesri için $1000 - 6000 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Fiziksel ölçümler kullanılarak elde edilen bu sonuçlar SO_3^{-2} oksidasyon metodunun kullanımını doğrulamıştır.

Bu çalışmada CDC, (i) İtakonik asidin hidrojenasyonu (ii) Kolzayağı hidrojenasyonu ve (iii) Palladyum ve nikel katalizör kullanarak soya yağı ve itakonik asit hidrojenasyonu için sabit yataklı reaktör, girdap akışlı ve girdap akışsız çamur reaktör olarak kullanılmıştır. k_{La} 'nın büyük değerlerinden dolayı tüm reaksiyonlar yüzey reaksiyonunu kontrol eden şartlarda oluşmuş ve trigliseritlerin hidrojenasyonunun karıştırmalı reaktördekilerden daha büyük bir seçicilikle meydana geldiği gözlenmiş ve ayrıca girdap akışın kullanımı, kütle transferini ve reaksiyon hızını arttırdığı görülmüştür.

Xianliou vd. (1992), aşağı jet akışlı döngü reaktöründe gaz tutuş kesri (ϵ) ve hacimsel sıvı faz kütle transfer katsayısını (k_{La}) musluk suyuna havadaki oksijenin fiziksel absorpsiyonunu deneysel olarak çalışmışlar. Hem ϵ , hem de k_{La} gaz ve sıvı akış hızı artışıyla arttığı ve aynı gaz ve sıvı akış hızlarında diğer reaktör tiplerine göre daha büyük değerler elde edildiğini belirtmişlerdir. Birim sıvı hacmi başına benzer güç uygulandığında, k_{La} 'nın yukarı jet akışlı döngü reaktörlere göre de daha büyük değerlere ulaştığı görülmüştür.

Fujie vd. (1980), tarafından yapılan çalışmada oksijen transferi ve akış şeması aşağı akışlı gaz-sıvı sisteminde iç çapı 45 cm, yüksekliği 6 m olan ölçekli bir kolonda araştırılmış. Sıvı faza karşı gaz kabarcık yığınının kayma hızı, gaz tutuş kesri ve kabarcık çapı arasında ilişki kurularak tamamen ayrılan gaz kabarcıklarının kararlı aşağı akış şartları belirlenmiştir.

Sıvı faza absorplanan oksijen kesri kararlı kabarcık akış şartlarında gözlenerek mevcut sistemde elde edilen hacimsel oksijen transfer katsayısının yukarı akış sisteminde elde edilen değerden çok daha yüksek olduğu gözlenmiştir.

Laari vd. (1997), tarafından yapılan çalışmada kabarcık dağılması, gaz tutuş kesri ve gaz-sıvı hacimsel kütle transfer katsayısı kabarcık kolon reaktörde T-bağlantılı bir püskürteç içerisinde birlikte gaz ve sıvı gönderilerek incelenmiştir. Püskürteçteki sıvı hızına kabarcık dağılımının ve hacimsel kütle transfer katsayısının teorik bağıllığı, izotropik türbülans teorisiyle geliştirilmiştir. Bu teori, püskürteç hacmi başına sıvı jetinin kinetik enerjisine dayanarak geliştirilen bağıntıların ortalama gaz tutuş kesri ve tüm gaz ve sıvı akış hızları ve kullanılan püskürteç çapları için % 15 hata sınırı içinde hacimsel kütle transfer katsayısını açıkladığını göstermektedir. Yüksekliği 4.64 m olan ve çapı 0.98 m olan büyük ölçekli kolonda püskürteç içerisinde belirli sıvı akış hızlarında yapılan deneyler homojen fazdan heterojen faza geçişi göstermiştir. Sıvı bileşiminin gaz-sıvı kütle transferine önemli bir etkisi olduğu bulunmuştur. Su içerisindeki 10-30 mg/l fenol konsantrasyonunun oksijenin hacimsel kütle transfer katsayısını % 100 arttırdığı bulunmuştur ki bu durumun atık suyun kimyasal oksidasyonun da önemli olabileceği sonucuna varılmıştır.

Cramers vd. (1992) yaptıkları çalışmada döngülü-venturi reaktörün, hidrodinamik ve kütle transfer özelliklerini aşağı doğru sıvı jet enjektörü kullanarak araştırmışlar. Enjektörün ve bekletme tankının özgül ara yüzey alanını ayrı ayrı bulmuşlardır. Kobalt katalizörlüğünde Sülfite oksidasyonu model olarak kullanılmış ve ölçülen ara yüzey alanının değerleri enjektörde 40 000 – 70 000 m²/m³ , toplam sistemde 500 – 2500 m²/m³ bulunmuştur. Sıvı faz kütle transferi proste reaksiyon sınırlayıcı basamak olduğundan döngülü-venturi reaktörünün çok hızlı reaksiyonlar için uygun olduğu sonucuna varmışlardır. Ayrıca enjektördeki akış rejiminin toplam sistemin kütle transfer özellikleri üzerine büyük bir etkisi olduğu belirtilmiştir.

Shah vd. (1983) yaptıkları çalışmada ortalama gaz tutuş kesrini iç çapı 7.5 cm ve yüksekliği 265 cm olan birlikte aşağı akışlı cam kolonda su, alkol ve sodyum klörür çözeltisi gibi sıvılar ve hava kullanarak ölçmüşlerdir. Bazı ölçümlerde katı faz olarak kömür ve taş partikülleri ile üç fazlı sistem kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Kabarcık

akış şartlarının gaz hızı (0.08-2 cm/s) sıvı hızı (20-32 cm/s) aralığında etkili olduğu belirtilmiştir.

Sonuç olarak böyle bir sistemde yapılan incelemelerde elde edilen maksimum gaz tutuş kesrinin % 25 olduğu, gaz tutuş kesrinin gaz ve sıvı hızlarının kuvvetli bir fonksiyonu olduğu, seyreltilmiş alkol çözeltileri için gaz tutuş kesrinin şu sıraya göre, $H_2O > \text{metanol} > \text{etanol} > \text{n-propanol} > \text{n-butanol}$ arttığı görülmüştür.

Hem NaCl hem de Alkol çözeltilerinde elde edilen gaz tutuş kesrinin su için elde edilen değerden daha düşük olduğu, bu durumun ise bu çözeltilerde oluşan küçük kabarcıkların kısa kalış zamanına sebep olmasından dolayı çarpışarak büyümenin engellenmesi ile açıklanabileceği sonucuna varmışlardır.

N.N. Dutta ve K.V. Raghavan (1987), döngülü reaktörün kütle transferi ve hidrodinamik özelliklerini düz ve venturi tip boğaz ile bağlanmış aşağı doğru sıvı jet püskürteç kullanarak araştırmışlardır. Sıvı jetinin sürüklenme hızını ve gaz tutuş kesrini birim sıvı hacmi başına güç girişinin bir fonksiyonu olarak göstermişlerdir. Benzer şekilde ara yüzey alanı ve hacimsel kütle transfer katsayısı da güç girişi ile ilişkilendirildi. Venturi püskürteç ile elde edilen ara yüzey alanları düz boğazlı püskürteç ile elde edilenlere göre daha büyüktür. Sıvı tarafın kütle transfer katsayısı için eğilim bu çalışmada kullanılan işletme değişkenlerinin sırası içinde ters çevrilmiş olarak bulunmuştur.

Dursun vd. (1999) yaptıkları çalışmada aşağı doğru birlikte akışlı temas reaktöründe (CDCR) hava-su ve hava-fermantasyon sıvısı sistemleri için kütle transfer katsayısı k_{La} , gaz tutuş kesri ve kabarcık oluşumu gaz ve sıvı akış hızlarının fonksiyonu olarak incelenmiş; k_{La} ve gaz tutuş kesirlerinin hava-su sisteminde daha yüksek olduğu gözlenmiştir. Alkol mayası *Saccharomyces cerevisiae* CDCR'da üretilmiş ve maksimum özgül üreme hızı, k_{La} ve oksijen alım hızının karıştırmalı kesikli kaptakinden daha büyük olduğu saptanmıştır.

5. MATERYAL VE METOD

5.1. Deney Seti

Bu çalışmada kullanılan CDCR (Aşağı Doğru Birlikte Akışlı Temas Reaktörü) Şekil 5.1'de görülmektedir. CDCR'nin hidrodinamik davranışının ve kütle transfer özelliklerinin belirlendiği çalışmalar 0,05 m iç çapında ve 0,8 m yüksekliğindeki, etrafında soğutma ceketi bulunan bir cam kolonda gerçekleştirildi. Cam kolon üzerinde sıvı ve gaz fazın birlikte beslendiği bir orifis, sıvı sirkülasyonu için pompa, sıvı ve gaz akış hızını ayarlama için kullanılan rotametre ve vanalar, basınç göstergeleri, sıvı tankı ve oksijen elektrodu sistemin başlıca ana elemanlarıdır.

Kolona beslenen sıvıyı geri devirle tekrar kullanmak için resirkülasyon pompası kullanıldı. Sıvı 0,035 m³ hacminde paslanmaz çelikten yapılmış bir depolama tankına beslendi.

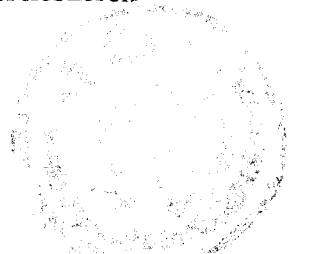
Gaz-sıvı akış hızını ayarlamak için 0-5 lt/dak'lık sıvı akış ölçer ve 0-100 cm³/dak'lık gaz akış ölçer olarak rotametreler kullanıldı.

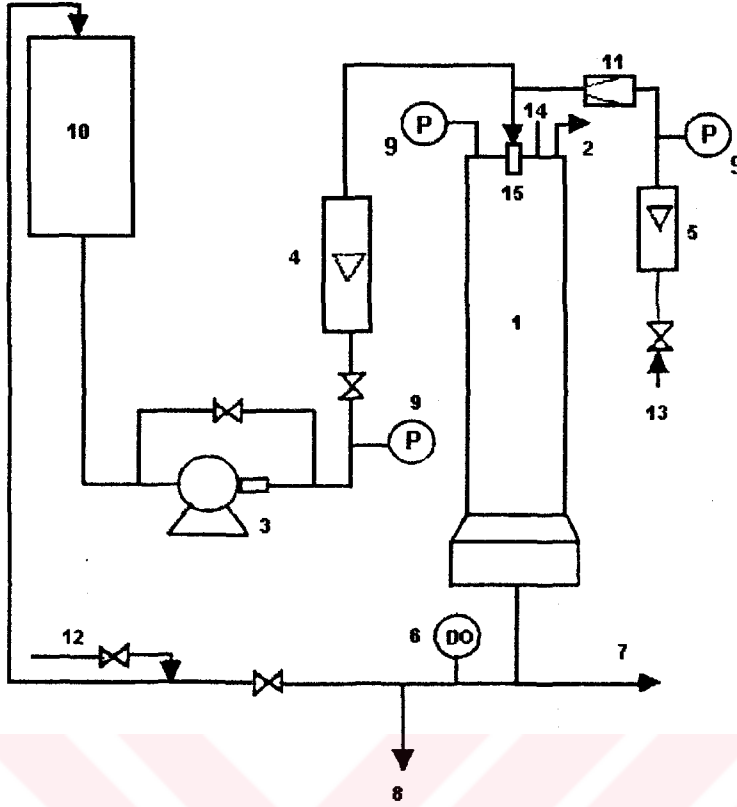
Kolondaki çözünmüş oksijen konsantrasyonunu belirlemek için 01971-00 model Cole-Parmer marka çözünmüş oksijen metre ve Ingold Mettler-Toledo marka polarografik tip oksijen elektrodu kullanıldı. Oksijen probu kolonun çıkışında uygun bir yere monte edildi.

Sabit kolon sıcaklığında çalışmak için cam kolonun etrafına yine camdan ikinci bir ceket monte edilip Grant marka -20 ile 100°C aralığında çalışan sirkülasyonlu bir soğutucu kullanılarak kolonun sabit sıcaklıkta tutulması sağlandı.

5.2. Oksijen Metrenin Kalibrasyonu

Deneysel çalışmalarda kullandığımız 01971-00 model Cole-Parmer marka çözünmüş oksijen metre ve Ingold Mettler-Toledo marka polarografik tip oksijen elektrodunun kalibrasyonu için önce elektrodun oksijen metre ile bağlantısı kesilerek



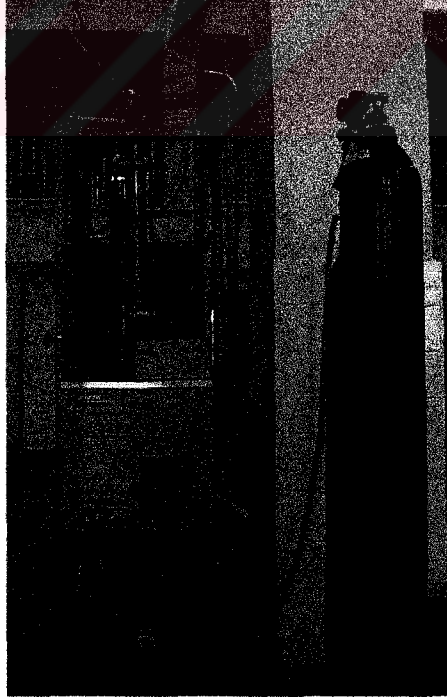
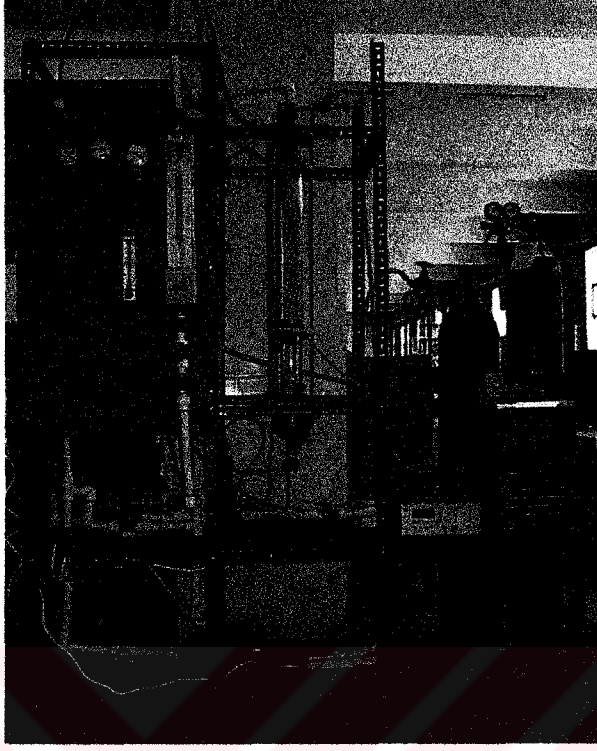


Şekil 5.1. CDCR Deney Sistemi. (1) Kolon, (2) Hava çıkışı, (3) Resirkülasyon pompası, (4) Sıvı akış ölçer, (5) Hava akış ölçer, (6) Çözünmüş oksijen probu, (7) Sıvı boşaltımı, (8) Örnek nokta, (9) Basınç göstergesi, (10) Depolama tankı, (11) Hava filtresi, (12) Buhar girişi, (13) Hava girişi, (14) Isılçift, (15) Orifis.

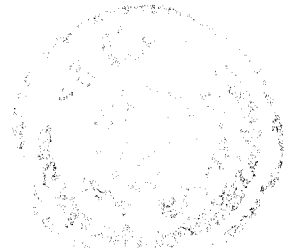
ekran 0.00'ı okuyana kadar sıfır kalibrasyon potansiyometresi ayarlandı sonra elektrot tekrar bağlanarak kalibrasyon çözeltisine (% 2 Sodyum meta bisülfid) daldırıldı ve elektrot kararlı hale geldikten sonra ekran tekrar 0.00'ı okuyana kadar sıfır kalibrasyon potansiyometresi ile ayar yapıldı. Daha sonra elektrot uzun bir süre havayla doyurulmuş suya yerleştirildi ve kararlı hale geldikten sonra ölçüm değeri ppm aralığına ayarlanarak ölçüme hazır hale getirildi.

5.3. Gliserin Çözeltisinin Hazırlanması

Deneylerde kullanılan % 0.5, % 1 ve % 1.5'luk gliserin çözeltileri % 99.5'luk gliserinden (Birka) hazırlandı. Bu amaçla % 0.5'lik gliserin çözeltisi için % 99.5'luk saflıktaki gliserinden 4 ml alınıp litreye tamamlandı. Bu şekilde hazırlanan çözeltiler depolama tankına ilave edilerek reaktörde kullanıldı.



Şekil 5.2. CDCR'ın Fotoğrafik Görüntüsü



Aynı şekilde % 1'lik gliserin çözeltisi için 8 ml, % 1.5'luk gliserin çözeltisi için de 12 ml, % 99.5'luk saflıktaki gliserinden alınıp litreye tamamlandı.

5.4. Glikoz Çözeltisinin Hazırlanması

Deneylerde kullanılan % 0.5'lik glikoz çözeltisi % 99.5 saflıktaki glikozdan hazırlandı. Bu amaçla 5 g glikoz alınıp litreye tamamlandı. Bu şekilde hazırlanan % 0.5'lik 1 lt glikoz çözeltisi depolama tankına ilave edildi.

5.5. Viskozite Ölçümü

Deneylerde kullanılan çözeltilerin viskozitesi, kapiler numarası II ve kapiler iç çapı 1.13 mm olan Ubbelohde Pyrex cam viskozite ölçer kullanılarak ölçüldü. Bu amaçla referans sıvısı olarak viskozitesi bilinen su kullanıldı. Suyun viskozite ölçerdeki başlangıç ve bitiş noktalarının akma süresi tespit edildikten sonra aynı şekilde kullanılan çözeltilerinde akma süreleri tespit edilerek aşağıdaki formülden 25°C'deki viskozite değerleri bulundu.

$$\frac{\mu_2}{\mu_1} = \frac{\rho_2 t_2}{\rho_1 t_1} \quad (5.1)$$

5.6. Deneysel Çalışma

Bu çalışma CDCR (Aşağı Doğru Birlikte Akışlı Temas Reaktörü)'da hacimsel kütle transfer katsayısı ($k_L a$) ölçümü, Dispersiyon (dağılım) yüksekliği, Gas-Holdup (gaz tutuş kesri) ve ara yüzey alanı a 'nın tespiti amacıyla 3 farklı orifis çapında (2, 3, 4 mm) farklı sıvılar kullanılarak yapıldı.

Yaptığımız çalışmada sıvı faz olarak musluk suyu, gliserinin farklı derişimlerdeki çözeltisi ve glikoz çözeltisi kullanıldı. Gaz faz olarak hava, çözünmüş oksijen konsantrasyonunu sıfırlamak için de azot gazı kullanıldı.

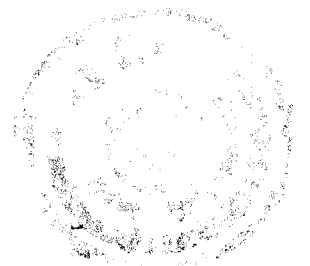
Öncelikle hava-musluk suyu sistemi çalışıldı. Kolonun tepesindeki T bağlantı elamanına 2 mm'lik orifis monte edilerek 0.035 m³ hacmindeki tank musluk suyu ile doldurulduktan sonra su sirkülasyon pompası ile sürekli olarak sisteme verildi. Kolon tepesindeki çıkış vanası açılarak sistemde bulunan gazın çıkışı sağlandı ve kolon tamamen su ile dolduruldu. Çıkış vanası kapatıldıktan sonra sabit akış hızında musluk suyu ve hava aynı anda kolon tepesindeki T girişinden kolona beslendi. Kolon basıncı çıkış akımındaki bir vana ile kontrol edildi. Daha sonra sabit sıvı akış hızında (1.5 l/dak) sisteme 30 cm³/dak hızla hava beslenerek çözünmüş oksijen metrede meydana gelen değişim (ppm olarak) 15 s aralıklarla kaydedildi. Bu işlem sudaki çözünmüş oksijenin doygunluk değerine kadar yapıldı (25°C için çözünmüş oksijenin doygunluk değeri 7.47 mg/l). Daha sonra sisteme Azot gazı gönderilerek oksijen metrenin değeri sıfıra düşürüldü ve aynı sıvı akış hızı için farklı gaz akış hızlarıyla (40, 50, 60, 70 cm³/dak) hava beslenerek ölçümler gerçekleştirildi. Bu işlemler sıvı akış hızı 2.0, 2.5, 3.0, 3.5, 4.0 l/dak içinde tekrarlanarak çözünmüş oksijen derişimleri tespit edildi. Aynı işlemler orifis çapının etkisini gözlemlemek için 3 ve 4 mm'lik orifisler içinde tekrar edildi.

Dispersiyon (Dağılma) yüksekliği, belirli gaz-sıvı akış hızlarında kolona beslenen gazın kullanılan orifis çapına göre oluşturduğu gaz kabarcıklarının kolona girişinden itibaren meydana getirdiği türbülansın yüksekliği ölçülerek bulundu. Bu işlem tüm gaz ve sıvı akış hızları için tekrar edildi.

Gas-Holdup (Gaz tutuş kesri) açma kapama tekniği kullanılarak ölçüldü. Bu işlem sisteme gaz ve sıvı beslenirken, sistem ve kolon çıkışındaki vana kapatılarak kolonun üstünde meydana getirdiği hava boşluğunun ölçülmesiyle ve bu değerin formülde yerine konulmasıyla yapıldı. Tüm gaz ve sıvı akış hızları için bu işlem tekrar edildi.

Hacimsel kütle transfer katsayısı $k_L a$ dinamik metodla belirlendi. Metoda göre ortamdaki çözünmüş oksijen derişimi azot gazı ile sıfıra düşürüldü, daha sonra ortama hava verilerek polarografik oksijen elektrodu ile çözünmüş oksijen derişimi ölçüldü. Çözünmüş oksijen derişiminin zamanla değişiminden,

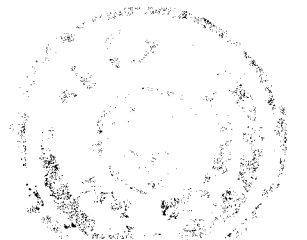
$$\ln(1 - C/C^*) = -k_L a.t$$



eşitliğine göre t ile $\ln(1 - C/C^*)$ arasında elde edilen doğrunun eğiminden $k_L a$ hesaplandı.

Ara yüzey alanı a ise fotografik teknik kullanılarak ölçüldü. Bunun için önce kolondaki sıvı dağılımının fotoğrafı çekildi sonra ortalama kabarcık çapı (d_s) ölçülüp eşitlik (3.5)'de yerine konularak hesap edildi.

Hava-musluk suyu için yaptığımız bu işlemler hava-gliserin ve hava-glikoz çözeltileri içinde aynı şekilde tekrar edildi.



6. DENEY SONUÇLARI VE TARTIŞMA

Viskozite, yoğunluk, yüzey gerilimi gibi sıvının özellikleri ve çizgisel gaz ve sıvı hızı gibi hidrodinamik şartlar aşağı doğru birlikte akışlı temas reaktöründe (CDCR) kabarcık oluşumunu ve boyutunu etkileyen önemli faktörlerdir (Deckwer, 1985 ; Lu vd., 1994). Hava-su, hava- % 0.5-1.0-1.5 gliserin ve hava-% 0.5 glikoz çözeltileri için kabarcık oluşumu ve kütle transfer karakteristiklerinin incelendiği bu çalışmada sistem parametreleri ile sıvının fiziksel özellikleri Tablo 6.1’de verilmiştir.

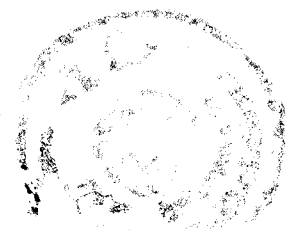
6.1. Hacimsel Kütle Transfer Katsayısı (k_La)

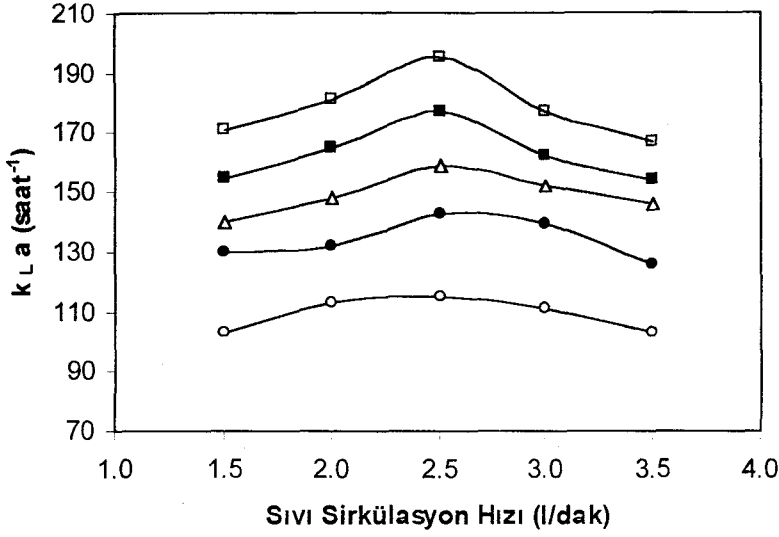
6.1.1. Hava-Su Sistemi

Farklı sıvı akış hızlarında k_La ’nın gaz hızları ile değişiminin belirlenmesinde ilk grup deneyler hava-su sistemi için 2, 3 ve 4 mm’lik orifisler kullanılarak yapıldı. Sistem önce su ile doldurularak, sıvı akış hızları 1.5; 2.0; 2.5; 3.0; 3.5; 4.0 l/dak aralığında, gaz akış hızları da 30; 40; 50; 60; 70 cm³/dak aralığında çalışıldı. Bu akış hızlarında hava-su sistemi için çözünmüş oksijen derişimleri ölçüldü. Bulunan değerler eşitlik (3.3)’de yerine konarak k_La değerleri bulundu ve bu değerlerin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.1’de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi, 2 mm’lik orifis için k_La , sıvı

Tablo 6.1 Çalışılan Deneysel Şartlar ($D_c = 0.05$ m, $T = 25 \pm 1$ °C)

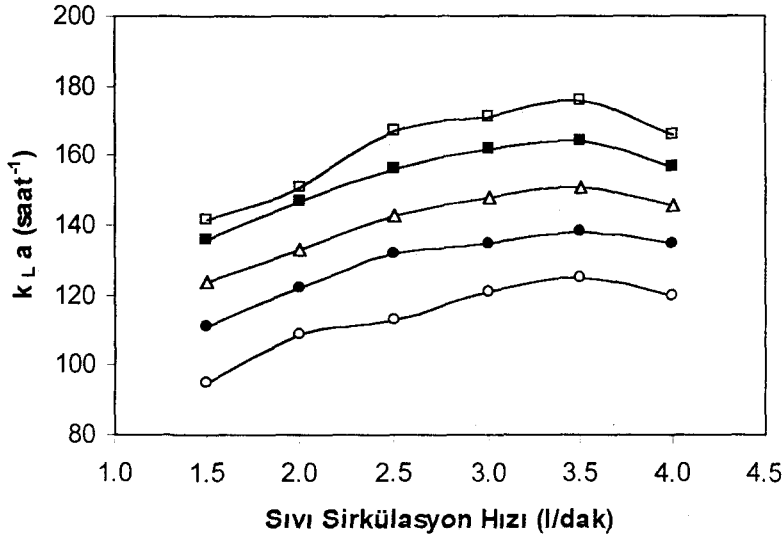
Sistem	ρ (g/ml)	μ (mPa.s)	P_c (bar)	D_o (mm)	F_G (ml/dak)	F_L (l/dak)	U_G (m/sa)	U_L (m/sa)	G/L (v/v)
Hava-su	0.997	0.8903	0.5-1.0	2,3,4	30-70	1.5-4.0	0.9-2.0	46-122	0.02-0.046
Hava-% 0.5 gliserin	0.998	0.9010	0.5-1.0	2,3,4	30-70	1.5-4.0	0.9-2.0	46-122	0.02-0.046
Hava-% 1 gliserin	0.999	0.9100	0.5-1.0	2,3,4	30-70	1.5-4.0	0.9-2.0	46-122	0.02-0.046
Hava-% 1.5 gliserin	1.000	0.9200	0.5-1.0	2,3,4	30-70	1.5-4.0	0.9-2.0	46-122	0.02-0.046
Hava-% 0.5 glikoz	1.002	0.9140	0.5-1.0	2,3,4	30-70	1.5-4.0	0.9-2.0	46-122	0.02-0.046



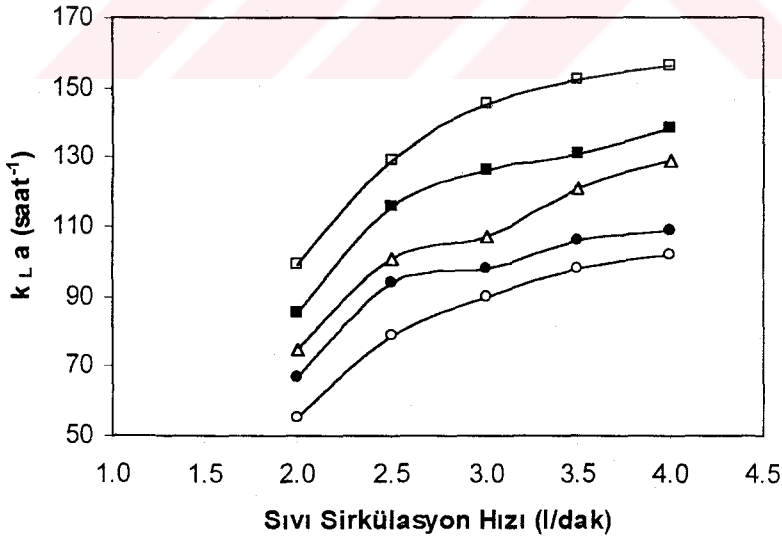


Şekil 6.1. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-su sistemi ve 2 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm³/dak : ○ 30, ● 40, △ 50, ■ 60, □ 70)

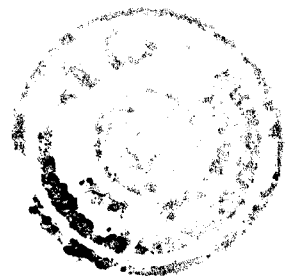
hızının 1.5-2.5 l/dak değerine kadar artışı ile lineer olarak artmakta daha yüksek sıvı akış hızlarında ise kullandığımız kolonun tamamına yakını aşırı dispersiyondan dolayı neredeyse sıvının kolondan çıkış noktasına kadar kabarcıkla doluşmasından dolayı ve küçük kabarcıkların birleşerek büyük kabarcıkları oluşturma eğilimlerinin azalmasının yanında küçük kabarcıkların sürüklenerek kolonu terk etmesinden dolayı k_{La} değerlerinde azalma eğilimi başlamıştır. Daha sonra sisteme 3 mm'lik orifis monte edilip aynı sıvı ve gaz akış hızlarında çözünmüş oksijen derişimleri ölçüldü ve bu değerler eşitlik (3.3)'de yerine konarak k_{La} değerleri bulundu. Bu değerlerin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.2' de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi 3 mm'lik orifis için k_{La} sıvı hızının 1.5-3.5 l/dak değerine kadar artışı ile lineer olarak artmakta daha yüksek sıvı akış hızında ise azalmaya başlamaktadır. Kabarcıkların 3 mm'lik orifis çıkışındaki büyüklükleri 2 mm'lik orifise göre göreceli olarak daha büyük olması ve sürüklenerek kolonu terk etmesi daha az olduğundan k_{La} değerlerindeki artma belirli sıvı akış hızına kadar devam etmiştir. Daha sonra 4 mm'lik orifis sisteme ilave edilip aynı işlemler 4 mm'lik orifis için tekrar edilmiştir. Bulunan k_{La} değerlerinin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.3'de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi düşük sıvı akış hızında kabarcıkların ve kabarcık matriksinin az olması yeterince yüzey alanı oluşmadığından k_{La} değerinde gerekli veri elde edilememiştir ancak sıvı hızının 2.0 -



Şekil 6.2. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-su sistemi ve 3 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm^3/dak : ○ 30, ● 40, △ 50, ■ 60, □ 70)



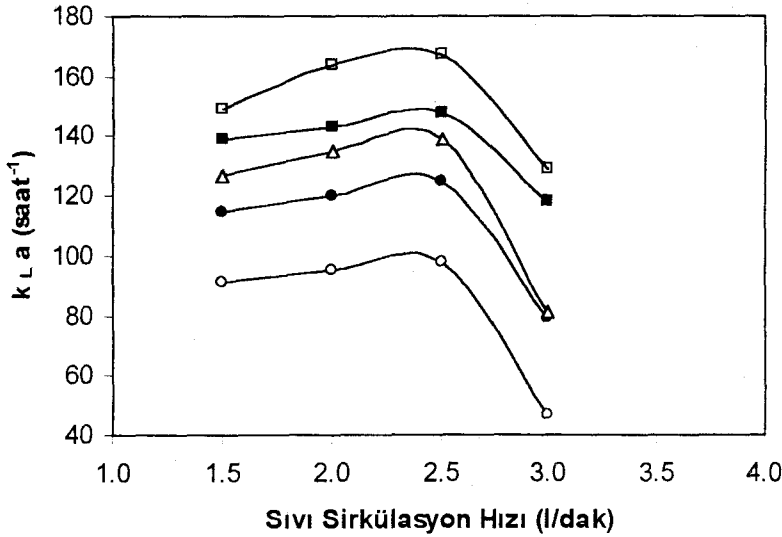
Şekil 6.3. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-su sistemi ve 4 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm^3/dak : ○ 30, ● 40, △ 50, ■ 60, □ 70)



4.0 l/dak değerine kadar artışı ile kabarcık matriksinin de artmasıyla k_{La} değerleri artmaya başlamıştır. Verilen sıvı akış hızın için, düşük gaz akış hızlarında çok küçük kabarcıklar ve az kabarcık matriksinin olduğu gaz akış hızı artışıyla büyük kabarcıkların oluşumu, gaz tutuş kesrinin artışı ve belirgin bir kabarcık matriksinin olduğu, Lu ve arkadaşları (1994) tarafından yapılan çalışmada gözlenmiştir.

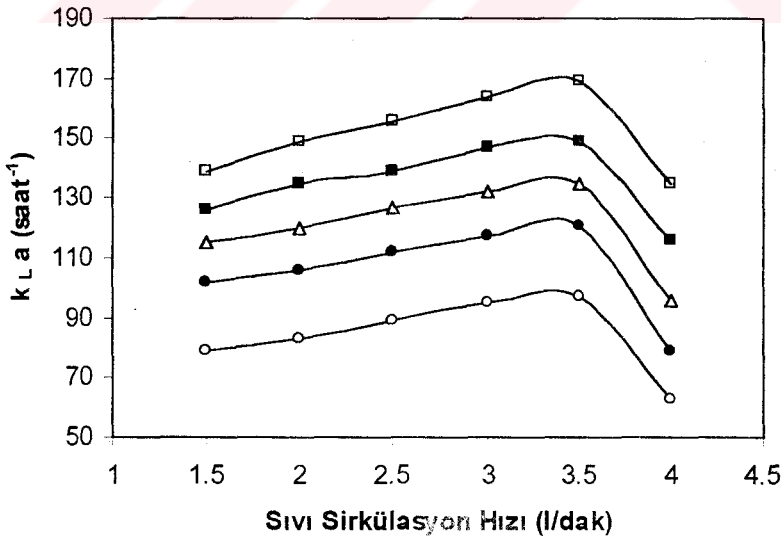
6.1.2. Hava-% 0.5 Gliserin Sistemi

Deneylerin ikinci aşamasında ise CDCR'da sudan biraz daha viskoz % 0.5'lik gliserin çözeltisi kullanıldı. Bu amaçla sistem hazırlanan % 0.5'lik gliserin çözeltisi ile doldurularak, sıvı akış hızları 1.5; 2.0; 2.5; 3.0; 3.5; 4.0 l/dak aralığında, gaz akış hızları da 30; 40; 50; 60; 70 cm^3/dak aralığında çalışıldı. Bu akış hızlarında hava-gliserin sistemi için çözünmüş oksijen derişimleri ölçüldü. Bulunan değerler eşitlik (3.3)'de yerine konarak k_{La} değerleri bulundu ve bu değerlerin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.4' de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi % 0.5'lik gliserin çözeltisi içinde sıvı akış hızının 1.5-2.5 l/dak değerine kadar artışı ile k_{La} değerleri artmakta daha yüksek sıvı akış hızlarında ise aşırı dispersiyon yüksekliğinden dolayı küçük kabarcıkların sürüklenerek kolonu terk etmesi ayrıca kabarcıkların temas süresi

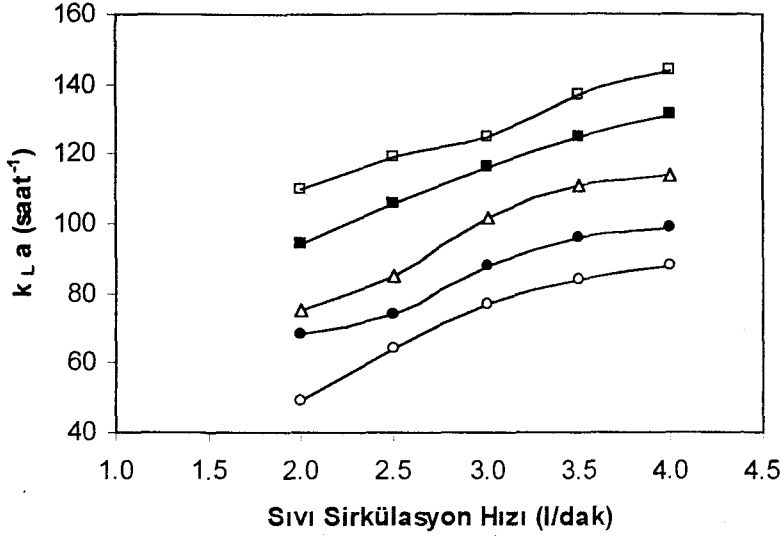


Şekil 6.4. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-% 0.5 gliserin ve 2 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm^3/dak : $\circ$ 30, $\bullet$ 40, $\triangle$ 50, $\blacksquare$ 60, $\square$ 70)

azaldığından k_{LA} değerleri azalmaya başlamıştır. Hem de hava-su sistemi için elde edilen k_{LA} değerlerinden daha düşük değerde k_{LA} değerleri elde edilmiştir. Bu durum sıvının viskozitesi ve yoğunluğunun artışıyla k_{LA} değerlerinin azaldığını göstermektedir. Öztürk ve arkadaşları (1987) kabarcık kolonda yaptıkları çalışmada alkol, glisöl ve farklı organik sıvılar kullanarak buldukları hacimsel kütle transfer katsayısının gaz tutuş kesrine göre yoğunluk, viskozite ve yüzey gerilimi gibi sıvı özelliklerine daha çok duyarlı olduğunu belirttikleri sonuç ile uyum içindedir. Aynı işlemler 3 mm'lik orifis için de tekrar edildi ve elde edilen k_{LA} değerlerinin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.5'de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi k_{LA} değerleri 1.5-3.5 l/dak'lık sıvı akış hızlarında artmakta 4 l/dak'lık sıvı akış hızında ise kabarcık matriksinin artmaya başlamasıyla düşmeye başlamıştır. Sıvının viskozitesi ve yoğunluğuna bağlı olarak k_{LA} değerlerindeki azalma 3 mm'lik orifiste de görülmektedir. Daha sonra 4 mm'lik orifis sisteme monte edilip aynı sıvı ve gaz akış hızlarında işlemler aynen tekrar edildi ve elde edilen k_{LA} değerlerinin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.6'da verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi 4 mm'lik orifis içinde aynen hava-su sisteminde olduğu gibi düşük sıvı akış hızında kabarcıkların ve kabarcık matriksinin az olması nedeniyle k_{LA} değerinde gerekli veri elde edilememiştir ancak sıvı hızının 2.0 - 4.0 l/dak



Şekil 6.5. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-% 0.5 gliserin ve 3 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm³/dak : ○ 30, ● 40, △ 50, ■ 60, □ 70)

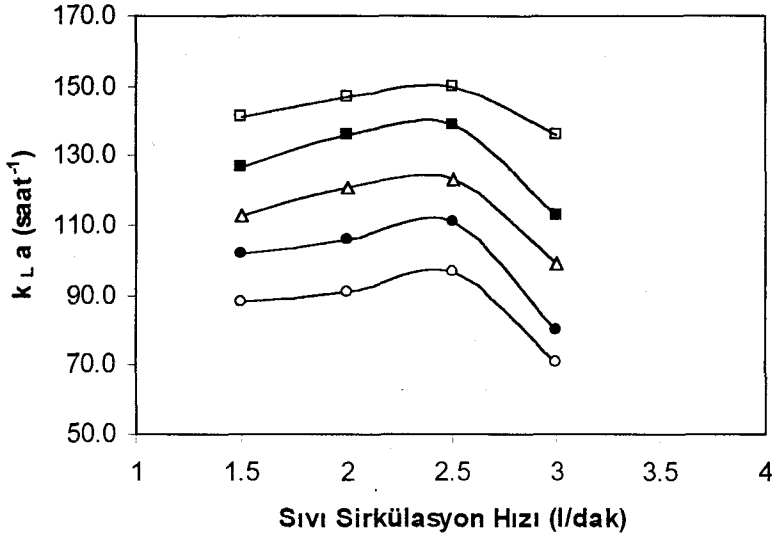


Şekil 6.6. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-% 0.5 gliserin ve 4 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm³/dak : ○ 30, ● 40, △ 50, ■ 60, □ 70)

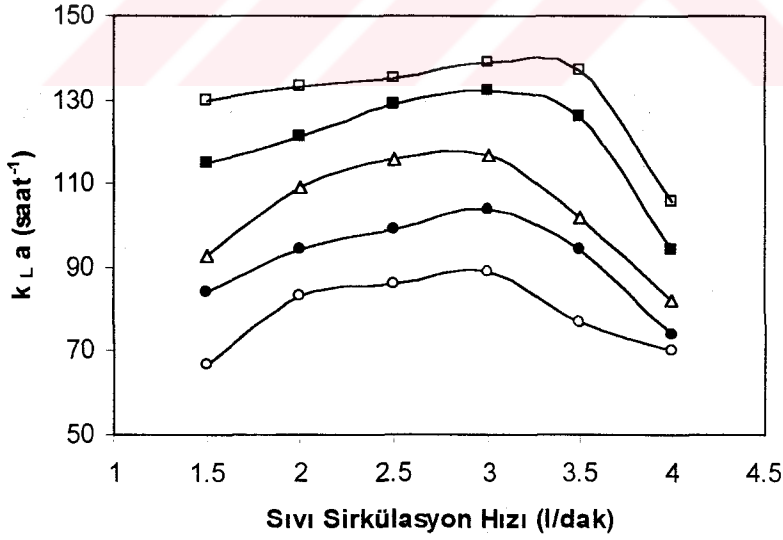
değerine kadar artışı ile kabarcık matriksinin de artmasıyla k_{La} değerleri artmaya başlamıştır.

6.1.3. Hava-% 0.5 Glikoz Sistemi

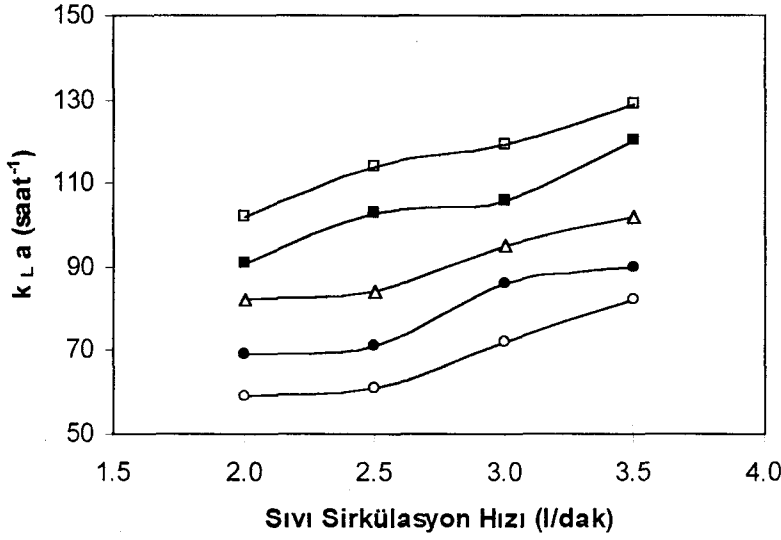
Deneylerin üçüncü aşamasında ise gliserin çözeltisine göre biraz daha viskoz % 0.5'lik glikoz çözeltisi kullanıldı. CDCR hazırlanan % 0.5'lik glikoz çözeltisi ile doldurularak sıvı akış hızları 1.5; 2.0; 2.5; 3.0; 3.5; 4.0 l/dak aralığında, gaz akış hızları da 30; 40; 50; 60; 70 cm³/dak aralığında çalışıldı. Bu akış hızlarında ki çözünmüş oksijen derişimleri ölçülüp eşitlik (3.3)'de yerine konarak k_{La} değerleri bulundu ve bu değerlerin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.7, 6.8 ve 6.9'da verilmiştir. Bu işlemler 2, 3 ve 4 mm'lik orifisler için aynen tekrar edildi. Şekillerden de görüldüğü gibi % 0.5'lik glikoz çözeltisi içinde her üç orifisin varlığında sıvı akış hızı artışıyla k_{La} değerleri bir artış göstermekte olup yüksek sıvı akış hızlarında ise gaz-sıvı temas süresi azaldığından k_{La} değerleri azalmaya başlamıştır. Yoğunluk artışından dolayı kabarcıkların birleşme eğilimi daha azdır ve hava - su sistemine göre daha küçük



Şekil 6.7. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-% 0.5 glikoz ve 2 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm^3/dak : $\circ$ 30, $\bullet$ 40, $\triangle$ 50, $\blacksquare$ 60, $\square$ 70)



Şekil 6.8. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-% 0.5 glikoz ve 3 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm^3/dak : $\circ$ 30, $\bullet$ 40, $\triangle$ 50, $\blacksquare$ 60, $\square$ 70)

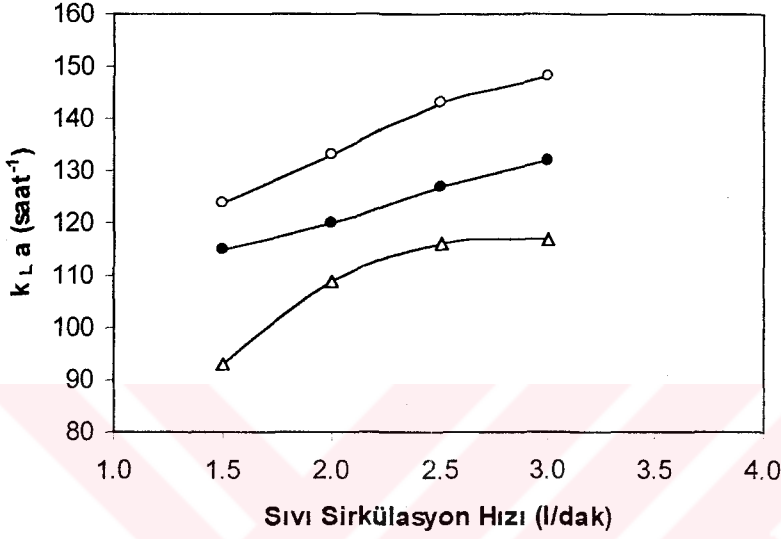


Şekil 6.9. Sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi: Hava-% 0.5 glikoz ve 4 mm'lik orifis (Gaz akış hızı, cm³/dak : ○ 30, ● 40, △ 50, ■ 60, □ 70)

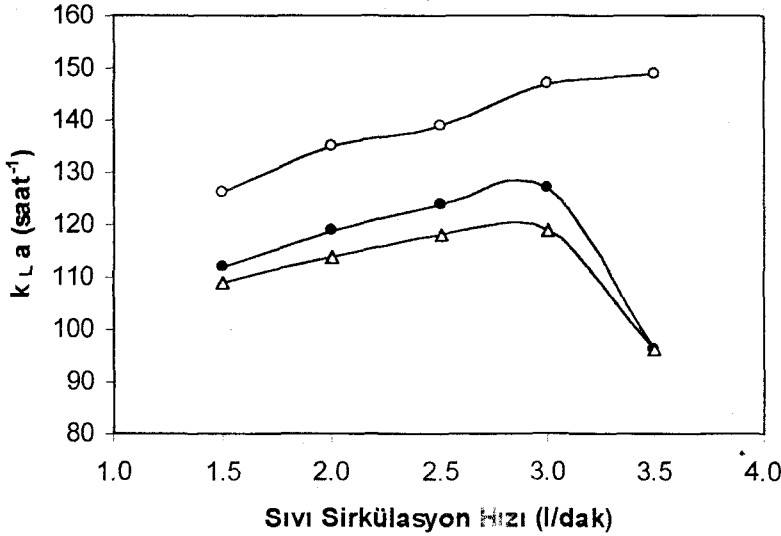
kabarcıklar (2.853 mm) olduğundan k_{La} değerleri sıvının yoğunluğuna ve viskozitesine bağlı olarak hava-su ve hava-gliserin sisteminde elde edilen değerlerden de daha düşük bir değere ulaşmıştır.

Yapılan bu çalışmalar neticesinde çalışmalar da kullanılan su, gliserin ve glikoz çözeltilerini karşılaştırdığımızda, k_{La} değerlerinin sıvı sirkülasyon hızı ile değişimi Şekil 6.10'da verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi su için elde edilen k_{La} değerleri hem gliserin çözeltisi hem de glikoz çözeltisi için elde edilen değerlerden daha yüksektir. Bu durumda sıvının yoğunluğu ve viskozitesi arttıkça k_{La} değerlerinin azaldığı ve kabarcıkların çarpışarak birleşme eğilimi azaldığından ve küçük kabarcıklar olduğundan (hava-su için $d_s = 3.867$ mm, hava-% 0.5 gliserin için $d_s = 3.445$ mm, hava-% 0.5 glikoz için $d_s = 2.853$ mm), küçük kabarcıklar için hacimsel kütle transfer katsayısı (k_{La}), k_L ve a şeklinde düşünüldüğünde, ara yüzey alanı a 'ya göre k_L değerleri penetrasyon veya film teorisine göre küçük olduğundan büyük kabarcıkların kütle transferine katkısı küçük kabarcıklara göre daha büyüktür (Deckwer, 1985). % 0.5 gliserin ve % 0.5 glikoz ortamının yoğunluk ve viskozite gibi özellikleri kabarcık boyutunu azalttığından k_{La} değerleri hava-su sistemine göre daha küçük bulunmuştur.

Farklı konsantrasyonlarda ki çözeltilerin etkisini belirlemek amacıyla gliserinin farklı üç derişimde (% 0.5, % 1, % 1.5'lik gliserin) çözeltisi hazırlanarak CDCR'da yapılan deneyler sonucunda k_{La} değerlerinin sıvı akış hızlarına karşı değişimi Şekil 6.11'de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi konsantrasyon arttıkça k_{La} değerleri de azalmaktadır.

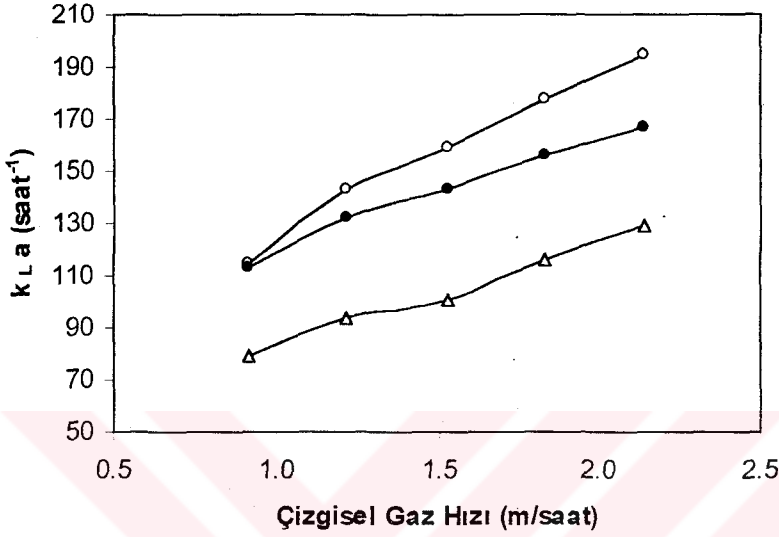


Şekil 6.10. Üç farklı sıvı için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : 3 mm'lik orifis ve gaz akış hızı 50 cm³/dak (○ : su, ● : % 0.5'lik gliserin, Δ : % 0.5'lik glikoz)

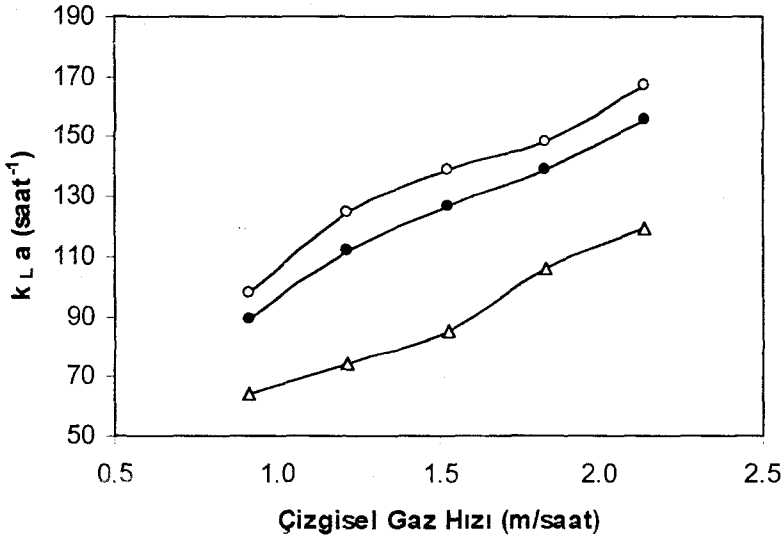


Şekil 6.11. Gliserinin üç farklı derişimi için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : 3 mm'lik orifis ve gaz akış hızı 60 cm³/dak (○ : % 0.5 gliserin, ● : % 1 gliserin, Δ : % 1.5 gliserin)

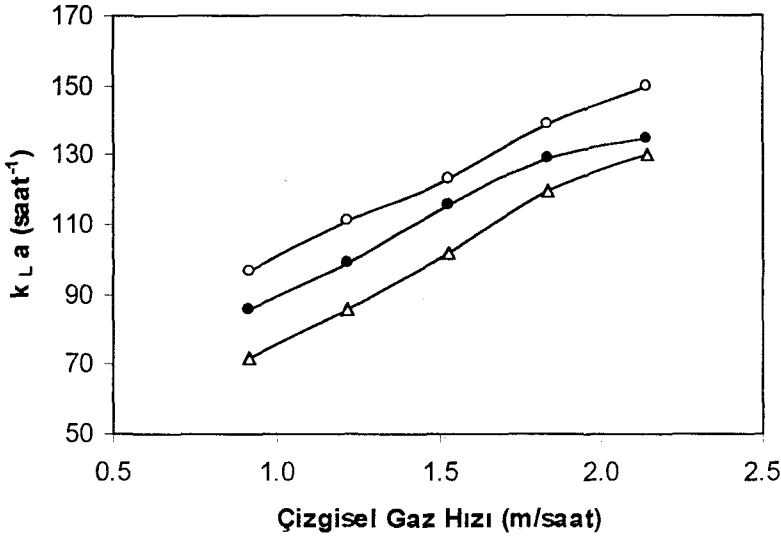
Sisteme beslenen gaz hızı ile $k_L a$ değerlerinin değişimi su, gliserin ve glikoz çözeltileri için Şekil 6.12, Şekil 6.13 ve Şekil 6.14'de verilmiştir. Gaz hızlarının artışı ile tutulan gaz miktarı arttığından dolayı ve daha büyük kabarcıkların oluşmasına neden olduğundan dolayı hacimsel kütle transfer katsayıları da artmaktadır. 2 mm'lik orifis de



Şekil 6.12. Hava-su sisteminde çizgisel gaz hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak (○ : 2 mm'lik orifis, ● : 3 mm'lik orifis, △ : 4 mm'lik orifis)



Şekil 6.13. Hava-% 0.5 gliserin sisteminde çizgisel gaz hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak (○ : 2 mm'lik orifis, ● : 3 mm'lik orifis, △ : 4 mm'lik orifis)

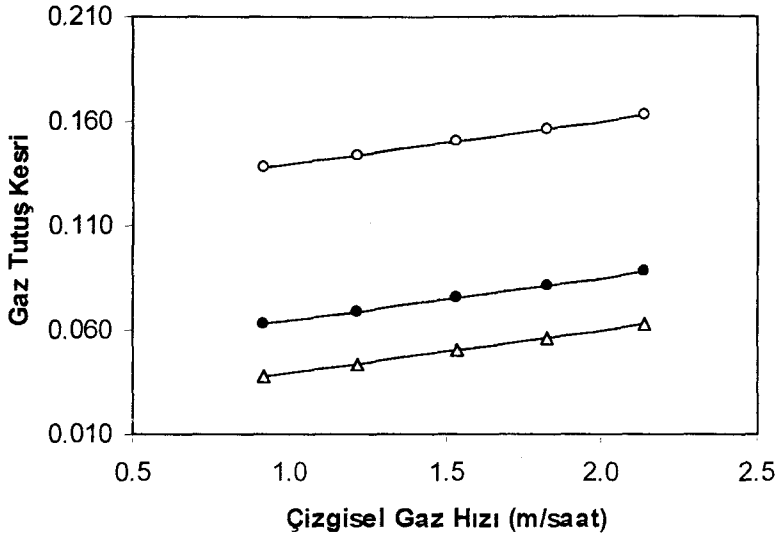


Şekil 6.14. Hava-% 0.5 glikoz sisteminde çizgisel gaz hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak (○ : 2 mm'lik orifis, ● : 3 mm'lik orifis, △ : 4 mm'lik orifis)

tutulan gaz miktarı fazla olduğundan dolayı bu orifis için k_{La} değerleri daha fazla olup orifis çapı arttıkça tutulan gaz miktarında ki azalmadan dolayı k_{La} değerleri de bu yönde bir azalma göstermektedir. Hava-su sisteminde olduğu gibi saf ligandlarda birleşme eğilimi fazla olduğundan , gliserin ve glikoz gibi daha viskoz sıvılarda ise kabarcıkların birleşme eğilimi azaldığından ve büyük kabarcıkların kütle transferine katkısı, küçük kabarcıklara göre daha yüksek olduğundan hava-su sistemi için k_{La} değerleri, % 0.5 gliserin ve % 0.5 glikoz çözeltisine göre daha büyüktür.

6.2. Gaz Tutuş kesri (ε_G)

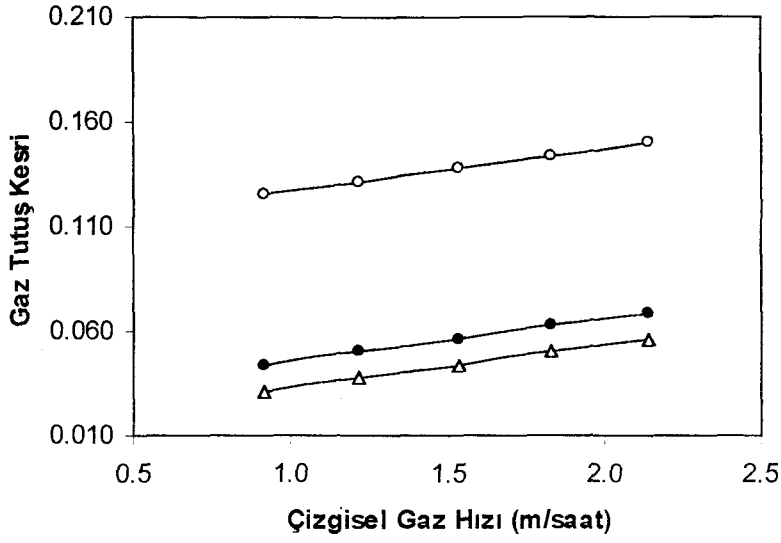
Gaz-sıvı dispersiyonlarını karakterize eden en önemli faktörlerden biri de gaz tutuş kesridir (gas holdup). Ortalama gaz tutuş kesri gaz kalış süresini etkilediği gibi dolaylı olarak ara yüzey alanı ile ilişkili bir parametredir (Shah vd., 1983). Ayrıca gaz tutuş kesri yüzey enerjinin ölçüsü olan yüzey gerilimine de bağlıdır. Hava-su sistemi için gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi Şekil 6.15'de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi hava-su sistemi için 2 mm'lik orifis kullanılarak yapılan deneylerde



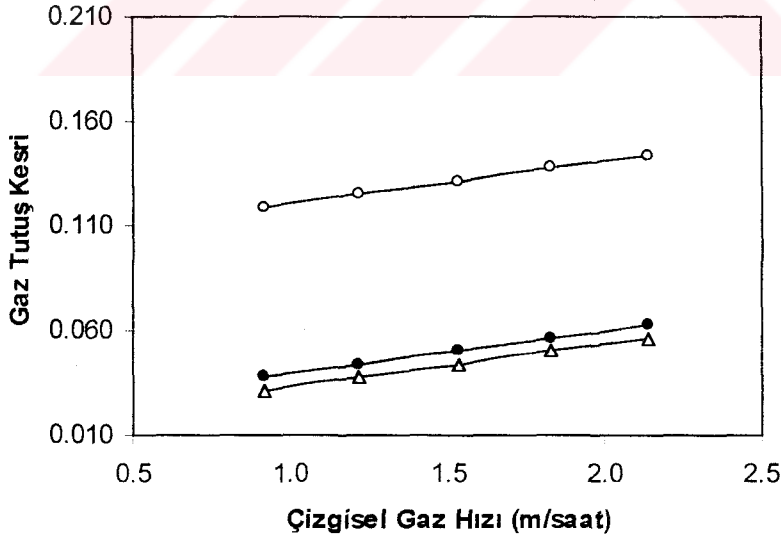
Şekil 6.15. Hava-su sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak (○ : 2 mm'lik orifis, ● : 3 mm'lik orifis, △ : 4 mm'lik orifis)

elde edilen değerler 3 ve 4 mm'lik orifisler kullanılarak elde edilen değerlerden daha yüksektir. Gaz hızının artışıyla tutulan gaz miktarının arttığı, orifis çapı büyüdükçe de tutulan gaz miktarının azaldığını söyleyebiliriz. Küçük orifis çapında elde edilen dispersiyon yüksekliğinin, orifis çapı büyüdükçe azalmasından ve gaz hızının artışıyla kabarcıkların birleşme eğilimi arttığından büyük kabarcıkların oluşması ve dolayısıyla tutulan gaz miktarının artmasıyla açıklanabilir.

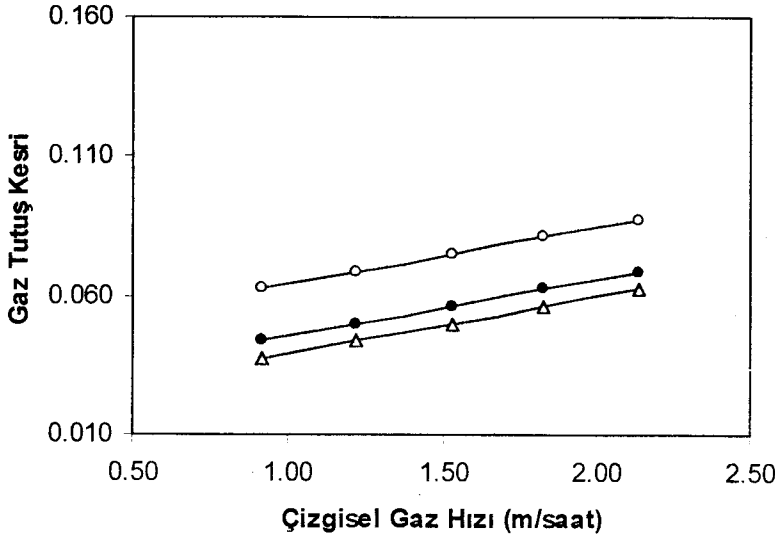
Sudan biraz daha viskoz olan % 0.5 gliserin ve % 0.5 glikoz çözeltisi için gaz tutuş kesrinin gaz hızına karşı değişimi Şekil 6.16 ve Şekil 6.17'de verilmiştir. Hem % 0.5 gliserin hem de % 0.5'lik glikoz çözeltisi için tutulan gaz miktarı gaz hızı artışıyla lineer olarak bir artış göstermektedir. Ancak gaz tutuş kesri hava - su sistemindeki değerlere göre daha düşüktür. Kantak ve arkadaşları (1995) kabarcık kolonlarda gaz faz dispersiyonu üzerine gaz ve sıvı özelliklerinin etkisi konulu yaptıkları çalışmada sıvı viskozitesindeki artışla gaz tutuş kesrinin bir azalma gösterdiğini belirtmişlerdir. Kullanılan su, % 0.5 gliserin ve % 0.5 glikoz çözeltilerinin gaz tutuş kesirlerine göre gaz hızı ile değişimleri Şekil 6.18'de verilmiştir.



Şekil 6.16. Hava-% 0.5 gliserin sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak (○ : 2 mm'lik orifis, ● : 3 mm'lik orifis, △ : 4 mm'lik orifis)

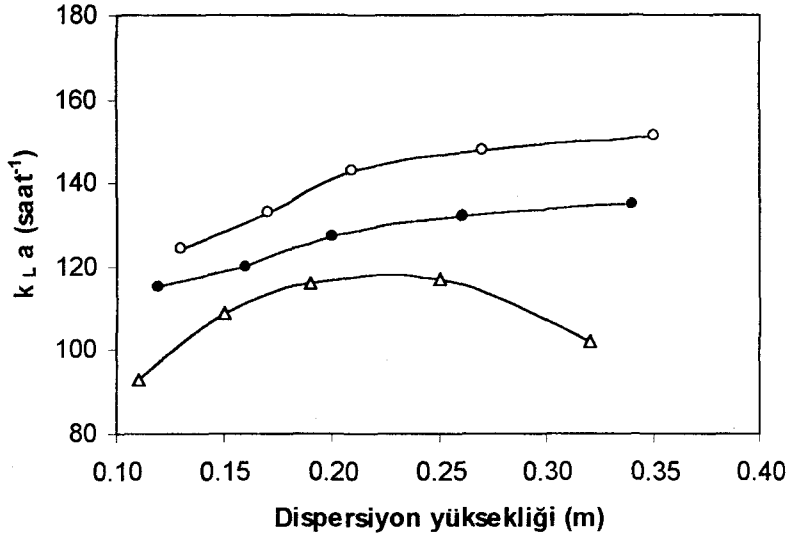


Şekil 6.17. Hava-% 0.5 glikoz sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi : sıvı akış hızı 2.5 l/dak (○ : 2 mm'lik orifis, ● : 3 mm'lik orifis, △ : 4 mm'lik orifis)

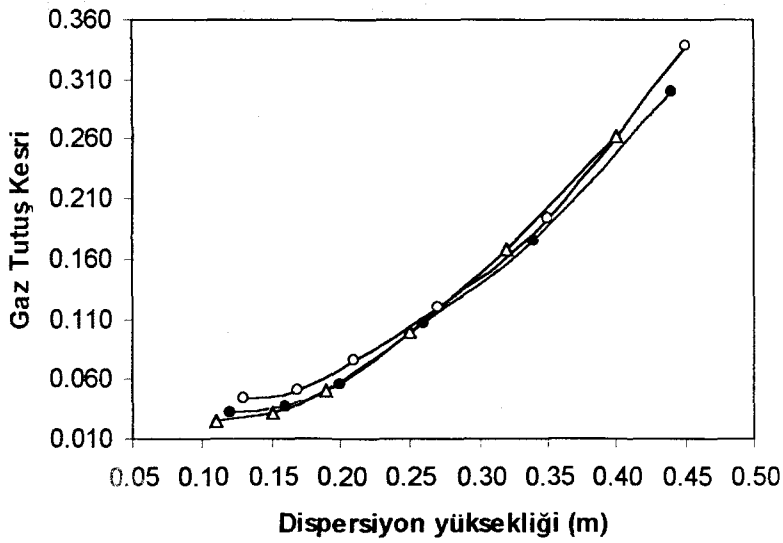


Şekil 6.18. Üç farklı sıvı için gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi : 3 mm'lik orifis ve sıvı akış hızı 2.5 l/dak (○ : su, ● : % 0.5 gliserin, △ : % 0.5 glikoz)

Dinamik oksijen absorpsiyon tekniğiyle bulunan k_{La} değerleri, genel olarak dispersiyon yüksekliğinin artmasıyla artmaktadır yani kolonun yüksekliği boyunca dispersiyon yüksekliği 0.13 m için k_{La} değeri, hava-su sisteminde ve 3 mm'lik orifis kullanıldığı durumda 124 saat^{-1} iken bu değer aynı sistemde dispersiyon yüksekliği 0.35 m için 151 saat^{-1} 'dir. Dispersiyon yüksekliğinin kütle transfer katsayısı üzerine etkisi Şekil 6.19'da verilmiştir. Ancak bu artış dispersiyon yüksekliğinin belirli bir değerine kadar devam etmektedir, daha sonra dispersiyon yüksekliğindeki artışla kolonun tamamen kabarcıkla doluşması sonucunda küçük kabarcıkların sürüklenerek sistemi terk etmesi ve kabarcıkların sıvıya temas süresi azaldığından k_{La} değerleri düşmeye başlamıştır. Bu düşüş 2 mm'lik orifis için aşırı bir jet akış sağladığından 2.5 l/dak'lık sıvı akış hızından sonra başlamıştır. 3 mm'lik orifis için 3.5 l/dak sıvı akış hızından sonra, 4 mm'lik orifis için ise kabarcık çapı büyüdüğünden ve aşırı bir dispersiyon olmamasından dolayı k_{La} değerlerinde azalma olmamıştır. Su için dispersiyon yüksekliklerine karşı elde edilen k_{La} değerleri % 0.5 gliserin çözeltisi ve % 0.5 glikoz çözeltisi için elde edilen değerlerden daha yüksektir. Yani çözelti viskozitesindeki artışa göre k_{La} değerlerinde bir azalma meydana gelmektedir. Dispersiyon yüksekliğinin gaz tutuş kesrine göre değişimi Şekil 6.20.'de verilmiştir. Dispersiyon yüksekliğinin artışıyla gaz tutuş kesrinin arttığı grafikten de görülmektedir.



Şekil 6.19. Üç farklı sıvı için dispersiyon yüksekliğinin kütle transfer katsayısı üzerine etkisi (○ : su, ● : % 0.5 gliserin, △ : % 0.5 glikoz)



Şekil 6.20. Üç farklı sıvı için dispersiyon yüksekliğinin gaz tutuş kesrine etkisi (○ : su, ● : % 0.5 gliserin, △ : % 0.5 glikoz)

6.3. Ara Yüzey Alanı (a)

Sıvı hacminin yardımıyla ara yüzey alanı (a), $a = 6\varepsilon_G / d_s$ bağıntısıyla bulundu. Bağıntıdan da görüldüğü gibi a , gaz tutuş kesri ε_G ve ortalama kabarcık çapı d_s 'e bağlı olarak değişmektedir. Kabarcık çapı viskozite, yoğunluk, yüzey gerilimi, iyonik güç gibi sıvı özelliklerine bağlıdır. Bu işlem için önce deneylerde kullandığımız çözeltilerin 3 mm'lik orifis kullanılarak hava akış hızının 50 cm³/dak ve sıvı akış hızının 3.5 l/dak olduğu durumdaki kabarcık görüntülerinin dijital fotoğraf makinasıyla fotoğrafları çekildi Şekil 6.21 ve Şekil 6.22. Çekilen bu kabarcık görüntüsünden 2 cm²'lik kesit alınarak bu alana düşen kabarcıkların çapları ölçülüp ortalaması alınarak ortalama kabarcık çapı d_s bulundu. Daha sonra bu değerleri kullanarak bu hava ve sıvı akış hızındaki gaz tutuş kesirleri de kullanılarak $a = 6\varepsilon_G / d_s$ bağıntısından ara yüzey alanı a bulundu. Bulunan d_s değerlerinden de görüldüğü gibi kullanılan sıvının viskozitesi arttıkça oluşan kabarcıkların çapı da azalmaktadır. Kabarcık çapındaki azalmadan dolayı ara yüzey alanı a 'da bir artış göstermektedir. Kullandığımız çözeltiler için, CDCR'da kabarcık çapları (d_s) ve a değerleri Tablo 6.2'de verilmektedir.

Tablo 6.2 Kullanılan Sistemlerin d_s ve a değerleri (3 mm'lik orifis ve hava akış hızı 50 cm³/dak, sıvı akış hızı 3.5 l/dak)

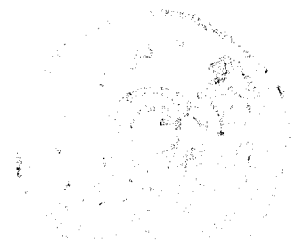
Sistem	$d_s(\text{mm})$	$a(\text{m}^2/\text{m}^3)$
Hava-su	3.867	300
Hava- % 0.5 gliserin	3.445	305
Hava- % 1.0 gliserin	3.288	319
Hava- % 1.5 gliserin	2.840	343
Hava- % 0.5 glikoz	2.853	355



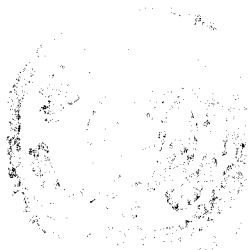
Şekil 6.21. Hava-su sisteminin CDCR'daki görüntüsü



Şekil 6.22. CDCR'da d_s ölçümü için hava-su sisteminde kabarcıkların görüntüsü



Tablodan da görüldüğü gibi kabarcık çapı küçüldükçe ara yüzey alanı a artmaktadır. Büyük kabarcıklar durumunda a 'nın küçük olması, sıvı fazın kütle transfer katsayısı k_L 'nin de büyük olması demektir böylece $k_L a$ değeri de büyüktür denir. Çok küçük kabarcıklar durumunda ise a 'nın değeri artmakta ve k_L değeri küçük olduğundan $k_L a$ değeri de küçüktür ayrıca küçük kabarcıklar katı partikül gibi davrandığından dolayı kütle transferine katkısı da azdır.



7. SONUÇLAR

CDCR’da kütle transferi ve akışkanların hidrodinamik özelliklerinin incelendiği bu çalışmada aşağıdaki sonuçlar elde edilmiştir.

Hava-su sistemi için 2 mm’lik orifis kullanılarak elde edilen k_{La} değerlerinin 3 ve 4 mm’lik orifis kullanılarak elde edilen değerlerden daha yüksek olduğu ve sıvı akış hızının artışıyla arttığı bulunmuştur. Ancak aşırı dispersiyon ve gazın sıvıya temas süresi azaldığından ve kabarcıkların sürüklenerek kolonu terk etmesinden dolayı 3.0 l/dak ve daha yüksek sıvı akış hızında ise bu değer düşmeye başladığı görülmüştür. Hava akış hızı 50 cm³/dak ve sıvı akış hızı 2.5 l/dak için k_{La} değeri 159 saat⁻¹ iken aynı hava akış hızında 4.0 l/dak sıvı akış hızı için herhangi bir değer elde edilememiştir.

Hava-su sistemi için 3 mm’lik orifis kullanıldığı zaman dispersiyon yüksekliğindeki ve gaz tutuş kesrindeki azalmadan dolayı k_{La} değerleri 2 mm’lik orifise göre elde edilen değerlerden daha düşük olduğu bulunmuştur. Ancak 3 mm’lik orifis de kabarcıkların büyüklükleri 2 mm’lik orifise göre göreceli olarak daha büyük olması ve sürüklenerek kolonu terk etmesi daha az olduğundan, sıvı akış hızının artışıyla k_{La} değerlerindeki artış 3.5 l/dak sıvı akış hızına kadar devam etmiştir, 4.0 l/dak sıvı akış hızı için bu değer düşmeye başlamıştır. Hava akış hızı 50 cm³/dak ve sıvı akış hızı 3.5 l/dak için k_{La} değeri 151 saat⁻¹ iken aynı hava akış hızında 4.0 l/dak sıvı akış hızı için 146 saat⁻¹ olarak bulunmuştur.

Hava-su sisteminde 4 mm’lik orifis kullanılarak yapılan deneylerde ise diğer iki orifise göre daha düşük k_{La} değerleri elde edilmiştir. Orifis çapının artışıyla daha az bir dispersiyon ve gaz tutuş kesri elde edilmiştir ayrıca gazın sıvıya teması da azalmıştır öyle ki 1.5 l/dak sıvı akış hızında kabarcıkların ve kabarcık matriksinin az olması yeterince yüzey alanı oluşmadığından k_{La} değerlerinde fazla bir değişimin olmadığı görülmüştür. Daha yüksek sıvı akış hızlarında ise artmaya devam etmiştir. Hava akış hızı 50 cm³/dak ve sıvı akış hızı 1.5 l/dak için k_{La} değerinde bir değişim görülmezken aynı hava akış hızında 4.0 l/dak sıvı akış hızı için 129 saat⁻¹ olarak bulunmuştur.

Viskozite, yoğunluk ve gaz-sıvı akış hızı gibi hidrodinamik şartlar kabarcık boyutunu ve küçük kabarcıkların birleşme eğilimini etkilemektedir. Bu amaçla sudan

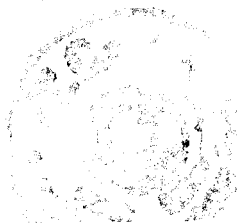
biraz daha viskoz % 0.5 gliserin çözeltisinin kullanıldığı, hava-% 0.5 gliserin sisteminde elde edilen k_{La} değerlerinin hava-su sisteminde elde edilenlere göre daha düşük olduğu görülmüştür. Ayrıca 2, 3 ve 4 mm'lik orifisler kullanılarak yapılan deney sonuçlarından elde edilen k_{La} değerlerindeki artma ve azalma da hava-su sisteminde ki ile yaklaşık olarak aynı değişimleri göstermiştir. 2 mm'lik orifis için hava akış hızı 50 cm³/dak ve sıvı akış hızı 2.5 l/dak için k_{La} değeri 139 saat⁻¹ iken aynı hava ve sıvı akış hızında 3 ve 4 mm'lik orifisler için bu değerler sırasıyla 127 ve 85 saat⁻¹ olarak bulunmuştur.

Sıvı viskozitesinin artışıyla k_{La} değerlerindeki değişimi görmek amacıyla son olarak da % 0.5 glikoz çözeltisinin kullanıldığı hava-% 0.5 glikoz sisteminde yapılan deneylerde ise k_{La} değerlerinin hem hava-su sistemi hem de hava-% 0.5 gliserin sisteminde elde edilen değerlerinden daha düşük olduğu görülmüştür. Benzer değişimler burada da gözlenmekle birlikte 2 mm'lik orifis için hava akış hızı 50 cm³/dak ve sıvı akış hızı 2.5 l/dak için k_{La} değeri 123 saat⁻¹ iken aynı hava ve sıvı akış hızında 3 ve 4 mm'lik orifisler için ise bu değerler sırasıyla 116 ve 84 saat⁻¹ olarak bulunmuştur. Buradan viskozite artışıyla k_{La} değerlerinin azaldığı sonucuna varılmıştır.

Konsantrasyon değişiminin k_{La} değerlerine etkisini incelemek amacıyla gliserinin farklı üç derişimde (% 0.5-1.0-1.5) çözeltileri hazırlanarak yapılan deneylerde ise konsantrasyon miktarındaki artışla birlikte çözeltinin yoğunluk ve viskozitesi de arttığından k_{La} değerlerinin de azaldığı görülmüştür. Hava- % 0.5 gliserin sisteminde hava akış hızı 50 cm³/dak ve sıvı akış hızı 2.5 l/dak için k_{La} değeri 127 saat⁻¹ iken aynı hava ve sıvı akış hızında % 1 ve % 1.5 gliserin çözeltisi kullanılması durumunda bu değerler sırasıyla 107 ve 98 saat⁻¹ olarak bulunmuştur.

Gaz akış hızının artışıyla k_{La} değerlerinin, kullanılan tüm sıvı ve farklı üç orifis için lineer olarak arttığı görülmüştür.

Gaz akış hızının artışıyla gaz tutuş kesrinin incelendiği deneylerde ise gaz hızı arttıkça tutulan gaz miktarının kullanılan orifis çapına bağlı olarak lineer bir artış gösterdiği özellikle 2 mm'lik orifisin kullanıldığı deneylerde aşırı bir dispersiyon yüksekliği oluşturduğundan tutulan gaz miktarının 3 ve 4 mm'lik orifisin kullanıldığı deneylerde elde edilen gaz tutuş kesirlerine göre daha yüksek olduğu bulunmuştur.



Dispersiyon yüksekliği artışı (0.3 m) ile hacimsel kütle transfer katsayısı k_{La} değerlerinin arttığı daha yüksek dispersiyon yüksekliklerinden ise etkilenmediği, tutulan gaz miktarının ise dispersiyon yüksekliğindeki artışla orantılı olduğu yani düşük dispersiyon yüksekliğinde tutulan gaz miktarının daha az olduğu yüksek dispersiyon değerlerinde ise daha fazla olduğu görölmüştür.

Kabarcık oluşumunun sıvının viskozitesi ve yoğunluğuna bağlı olarak hava-su sisteminde 3.867 mm çapında kabarcıklar oluşurken hava- %0.5 gliserin ve hava- %0.5 glikoz sisteminde sırasıyla 3.445, 2.853 mm çapında kabarcıklar oluştuğu buna bağlı olarak büyük kabarcıkların kütle transferine katkısının küçük kabarcıklara göre daha fazla olduğu bulunmuştur.

Sonuç olarak CDCR'ın performansının gaz ve sıvı akış hızları ile viskozite ve yoğunluk gibi sıvının fiziksel özelliklerine bağlı olarak oluşan kabarcık gelişimine ve boyutuna bağlı olduğu düşük gaz ve sıvı akış hızlarında hacimsel kütle transfer katsayılarının küçük, gaz ve sıvı akış hızlarının artışı ile k_{La} değerlerinin arttığı, kullanılan farklı üç orifis çapı (2, 3 ve 4 mm) için en yüksek k_{La} değerlerinin 2 mm'lik orifis kullanılarak elde edildiği ve kütle aktarım olaylarının hızı sınırladığı gaz-sıvı ve gaz-sıvı-katı sistemler için kullanılabilir olduğu söylenebilir.

KAYNAKLAR

Alper, E., Serpemen, Y. and Deckwer, W.D., 1980, Advances in biotechnology, Pergamon Press, 1, Toronto, 511.

Akita, K., and Yoshida, F., 1973, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 12, 76.

Bisio, A., and R. Kabel eds., 1984, Process Industries. Wiley & Sons, New York.

Boyes, A. P. and Ellis, S.R.M., 1976, Gas-liquid contactor. U.K. Patent 1, 596, 738 A.

Boyes, A. P., Forster, C. F., Kelly, A. J. and Maroglou, A., 1982, Design and operational features of an aerobic fluidized bed reactor, in Design '82, Symp. Ser. No. 76, Instn. Chem. Eng., London.

Boyes, A.P., Lu, X.X., Raymahasay, S. And Winterbottom, J.M., 1989, Hydrogenation studies with a cocurrent downflow contactor (CDC) reactor. In chempor '89 Proc. September 18-20, Lisbon, 2R1-2R7.

Boyes, A.P., Chughtai, A., Lu, X.X., Raymahasay, S., Sarmento, S., Tilston, M.W. and Winterbottom, J.M., 1992, The Cocurrent downflow contactor (CDC) reactor. Chem. Eng. Sci., 47,13-14, 3729-3736.

Calderbank, P.H., Moo-Young, M.B., and Bibby, R., 1964, Proc. 3rd Eur. Symp. React. Eng., Amsterdam.

Clift, R., Grace, J.R., and Weber, M.E., 1978, Bubbles, drops and particles. Academic Pres, New York.

Cramers, P.H.M.R., Beenackers, A.A.C.M. and Dierendonck, L.L., 1992, Hydrodynamics and mass transfer characteristics of a loop-venturi reactor with a downflow liquid jet ejector. Chem. Eng. Sci., 47, 13-14, 3557-3564.

Deckwer, W.D., Burckhart, R., and Zoll, G., 1974, Chem. Eng. Sci., 29, 2177.

Deckwer, W.D., Nguyen-Tien, K., Kelkar, B.G., and Shah, Y.T., 1983, *AIChE J*, 29, 915-916.

Deckwer, W.D., 1985, *Bubble column reactors*. Otto Sale Verlag GmbH & Co., 1th Edition, Switzerland, 157-158.

Deckwer, W.D., 1992, *Bubble column reactors*. John Wiley and Sons Ltd. Baffins Lane, Chichester, West Sussex P019 IUD, England, 1-12, 47-51, 157-160, 191-192

Dursun, G., Özer, A., Elibol, M. and Özer, D., 1999, Mass transfer characteristics of a fermentation broth in a reactor: co-current downflow contacting reactor. *Process Biochemistry*, 34, 133-137.

Evinc, F., 1982, Absorption of gases in a cocurrent downflow column. M. Sc. thesis, University of Birmingham, U.K.

Friedel, L., Herbrechtsmeier, P. and Steiner, R., 1980, Mean gas holdup in downflow bubble columns. *Ger. Chem. Eng.*, 3, 342-346.

Fujie, K., Takaine, M., Kubota, H. and Miyaji, Y., 1980, Flow and oxygen transfer in cocurrent gas-liquid downflow. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 13, 3, 188-193.

Gardiner, M. C. S., 1977, Improved performance from multi-phase contacting device. *Processing*, 23, 37-39.

Grund, G., Schumpe, A. and Deckwer, W.D., 1992, Gas-liquid mass transfer in a bubble column with organic liquids. *Chem. Eng. Sci.*, 47, 13-14, 3509-3516.

Herbrechtsmeier, P., Schafer, H. and Steiner, R., 1981, Gas absorption in downflow bubble columns for the ozone-water system. *Ger. Chem. Eng.*, 4, 258-264.

Kantak, M.V., Hesketh, R.P. and Kelkar, B.G., 1995, Effect of gas and liquid properties on gas phase dispersion in bubble columns. *Chem. Eng. J.*, 59, 91-100.

Kulkarni, A. A. and Shah, Y. T., 1984, Gas phase dispersion in a downflow bubble column. Chem. Eng. Commun., 28, 311-326.

Kobayashi, T., Van Dedem, G. and Moo-Young, M., 1973, Biotech. Bioeng., 15, 27.

Laari, A., Kallas, J. and Palosaari, S., 1997, Gas-liquid mass transfer in bubble columns with a T-junction nozzle for gas dispersion. Chem. Eng. Technol., 20, 8, 550-556.

Lu, X.X., 1988, A study of a characteristics of a novel cocurrent downflow bubble column contactor for use as a three-phase reactor. Ph.D. thesis, University of Birmingham, U.K.

Lu, X.X., Boyes, A.P. and Winterbottom, J.M., 1994, Operating and hydrodynamic characteristics of a cocurrent downflow bubble column reactor. Chem. Eng. Sci., 49, 24B, 5719-5733.

Mangartz, K.H., and Pilhofer, Th., 1980, Verfahrenstechnik, 14, 40.

Öztürk, Ö.Ö., Schumpe, A. and Deckwer, W.D., 1987, Organic liquids in a bubble column : holdups and mass transfer coefficients. AIChE J., 33, 9, 1473-1480.

Ramachandran, P.A. and Chaudhari R.V., 1983, Three-phase catalytic reactors . Gordon and Breach science publishers Inc., NY 10016, Newyork, 169-170.

Samah. M., Belkacem, B., Dabaliz, A. and Otterbein, M., 1999, Experimental study on a cocurrent gas-liquid downflow contactor with gas entrainment by a liquid jet. Chem. Eng. Technol., 22, 12, 1043-1049.

Shah. Y.T., Kelkar, G.B., Godbole, S.P., and Deckwer W.D., 1982, AIChE J., 28, 353.

Shah. Y.T., Kulkarni, A.A and Wieland, J.H., 1983, Gas holdup in two and three - phase downflow bubble columns. Chem. Eng. J., 26, 95-104.

Shah, Y.T. and Deckwer, W.D., 1984, "Fluid-fluid reactors" in "Scale-up in the Chemical Process Industries". Wiley and Sons, New York.

Steiner, R., 1987, Operating characteristics of special bubble column reactors. Chem. Eng. Process., 21, 1-8.

Tilston, M.W., 1989, The development of a swirl flow CDC . Ph.D. thesis, University of Birmingham, U.K.

Ueyama, K. and Miyauchi, T., 1979, AIChE J., 25, 258.

Weiland, P., and Onken, U., 1981, Ger. Chem. Eng., 4, 174.

Xianliou, M., Dazhang, H. and Rongji, H., 1992, Gas holdup and volumetric liquid phase mass transfer coefficients in a downjet loop reactor. Chem. Eng. J., 49, 49-54.

EKLER

Ek 1. k_{La} değerlerini elde etmek için örnek hesaplama.

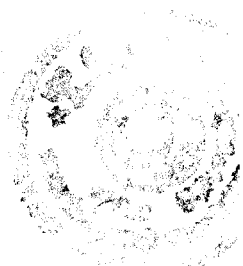
Tablo E1.1. $T = 26^{\circ}\text{C}$ ve 2 mm'lik orifis için hava-su sisteminde verilen gaz-sıvı akış hızlarında, zamanla çözülmüş oksijenin mg/l olarak derişim değerleri.

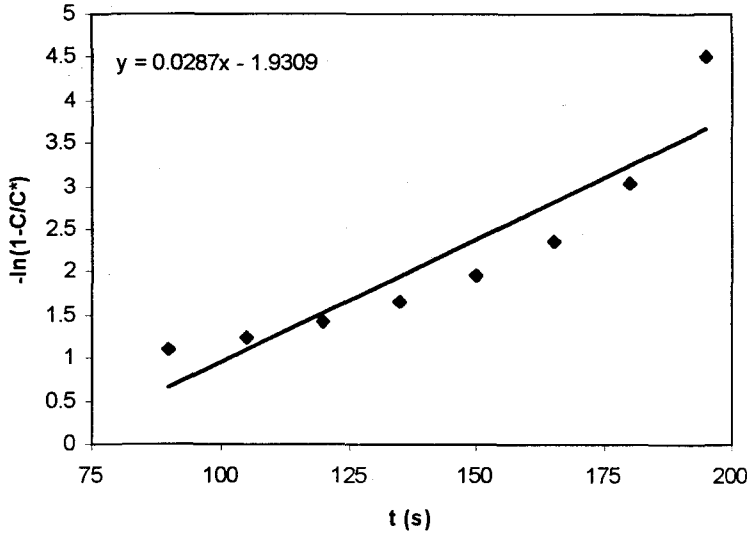
Süre(s)	$F_L = 3.5 \text{ l/dk}$ $F_G = 30 \text{ cm}^3/\text{dk}$ için $C(\text{mg/l})$	$F_L = 3.5 \text{ l/dk}$ $F_G = 40 \text{ cm}^3/\text{dk}$ için $C(\text{mg/l})$	$F_L = 3.5 \text{ l/dk}$ $F_G = 50 \text{ cm}^3/\text{dk}$ İçin $C(\text{mg/l})$	$F_L = 3.5 \text{ l/dk}$ $F_G = 60 \text{ cm}^3/\text{dk}$ İçin $C(\text{mg/l})$	$F_L = 3.5 \text{ l/dk}$ $F_G = 70 \text{ cm}^3/\text{dk}$ İçin $C(\text{mg/l})$
0	0	0	0	0	0
15	3.05	3.00	2.98	2.60	2.60
30	3.40	3.42	3.44	3.24	3.29
45	3.71	3.80	3.96	3.84	4.07
60	4.11	4.21	4.41	4.49	4.75
75	4.50	4.65	4.93	5.10	5.45
90	4.88	5.05	5.45	5.67	6.14
105	5.21	5.53	5.96	6.24	6.79
120	5.58	5.98	6.47	6.79	7.28
135	5.95	6.40	6.91	7.27	
150	6.31	6.78	7.26		
165	6.66	7.08			
180	7.00	7,31			
195	7.27				

26°C için çözülmüş oksijenin doygunluk değeri $C^* = 7.35 \text{ mg/l}$ 'dir. Bu değerler,

$$\ln(1 - C/C^*) = -k_L a.t$$

eşitliğine göre t ile $-\ln(1 - C/C^*)$ arasında grafiğe geçirilir. Çizilen grafikte elde edilen doğrunun eğiminden k_{La} hesaplanır.

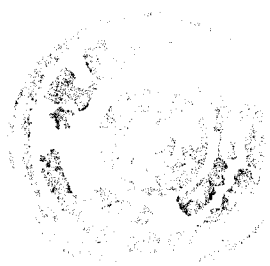




$y = 0.0287x - 1.9309$ ifadesinde,

$$\text{eğim} = k_L a = 0.0287 \text{ s}^{-1} \cdot 3600 = 103.32 \text{ saat}^{-1}$$

olarak bulunur. Tüm gaz ve sıvı akış hızlarında okunan $C(\text{mg/l})$ değerleri için $k_L a$ değerleri aynı şekilde bulunur.



Ek 2. Ek 1’de gösterildiği gibi hesaplanan k_La değerleri.

Tablo E2.1. Hava-su sistemi ve 2 mm’lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_La(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm ³ /dak)	$F_G = 40$ (cm ³ /dak)	$F_G = 50$ (cm ³ /dak)	$F_G = 60$ (cm ³ /dak)	$F_G = 70$ (cm ³ /dak)
1.5	103	130	140	155	171
2.0	113	132	148	165	181
2.5	115	143	159	177	195
3.0	111	139	152	162	177
3.5	103	126	146	154	167
4.0	-	-	-	-	-

Tablo E2.2. Hava-su sistemi ve 3 mm’lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_La(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm ³ /dak)	$F_G = 40$ (cm ³ /dak)	$F_G = 50$ (cm ³ /dak)	$F_G = 60$ (cm ³ /dak)	$F_G = 70$ (cm ³ /dak)
1.5	95	111	124	136	142
2.0	109	122	133	147	151
2.5	113	132	143	156	167
3.0	121	135	148	162	171
3.5	125	138	151	164	176
4.0	120	135	146	157	166

Tablo E2.3. Hava-su sistemi ve 4 mm’lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_La(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm ³ /dak)	$F_G = 40$ (cm ³ /dak)	$F_G = 50$ (cm ³ /dak)	$F_G = 60$ (cm ³ /dak)	$F_G = 70$ (cm ³ /dak)
1.5	-	-	-	-	-
2.0	55	67	75	85	99
2.5	79	94	101	116	129
3.0	90	98	107	126	145
3.5	98	106	121	131	152
4.0	102	109	129	138	156

Tablo E2.4. Hava-% 0.5 gliserin sistemi ve 2 mm'lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm^3/dak)	$F_G = 40$ (cm^3/dak)	$F_G = 50$ (cm^3/dak)	$F_G = 60$ (cm^3/dak)	$F_G = 70$ (cm^3/dak)
1.5	91	115	127	139	149
2.0	95	120	135	143	164
2.5	98	125	139	148	167
3.0	47	79	81	118	129
3.5	-	-	-	-	-
4.0	-	-	-	-	-

Tablo E2.5. Hava-% 0.5 gliserin sistemi ve 3 mm'lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm^3/dak)	$F_G = 40$ (cm^3/dak)	$F_G = 50$ (cm^3/dak)	$F_G = 60$ (cm^3/dak)	$F_G = 70$ (cm^3/dak)
1.5	79	102	115	126	139
2.0	83	106	120	135	149
2.5	89	112	127	139	156
3.0	95	117	132	147	164
3.5	97	121	135	149	169
4.0	63	79	96	116	135

Tablo E2.6. Hava-% 0.5 gliserin sistemi ve 4 mm'lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm^3/dak)	$F_G = 40$ (cm^3/dak)	$F_G = 50$ (cm^3/dak)	$F_G = 60$ (cm^3/dak)	$F_G = 70$ (cm^3/dak)
1.5	-	-	-	-	-
2.0	49	68	75	94	110
2.5	64	74	85	106	119
3.0	77	88	102	116	125
3.5	84	96	111	125	137
4.0	88	99	114	131	144

Tablo E2.7. Hava-% 0.5 glikoz sistemi ve 2 mm'lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm^3/dak)	$F_G = 40$ (cm^3/dak)	$F_G = 50$ (cm^3/dak)	$F_G = 60$ (cm^3/dak)	$F_G = 70$ (cm^3/dak)
1.5	88	102	113	127	141
2.0	91	106	121	136	147
2.5	97	111	123	139	150
3.0	71	80	99	113	136
3.5	-	-	-	-	-
4.0	-	-	-	-	-

Tablo E2.8. Hava-% 0.5 glikoz sistemi ve 3 mm'lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

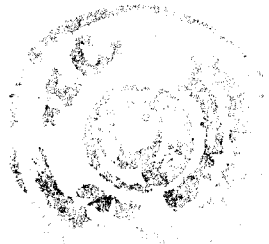
F_L (l/dak)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm^3/dak)	$F_G = 40$ (cm^3/dak)	$F_G = 50$ (cm^3/dak)	$F_G = 60$ (cm^3/dak)	$F_G = 70$ (cm^3/dak)
1.5	67	84	93	115	130
2.0	83	94	109	121	133
2.5	86	99	116	129	135
3.0	89	104	117	132	139
3.5	77	94	102	126	137
4.0	70	74	82	94	106

Tablo E2.9. Hava-% 0.5 glikoz sistemi ve 4 mm'lik orifis için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi

F_L (l/dak)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$				
	$F_G = 30$ (cm^3/dak)	$F_G = 40$ (cm^3/dak)	$F_G = 50$ (cm^3/dak)	$F_G = 60$ (cm^3/dak)	$F_G = 70$ (cm^3/dak)
1.5	-	-	-	-	-
2.0	59	69	82	91	102
2.5	61	71	84	103	114
3.0	72	86	95	106	119
3.5	82	90	102	120	129
4.0	-	-	-	-	-

Tablo E2.10. % 0.5-1.0-1.5 gliserin için sıvı sirkülasyon hızının kütle transfer katsayısı üzerine etkisi.

F_L (l/dak)	<u>k_{La} (saat⁻¹)</u>		
	% 0.5 gliserin	% 1.0 gliserin	% 1.5 gliserin
1.5	126	112	109
2.0	135	119	114
2.5	139	124	118
3.0	147	127	119
3.5	149	96	96
4.0	-	-	-



Ek 3. Gas Holdup (Gaz tutuş kesri) (ε_G)

Hava-su sisteminde 3 mm'lik orifisin kullanıldığı durumda aşağıdaki gaz ve sıvı akış hızları için örnek gaz tutuş kesri hesabı,

$$F_G = 50 \text{ cm}^3/\text{dak}, F_L = 3.5 \text{ l/dak}, L_B = 80 \text{ cm}, L_R = 64.5 \text{ cm},$$

$$\varepsilon_G = \frac{L_B - L_R}{L_B} \text{ eşitliğinden,}$$

$$\varepsilon_G = \frac{L_B - L_R}{L_B} = \frac{80 - 64.5}{80} = 0.19375 \text{ olarak bulunur.}$$

Tablo E3.1. Hava-su sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi

$U_G(\text{m/saat})$	ε_G		
	2 mm	3 mm	4 mm
0.92	0.13750	0.06250	0.03750
1.22	0.14375	0.06875	0.04375
1.53	0.15000	0.07500	0.05000
1.83	0.15625	0.08125	0.05625
2.14	0.16250	0.08750	0.06250

Tablo E3.2. Hava-% 0.5 gliserin sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi

$U_G(\text{m/saat})$	ε_G		
	2 mm	3 mm	4 mm
0.92	0.12500	0.04375	0.03125
1.22	0.13125	0.05000	0.03750
1.53	0.13750	0.05625	0.04375
1.83	0.14375	0.06250	0.05000
2.14	0.15000	0.06875	0.05625

Tablo E3.3. Hava-% 0.5 glikoz sisteminde gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi

$U_G(\text{m/saat})$	$\frac{\varepsilon_G}{\text{mm}}$		
	2 mm	3 mm	4 mm
0.92	0.11875	0.03750	0.03125
1.22	0.12500	0.04375	0.03750
1.53	0.13125	0.05000	0.04375
1.83	0.13750	0.05625	0.05000
2.14	0.14375	0.06250	0.05625

Tablo E3.4. Üç farklı sıvı için gaz tutuş kesrinin çizgisel gaz hızı ile değişimi

$U_G(\text{m/saat})$	$\frac{\varepsilon_G}{\text{mm}}$		
	Su	% 0.5 gliserin	% 0.5 glikoz
0.92	0.063	0.044	0.038
1.22	0.069	0.050	0.044
1.53	0.075	0.056	0.050
1.83	0.081	0.063	0.056
2.14	0.088	0.069	0.063

Ek 4. Dispersiyon yüksekliği

Tablo E4.1. Üç farklı sıvı için dispersiyon yüksekliğinin kütle transfer katsayısı üzerine etkisi.

Dis.yük.(m)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$	Dis.yük.(m)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$	Dis.yük.(m)	$k_L a(\text{saat}^{-1})$
	(Su)		(% 0.5 Gliserin)		(% 0.5 Glikoz)
0.13	124	0.12	115	0.13	93
0.17	133	0.16	120	0.16	109
0.21	143	0.20	127	0.21	116
0.27	148	0.26	132	0.26	117
0.35	151	0.34	135	0.32	102
0.45	-	0.44	-	0.40	-

Tablo E4.2. Üç farklı sıvı için dispersiyon yüksekliğinin gaz tutuş kesrine etkisi.

Dis.yük.(m)	ε_G	Dis.yük.(m)	ε_G	Dis.yük.(m)	ε_G
	(Su)		(% 0.5 Gliserin)		(% 0.5 Glikoz)
0.13	0.044	0.12	0.031	0.11	0.025
0.17	0.050	0.16	0.038	0.15	0.031
0.21	0.075	0.20	0.056	0.19	0.050
0.27	0.119	0.26	0.106	0.25	0.100
0.35	0.194	0.34	0.175	0.32	0.169
0.45	0.338	0.44	0.300	0.40	0.263

T.C. YÜSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ