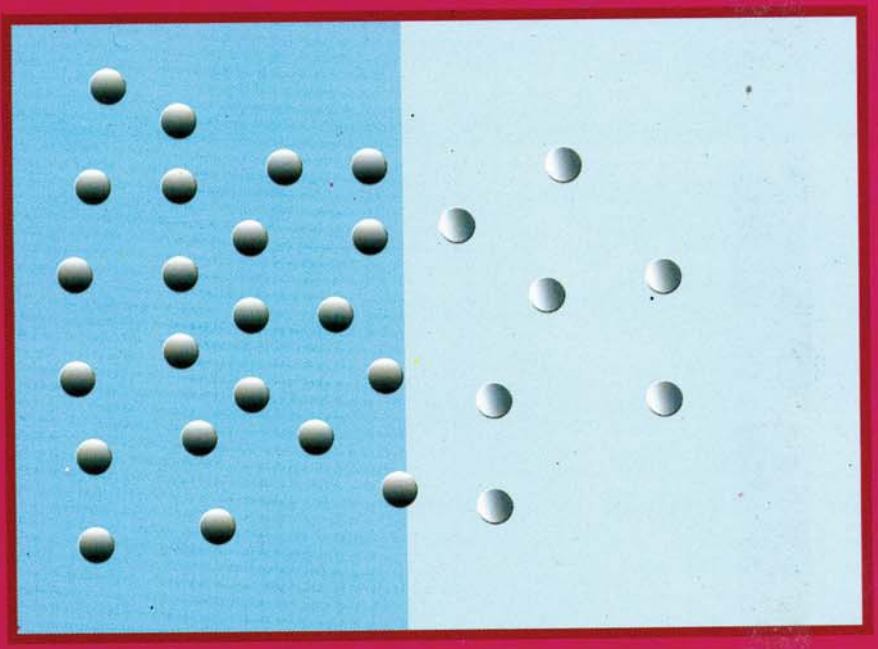
KİMYA MÜHENDİSLİĞİNDE KÜTLE AKTARIMI



Prof. Dr. Gönenç ARIN
Cumhuriyet Üniversitesi Mühendislik Fakültesi
Kimya Mühendisliği Bölümü

2006 SİVAS

İÇİNDEKİLER

Sayfa No

ÖNSÖZ

KONU 1: DİFÜZYON 1-25
1.1 KÜTLE AKTARIMI VE UYGULAMALARI 1
1.2.FAZLAR ARASINDA KÜTLE AKTARIMI VE DİFÜZYON PRENSİPLERİ 1
1.3. DİFÜZYON TEORİSİ 2
1.3.1. DİFÜZYONUN ISI AKTARIMI İLE KARŞILAŞTIRILMASI 2
1.3.2. DİFÜZYON MİKTARLARI 3
1.3.3. DİFÜZYON HIZLARI 4
1.3.3.1. MOLAR AKIŞ HIZI, ÇİZGİSEL HIZ VE AKI 4
1.3.4. DİFÜZİVİTELER ARASINDAKİ BAĞINTILAR 5
1.3.5. DİFÜZYON DENKLEMLERİNİN YORUMU 6
1.3.5.1. EŞMOLLÜ DİFÜZYON 7
1.3.5.2. TEK BİLEŞENİN KÜTLE AKTARIMI (TEK YÖN DİFÜZYONU) 8
1.4. DİFÜZİVİTELERİN ÖNGÖRÜMÜ 10
1.4.1. GAZLARDA DİFÜZYON KATSAYILARI 10
1.4.2. SIVILARDA DİFÜZYON 13
1.4.2.1. Elektrolitik Olmayan Seyreltik Çözeltiler 14
1.4.2.2. Elektrolitik Olmayan Derişik Çözeltiler 16
1.4.2.3.Elektrolitik Seyreltik Çözeltiler 16
1.4.3. GÖZENEKLİ KATILARDA DİFÜZYON 17
1.4.4. GÖZENEKLİ KATILARDA SEYRELTİK SIVI ÇÖZELTİLERİNİN DİFÜZYONU 18
1.4.5.KARIŞIK (TÜRBÜLEN) AKIMDA DİFÜZYON 18
1.5. GENEL MADDE DENGELERİ 19
1.6. ÇOK BİLEŞENLİ DİFÜZYON 24
1.7. ÇÖZÜMLÜ PROBLEMLER 25

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI 26-55
2.1. KÜTLE AKTARIM KATSAYILARI VE FİLM TEORİSİ II 26
2.1.1. FİLM TEORİSİ 27
2.1.2. TEK YÖNLÜ DİFÜZYONUN ETKİSİ 28
2.1.3. SINIR TABAKA TEORİSİ 29
2.1.4. KÜTLE AKTARIMINDA PENETRASYON TEORİSİ 29
2.1.5. YÜZEY YENİLEME TEORİSİ 31

Sayfa No
2.2. KÜTLE AKTARIM KATSAYISININ DENEYSEL ÖLÇÜMÜ 32
2.3. BİLİNEN ALANLARDAN KÜTLE AKTARIM KATSAYILARI 34
2.3.1.Boyut Analizi.....35
2.4. ÇEŞİTLİ GEOMETRİLERDE KÜTLE AKTARIM KATSAYILARI
2.4.1.YASSI LEVHALARIN DIŞINDAKİ PARALEL AKIMLARDA KÜTLE AKTARIMI.....35
2.4.2. BORULAR VE SİLİNDİRLERDE KÜTLE AKTARIMI.....36
2.4.2.1. Boruların içinden akış.....36
2.4.2.2. Tüplerin Dışında Eksene Paralel Akış.....38
2.4.2.3. Tüplerin Dışında Tüplere Dik Akış.....39
2.4.2.4.Tüpler Demetine Dik Akış.....39
2.4.3. TANELERE KÜTLE AKTARIMI.....40
2.4.4. DOLGULU YATAKLARDA KÜTLE AKTARIMI.....41
2.4.5. ASILI TANELERE KÜTLE AKTARIMI.....42
2.4.6. DAMLALARA VE KABARCIKLARA KÜTLE AKTARIMI.....43
2.5. GEAN-KOPLİS'DEN ÖRNEKLER.....46-55

KONU:3 İKİ FİLM TEORİSİ 56-66
3.1. İKİ FİLM TEORİSİ İLE TÜM KÜTLE AKTARIM KATSAYISI..... 56
3.2. KADEME VERİMLİLİKLERİ.....58
3.2.1. Damıtmada Tabak Verimliliği.....59
3.2.2. Katıdan Özütlemede Kademe Verimliliği.....63
3.2.2.1. Katı özütlemesinde Murphree kademe verimliliği.....65

KONU:4 GAZ ABSORPSİYONU 67-99
4.GAZ ABSORPSİYONU 66
4.1. DOLGULU KOLON TASARIMI.....67
4.1.2. ABSORPLAMA PRENSİPLERİ.....74
4.1.3. DOLGULU KOLONLARDA SICAKLIK DEĞİŞİMLERİ 76
4.1.4. DİFERANSİYEL BİR KESİTTE MADE DENGESİ.....76
4.1.4.1. Absorplama Hızı.....77
4.1.4.2. Δx-Δy üçgenlerinde genel durum.....80
4.2. ÇÖZÜMLÜ PROBLEMLER.....82

Sayfa No

4.2.1.Tek tek Kütle aktarım katsayıları ile....82
4.2.2. Sadeleştirme Yöntemleri: Tüm Film Katsayıları ile....86
4.2.3. TÜY: Bir Transfer Ünitesi (Aktarım Birimi) Yüksekliği Yöntemi....89
4.2.4. TÜY Yönteminin Kazanımları....90
4.2.5. Kütle Aktarımını Gaz Direnci ya da Sıvı Direnci Kontrol Ettiğinde....91
4.2.6. Sıvı Fazda Kolay Çözünebilen Gazlar....91
4.2.7. Çözünürlüğü Zayıf Gazlar....92
4.2.8. Dolgulu Kolonlarda Katsayılar ve TÜY (Aktarım Birimi Yükseklik) 'leri....93
4.2.9. İdeal Tabak Sayısında Absorpsiyon Çarpanı Yöntemi....96
4.3. DESORPSİYON....98
4.4.PROBLEMLER....98
KONU 5: BUHARLAŞTIRMA....100-120
5.1. BUHARLAŞTIRMA....100
5.1.1. KAYNAMA NOKTASI YÜKSELMESİ VE DÜHRİNG KURALI....101
5.2. BUHARLAŞTIRICILAR....102
5.2.1. TEK ETKİLİ BUHARLAŞTIRICILAR....102
5.2.1.1. Entalpi Dengesi....102
5.2.2. ÇOK KATLI ETKİLİ BUHARLAŞTIRICILAR....108
5.2.3. ÇOK ETKİLİ BUHARLAŞTIRICILARDA BESLEME ÇEŞİTLERİ....109
5.2.3.1. İleri Yönde Besleme....109
5.2.3.2. Ters Yönde Besleme....110
5.2.3.3. Karışık Besleme....111
5.2.3.4. Paralel Besleme....111

6.EKLER

EK 1: Birimler ve Birim Sistemleri
EK 2: Çevirme Çarpanları
EK 3: Standart Çelik Borular için ASTM Boru Standartları
EK 4: Doymuş Subuharı Tablosu
EK 5: Kızgın Subuharı Tablosu
EK 6: Gazların 1 atm (101,33 kPa) Basınçta Fiziksel Özellikleri
EK7:(1atm'de)İki Bileşenli Gaz Karışımlarında Difüzyon Katsayıları
EK 8: Lennard-Jones Potansiyel Parametreleri
EK 9: Lennard-Jones Potansiyellerinden Elde Edilen Çarpışma İntegralleri
EK 10 : Seyreltik Sıvı Çözeltilerinde Difüzyon Katsayısı
EK 11 : Normal Kaynama Noktalarında Atomik ve Molar Hacimler
EK12: Seyreltik Biyolojik Çözünenlerin Sulu Çözeltilerinde Difüzyon Katsayıları
EK13 : Sulu Çözeltilerde Tipik Bazı Seyreltik Biyolojik Jellerin Difüzyon Katsayıları
EK14 : Katıların Difüzyon Katsayıları ve Geçirgenlikleri
EK15 : Katıların Gözenekliliği ile (turtozite: τ) Yolun Bükümlülüğü İlişkisi
EK16: Sıvı Suyun Özellikleri
EK 17 : Gauss Eğrisi
EK 18 : Tek Silindire Akışta Isı ve Kütle Aktarımı
EK 19 : Tek Bir Küreye Akışta Isı ve Kütle Aktarımı
EK 20 : Kararsız Halde Levhaya Isı ve Kütle Aktarımı
EK 21 : Karasız Halde Silindire Isı ve Kütle Aktarımı
EK 22 : Karasız Halde Küreye Isı ve Kütle Aktarımı
EK 23 : Tabaklı Kolonlarda Taşma Eğrisi
EK 24 : Tabaklı Kolonlarda Verimlilik
EK 25: Tablo 4.1. Kolonlarda Dolgu Maddelerinin Fiziksel Özellikleri
EK 26 : Dolgulu kolonlarda basınç düşüşü-taşma
EK 27: Dühring Diyagramı
EK 28 NaOH-Su Entalpi Diyagramı

SEMBOLLER
KISALTMALAR
İNDİSLER
KAYNAKLAR
İNDEKS

Önsöz

Kimya mühendisliğinin diğer mühendisliklerle birçok ortak konusu vardır. Kütle aktarımı ise kimya mühendisliğinin özel konusudur. Bir madde ortamında çözünmüş olan bir maddenin diğer bir madde ortamına olan yayılma, sızma ya da difüzyon olayı ile kütle aktarımı mikro ölçekte başlamakta, büyük madde dalgalarının birbiri içine geçmesi ile makro ölçeğe taşınmaktadır. Bu konularda yabancı dilde pek çok kaynak olmakla beraber doyurucu bilgi veren Türkçe kaynak olmaması nedeni ile bu kitabı bastırma gereğini duydum. 44 yıllık meslek hayatımın birikimlerini kalıcı bir eserle gençlere bırakmak istedim. Bilim alanında ilerlemeleri için yalnızca bir başlangıç yapacakları kitabımdan yararlanacaklarını umuyor bu kitabımı da genç meslektaşlarıma bırakıyor ve Türkiye Cumhuriyetini bize emanet eden Atam Mustafa Kemal Atatürk'e ithaf ediyorum.

Haziran 2006

KONU:1 DİFÜZYON

KÜTLE AKTARIMI VE UYGULAMALARI

Karışımları oluşturan maddelerin birbirinden ayrılması için yapılan işlemlerin bir kısmı maddenin eşit dağılımlı (homojen) bir ortamdan diğerine geçişine dayanmaktadır. Salt mekanik ayırmadan farklı olarak bu yöntemler maddelerin; buhar basınçlarının, çözünürlüklerinin, sızabilirliklerinin (difüze edebilmelerinin) ya da tane boyutu veya yoğunluklarının farklı oluşundan yararlanırlar. Isı aktarımında sıcaklık farklarının ya da sıcaklık değişimlerinin ısı aktarımına itici güç oluşturması gibi kütle aktarımında da derişim ya da aktiflik farkları madde geçişi için itici güç oluşturur. Kütle aktarım işlemleri olarak anılan yöntemler; damıtma, gaz absorplaması, nem giderme, adsorplama, sıvı-sıvı özütleme, katı-sıvı özütleme, kristalleştirme, membran (perde) ayırmaları ve burada ele alınmayacak diğer bazı işlemlerdir.

Damıtmanın işlevi; uçucu maddelerden oluşan sıvı karışımını kaynatıp, sıvıdan farklı yapıda buhar oluşması halinde, buharı sıvıdan ayırarak bileşenlerine, ya da bazen bileşen gruplarına ayırmaktır.

FAZLAR ARASINDA KÜTLE AKTARIMI VE DİFÜZYON PRENSİPLERİ

Difüzyon, bir karışımdaki bir bileşenin fiziksel bir itilmenin etkisiyle harekete geçmesidir. Sızmanın (difüzyonun) en önemli nedeni; bir bileşenin, bir yönde yola bağlı derişim değişimidir ve buna derişim gradyanı (concentration gradient) denir. Derişim gradyanı; o bileşenin, değişim yönünde hareket ederek farklılığı ortadan kaldırma eğilimine sebep olur. Derişim gradyanı sızan bileşenin, derişimin yüksek olduğu uçtan beslenip, düşük olduğu uçtan çıkması ile sabitlendiği durumlarda, bileşenin difüzyonu sürekli olur. Kütle aktarımı işlemlerinde bu durumla çok karşılaşılır. Örneğin, bir su akıntısı ya da seyreltik çözelti ile dokunumda olan bir tuz kristali, ara yüzey çevresinde bir derişim gradyanı oluşturur ve tuz, ara yüzeye dik yönde sıvı tabakalarına doğru difüzyona başlar. Ara yüzeyden uzakta, tuz kristali tamamen çözününceye kadar tuz akışı devam eder. Tuz, çözünürlüğü olmayan bir katının içine yerleşmiş olduğunda, böyle bir olaya "katı-sıvı özütleme (leaching)" denir.

Difüzyonun en çok görülen nedeni, derişim gradyanı olabildiği gibi; aktivite gradyanı, osmoz olayının tersi, basınç gradyanı, sıcaklık gradyanı ya da santrifüjde olduğu gibi bir dış

kuvvet uygulaması da olabilir. Sıcaklıkla hızlanan bir moleküler difüzyona "ısıl difüzyon" denir ve bir dış alan etkisinden gelene de "zorlanmış difüzyon" 'denir. Bunların ikisiyle de kimya mühendisliğinde pek fazla karşılaşılmaz. Burada yalnızca derişim gradyanından oluşan difüzyon incelenecektir.

Difüzyon, hareketsiz katı ve akışkan tabakalarından moleküler geçişle sınırlı değildir: Tıpkı dolanımla ısı aktarımında olduğu gibi, akışkanların türbülen akımlarında görülen edi (eddy) dalgaları ile de fiziksel katışma (mixing) yapabilir. Buna "edi difüzyonu" denir. Bazen difüzyon işlemine; difüzyon yönüne paralel olarak karışımın kitle akışı da eklenir ve genellikle de ısı aktarımının eşliğinde gerçekleşir.

Kütle Aktarımında Difüzyonun Rolü: Bütün Kütle Aktarımı işlemlerinde difüzyon en az bir fazda ve daha çok da her iki fazda da yer alan kütle aktarımı olayıdır. Gaz Absorplamasında; çözünen madde (solüt), gaz fazından geçip ara yüzeye , ara yüzeyden de sıvı faza doğru difüze eder. Damıtmada, düşük sıcaklıkta kaynayan madde sıvıdan geçip ara yüzeye ve oradan da buhara geçer. Yüksek sıcaklıkta kaynayan madde ise tam ters yönde hareket eder ve buharın içinden difüzyonla geçip sıvıya girer. Katı-sıvı özütlemede çözünenin katıdan difüzyonla geçmesini sıvıya girmesi izler. Sıvı-sıvı özütlemede çözünen, rafinat fazdan geçip ara yüzeye , oradan da özüt fazına difüze eder. Kristalleştirmede çözünen, ana çözeltiden (mother liquir) geçip kristale difüze eder ve katı yüzeyinde birikir. Nemlendirme ve Nem Gidermede sıvı fazda difüzyon yoktur zira sıvı faz saftır ve içinde derişim gradyanı yoktur; fakat buhar fazında, sıvı- gaz ara yüzeyine doğru ya da oradan gaz fazına doğru buharın difüzyonu gerçekleşir. Kurutmada; sıvı su katı içinden katı yüzeyine doğru difüze eder ve yüzeyde buharlaştıktan sonra katı-sıvı ara yüzeyinden gaz fazına doğru difüze eder. Buharlaşma bölgesi katının yüzeyinde ya da içinde olabilir, hangisinin olacağını belirleyen nedenler "Kurutma" konusunda tartışılacaktır. Buharlaşma Bölgesi katının içinde olduğunda, madde buharlaşma yüzeyinden katının içinden geçip yüzeye doğru difüze eder ve de aynı zamanda katının içinde hem sıvı hem de katının difüzyonu görülür.

KONU:1 DİFÜZYON

DİFÜZYON TEORİSİ

Bu bölümde difüzyonun sayısal miktarları arasındaki bağıntılar tartışılacaktır. Bütün dikkatler, bir cihazın içinde belli bir yerleşimdeki fazların ara yüzeyine dik yöndeki difüzyona odaklanmıştır. Yatışkın Hal varsayıldığından herhangi bir noktada zamanla derişim değişimi yoktur. Buradaki tartışmalar ikili sistemlerle sınırlıdır.

DİFÜZYONUN ISI AKTARIMI İLE KARŞILAŞTIRILMASI

Isı aktarımı ile Kütle aktarımı arasında bir benzerlik(analogy) vardır. Her birinde de aktarımın nedeni bir gradyandır. İtici güç; Isı aktarımında sıcaklık farık ya da gradyanı iken Kütle aktarımında derişim gradyanıdır. Her durumda Akı; gradyan ile doğru orantılıdır. Benzerlik daha ileri götürülemez zira ısı madde değil gelip geçen enerjidir. Isı bir noktadan diğerine aktığı zaman arkasında boşluk bırakmadığı gibi yeni yeri için de bir boşluğa gereksinimi yoktur. Isı akışının hızı bir anlam taşımaz. Difüzyon, maddenin fiziksel bir hareketidir ve belli bir hızda gerçekleşir. Difüze olan bir bileşen geride bir boşluk bırakır ve gideceği yeni yerinde de bir yer bulunmalıdır.

Difüzyonun maddesel yapısı ve akışı, ortaya üç tip sonuç çıkarır:

1. Bir karışımda A gibi, yalnız bir bileşen ara yüzeye ya da ara yüzeyden aktarılır ve toplam kütle aktarımı, A'nın aktarımına eşittir. Bir gazdaki tek bir bileşenin bir sıvı tarafından absorplanması bu duruma örnektir.
2. Bir karışımdaki A bileşeninin difüzyonu , B bileşeninin ona eşit ve ters yöndeki moleküler hareketi ile dengelenir ve sonuçta net molekül akışı yoktur. Damıtmada genellikle de durum böyledir ve bu da gaz fazında hiçbir net hacimsel akış hızının olmadığı anlamını taşır. Bununla beraber molar yoğunluklarındaki farklılık nedeni ile genellikle sıvıda net bir hacimsel ya da kütlesel akış hızı vardır.
3. A ve B' nin difüzyonları ters yöndedir fakat molar akıları eşit değildir. Bu durum genellikle kimyasal tepkimeye giren maddelerin katalizör yüzeyine ya da yüzeyinden difüzyonu ile gerçekleşir ama denklemleri burada kapsanmayacaktır.

DİFÜZYON MİKTARLARI

Difüzyon teorisinde 5 iç etkileşim bağıntısı kavramı vardır:

KONU:1 DİFÜZYON

1. **u** hızı: Her zamanki gibi (yol/zaman) olarak tanımlanır.
2. **N**: Bir düzleme dik yöndeki akı [mol/(alanxzaman)]
3. **J**: Hızın sıfır olduğu düzlemdeki akıya bağıl akı [mol/(alanxzaman)].
4. **c** derişim ve ρ_M moleküler yoğunluk; (mol/hacim), mol kesri de kullanılabilir.
5. **dc/db**:Derişim gradyanı; burada b, içinden difüzyonun geçtiği alana dik yöndeki yolun boyu (mesafe).

Gerektiğinde özel alt indisler kullanılır. Denklemler SI, cgs ve fps birimlerine de uyar. Bazı uygulamalarda akış hızları ve derişimler için mol birimleri yerine kütle birimleri kullanılabilir.

DİFÜZYON HIZLARI

Her bir maddenin ve tüm fazın hareketlerini tarif edebilmek için çeşitli hızlar gerekebilir. Mutlak hızın bir anlamı olmadığından, hangi hız olursa olsun, herhangi bir hareketsiz hale

dayandırılmalıdır. Bu tartışmaya göre, ayırım yapmaksızın bir hız, duran bir kişinin fazlar arasındaki ara yüzeye bağıl gözlemlediği hız olacaktır.

Herhangi bir bileşenin karışım içindeki her bir molekülü, gelişigüzel hareketler halindedir. Eğer bileşenlerin anlık hızları toplanıp ara yüzeye dik yönde çözümlenir ve maddenin molekül sayısına bölünürse sonuç, bileşenin makroskobik (büyük ölçekli)) hızı olur. Örneğin A bileşeninin hızı u_A olarak gösterilir.

MOLAR AKIŞ HIZI, ÇİZGİSEL HIZ VE AKI:

Eğer hareketsiz bir düzleme göre tüm molar akı [mol/(zamanxalan)] N ile ve hacimdeki ortalama çizgisel hız u_o ile gösterilirse,

$$N = \rho_M u_o \quad \text{.....(1.1)}$$

Burada ρ_M karışımın molar yoğunluğudur.

Hareketsiz düzlemi geçen A ve B bileşenlerinin molar akıları aşağıdaki gibidir:

$$N_A = c_A u_A \quad \text{.....(1.2)}$$

$$N_B = c_B u_B \quad \text{.....(1.3)}$$

KONU:1

DİFÜZYON

Eğer Difüziviteler; hareketsiz bir düzleme göre değil de hacimdeki ortalama çizgisel hız (u_o)ile hareket eden bir düzleme bağıl tanımlanırlar ise bağıntılar değişir. Tanıma göre, orada net molar hız ya da kütlesel hız olduğu halde, bu referans düzleme göre hiçbir net hacimsel hız yoktur. Bu referans düzleme göre A bileşeninin molar difüzyon akısı J_A olarak gösterilir ve bu da hareketsiz düzleme göre A'nın akısı eksi u_o ile hareket eden c_A derişimindeki toplam akışın akısıdır.

$$J_A = c_A u_A - c_A u_o = c_A (u_A - u_o) \quad \text{.....(1.4)}$$

$$J_B = c_B u_B - c_B u_o = c_B (u_B - u_o) \quad \text{.....(1.5)}$$

Difüzyon akısı J_A ; derişim gradyanı dc_A/db ile, ve A bileşeninin B bileşeni ile yaptığı karışım içindeki B'ye göre difüzivitesi D_{AB} ile doğru orantılıdır. Böylece,

$$J_A = -D_{AB} (dc_A/db) \quad \text{.....(1.6)}$$

Benzer şekilde B bileşeni için de

$$J_B = -D_{BA} (dc_B/db) \quad \text{.....(1.7)}$$

Denklem (1.6) ve(1.7)'lere, iki bileşenli karışımlarda 1.Fick Difüzyon Yasası denir. Bu Yasa 3 önemli karara dayanır:

1. Akı; birim zamanda birim alandan geçen mol sayısıdır.
2. Difüzyon hızı; hacimdeki ortalama çizgisel hıza bağıldır.
3. İtici güç molar derişimle ifade edilir (A molleri/birim hacim)

D_{AB} 'nin boyutları (uzunluk karesi/zaman)'dır ve genellikle m^2/s ya da cm^2/s 'dir.

DİFÜZİVİTELER ARASINDAKİ BAĞINTILAR

D_{AB} ve D_{BA} arasındaki ilişkiler; molar yoğunluk bileşime bağlı olmadığından, ideal gaz yasalarından kolayca türetilir.

$$c_A + c_B = \rho_M = P/(RT) \quad \text{.....(1.8)}$$

Sabit sıcaklık ve basınçtaki bir gazda A ve B'nin difüzyonu,

$$dc_A + dc_B = d\rho_M = 0 \quad \text{.....(1.9)}$$

Hacimsel hızın sıfır olduğu başlangıç (referans) düzlemi seçilir, A ve B'nin molar difüzyon akıları sıfıra ayarlanır, molar hacimleri aynı olduğundan:

$$-D_{AB} (dc_A/db) - D_{BA} (dc_B/db) = 0 \quad \text{.....(1.10)}$$

$dc_A = - dc_B$ olduğundan difüziviteler eşit olmalı; yani

$$D_{AB} = D_{BA} \quad \text{.....(1.11)}$$

KONU:1 DİFÜZYON

Sıvılarla çalışıldığında, eğer A ve B'nin karışımdaki kütlesel yoğunlukları eşit ise, aynı sonuç bulunur.

$$c_A M_A + c_B M_B = \rho = \text{sabit} \quad \text{.....(1.12)}$$

$$M_A\, dc_A + M_B\, dc_B = 0 \quad \text{.....(1.13)}$$

Başlangıç(referans) düzleminde hiçbir akış olmadığından, difüzyondan kaynaklanan hacimsel hızların toplamı sıfırdır. Hacimsel hız; molar akış ile molar hacim M/ ρ 'nun çarpımıdır.

$$-D_{AB}\,(dc_A/db)(M_A/\rho) - D_{BA}\,(dc_B/db) = \rho = 0 \quad \text{.....(1.14)}$$

Denklem (1.13)'ü Denklem (1.14)'e yerleştirerek

$$D_{AB} = D_{BA} \quad \text{.....(1.15) bulunur.}$$

Diğer denklemler, yoğunluğun değiştiği sıvılar için türetilebilir fakat ikili sistemlerle çalışılan çoğu kolay uygulamalarda, difüziviteler eşit kabul edilir. Aşağıdaki denklemlerde bir v alt indisi kullanılarak D_v hacimsel difüzivite kullanılmıştır ve bu da difüzyonun; derişim farkı olan (moller/zaman) itici gücünden kaynaklandığını göstermektedir. Genel bir difüzyon denkleminde sabit bir düzleme bağıl toplam akı verilmektedir:

$$N_A = c_A u_0 - D_v\,(dc_A/db) \quad \text{.....(1.16)}$$

Gazlar için, $c_A = \rho_M y_A$ ve $u_o = N/\rho_M$ olduğundan, molar derişimlerden çok mol kesirlerini kullanmak daha uygundur. Buna göre Denklem (1.16) aşağıdaki gibi olur:

$$N_A = y_A N - D_v\, \rho_M\,(dy_A/db) \quad \text{.....(1.17)}$$

Denklem (1.17), molar yoğunluk sabit olmadığında yaklaşık değer verdiği halde, bazen sıvılara uygulanır.

DİFÜZYON DENKLEMLERİNİN YORUMU

Denklem (1.16), türbülansı olmayan akışkan fazlarındaki kütle aktarımlarının ana denklemidir. O bağıntı, dolanımla tüm ortamın akışı sırasında taşınan A bileşeninin miktarını hesaplamada da yeterlidir. Akıların ve derişim gradyanlarının yönü ve şiddeti olduğundan, bunların vektörel yapıda olduğu bilinmelidir. Türetilişine göre, ister ara yüzeyden başlasın isterse ara yüzeye doğru ilerlesin, + yön b 'nin arttığı yöndür. Denklem (1.16)'da gösterildiği

gibi gradyanın işareti difüzyon akısının yönüne terstir, çünkü difüzyonun yönü düşük derişime doğrudur; tıpkı dağdan aşağı akış ya da ısının düşük sıcaklığa akışı gibi.

Denklem (1.16)'nın kapsadığı çeşitli durumlar vardır. En basit hal; hareketsiz bir ortamda A ve B gibi iki gazın birbirine ters yönde difüzyonudur. Bu durum aynı zamanda, sabit molar geri dönüşü olan damıtma buhar fazında, A ve B bileşenlerinin difüzyonuna örnektir. İkinci çok görülen örnek, karışımlarda dolanım hareketine neden olan tek bileşenin difüze ettiği durumlardır. Örnek olarak; Buharlaştırıcılardaki buharın ara yüzeyden buhar fazına difüzyonu ve Yoğuşmada bir buharın, yoğuşmayan inert bir gaz içinde yoğuşması gösterilebilir. Gaz absorpsiyonundaki birçok örnek; ara yüzeye doğru dolanım akımları oluşturan tek bileşenin difüzyonuna örnektir. Gazlardaki kütle aktarımına ait bu iki örnek aşağıda; bir film ya da kalınlığı bilinen hareketsiz gaz katmanlarından yatışkın halde kütle aktarımının en basit hali olarak ele alınacaktır. Düzgün (laminer) ya da karışık (türbülen) akımlarda, yatışkın olmayan haldeki difüzyon etkileri ileride tekrar ele alınacaktır.

EŞMOLLÜ DİFÜZYON

Gazlardaki eşit mollü difüzyonda hacimsel ya da molar net akım sıfırdır ve Denklem (1.16) ve (1.17)'de dolanım terimine sıfır yazarak, onları Denklem (1.6)'ya eşdeğer yapan halde kullanılabilirler. Kolaylık olması için mol kesri gradyanı kullanıldığında, Denklem (1.6) B_T kalınlığındaki bir film tabakasında integre edilip sabit akı J_A nın olduğu varsayılırsa

$$-D_v\rho_M \int_{y_{Ai}}^{y_A} dy_A = J_A \int_0^{B_T} db \quad \text{.....(1.18)}$$

burada, y_A =filmin dış kıyısında A bileşeninin mol kesri

y_{Ai} =filmin iç kıyısında ya da ara yüzeyinde A bileşeninin mol kesri

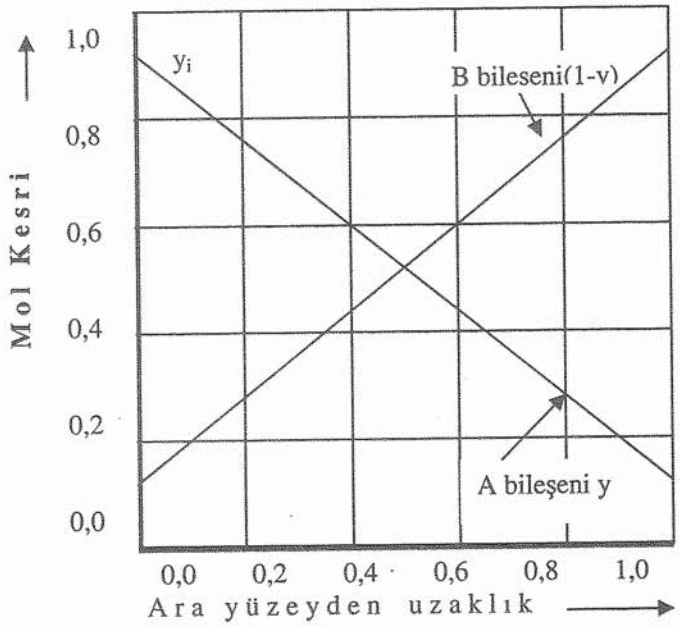
Denklem (1.18) integre edilip yeniden düzenlendiğinde,

$$J_A = \frac{D_v\rho_M}{B_T}(y_{Ai} - y_A) \quad \text{.....(1.19)}$$

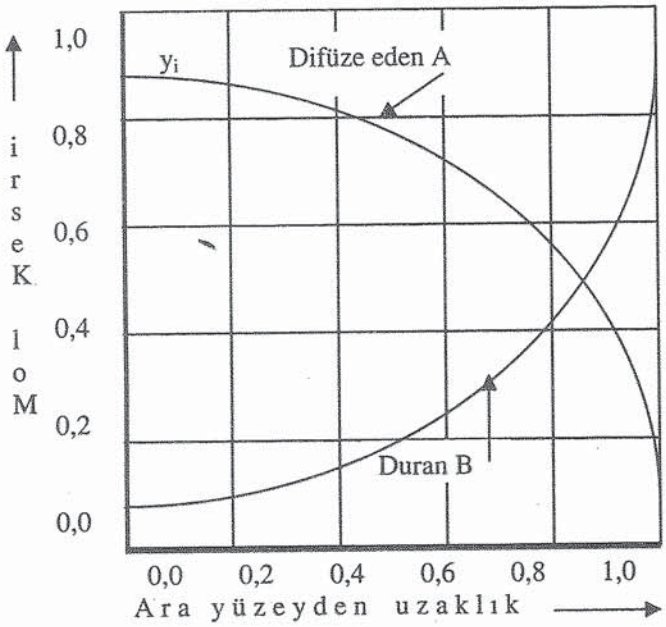
ya da $$J_A = \frac{D_v}{B_T}(c_{Ai} - c_A) \quad \text{.....(1.20)}$$

KONU:1 DİFÜZYON

Film içinde A bileşeninin derişim gradyanı lineerdir ve B bileşeninin gradyanı Şekil (1.1)'deki gibi aynı büyüklükte ama ters işaretlidir.



Şekil (1.1) (a)



Şekil (1.1) (b)

KONU:1 DİFÜZYON

TEK BİLEŞENİN KÜTLE AKTARIMI (TEK YÖN DİFÜZYONU)

Toplam mol akısı N'in ara yüzeye; ya da ara yüzeyden aktarımı aynı iken tek A bileşeninin, aktarıldığı N_A, Denklem (1.17)den,

$$N_A = y_A N_A - D_v \rho_M \frac{dy_A}{db} \quad \text{.....(1.21)}$$

Tekrar düzenleyip integre edildiğinde

$$N_A(1-y_A) = -D_v \rho_M \frac{dy_A}{db} \quad \text{.....(1.22)}$$

$$\frac{N_A B_T}{D_v \rho_M} = -\int_{y_{Ai}}^{y_A} \frac{dy_A}{(1-y_A)} = \ln \frac{1-y_A}{1-y_{Ai}} \quad \text{.....(1.23)}$$

$$ya\ da \qquad N_A = \frac{D_v \rho_M}{B_T} \ln \frac{1-y_A}{1-y_{Ai}} \quad \text{.....(1.24)}$$

Şekil (1.1b)'de görüldüğü gibi, akı sabit olduğunda gradyan lineer olmaz ama y_A nın düşük değerlerinde hızla tırmanır. y_A 'nın küçük değerlerinde, akıya dolanımın katılımı $y_A N$ küçülür ve gradyan dikleşir, bu da difüzyon terimi $-D_v.\rho_M\, dy_A/db$ 'nin etkisinin daha büyük olduğunu yansıtır. Şekil(1.1b)'deki örnek, tabaka kesitinde çok büyük bir derişim değişimini gerektirir; sanki kaynama noktası yakınında olup da büyük bir hava akımına buharlaşan bir sıvı varmış gibi. Eğer A bileşeninin mol kesri örneğin 0-0,2 aralığı gibi çok küçük bir değerde ise, tipik bir gaz absorpsiyonunda olduğu gibi gradyan hemen hemen lineerdir. Sınır değerde y_A ya da y_{Ai} çok küçük ise Denklem(1.24), Denklem (1.19) ile aynı olur zira $\ln(1-y_A) \approx -y_A$ ve $-\ln(1-y_{Ai}) \approx y_{Ai}$ olur.

Dikkat edilirse $y_A + y_B = 1$ veya $c_A + c_B = \rho_M$ olduğundan B'nin gradyanı doğrudan A'nın gradyanından bulunabilir. Şekil(1.1b)'de gösterildiği gibi büyük derişim gradyanlarında ara yüzeye doğru B'nin aktarımı yoktur. Bunun açıklamasına göre; B daha düşük derişim yönünde difüzyona başladığında B'yi taşıyan dolanım akımları ters yönde harekete geçerek difüzyon akısıyla uyuma geçer.

Örnek(1.1)

Değerli A; bir gazdan difüze edip bir sıvıda absorplandığında y_A=0,20 ve $y_{A\,i}$=0,10 ise, (a) eşmollü difüzyonla kıyaslayarak tek yönlü difüzyon hızını hesaplayın.(b) Tek-yön difüzyonunun tabakanın yarı yolundaki y_A derişimi nedir?

Çözüm:

(a) Denklem(1.19)'dan eşmollü difüzyon,

$$J_A = \frac{D_v \rho_M}{B_T}(0{,}20 - 0{,}10) \quad veDenklem(1.24)den\ tekyön\ difüzyonu$$

$$N_A = \frac{D_v \rho_M}{B_T} \ln \frac{0{,}9}{0{,}8} = \frac{D_v \rho_M}{B_T} 0{,}1178$$

Her iki denklemden derişim terimleri ters çevrilerek akı ara yüzeye doğru pozitif yöne yönlendirilirse,

$$\frac{N_A}{J_A} = \frac{0{,}1178}{0{,}10} = 1{,}18$$

Bu durumda eşmollü difüzyona kıyasla tek yön difüzyonu % 18 daha büyüktür.

(b) b=B_T/2 olduğunda

$$\ln \frac{1 - y_A}{0{,}8} = \frac{B_T}{2} \frac{N_A}{D_v \rho_M} = \frac{0{,}1178}{2} = 0{,}0589$$

1-y_A=0,8485 , y_A=0,1515

Eğer gradyan lineer olsaydı yarı yol derişimi ondan pek az daha büyük (y_A=0,150) olurdu.

DİFÜZİVİTELERİN ÖNGÖRÜMÜ

Difüziviteler en iyi deneysel ölçümlerle belirlenebilirler ve ilgilenilen sisteme ait veriler olduğunda, doğrudan kullanılırlar. Çoğunlukla, istenen değerler yoktur fakat yayınlanan bağıntılardan giderek difüziviteler öngörülmeğe çalışılır. Bazen bir takım sıcaklık ve basınç için bir değer bellidir; bu durumlarda bilinen değerden başlayarak farklı koşullardaki değerleri, var olan bağıntılardan çıkarmak kolaydır.

GAZLARDA DİFÜZYON KATSAYILARI

0° C ve 1 atm basınçtaki havadan geçen bazı çok bilinen gazların difüzivite katsayıları

(D_v)'ler Ek (7)'de verilmiştir. 5 atm gibi düşük basınç seviyelerinde D_v değerleri derişimden bağımsız kabul edilir. Gazların difüziviteleri kinetik teoriden büyük bir doğrulukla öngörülebilir; teorik bağıntılar deneysel verilerin ışığında yenilenerek yarı ampirik denklemlere dönüştürülmüştür,

$$D_v = \frac{0{,}01498\,T^{1{,}81}(1/M_A + 1/M_B)^{0{,}5}}{P(T_{cA}T_{cB})^{0{,}1405}(V_{cA}^{0{,}4} + V_{cB}^{0{,}4})^2} \quad \text{.....(1.25)}$$

burada D_v = difüzivite (cm^2/s)

T= sıcaklık (K)

M_A ,M_B =sırasıyla A ve B bileşenlerinin molekül ağırlıkları

T_{cA} , T_{cB} = A ve B'nin kritik sıcaklıkları (K)

V_{cA} , V_{cB} = A ve B'nin kritik mol hacimleri [cm^3/(gmol)]

P = basınç (atm)

Örnek(1.2) Floro-triklormetan-Azot ikilisinin 100° C ve 10 atm basınçtaki hacimsel difüzivite katsayısı D_v 'yi tahmin edin. Kritik sıcaklıkları ve yoğunlukları aşağıda verilmiştir.

Tablo(1.1)

Bileşen	T_c , °C	ρ_c ,g/cm^3
$CFCl_3$	198	0,552
N_2	-147	0,311

Çözüm:

Denklem(1.25) kullanılacaktır. Gerekli veriler:

T=373,16 K , T_{cA} = 471,16 K , T_{cB}= 126,16 K , M_A =137,5 , M_B =28

V_{cA}=137,5/0,552 = 249,1 cm^3/gmol , V_{cB} = 28/0,311= 90,03 cm^3/gmol

Denklem (1.25)'e yerleştirince

$$D_v = \frac{0{,}01498x373{,}16^{1{,}81}(1/137{,}5 + 1/28)^{0{,}5}}{10(471{,}16x126{,}16)^{0{,}1405}(249{,}1^{0{,}4} + 90{,}03^{0{,}4})^2} = 1{,}31x10^{-2}\,cm^2/s$$

KONU:1 DİFÜZYON

Moleküller arası difüzivite katsayılarını doğrudan veren tablolar Ek (7)de olmakla beraber hesaplanabildiği başka bağıntılar da vardır. Lennard-Jones potansiyelinden de görülebileceği gibi;

$$\phi(r) = 4\varepsilon\left[(\sigma/r)^{12} - (\sigma/r)^{6}\right]$$

Burada, $\phi(r)$: moleküller arası çekme ya da itme potansiyel enerjisi,

ε : maksimum çekme enerjisi

σ : çarpışma çapı

uzakta ($r>\sigma$) iken birbirini çeken moleküller; belli bir σ çarpışma mesafesine kadar yakınlaşabilmekte, daha fazla yaklaştıklarında şiddetli bir enerji boşalmasıyla birbirini uzağa itmektedir.

Chapman-Enskog ; moleküller arasındaki etkileşimi Botzman eşitliği ile çözmüşler ve Lennard- Jones potansiyelini de düşük basınçlı gazlar için kullanarak difüzyon katsayısı için başka bir bağıntı türetmişlerdir.:

$$D_{AB} = \frac{1{,}858x10^{-27}T^{3/2}\sqrt{(1/M_A)+(1/M_B)}}{P\sigma_{AB}^{2}\Omega_D} \qquad \text{.....(1.25a)}$$

İşte bu bağıntı, moleküllerin birbiri arasına difüzyonunda (ε/κ) çekme enerjisini, σ çarpışma çapını, Ω çarpışma integralini, sıcaklık, basınç ve mol ağırlıklarını kullanmaktadır. Denklem(1.25a)'nın kullanılabilmesi için Ek (8) de verilen gazlara ait (ε/κ) ve σ değerlerinden giderek gaz ikilileri için $(\varepsilon/\kappa)_{AB}$ ve σ_{AB} ler hesaplanır.

$$\frac{\varepsilon_{AB}}{K} = \sqrt{\frac{\varepsilon_A}{K}\frac{\varepsilon_B}{K}} \qquad \text{ve} \quad \sigma_{AB} = \frac{1}{2}(\sigma_A + \sigma_B)$$

Difüzyonun hesaplanacağı sıcaklık için [T/(ε/κ)] guruplarına karşı Ω çarpışma integralini veren tablolardan yararlanılır Ek (9).

Örnek(1.3):

SO_2 'nin 1 atm basınç ve 20° C'ta hava içindeki difüzivite katsayısını hesaplayın.

Çözüm: Ek (7) SO_2 için $\sigma_A = 4{,}112 \times 10^{-10}$ m ; $(\varepsilon/\kappa)_A = 335{,}4$ K

Hava için $\sigma_B = 3{,}711 \times 10^{-10}$ m ; $(\varepsilon/\kappa)_B = 78{,}6$ K

$$\sigma_{AB} = \frac{1}{2}(\sigma_A + \sigma_B) = (4{,}112 + 3{,}711) \times 10^{-10}/2 = 3{,}9115 \times 10^{-10} \text{ m}$$

$$\frac{\varepsilon_{AB}}{K} = \sqrt{\frac{\varepsilon_A}{K}\frac{\varepsilon_B}{K}} = \sqrt{(335{,}4)(78{,}6)} = 162{,}37$$

$$\frac{T}{(\varepsilon_{AB}/K)} = \frac{KT}{\varepsilon_{AB}} = \frac{293}{162{,}37} = 1{,}8 \Rightarrow Ek(1.3)'den\ \Omega_{AB} = 1{,}116$$

$$Denklem(1.25a)\ D_{D,AB} = 1{,}8583X10^{-27}\frac{\sqrt{(293)^3\left(\frac{1}{64}+\frac{1}{29}\right)}}{(1)(3{,}9115X10^{-10})^2(1{,}116)} = 1{,}222x10^{-5}\frac{m^2}{s}$$

Ayrıca; $\sigma_A = 8{,}33\ V_c^{1/3} = 11{,}8\ V^{1/3} = 2{,}44(T_c/P_c)^{1/3}$ ve $(\varepsilon/\kappa)_A = 0{,}75\ T_c = 1{,}21\ T_b$ ile de hesaplanabilir. Burada c alt indisi alan değerler kritik sıcaklık (K), hacim (m^3 /kmol) ve basıncı (atm) simgelerken tek V normal kaynama noktasındaki mol hacmidir (m^3 /kmol)

SIVILARDA DİFÜZYON

Sıvılarda difüzyon teorisi gazlardaki kadar gelişmiş ya da deneysel veriler o kadar çok değildir. Sıvılardaki difüzyon katsayısı, atmosferik basınçtaki gazlardakine kıyasla 4. ya da 5. kuvveti kadar daha küçüktür. Sıvılardaki difüzyon, moleküllerin gelişigüzel hareketi ile olur fakat çarpışmalar arasında alınan ortalama yol, gazlardakinin aksine, moleküler çaptan daha küçüktür, gazlarda ise ortalama yol moleküler çapın birkaç kuvveti kadar daha büyüktür.

Sıvı sistemlerinde eddy dolanımı dışında difüzyon; elektrolitik olmayanlarda moleküler difüzyon, elektrolitik sistemlerde ise iyonik hareketlerle gelişir.

Sıvı sistemlerde en önemli bir özellik de gazların aksine difüzyon katsayısı derişimin bir fonksiyonudur. Bu durum difüzyon katsayısını olduğu kadar kütle aktarım problemlerinin çözümünü de zorlaştırır.

KONU:1 DİFÜZYON

Elektrolitik Olmayan Seyreltik Çözeltiler:

Seyreltik sıvı çözeltilerindeki difüzyon katsayıları aşağıdaki Wilke-Chang denklem ile yaklaşık belirlenebilir;

$$D_v = 7{,}4x10^{-8}\frac{(\psi_B M_B)^{1/2}T}{\mu_B V_A^{0,6}} \quad \text{.....(1.26)}$$

burada, D_v =difüzyon katsayısı, cm^2/s

T= mutlak sıcaklık,K

μ_B = çözücünün viskozitesi, cp

V_A=değerli maddenin(solüt), normal kaynama noktasındaki sıvı mol hacmi,cm^3/gmol

Ψ_B = çözücü için birleşme parametresi

M_B = çözücünün molekül ağırlığı

Tablo(1.2): Çeşitli maddeler için birleşme parametreleri:

Madde	Su	Metanol	Etanol	Benzen	Eter	Heptan	Diğer birleşmeyen çözücüler
Ψ_B	2,6	1,9	1,5	1,0	1,0	1,0	1,0

Örnek (1.4) 110° C'ta benzenin toluende ve toluenin benzendeki difüzivitelerini öngörün. Fiziksel özellikler aşağıdaki gibidir:

Madde	M	k.n.(°C)	V_A (k.n'da)(cm^3/mol)	μ,110° C'da (cp)
Benzen	78,11	80,1	96,5	0,24
Toluen	92,13	110,6	118,3	0,26

Çözüm:

Denklem(1.26) kullanılarak toluen içindeki benzen:

$$D_v = \frac{7{,}4x10^{-8}(92{,}13)^{1/2}383}{0{,}26(96{,}5)^{0,6}} = 6{,}74x10^{-5}cm^2/s$$

Benzendeki toluen: $D_v = \frac{7{,}4x10^{-8}(78{,}11)^{1/2}383}{0{,}24(118{,}3)^{0,6}} = 5{,}95x10^{-5}cm^2/s$

Dikkat edilirse, ikili gaz karışımlarının aksine seyreltik bir çözeltide A'nın B'deki difüzyon katsayısı, B'nin A'daki ile aynı değildir zira çözünen ve çözücü yer değiştirdiğinde μ,M_B ve

V_A değişir fakat çarpışmalar arasında alınan ortalama yol, gazlardakinin aksine, moleküler çaptan daha küçüktür, gazlarda ise ortalama yol moleküler çapın birkaç kuvveti kadar daha büyüktür.

Denklem(1.26) yalnızca çözünen madde(solüt)'in seyreltik çözeltileri için geçerlidir ve örneğin büyük molekül ağırlıklı polimerler eklenerek çözeltinin yoğunluğu arttırıldığında uygulanamaz. Küçük miktardaki polimerler çözeltinin viskozitesini 100 kat daha büyütebilir hatta onu jelleştirebilir fakat küçük yapılı çözünenlerin difüzyon özelliğini biraz azaltır, çünkü polimer zincirleri çözünen moleküllerinin hareketini engelleyecek kadar aralarını açar.

Elektrolit olmayanların seyreltik sulu çözeltileri için daha basit bir denklem kullanılabilir:

$$D_v = \frac{13{,}26x10^{-5}}{\mu_B^{1,14} V_A^{0,589}} \quad \text{.....(1.27)}$$

burada, μ_B = çözücü viskozitesi,cp

V_A = normal kaynama noktasında çözünenin mol hacmi,cm^3 /gmol

500 cm^3 /gmol 'den daha büyük V_A değerlerinde difüzyon katsayısı, Stoke-Einstein Denkleminden bulunabilir.

Stoke-EinsteinDenklemi (daha çok iri küresel tanelerin difüzyon katsayısına yöneliktir):

$$D_v = \frac{\kappa T}{6\pi r_o \mu} \quad \text{.....(1.27a)}$$

burada, κ :Boltzmann sabiti:$1{,}38x10^{-23}$J/K

r_o: tanenin yarıçapı (cm)

μ: viskozite (cp)

T: Kelvin

D_v:cm^2/s

Bazı Seyreltik Sıvı Çözeltilerin Difüzyon Katsayıları Ek (10)'da, Normal kaynama noktasındaki Atomik ve Molar hacimler Ek (11)'de, Seyreltik Sulu çözeltilerde Biyolojik Çözünenlerin Difüzyon Katsayıları Ek (12)'de,Tipik Biyolojik Jellerin Sulu Çözeltilerdeki Difüzyon Katsayıları Ek (13)'de, verilmektedir.

KONU:1 DİFÜZYON

Elektrolitik Olmayan Derişik Çözeltiler:

Sıvılar için difüzyon katsayıları derişime çok bağlıdır. Derişik çözeltiler genellikle ideal olmadıklarından, difüzyon katsayısının derişime bağımlılığı da kısmen ideal değildir. İkili sistemler için Vignesin verdiği bağıntı Leffler ve Cullinan tarafından geliştirilmiştir

$$D_{AB}.\mu_M = D^o_{AB}\mu_B x_B D^o_{BA}\mu_A x_A (1+\frac{\partial \ln \gamma_A}{\partial \ln x_A}) \quad \text{.....(1.26a)}$$

burada,μ_M: karışımın viskozitesi

D^o_{AB} :seyreltik B'nin Aiçindeki difüzyon katsayısı

D^o_{BA} :seyreltik A'nın B içindeki difüzyon katsayısı

γ_A : A'nın derişik çözeltideki aktivite katsayısı

$\frac{\partial \gamma_A}{\partial x_A}$ nın hesaplanmasında: $\ln \gamma_A = \frac{0,67}{\left[1+\frac{0,67x_A}{0,42x_B}\right]^2}$ eşitliğinden yararlanılabilir....(1.26b)

x'ler : A ve B nin mol kesirleri

Elektrolitik Seyreltik Çözeltiler:

Tablo (1.3) 25° C'ta sudaki iyonik iletkenlik sınırları

Katyon	λ^o_+	Anyon	λ^o_-
H^+	349,8	OH^-	197,6
Li^+	38,7	Cl^-	76,3
Na^+	50,1	Br^{--}	78,3
K^+	73,5	I^-	76,8
NH_4^+	73,4	NO_3^-	71,4

Tamamen iyonlaşmış, seyreltik, tek değerli (univalent) elektrolitlerdeki difüzyon katsayısı Nernst Denklemi ile bulunabilir.

$$D_v = \frac{2RT}{\left[(1/\lambda^o_+)+(1/\lambda^o_-)\right]F_a^2} \quad \text{.....(1.27b)}$$

burada, λ^o_+, λ^o_- = sıfır derişimlerde sınır iyonik iletkenlikler,A/cm^2–(V/cm)-(eşdeğer g/cm^3)

R = ideal gaz sabiti, 8,314 J/(K.gmol)

F_a = Faraday sabiti= 96500 C/(eşdeğer g)

Tablo (1.2) 25° C'daki λ° değerlerinin listesini vermektedir. Daha yüksek sıcaklıktaki değerler T/μ 'deki değişimlerden önerilebilir.

GÖZENEKLİ KATILARDA DİFÜZYON:

Kimyasal tepkimelerde kullanılan katalizörler ve katılardan özütleme, kurutma v.b.gibi olayladan dolayı gözenekli katılardaki durumun incelenmesi önemlidir. Gözenekli katılarda üç ayrı difüzyon ile karşılaşılır:

i)Basit Difüzyon, ii) Knudsen Difüzyonu, iii) Yüzey Difüzyonudur.

i)Basit Difüzyon; gözenek çapı difüze edecek maddenin ortalama serbest yolundan büyük ise gerçekleşir.

ii)Eğer ortalama serbest yol gözenek çapından büyükse, madde katının duvarlarına çarpacaktır. Bu durumda Knudsen difüzyonu gerçekleşir.

iii)Maddeler katı yüzeyinde absorplandıktan sonra derişimin düştüğü yöne doğru difüze olurlar. Tüm taşınımın yanında bu tip difüzyon miktarı küçük kaldığı için fazla önem taşımazlar.

Knudsen Difüzyon katsayısı kinetik teoriden yararlanılarak yazılabilir:

$$D_{A,K} = 9{,}7 \times 10^3 a (T/M_A)^{1/2} \quad \text{.....(1.28)}$$

burada, a: gözenek yarıçapı (cm)

T: sıcaklık,K

$D_{A,K}$= Knudsen Difüzyon Katsayısı (cm^2/s)

Gözenek yarıçapı a; yığın yoğunluğu, katı yüzey alanı ve gözeneklilik yardımıyla hesaplanabilir: $a = 2\varepsilon / \rho_B = 2V/S_k$ .....(1.28a)

,burada, V: gözenek hacmi,

S_k:gözenek yüzey alanı

Molekülün iki nokta arasındaki en kısa yolu değil de kıvrımlar yaparak hareket etmesi nedeniyle sahip olduğu özelliğe "turtuozite" (yolun bükümlülük derecesi) denir ,(τ) çarpanını

getirir ve bunun değeri 1,5 – 5 arasında değişir. Bundan dolayı Knudsen Difüzyonunda etkin katsayı için :

$$D_{A,K,E} = D_{A,K}\,(\varepsilon/\tau) \qquad \text{.....(1.28b)}$$

Katılardan Difüzyon Katsayıları Ek (14)'de, yolun bükümlülük derecesi Ek (15)'de verilmektedir.

Bir gaz molekülünün ortalama yolu: $\lambda = \dfrac{3{,}2\mu}{P}\sqrt{\dfrac{RT}{2\pi M}}$ .....(1.28c)

Bu durumda; eğer $\dfrac{\lambda}{2a} \geq \dfrac{10}{1}$ ise Knudsen eşitliği kullanılır,

eğer $\dfrac{\lambda}{2a} < \dfrac{10}{1}$ ise Fick Yasası kullanılır : $N_A = \dfrac{D_{AB}P}{\alpha RL}\ln\dfrac{1-\alpha x_{A2}}{1-\alpha x_{A1}}$; $\alpha = 1+\dfrac{N_B}{N_A}$

ya da $N_A = \dfrac{\varepsilon D_{AB}(c_{A1}-c_{A2})}{\tau(z_2-z_1)} = \dfrac{\varepsilon D_{AB}(\overline{p}_{A1}-\overline{p}_{A2})}{\tau RT(z_2-z_1)}$ .....(1.28.d)

GÖZENEKLİ KATILARDA SEYRELTİK SIVI ÇÖZELTİLERİNİN DİFÜZYONU:

Gözeneklerin tamamen su ile doldurulduğu bir ortamda tuzun difüzüvitesinde 1 ve 2 noktalarında c_{A1} ve c_{A2} derişimleri, z_1 ve z_2 uzaklıkları için:

$$N_A = \frac{\varepsilon D_{AB}(c_{A1}-c_{A2})}{\tau(z_2-z_1)}, \rightarrow D_{AB} = \frac{\varepsilon D_{AB}}{\tau} \qquad \text{..... (1.28.e)}$$

KARIŞIK (TÜRBÜLEN) AKIMDA DİFÜZYON:

Türbülen bir akımda eddy dalgaları; ısıl enerjiyi ve momentumu taşıdıkları gibi, maddeyi de bir noktadan diğerine taşırlar. Momentum ve ısıl enerji ile olan benzerlikten giderek kütle aktarımı için aşağıdaki bağıntı yazılabilir:

$$J_{A,t} = -\varepsilon_N \frac{dc}{db} \qquad \text{.....(1.29)}$$

burada, $J_{A,t}$ = fazın tamamına kıyasla türbülen hareketin oluşturduğu A' nın molal akısı

ε_N =edi difüzivitesi

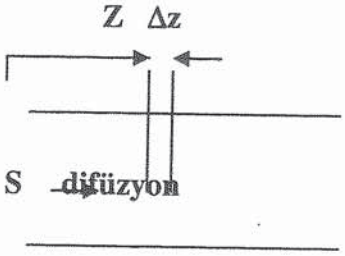
Toplam faza göre A'nın molal akısı aşağıdaki hale gelir:

$$J_A = -(D_v + \varepsilon_N)\rho_M \frac{dc}{db} \quad \text{.....(1.30)}$$

Edi difüzivitesi akışkan akımının fiziksel özelliklerine olduğu kadar akıntı içindeki hız ve konuma göre de değişir. Bu nedenle verilen bir derişim farkındaki akıyı bulmak için Denklem (1.30) doğrudan integre edilemez. Bu denklem, kütle aktarımının temelleri çalışılırken ε_N 'i bulmak için teorik ve ampirik denklemlerle beraber kullanılır ve benzerlikleri göstermek için momentum ve ısı aktarımında da benzer bağıntılar kullanılmıştır. Bu tür çalışmalar burada kapsam dışında kalmakla beraber, Denklem (1.30) kütle aktarımındaki ampirik bağıntıların anlaşılması bakımından kullanışlıdır.

GENEL MADDE DENGELERİ

A ve B gibi iki madde arasındaki difüzyon tek boyutta incelensin .Şekil (1.2)



Şekil (1.2)

S kesit alanlı bir boruda Δz boyunda diferansiyel bir hacim elemanı üzerinde genel madde dengesi yazılsın:

$$Giren\ madde\ hizi\big|_z - Çikan\ madde\ hizi\big|_{z+\Delta z} + Üretilen\ madde\ hizi\big|_{\Delta z} = Birikim\ hizi\big|_{\Delta z}$$

Bu eşitliğe "*Genel Madde Dengesi*" ya da "*Süreklilik Denklemi*" denir.

Bir kimyasal reaksiyon olmadığı sürece üretilen olmaz, olsa da var olan moleküller biçim değiştirmiştir, maddenin korunumu prensibine göre; doğadaki hiçbirşey varken yok olmaz, yokken de var edilemez".Bu prensibin geçerli olması için; ışık hızı ile hareket eden cisimler ve radyo aktif bozunmaya uğrayan maddeler hariç olmalıdır. Yatışkın sistemlerde birikim de yoktur. O zaman giren madde hızı çıkana eşit olur. Madde difüzyon ile hacim elemanına giriyorsa kütlesel akıların kesit alanlarla çarpımı kütlesel hızları verir. Difüzyon eden madde akısı N_A :

KONU:1 DİFÜZYON

$$N_A|_z S - N_A|_{z+\Delta z} S = 0 \quad \text{.....(1.a)}$$

$$-\frac{\Delta N_A S}{S\Delta z} = 0$$ $\lim \Delta z \to 0$ için ve dik koordinatlarda S alanı değişken olmadığından kısaltılabildiği için

$$-\frac{dN_A}{dz} = 0 \quad \text{.....(1.b)}$$

$$\text{integral ile } N_A = C(\text{sabit})$$

Fick yasasına göre: $N_A = (N_A + N_B) y_A - cD_{AB}\frac{dy_A}{dz}$ .....(1.c)

Tek yönlü difüzyonda: B hareketsizdir. O zaman $N_B = 0$ olur. Buradan

$$N_A = -\frac{cD_{AB}}{(1-y_A)}\frac{dy_A}{dz} \quad \text{.....(1.d) olur.}$$

Denklem(1.d) ;Denklem(1.b)'de yerine konulursa

$$-\frac{d}{dz}\left[-\frac{cD_{AB}}{(1-y_A)}\frac{dy_A}{dz}\right] = 0 \quad \text{.....(1.e)}$$

Burada c ve D_{AB} sabitler olduğundan denklemden dışarı alınır ve integrale gidilirse:

$-\ln(1-y_A) = C_1 z + C_2$ elde edilir. C'ler integral sabitleridir. Sınır şartları onların değerini belirler.

SŞ:1 $z=z_1$ iken $y_A = y_{A1}$

$z=z_2$ iken $y_A = y_{A2}$

$-\ln(1-y_{A1}) = C_1 z_1 + C_2$ .....(1.f)

$-\ln(1-y_{A2}) = C_1 z_2 + C_2$ .....(1.g)

Bu iki denklemin ortak çözümünden:

$$C_1 = \frac{1}{(z_1 - z_2)}\ln\frac{(1-y_{A1})}{(1-y_{A2})} = \frac{1}{\Delta z}\ln\frac{y_{B1}}{y_{B2}} \quad \text{.....(1.h)}, \quad C_2 = -\ln y_{B1} - \frac{\ln(y_{B1}/y_{B2})}{\Delta z} z_1 \quad \text{.....(1.j)}$$

Bu değerler yerine konulduğunda

$$N_A = -cD_{AB}C_1 = \frac{cD_{AB}}{\Delta z}\ln\frac{y_{B1}}{y_{B2}} \quad \text{.....(1.k)}$$

Gazlar için c=P/(RT) olduğundan

$$N_A = \frac{P_T D_{AB}}{RT\Delta z}\ln\frac{y_{B2}}{y_{B1}} \quad \text{.....(1.l)}$$

Eşitliğin sağ tarafı ($y_{B2} - y_{B1}$) ile hem çarpılıp hem de bölünürse $(\bar{y}_B)_L$ logaritmik ortalama B derişimi elde edilir ve:

$$N_A = \frac{P_T D_{AB}}{RT\Delta z}\frac{(y_{B2} - y_{B1})}{(\bar{y}_B)_L} \quad \text{.....(1.m)}$$

$(y_{B2} - y_{B1}) = (1 - y_{A2}) - (1 - y_{A1}) = y_{A1} - y_{A2}$

$$N_A = \frac{P_T D_{AB}}{RT\Delta z}\frac{(y_{A1} - y_{A2})}{(\bar{y}_B)_L} \quad \text{.....(1.n)}$$

Mol kesirleri yerine kısmi basınçların toplam basınca oranları da yazılabildiğinden

$$N_A = \frac{P_T D_{AB}(\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2})}{RT\Delta z(\bar{p}_B)_L} \quad \text{.....(1.o)}$$

Derişim değişim eğrisi bulunacak olursa: Denklem(1.f), (1.g) ile

$$-\ln y_B = \frac{\ln(y_{B2}/y_{B1})}{\Delta z} z - \ln y_{B1} - \frac{\ln(y_{B1}/y_{B2})}{\Delta z} z_1 \quad \text{.....(1.p)}$$

$$\ln\frac{y_B}{y_{B2}} = \left(\frac{z - z_1}{z_2 - z}\right)\ln\frac{y_{B1}}{y_{B2}} \quad \text{ya da} \quad \frac{y_B}{y_{B1}} = \left(\frac{y_{B1}}{y_{B2}}\right)^{(z-z_1)/(z_2-z_1)} \quad \text{.....(1.q)}$$

Burada z'ye göre derişim değişimi eksponansiyeldir.

<u>A ve B Ters yönde eşmolle difüze ettiğinde</u>:

$N_A = -N_B$ olur. O zaman Fick Yasasında $(N_A + N_B) = 0$ olur.

$$N_A = -cD_{AB}\frac{dy_A}{dz} \quad \text{.....(1.d')}$$

$$-\int_{y_{A1}}^{y_{A2}} dy_A = \frac{N_A}{cD_{AB}}\int_{z_1}^{z_2} dz \quad \text{.....integral alınıp } N_A \text{çözüldüğünde:}$$

$$N_A = \frac{cD_{AB}}{(z_2 - z_1)}(y_{A2} - y_{A1}) \;\; ya\; da \;\; N_A = \frac{cD_{AB}(y_{A1} - y_{A2})}{\Delta z} \quad \text{.....(1.k')}$$

gazlarda kısmi basınçlar kullanıldığında,

$$N_A = \frac{D_{AB}}{RT\Delta z}(\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) \quad \text{.....(1.o')}$$

Burada z'ye göre derişim değişimi lineerdir.

A ve B ters yönlü ama farklı hızlarda difüze ederse: Şekil (1.1.(b))

Örneğin $N_A = -2 N_B$ ise tüm ortam $(N_A + N_B) = N_A - N_A/2 = N_A/2$

Bu değerin Fick bağıntısına uygulanmasının sonucu

$$N_A = \frac{2cD_{AB}}{\Delta z} \ln \frac{(2 - y_{A2})}{(2 - y_{A1})} \quad \text{.....(1.o'')}$$

Difüzyon bir silindirik hacimde merkezden silindirin yanal yüzüne yönelik, radyal yönde gerçekleşebilir.

O zaman madde dengesinde alan kısaltmalarında r değişkeni diferansiyel içinde kalır ve integrale girer. $2\pi r L N_{Ar}\big|_r - 2\pi r L N_{Ar}\big|_{r+\Delta r} = 0$

$$\lim \Delta r \to 0 \ için \ -\frac{d(N_A 2\pi r L)}{2\pi L dr} = -\frac{d(N_A r)}{dr} = 0 \text{.....(1.b'')}$$

Difüzyonun tek yönlü ya da çift yönlü oluşuna göre çözümün devamı gelişir. Şimdi tek yönlü difüzyon varsayılsın: $N_B=0$

Denklem (1.d) geçerlidir. Denklem (1.b'') , Denklem (1.d)'de yerine yazılıp, sabit c ve D_{AB} dışarıdaki katsayıya verilirse:

$$-\frac{d}{dr}\left[\frac{r dy_A}{(1 - y_A) dr}\right] = 0 \ integral \ alınır \ \rightarrow -\frac{r dy_A}{(1 - y_A)} = C_1$$

2.kez integral alınınca $\left[-\ln(1 - y_A)\right]_{y_{A1}}^{y_{A2}} = C_1 \ln r + C_2$ bulunur.

Sınır Şartları: SŞ:1 $r=r_1$'de $y_A=y_{A1}$;

$r=r_2$'de $y_A=y_{A2}$

$(1-y_A)=y_B$ olduğundan $-\ln y_B = \frac{\ln(y_{B1}/y_{B2})}{\ln(r_2/r_1)} \ln r - \ln y_{B1} - \frac{\ln(y_{B1}/y_{B2})}{\ln(r_2/r_1)} \ln r_1$

Toparlanırsa: $\ln \frac{y_B}{y_{B1}} = \frac{\ln(y_{B1}/y_{B2})}{\ln(r_2/r_1)} \ln(r/r_1)$

Geri dönüp Denklem (1.b'') den alınırsa

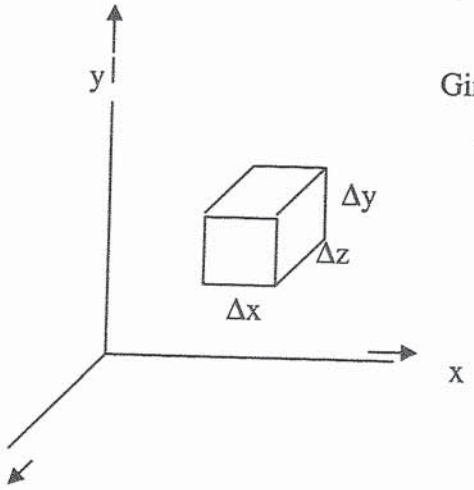
$N_A = cD_{AB}\frac{\ln(y_{B1}/y_{B2})}{\ln(r_2/r_1)}\frac{1}{r}$ olur. Akı ile alan çarpımı kütlesel hızı verdiğinden

$\dot{m}_A = N_A|_r 2\pi rL$ 'dir.

Benzer türetmeler, merkezden küre yüzeyine yapılan difüzyon için de yapılmalıdır.

Üç boyutlu madde dengesi: ΔxΔyΔz boyutlarında diferansiyel bir hacim elemanı üzerinde

Süreklilik denklemi yazılabilir: Şekil (1.3)



En Genel Süreklilik Denklemi alınsın:

Giren hızı-Çıkan hızı+reaksiyonla üretilen hızı=Birikim hızı

$$N_A|_x \Delta y\Delta z - N_A|_{x+\Delta x}\Delta y\Delta z + N_A|_y \Delta x\Delta z - N_A|_z \Delta x\Delta y - N_A|_{z+\Delta z} + R_A = \frac{\Delta}{\Delta t}(c_A \Delta x\Delta y\Delta z)$$

Her taraf diferansiyel hacim elemanına bölünüp Δx,Δy,Δz→0 değerleri için limit alınırsa:

$\frac{\partial c_A}{\partial t} + \frac{dN_A}{dx} + \frac{dN_A}{dy} + \frac{dN_A}{dz} = R_A$ Fick Yasasından N_A'nın hem c_A'nın hem ortam hızının hem de toplam derişimlerin ve D_{AB} 'nin bir fonksiyonu olduğu hatırlanırsa:

Genel : $\frac{\partial c_A}{\partial t} + c_A.\nabla.v_M + v_M.\nabla c_A - D_{AB}.\nabla^2 c_A = R_A$;

Özel :1 : c=sabit; v_M=0 ; D_{AB}= sabit; R_A=0 iken yatışkın olmayan halde:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB}\left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} + \frac{\partial c_A}{\partial z^2}\right)$$ 2.Fick Yasası

Özel:2 : Yatışkın halde, reaksiyonla üretim varken; $R_A=-k'c_A$

$$-\frac{dN_A}{dz^2}=k'c_A \quad \text{ya da} \quad \frac{d^2c_A}{dz^2}=\frac{k'}{D_{AB}}c_A$$

Burada sınır şartlar : z = 0 iken $c_A = c_{A1}$; z = L iken $c_A=c_{A2}$ için çözüm:

$$c_A=\frac{c_{A2}\sinh\left(\sqrt{\frac{k'}{D_{AB}}}z\right)+c_{A1}\sinh\left[\sqrt{\frac{k'}{D_{AB}}}(L-z)\right]}{\sinh\left(\sqrt{\frac{k'}{D_{AB}}}L\right)}$$

Özel:3 : Yatışkın olmayan halde kimyasal tepkime varken;

$$\frac{\partial c_A}{\partial t}=D_{AB}\frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2}-k'c_A$$

İlk koşullar ve sınır şartları uygulanırsa: t= 0 iken z>0 için $c_A = 0$

t>0 iken z=0 için $c_A = c_{A0}$

t>0 iken z=∞ için $c_A = 0$

$$\frac{c_A}{c_{A0}}=\frac{1}{2}\exp\left(-z\sqrt{k'/D_{AB}}\right)erfc\left(\frac{z}{2\sqrt{tD_{AB}}}-\sqrt{k't}\right)+\frac{1}{2}\exp\left(z\sqrt{k'/D_{AB}}\right)erfc\left(\frac{z}{2\sqrt{tD_{AB}}}+\sqrt{k't}\right)$$

ÇOK BİLEŞENLİ DİFÜZYON: Bir yerde 2 den fazla bileşen olduğunda çok bileşenli difüzyon uygulanmasına gidilir.En basit hal; A bileşeninin hareketsiz, difüzlenmeyen B,C,D,... karışımı içine difüz etmesidir. O zaman $N_B=0$, $N_C=0$,$N_D=0$ .... yazılabilir.Sonuçta Stefan-Maxwell 'in Yatışkın Hal Denklemi kullanılabilir:

$$N_A=\frac{D_{Am}P}{RT(z_2-z_1)p_{iM}}(\overline{p}_{A1}-\overline{p}_{A2})$$

burada p_{iM} ; p_{i1}=P- $\overline{p}_{A1}$ ile p_{i2}=P- $\overline{p}_{A2}$ nin logaritmik ortalamasıdır. Ayrıca;

$$D_{Am}=\frac{1}{x'_B/D_{AB}+x'_C/D_{AC}+x'_{AD}/D_{AD}+....} \quad \text{dir.}$$

Burada x'_B =mol B/mol inertler = $x_B/(1-x_A)$, $x'_C= x_C/(1-x_A)$, dır.

KONU:1 DİFÜZYON

ÇÖZÜMLÜ PROBLEMLER:

-Çok Bileşenli:

1 atm toplam basınç ve 298 K de metan (A) gazı yatışkın halde difüzlenmeyen argon(B) ve helyum (C) karışımına difüzlenmektedir. z_1= 0 da kısmi basınçlar $\overline{p}_{A1}$ =0,4 , p_{B1}=0,4 , p_{C1}=0,2 atm iken z_2 = 0,005 m 'de $\overline{p}_{A2}$ =0,1 , p_{B2}= 0,6 , p_{C2}= 0,3 atm'dir. Ek (7)'den difüziviteler: D_{AB}= 2,02 x10^{-5}m^2/s , D_{AC}= 6,75x10^{-5}m^2/s ve D_{BC}=7,29x10^{-5}m^2/s'dir. N_A=?

Çözüm: (1) noktasında: $x'_B=x_B/(1-x_A)$=0,4/(1-0,4)= 0,667; (2) noktasında: x'_B=0,6/(1-0,1)= 0,667. Yol boyunca x'_B nin değeri sabittir.

Aynı şekilde $x'_C= x_C/(1- x_A)$=0,2/(1- 0,4)= 0,333

$$D_{Am} = \frac{1}{x'_B / D_{AB} + x'_C / D_{AC}} = \frac{1}{0,667/2,02x10^{-5} + 0,333/6,75x10^{-5}} = 2,635x10^{-5} m^2/s$$

p_{iM} i hesaplarken p_{i1} =P- p_{A1}= 1,0 – 0,4 = 0,6 atm, p_{i2} =P- p_{A2}= 1,0 – 0,1=0,90 atm.

$p_{iM}=(p_{i2}-p_{i1})/\ln(p_{i2}/p_{i1})$= (0,90 –0,60)/ln(0,90/0,69)= 0,740 atm=7,496x10^4Pa

p_{A1}= 0,4(1,01325x10^5) = 4,053 x10^4 Pa

p_{A2} = 0,1(1,01325x10^5) = 1,013x10^4Pa

$$N_A = \frac{D_{Am}P}{RT(z_2 - z_1)p_{iM}}(p_{A1} - p_{A2}) = \frac{2,635x10^{-5}x1,01325x10^5x(4,053-1,013)10^4}{8314x298(0,005-0)7,496x10^4} = 8,74x10^{-5}\frac{kmol}{m^2 s}$$

-KCl 'ün gözenekli Silika içine difüzyonu:

2,0 mm kalınlığındaki sinterleşmiş (kavrulmuş) bir silikanın gözenekliliği ε = 0,30, yolunun bükümlülüğü τ = 4,0'dür. Gözenekler 298 K deki su ile doludur. Bir yüzünde KCl derişimi 0,10 mol/l 'de tutulurken diğer yüzünden taze su akmaktadır. Gözeneklerdeki direnç dışındaki dirençleri ihmal ederek, yatışkın haldeki KCl difüzyonunu hesaplayın.

Çözüm: Tablo (Ek 7)'den KCl'in su içindeki difüzivite katsayısı D_{AB}= 1,87x10^{-9} m^2/s; Ek (15)'den de bükümlülük derecesi alınır.

Ayrıca c_{A1}=0,10/1000= 1,0x10^{-4} mol/cm^3 =0,10 kmol/m^3 ve c_{A2}= 0. Denklem(1.28e)

$$N_A = \frac{\varepsilon D_{AB}(c_{A1} - c_{A2})}{\tau(z_2 - z_1)} = \frac{0,3x1,87x10^{-9}(0,1-0)}{4,0(0,002-0)} = 7,01x10^{-9} kmol/(m^2 s)$$

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

KÜTLE AKTARIM KATSAYILARI VE FİLM TEORİSİ II

B_T kalınlığı bilinmek şartıyla, duran bir akışkan tabakasından yatışkın halde geçen kütle aktarımını öngörmek için Denklem(1.19) ve (1.24) kullanılabilir. Bununla beraber genel durum böyle değildir, çoğu hallerde birim alandaki kütle aktarımını artırması istemiyle ya da daha fazla ara yüzey yaratmak üzere bir akışkanın diğeri içindeki dağılımını artırsın diye türbülans artırılır. Ayrıca, bir akışkanın ara yüzeyine kütle aktarımı genellikle, sürekli değişen derişim gradyanları ve kütle aktarım hızlarından dolayı, yatışkın halde değildir. Bu farklardan dolayı, çoğu kütle aktarımı olaylarına, benzer denklemler uygulanır ve bu denklemler *kütle aktarım katsayısı* olarak verilen ***k*** 'yı kullanır. Bu katsayı ; birim zamanda, birim alandan, bir mol kesri farkı için aktarılan kütle, olarak tanımlanır ve genellikle eşit mol akışlarında kullanılır. Derişimler genellikle birim hacimdeki mol (**c** alt indisli) ya da mol kesri (gazlarda **y** ya da sıvılarda **x** alt indisli) olarak verilir:

$$k_c = \frac{J_A}{c_{Ai} - c_A} \quad \text{.....(2.1)}$$

ya da $$k_y = \frac{J_A}{y_{Ai} - y_A} \quad \text{.....(2.2)}$$

k_c = molar akı/derişim farkı , olduğundan cm/s ya da m/s gibi lineer hız ile aynı birimlerdedir: $$k_c = \frac{mol}{s, cm^2, mol/cm^3} = cm/s$$

k_y ve k_x 'in birimleri , itici güç mol kesri birimsiz olduğundan, J_A ile aynıdır: mol/(alanxzaman). k_c ve k_y aşağıda açık olarak verildiği gibi molar yoğunluğa bağlıdır:

$$k_y = k_c \rho_M = \frac{k_c P}{RT} \quad \text{.....(2.3)}$$

$$k_x = k_c \rho_M = \frac{k_c \rho_x}{M} \quad \text{.....(2.4)}$$

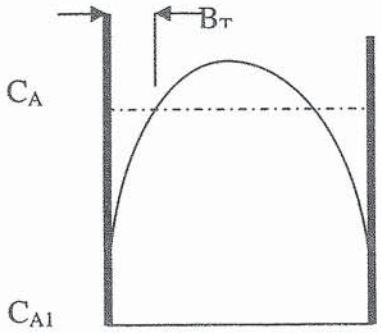
Hareketsiz bir film üzerinden yatışkın halde eşmolal difüzyon olduğundaki Denklem (1.20) ile Denklem (2.1) birleştirildiğinde k_c 'nin önemi anlaşılmaktadır. Buna göre:

$$k_c = \frac{J_A}{c_{Ai} - c_A} = \frac{D_v (c_{Ai} - c_A)}{B_T} \frac{1}{(c_{Ai} - c_A)} = \frac{D_v}{B_T} \quad \text{.....(2.5)}$$

Böylece, k_c katsayısı moleküler difüzivite/duran film kalınlığı'dır. B_T: Durgun film kalınlığı. Yatışkın olmayan halde difüzyon ya da bir akıntıya difüzyon ile çalışıldığında da Denklem (2.5) hala, bilinen k_c ve D_v değerleri için etkili bir film kalınlığını bulmakta kullanılabilir.

FİLM TEORİSİ

Temel *film teorisi*'ne göre difüzyon direnci, belli kalınlıktaki hareketsiz filmdeki ile eşdeğerdir. Anlatılmak istenen; katsayı k_c 'nin, değerinin, nadiren doğru olsa da, D_v 'nin bir kuvveti ile değiştiğidir fakat çoğu uygulamada bu durum teorinin değerini eksiltmez. Film Teori, genellikle ''çok bileşenli difüzyon'' ya da ''kimyasal reaksiyon eşliğindeki difüzyon'' gibi karmaşık problemlerin çözümünde kullanılır.



Şekil (2.1):Boru içinde türbülen akan gazda kütle aktarımına neden olan derişim gradyanı

Örneğin, türbülen bir gaz akımından Şekil(2.1)'deki gibi bir boru duvarına, derişim gradyanından dolayı kütle aktarımı olsun. Kütle aktarımının esasen moleküler difüzyonla gerçekleştiği duvar yakınındaki laminer tabakada derişim gradyanı hemen hemen lineerdir. Duvardan uzaklık arttıkça türbülans ve edi difüzyonu artar. Bu durumda Denklem (1.30)'a bakılırsa aynı akı için gradyanın küçülmesi gerekmektedir. Borunun merkezinde c_A 'nın değeri en yüksektir fakat kütle aktarımı hesaplarında bu değer kullanılmaz. Onun yerine itici güç $c_A - c_{Ai}$ kullanılır, buradaki c_A akım tamamen karıştırılabildiğinde ulaşılacak ortalama derişimdir. Bu durum bir akımdaki ağırlıklı ortalama derişim ve de madde dengesi hesaplamalarında kullanılan derişim gibidir. Bu da ısı aktarımında h'ı hesaplamak için kullanılan akımın ortalama sıcaklığına (analog) benzerdir.

Duvar yakınındaki gradyan lineer olduğunda, c_A 'ya kadar ekstrapolasyon yapılabilir ve bu noktanın duvardan uzaklığı, B_T etkin film kalınlığıdır. Genellikle kütle aktarımına asıl direnç, duvara en yakın laminer sınır tabakadadır ve B_T ,laminer tabakadan çok az daha kalındır. Bununla beraber, daha sonra da belirtileceği gibi, B_T 'nin değeri D_v 'ye bağlıdır ve Reynolds sayısı gibi sadece akım parametresine bağlı değildir. Etkin film tabakası kavramı çok kullanışlıdır fakat B_T 'nin değeri gerçek laminer tabaka kalınlığı ile karıştırılmamalıdır.

TEK YÖNLÜ DİFÜZYONUN ETKİSİ

Önce de anlatıldığı gibi, hareketsiz bir film tabakasında yalnız A bileşeni difüze ettiğinde belirli bir derişim farkı için ortaya çıkan kütle aktarım hızı, ters yönde B'nin difüzyonu halinde ortaya çıkacak hızdan daha büyüktür. Denklem(1.19) ve (1.24)den akıların oranı:

$$\frac{N_A}{J_A} = \frac{\ln \frac{1-y_A}{1-y_{Ai}}}{y_{Ai} - y_A} \qquad \text{.....(2.6)}$$

$y_{Ai} - y_A$ terimi; $(1-y_A) - (1-y_{Ai})$ olarak da yazılabilir ve o zaman Denklem (2.6)'nın sağ tarafı $(1-y_A)$ve $(1-y_{Ai})$ 'nin logaritmik ortalamasının tersi ya da (difüze etmeyen bileşen) y_B 'nin mol kesri ortalaması olur:

$$\frac{N_A}{J_A} = \frac{1}{[1-y_A]_L} = \frac{1}{(\bar{y}_B)_L} \qquad \text{.....(2.7)}$$

Hareketsiz bir filmden moleküler difüzyonu veren bu bağıntı, yatışkın olmayan hal ya da moleküllerle beraber edi difüzyonunun olduğu durumlara da uygun kabul edilir. Bazen tek yönlü kütle aktarım katsayısı k_c' ya da k_y' ile gösterilir ve onlar da Denklem (2.7)'deki akıları izlerler:

$$\frac{k_c'}{k_c} = \frac{k_y'}{k_y} = \frac{1}{[1-y_A]_L} \qquad \text{.....(2.8)}$$

Tek yönlü kütle aktarımı hızı her iki tipten biri ile ifade edilebilir:

$$N_A = k_y'(y_{Ai} - y_A) \qquad \text{.....(2.9)}$$

$$N_A = \frac{k_y(y_{Ai} - y_A)}{(1-y_A)_L} \qquad \text{.....(2.10)}$$

y_A 'nın değeri 0,10 den küçük olduğunda k_y ve k_y' nün farkı küçüktür ve çoğu tasarım hesaplarında ihmal edilir. Sıvı fazlardaki kütle aktarımlarında tek yönlü difüzyon düzeltme çarpanına karşılık gelen $(1-x_A)_L$ genellikle ihmal edilir çünkü difüzivite ve kütle aktarım katsayıları arasındaki belirsizlik kıyaslandığında düzeltme de çok küçüktür.

SINIR TABAKA TEORİSİ

Hareketsiz bir akışkan film tabakasından difüzyona örnek pek az olduğu halde, kütle aktarımı genellikle akışkanın laminer aktığı yüzeye çok yakın ince bir sınır tabakada gerçekleşir. Eğer sınır tabakadaki hız gradyanı lineer ve yüzeydeki hız sıfır ise, akım ve difüzyon denklemleri birlikte çözülerek derişim gradyanını ve ortalama kütle aktarım katsayısını verebilir. Katsayı difüzivitenin 2/3'üncü kuvvetine bağlıdır ve yüzey boyunca akış yönünde uzaklık arttıkça azalır çünkü gerek uzaklık gerekse D_v 'deki artış, derişim gradyanının yüzeyden uzantısını verir, bu da yüzeyde dc_A/db' yi azaltır.

Yassı bir düzlemden ya da bir küre veya silindir etrafındaki akışta hız profili yüzey yakınlarında lineerdir fakat sınır tabakanın dışına yaklaşıldıkça hız, ana akımın hızına yaklaşır. Kesin çözümlere göre Schmidt sayısı 10 ya da daha büyük olduğunda, ya da D_v düşük olduğunda, kütle aktarım katsayısı $D_v^{2/3}$ ile değişir. Gazlar için tipik değer olan Schmidt sayısının 1 olduğu durumlarda katsayı, D_v 'nin biraz daha küçük kuvveti ile değişir. Sınır tabaka akışlarında, hız profilinin şekli ya da fiziksel özelliklerinin değeri ne olursa olsun aktarım hızı, film teorisinde amaçlandığı gibi difüzivitenin 1.0'inci kuvveti ile artmaz. Sınır tabaka teorisi bazı durumlarda k_c ' yi önermede kullanılabilir fakat sınır tabaka türbülen olduğunda ya da ayrılma(seperation) gerçekleştiğinde k_c için kesin bir önerme yapılamaz ve aslında teori, ampirik bağıntıları geliştirmenin yolunu gösterir .

KÜTLE AKTARIMINDA PENETRASYON TEORİSİ

Penetrasyon teorisi, yüzeyde sabit derişimi olan, oldukça kalın bir akışkan tabakasından geçici difüzyon hızının ifadesini kullanır. Zamana ve yola göre derişimdeki değişim aşağıdaki gibi ifade edilir:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_v \frac{\partial^2 c_A}{\partial b^2} \quad \text{.....(2.11)}$$

c_A için sınır şartları: t=0 iken b=0'da $c_A=c_{Ai}$, b=∞ 'da $c_A = c_{Ao}$

t >o iken b=0'da $c_A = c_{Ai}$

Denklem (2.11)'in özel çözümü; yarı sonsuz kalın levhalarda dokunumla ısı aktarımının geçici akışı ile aynıdır.

Isı aktarımında: $\frac{T_s - T}{T_s - T_a} = \frac{2}{\pi}\int_o^z e^{-z^2} dz$ =erf(b/(√4$D_{AB}t_T$)) (Şekil (2.2): Gauss Eğrisi)

Burada, $z = \frac{x}{2\sqrt{\alpha t}}$

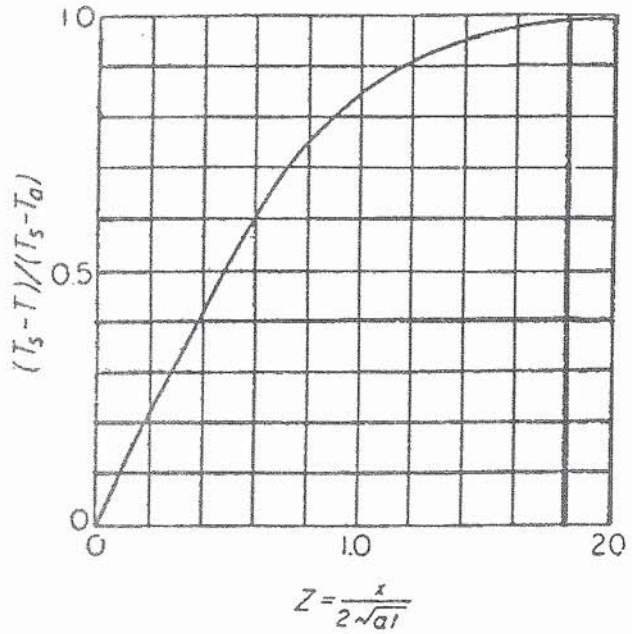
α = ısıl difüzivite katsayısı

x : yüzeyden uzaklık

t : zaman

T_s ,T_a : sıra ile yüzeydeki ve başlangıçtaki sıcaklıklar

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{x=o} = -k\left(\frac{\partial T}{\partial x}\right) = k\frac{(T_s - T_a)}{\sqrt{\pi\alpha t}}$$



Şekil (2.2) :Gauss Hata Eğrisi

burada, $\alpha = \frac{k}{\rho C_p}$

$\left(\frac{q}{A}\right)_{x=o}$: yüzeyden geçen ısı akısı

Denklem (2.11)'in Laplas dönüşümü kullanıldığında $\frac{c_A - c_{A0}}{c_{Ai} - c_{A0}} = 1 - erf\frac{b}{\sqrt{4D_{AB}t}}$ dir

Benzerliklerden giderek kütle aktarımında t anında geçen akı:

$$J_A = \sqrt{\frac{D_v}{\pi t}}\,(c_{Ai} - c_{Ao}) \quad \text{.....(2.12)}$$

Ara Yüzeydeki molar akıyı bulmak için $(\frac{\partial c}{\partial x})_{x=0}$ durumu incelenir ve

0 ile t zaman aralığındaki b=0 dan geçen ortalama akı

$$\bar{J}_A = \frac{1}{t_T}\int_o^{t_T} J_A dt = \frac{c_{Ai} - c_A}{t_T}\sqrt{\frac{D_v}{\pi}}\int_o^{t_T}\frac{dt}{t^{1/2}} = 2\sqrt{\frac{D_v}{\pi t_T}}(c_{Ai} - c_A) \quad \text{.....(2.13)}$$

Denklem (1.21;2.1) ile (2.13) birleştirildiğinde t_T süresindeki ortalama kütle aktarım katsayısı bulunur:

$$\bar{k}_c = 2\sqrt{\frac{D_v}{\pi t_T}} = 1{,}13\sqrt{\frac{D_v}{t_T}} \quad \text{.....(2.14)}$$

Bir sıvıya gazın absorplanmasına bu denklemi uygulayan ilk kişi Higbie'dir ve o; eğer dokunum süresi çok kısa olur ise difüze eden moleküllerin ince bir tabakanın ötesine geçemeyeceğini göstermiştir. Penetrasyon derinliği tanımında da olduğu gibi değişimin en büyük değerinin %1 inin gerçekleştiği yer olarak Gauss Eğrisinden $z = 1{,}82 \Rightarrow x_p = 3{,}64\sqrt{D_v t_T}$ bulunur.$D_v = 10^{-5}$ cm^2 /s ve $t_T = 10$ s için penetrasyon mesafesi yalnızca 0,036 cm'dir. Gaz absorplama cihazlarında, tek damlalar ve kabarcıklar genellikle çok kısa ömürlü olup kısa zamanda kümeleşirler bu nedenle onlara penetrasyon teorisi uygulanabilir.

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

YÜZEY YENİLEME TEORİSİ

Penetrasyon teorisine diğer bir seçenek de Danckwerts tarafından geliştirildi. Burada, akışkan elemanları aktarım yüzeyi yakınlarında iken ana akımdaki taze akışkan tarafından rast gele yer değişimine uğrarlar. Dokunum süresinin uzamasının eksponansiyel dağılımı sonucuna göre ortalama kütle aktarım katsayısı aşağıdaki gibidir:

$$\bar{k}_c = \sqrt{D_v s} \quad \text{.....(2.15)}$$

burada ''s'' yüzeyin yenilenme hızı kesri olup s^{-1} birimi ile ifade edilir.

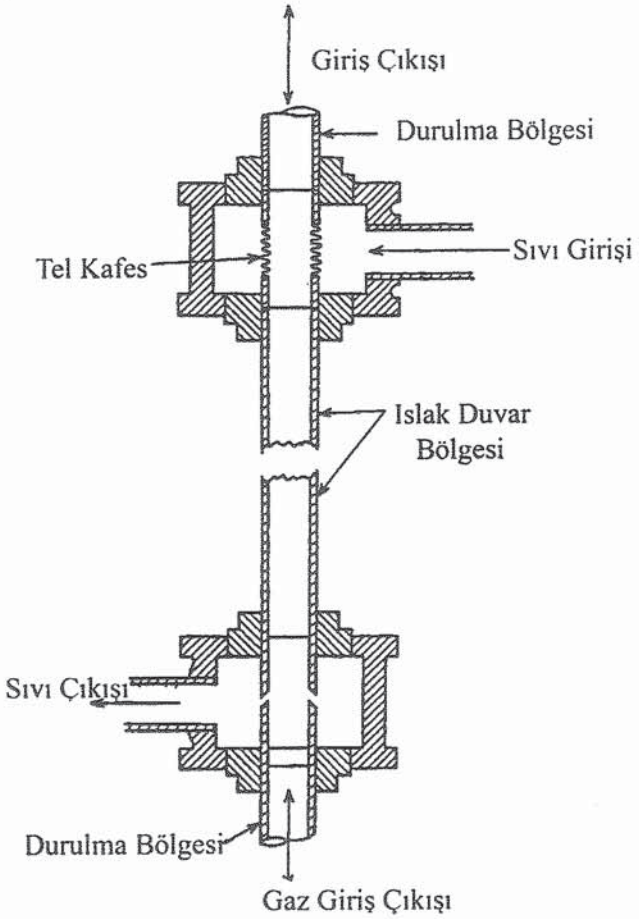
Her iki denklem (2.14,ve 2.15)'e göre de; belli bir ortalama dokunum süresi için katsayı, difüzivitenin karekökü ile orantılıdır ve hemen hemen aynı değeri verir. Penetrasyon teorisinin yenilenen bir biçimine göre, türbülansdaki bir ana akımdan gelen edi dalgaları yüzeye farklı uzaklıklarda olduklarından difüzivitenin daha büyük kuvveti ile orantılıdır, bu da bu teorinin bir havuz dolusu akışkanda olduğu gibi yassı levhalara ya da boru yüzeylerine kütle aktarımına uygulanabilir.

Penetrasyon teorisinin çeşitli biçimleri sınıflandırılabilir: kısa sürelerde sık sık yenilenen yüzeyler ya da ana akışkan yüzeyindeki akışkan elemanlarının akışkan tarafından yenilenmesi durumu için ''yüzey-yenileme modeli''. t_T zamanı ya da onun tersi, ortalama yenilenme hızı olup akışkan hızının, akışkan özelliklerinin ve sistemin geometrisinin bir fonksiyonudur ve yalnızca birkaç özel durum için kesin öngörü verebilir. Bununla beraber, eğer t_T ampirik olarak belirlenebilirse yüzey-yenileme modeli, birçok durum için ve özellikle damlalar ve kabarcıklara kütle aktarımlarında ses getirecek çözümler verir. Denklem (2.14) ile ısı aktarımında gösterilen benzerlikler ısı ve kütle aktarımındaki yakınlığa bir örnektir. t_T 'nin her iki işlemde de aynı kabul edilebilir ve ölçülen bir kütle aktarımındaki ısı aktarım süresi ya da tersi olabilir.

KÜTLE AKTARIM KATSAYISININ DENEYSEL ÖLÇÜMÜ

Gerçek cihazlarda kütle aktarımını gözlemlemenin zorluğu nedeni ile gerçek cihazlardaki kütle aktarım temel bağıntıları nadiren vardır ve çalışılabilir bağıntılara ulaşabilmek için boyut analizlerinin yardımıyla ampirik bağıntılar ya da yarı ampirik benzerliklere güvenmeğe çalışılmıştır. Probleme yaklaşım için aşağıdaki gibi çeşitli adımlar gerekmiştir:

1.k katsayısının çalışıldığı cihazlarda dokunumun sağlandığı fazlar arası yüzey bilinmektedir ve sınır tabaka ayrılması yoktur. Şekil (2.3)'deki ıslak duvarlı kule deneylerde kullanılan böyle bir cihazdır. Türbülen akımlardan ya da onlara yapılan kütle aktarımı hakkında onunla çok değerli veriler alınmıştır. Bir ıslak duvar kulesi aslında dik bir tüpten ibaret olup üstten giren sıvı tüp içinde kendi ağırlığı ile aşağı doğru akarken içeri gönderilen gaz akımı ile dokunuma gelerek kütle aktarımını sağlar. Genellikle gaz aşağıdan girerek sıvıya ters yönde aktığı halde paralel akması da mümkündür. Islak duvar kulesinde, bazı şerit oluşumları dışında kütle aktarım yüzeyi A bilinmektedir ve biçim sürüklemesi yoktur.



Şekil (2.3) Islak duvarlı kule

2. Bir tüpten türbülen bir akış için yavaş çözünen bir katıdan yapılmış tüpler kullanılabilir ve çeşitli sıvı akış hızlarında katının çözünme hızı ölçülebilir. Diğer bir teknik seçeneği olarak

tüp duvarının bir kısmı elektrot olarak kullanılarak elektrik akımının, elektrokimyasal redüklenme sonucu ortaya çıkan iyonların, duvara kütle aktarımıyla sınırlı olduğu durumdur.

3.Tanelere ya da boru ve silindirlere difüzyon gibi dış kütle aktarımları, içerdeki kütle aktarım bağıntılarından daha farklı olmalıdır çünkü orada yüzeyin bir kısmında sınır tabaka akışı ve sınır tabaka ayrılmasına çok rastlanır. Kütle aktarım katsayısı gözenekli ıslak katılardan sıvıların buharlaştırılması çalışılarak belirlenebilir. Bununla beraber, iç kütle aktarımında direncin olmayacağından emin olunamaz. Difüzyondaki karmaşanın yok olabilmesi için ya hafif çözünürlüğü olan duvarın sıvıdaki çözünürlüğü ya da bir gaz akımında süblimleşen bir katı ile çalışılmalıdır. Bu yöntem, katı tane ya da silindir yüzeyindeki çeşitli noktalarda yerel kütle aktarım katsayılarının ölçülmesine izin verir.

4.Sonunda, deneyler işletme şartları gibi kütle aktarım yüzeylerinin de değiştiği dolgulu kolonlar, delikli tabaklar ve çan başlıklılar gibi gerçek kütle aktarım cihazlarında yapılır. Kütle aktarım hızları önce hacimsel kütle aktarım katsayılarına (ka) dönüştürülür ; burada a cihazın birim hacmindeki aktarım alanıdır. Bazen a, fotoğraflarla belirlenir ve böylece a ve k için ayrı bağıntılar da geliştirilebilir. Çoğu durumda iki akışkan fazı olduğu halde, fazlardan birindeki direnç ihmal edilerek diğer faz için ka bulunur. Örneğin, bir dolgulu kolonda gaz filmindeki katsayı, saf sıvıları akış halindeki bir gaza buharlaştırarak bulunabilir ve o sıvıda difüzyon direnci yoktur. Benzer şekilde, saf bir gazın bir suda absorpsiyonunda gaz film direnci olmayacağından sıvı-film katsayısı çalışılabilir.

k ya da ka nın sayısal değerini bulmak için yürütülen deneylerde, N_A , A,y_i ,y miktarlarının ölçümü, k'nın Denklem (2.2) veya (2.10) ile hesaplanması ya da sonraki konuda bunların birleşimi olan denklemlerle kapsanır. Deneyleri planlamak ve sonuçları boyutsuz kümeler ya da denklemler şeklinde yorumlayabilmek için boyut analizleri yapılır. Sürtünme, ısı ve kütle aktarımı arasındaki benzerliklerin kullanılması iyi bir yol göstericidir.

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

BİLİNEN ALANLARDAN KÜTLE AKTARIM KATSAYILARI

Bu bölümde A alanının bilindiği katılarla akışkan arasındaki kütle aktarımı bağıntıları verilecektir. Fazlar arasındaki alanın bilinmediği cihazlara ait katsayılar ileriki konularda tartışılacaktır.

Boyut Analizi : Kütle aktarım mekanizmasına göre k; difüzivite D_v 'ye ve akışkan akımının tipini belirleyecek olan u hızı, μ viskozitesi, ρ yoğunluğu ve bazı lineer D boyutuna bağlıdır. Ara yüzeyin biçimi işlemi etkileyebileceğinden, her biçim için ayrı bağıntılar çıkacaktır. Herhangi bir aktarım yüzeyi için

$$k = \psi(D_v, D, u, \mu, \rho)$$

Boyut analizinden $$\frac{k_c}{u} = \psi_1\left(\frac{DG}{\mu}, \frac{\mu}{\rho D_v}\right) \quad \text{.....(2.16)}$$

burada G=u ρ' dur.

Denklem(2.16), ısı aktarımındaki Colburn eşitliği ile benzerdir. Denklem(2.16)'yı [(DG/ μ)(μ/ρD_v)]'ile çarparak ısı aktarımında Nusselt eşitliğine benzer diğer bir eşitlik elde edilir.

$$\frac{k_c D}{D_v} = \psi_2\left(\frac{DG}{\mu}\frac{\mu}{\rho D_v}\right) \quad \text{.....(2.17)}$$

Denklem (2.16) ve (2.17)'ye isimler ve semboller verilmiştir. k_c D/D_v grubuna Sherwood sayısı denir ve Sh olarak gösterilir. Bu sayı, ısı aktarımındaki Nusselt sayısının karşılığıdır.

(μ/ρD_v) grubuna Schmidt sayısı denir ve Sc ile gösterilir. Bu grup Prandl sayısının karşılığıdır. Tipik Sc sayıları Ek 19'da verilmiştir. (DG/ μ) grubu Reynolds sayısıdır Re.

Kütle aktarım katsayısı, bazı sınır tabaka akımlarında olduğu gibi, D_v difüzivitenin 2/3'üncü kuvveti ile orantılı olduğunda, katsayılar daha çok j_H 'ın benzeri olan j_M biçiminde verilir.

$$j_M \equiv \frac{k_c}{u}\left(\frac{\mu}{\rho D_v}\right)^{2/3} \quad \text{.....(2.18)}$$

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

ÇEŞİTLİ GEOMETRİLERDE KÜTLE AKTARIM KATSAYILARI:

YASSI LEVHALARIN DIŞINDAKİ PARALEL AKIMLARDA KÜTLE AKTARIMI

Düz bir levhadan bir sıvının buharlaşarak bir dış akım içine kütle aktarımı ile geçişi inorganik ve biyolojik maddelerin kuruması, boyaların çözücülerinin buharlaştırılması,rüzgar tünellerindeki levhalar ve kimyasal işlemlerdeki cihazlar içindeki kanallardan akışta ilgilenilen bir durumdur.

Levha üzerinde $Re_L < 15000$ gibi laminer bir akıma gaz ya da buharlaşan sıvı geçişi için:

$$Sh = 0{,}664\, Re^{0,5} Sc^{1/3} \qquad (2.18a)$$

ya da $J_M = 0{,}664\, Re^{-0,5}$

$15000 < Re_L < 300000 \quad J_M = f/2 = J_H = 0{,}036\, Re^{-0,2} \qquad (2.18b)$

Sıvılar için ± % 40 doğrulukla uygulanabilen: $600 < Re < 50000$ iken

$$J_M = 0{,}99\, Re^{-0,5} \qquad (2.18c)$$

BORULAR VE SİLİNDİRLERDE KÜTLE AKTARIMI

Boruların içinden akış: Temel dokunumla ısı aktarımı ve difüzyon denklemleri benzer olduğundan, boruların içinden duvara kütle aktarımı bağıntıları ısı aktarımındakine benzerdir. Laminer akımlar için Sherwood sayısı, Nusselt sayısı ile aynı eğilimi gösterir ve çok uzun borular için son değer 3,66 olurken kısa borular için akış hızının 1/3'üncü kuvvetine bağlıdır. Graetz sayısı eğer difüziviteye ya da Schmidt sayısına bağlı ise çözüm de aşağıdaki gibi olur:

$$Gz = \frac{\dot{m}}{D_v L \rho} = \frac{\pi}{4}.\mathrm{Re}.Sc.\frac{D}{L} \qquad (2.19)$$

Ilımlı Graetz sayıları için kütle aktarımını veren teorik denklem:

$$Sc = 1{,}62 Gz^{1/3} \qquad (2.20)$$

Denklem (2.20), içi boş fiber perdeler (membran) ile yapılan ayırma işlemlerinde iç kütle aktarım direncini öngörmekte kullanılır. Tercih edilen ısı aktarım bağıntısında katsayı 2'dir ve bu daha yüksek olan katsayının sebebi muhtemelen, doğal dolanımla da gerçekleşen ısı aktarımıdır. Laminer akımda kütle aktarımına ampirik denklem bulmak için yeterli bilgi yoktur.

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

Türbülen akımda boru duvarlarından kütle aktarımı için ısı aktarımı bağıntısındaki Nusselt sayısını Sherwood ile ve Prandtl sayısını Schmidt ile yer değiştirerek bir bağıntı bulunabilir:

$$Sh = 0{,}023.\mathrm{Re}^{0,8}\, Sc^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad \text{.....(2.21)}$$

Bu bağıntı, geniş bir Reynolds ve Prandtl sayısı aralığında yayınlanan bilgilere en iyi uyan en basit bir denklemdir. Bu bağıntı yerine diğer bir seçenek Denklem(2.21)'i ($\mathrm{RexSc}^{1/3}$)ile bölüp j_M'i bularak da elde etmek mümkündür ve bu da Chilton ve Colburn'ün j_H ve f/2'sine benzerdir. $(\mu/\mu_w)^{0,14}$ 'ün değeri yaklaşık 1,0 olduğundan kütle aktarımında bu terim çoğunlukla ihmal edilebilir.

$$j_M = j_H = f/2 = 0{,}023\ \mathrm{Re}^{-0,2} \quad \text{.....(2.22)}$$

Bu denklemle ısı ve kütle aktarımında aynı cihaz için verilen benzerlikler geneldir.

Benzerliği genişleterek borularda sürtünme kaybı da içerilebilir çünkü bütün kayıp yüzey sürtünmesinden gelir. Cisimlerin çevresinden akışta olduğu gibi akımın ayrılması ile biçim sürtünmesi olduğunda benzerlik, toplam sürtünme kaybına uygulanmaz.

Genel olarak j_M , Re'un bir fonksiyonudur. Gaz fazında kütle aktarımı için j_M 'in başka biçimleri de kullanılır:

$$j_M = \frac{k_y RT}{Pu} Sc^{2/3} = \frac{k_y \overline{M}}{G} Sc^{2/3} \quad \text{.....(2.23a)}$$

$$j_M = \frac{k_g \overline{M} P}{G} Sc^{2/3} \quad \text{.....(2.23b)}$$

Bir sonraki konuda k_g katsayısı tartışılacaktır.

Borudan akışta Schmidt sayısının farklı aralıkları için biraz daha doğru bağıntılar verilmiştir. Islak duvar kulelerinde çeşitli sıvıların buharlaştırılmaları için verilen bilgiler Reynolds ve Schmidt sayılarının biraz daha yüksek üsleri ile ilişkilendirilmişlerdir:

$$Sh = 0{,}023.\mathrm{Re}^{0,8}\, Sc^{0,44} \quad \text{.....(2.24)}$$

Schmidt sayısı 0,6-2,5 aralığında değişirken Denklem(2.24)'taki üs 0,44 ve Denklem (2.21)'de 0,33 olmuş ve katsayı üzerinde çok küçük bir etki yapmıştır. Üsler arasındaki fark, temelde bir anlam taşıyor olabilir çünkü dalgalar ve şeritler taşıyan akışkan yüzeyine kütle aktarımından sonra yüzey, düzgün ve sağlam bir yüzeye dönüşebilir.

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

430-100000 arası yüksek Schmidt sayısı aralığında kütle aktarım bağıntısı, benzoik asit tüplerinin suda ya da viskoz sıvılarda çözülmesinin ölçümü ile bulunabilir:

$$Sh = 0{,}0096\, Re^{0{,}913}\, Sc^{0{,}346} \quad \text{.....(2.25)}$$

Schmidt sayısının üssü ile 1/3'ün arasındaki fark çok önemli olmayabilir fakat Reynolds sayısının üssü kesinlikle 0,8'den büyüktür. Büyük Prandtl sayıları ile yapılan diğer ısı aktarımı çalışmalarında Reynolds'un 0,9'uncu kuvveti kullanılır. Bütün Sc ve Pr sayılarını kapsayan aralıkta oldukça doğru sonuçlar veren çeşitli ampirik bağıntılar mevcuttur.

Örnek(2.1): (a) 2 in. Çapındaki ıslak duvar borusundan 40° C sıcaklık ve 10 000 Reynolds ile akan havada buharlaşan su için etkin gaz film kalınlığı nedir? (b) Aynı şartlarda buharlaşan etanol için hesapları tekrarlayın. 1 atm'deki havaya suyun difüzivitesi 0,288 cm^2 /s ve etanolünkü 0,145 cm^2/s'dir.

Çözüm: 40° C'daki hava:

$$\rho = \frac{29}{22410} x \frac{273{,}16}{313{,}16} = 1{,}129x10^{-3}\, g/cm^3,\ \mu = 0{,}0186\ cp\ (eklerden),\ \frac{\mu}{\rho} = \frac{1{,}86x10^{-4}}{1{,}129x10^{-3}} = 0{,}165\, cm^2/s$$

(a) Hava-su sistemi için, $Sc = \dfrac{0{,}165}{0{,}288} = 0{,}573$

Denklem(1.54)'den; $Sh = 0{,}023 \times 10\,000^{0{,}81} \times 0{,}573^{0{,}44} = 31{,}3$

Film teoride, $k_c = D_v/B_T$, ve $Sh = k_c D/D_v$ olduğundan,

$Sh = D/B_T$ ya da $B_T = 2{,}0/31{,}3 = 0{,}064$ in.

(b) Hava-etanol sistemi için, $Sc = 0{,}165/0{,}145 = 1{,}14$

$Sh = 0{,}023 \times 10\,000^{0{,}81} \times 1{,}14^{0{,}44} = 42{,}3$

$B_T = 2{,}0 / 42{,}3 = 0{,}047$ in.

Difüzivite azaldıkça B_T kalınlığı da azalır çünkü k_c, difüzivitenin yalnız 0,56'ıncı kuvveti ile orantılıdır oysa film teoride yeterli görülen üs 1,0'dir. Eğer Denklem (2.21) kullanılacak olursa, karşılık gelen B_T değeri 0,066 ve 0,053 in.'dir. Bu değerler birbirine daha yakındır zira $D_v^{0{,}56}$ yerine $D_v^{2/3}$ kullanılmaktadır.

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

Tüplerin Dışında Eksene Paralel Akış

Bazı membran ayırmalarında, tüplü kazan düzenindeki bir demet boş fiber dışında, eksene paralel akan gaz ya da sıvı vardır. Dış akış geçitleri; düzgün dağılımlı olmadığı gibi, fiberler tüplü kazandaki tüpler kadar düzgün olamadığından, şekil olarak da düzensizdir. Reynolds sayısını hesaplayabilmek için bir eşdeğer çap önerilerek dış kütle aktarım katsayısı için ampirik bağıntılar tasarlanmıştır. E boşluk kesri olan d çaplı bir demet fiber için eşdeğer çap aşağıdaki gibidir:

$$d_e = 4x\frac{akisa\ dik kesit\ alan}{ıslakçeper} = \frac{4\varepsilon}{(4/d)(1-\varepsilon)} = d\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \quad \text{.....(2.26)}$$

Tüplerin Dışında Tüplere Dik Akış

Tek bir boruya dik hava akışı için Reynolds'a karşı j_M ilişkisi Şekil (2.4)'de verilmiştir. Sıvılar hakkındaki bilgilere dayanarak hesaplanan j_H değerleri kesikli çizgilerle gösterilmiştir. Havaya ısı aktarımını gösteren çizgiler ise kesikli çizginin biraz altına düşer ve kütle aktarım bilgilerine çok yakındır. Bu uyumluluk göstermiştir ki tüplerin içi kadar dışında da ısı aktarımı ile kütle aktarımı arasında benzerlikler geçerlidir.

Tek bir tüpe dıştan kütle aktarımı için Reynolds'un 10 – 10^4 aralığında yaklaşık çözüm denklemi aşağıdadır:

$$Sh = 0{,}61\ Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad \text{.....(2.27)}$$

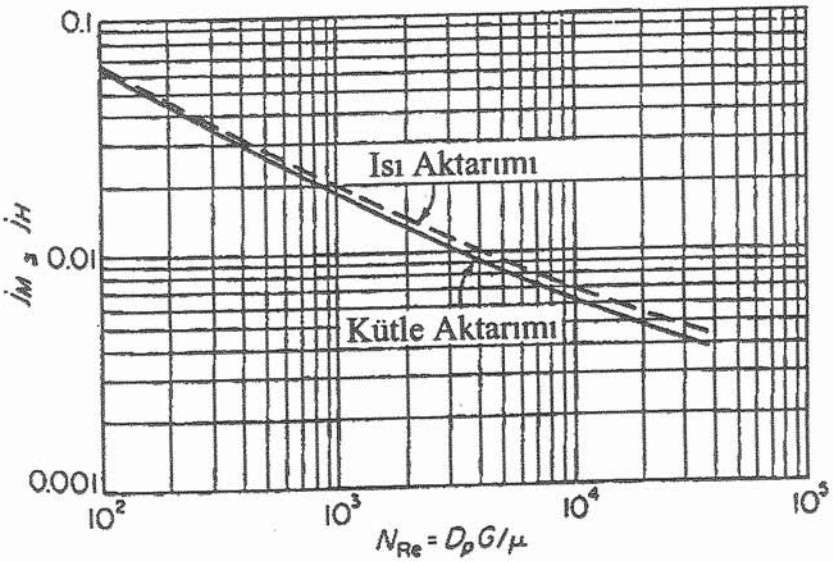
Tüpler Demetine Dik Akış

Tüp demetine dik akışta ortalama kütle aktarım katsayısı, aynı yüzeysel (süperfişıl) hız için tek tüpe dik akıştaki kütle aktarım katsayısından daha büyüktür çünkü buradaki artış faktörü, tüpler arasındaki açıklığa ve Reynolds sayısına bağlıdır. Tüp demetindeki ısı aktarımına dayandırıldığında artış %20-40 arasında olabilir fakat kütle aktarımındaki Reynolds sayıları hakkında pek az bilgi vardır ve o da boş fiber membran aletlerinin olduğu bölgedir.

2100 modüllü fiberler ile ε= 0,6 ve Sh=0,24 'de yapılan deneyler, akış hızlarından bağımsız çıkmıştır. Böylesine küçük Sherwood sayılarında akış dağılımı düzgün dağılımlı değildir çünkü ideal bir akış için en küçük Sh sayısı 2 ila 4 aralığındadır.

Aşağıdaki 72 fiber modül için verilen ampirik bağıntı, Şekil(2.4)'den Re= 100 için aynı katsayıyı verir. $Sh = 0{,}90\,\mathrm{Re}^{0,4}\,Sc^{0,33}$ .....(2.28)

Ortalama katsayı üzerinde; dolgu maddelerinin boşlu kesri ve yığılma kesafetindeki düzensizliğin etkileri hakkında hiçbir bilgi yoktur.



Şekil.(2.4):Tek silindire akışta ısı ve kütle aktarım katsayısı

TANELERE KÜTLE AKTARIMI

Tek küre üzerinden akış: Yalıtılmış bir küreye kütle aktarımında Reynolds sayısının sıfıra yaklaştığından Sherwood sayısı da 2,0'ye yaklaşır.Reynolds sayısının 1000'e kadar olan değerleri için oldukça doğru sonuçlar veren bir bağıntı düzeltilmiş Frössling Denklemidir:(Nu denklemi ile kıyaslayın)

$$\mathrm{Sh} = 2{,}0 + 0{,}6\,\mathrm{Re}^{1/2}\,\mathrm{Sc}^{1/3} \quad \text{.....(2.29)}$$

Re 'a karşı Sh sayılarının çizildiği Şekil(1.5)'de görüldüğü gibi, daha yüksek Reynolds sayılarında eğrinin eğiminde giderek artış gözlenir. Kütle aktarımının, çoğunlukla ılımlı Reynolds sayılarında gerçekleştiği kürenin ön kısmına uygulanan sınır tabakası teorisiyle ½ üssü birbiriyle tutarlılık içindedir. Yüksek Reynolds sayılarında, türbülen bölgedeki kütle aktarımları daha önemli hale gelir ve akış hızının etkisi artar.

Şekil (2.5)'den çıkan ilişkiye göre bulunan değerler "tapa hareketi" için çok düşüktür, orada Re sayısı düşük, Pe sayısı yüksektir (Pe = Re Sc =$D_p u_o / D_v$). Bu şartlarda önerilen denklem:

$$Sh = (4,0 + 1,21\ Pe^{2/3})^{1/2} \quad \text{.....(2.30)}$$

Eğer kütle aktarım alanı kürenin dış yüzeyi kabul edilirse, $D_p/2$ etkin film kalınlığından geçen kütle için Sh sayısının en son değeri 2,0'dir. Gerçekte derişim gradyanı dışarda sonsuza kadar uzar fakat kütle aktarım alanı da yüzeyden uzaklaşıldıkça büyür ve bu nedenle etkin film kalınlığı; derişim profilinin biçiminden çıkacak önerilenden daha düşük olacaktır.
Tek silindire dik akış: (50<Re50 000)(0,6<Sc<2,6 gazlarda)(1000<Sc<3000 sıvılarda)

$$J_M = 0,6\ Re^{-0,487} \qquad \text{(2.30.a)}$$

DOLGULU YATAKLARDA KÜTLE AKTARIMI

Gazlardan ve sıvılardan dolgulu yataklardaki tanelere yapılan ısı ve kütle aktarımına ait pek çok çalışma vardır. Katsayılar; kütlesel kızın kare kökü ile orantılı, difüzivitenin 2/3'üncü kuvveti ile orantılı olarak artar fakat, tek küre yüzeyine kütle aktarımındaki uyumun aksine, farklı araştırmacılar tarafından sunulan denklemlerde çok farklılıklar vardır. Bilgilerin çoğunu oldukça iyi sunan bir bağıntı şöyledir;

$$j_M = \frac{k_c}{u_o} Sc^{2/3} = 1,17\left(\frac{D_p G}{\mu}\right)^{-0,415} \quad \text{.....(2.31)}$$

Bu denklem aşağıdakine eşdeğerdir:

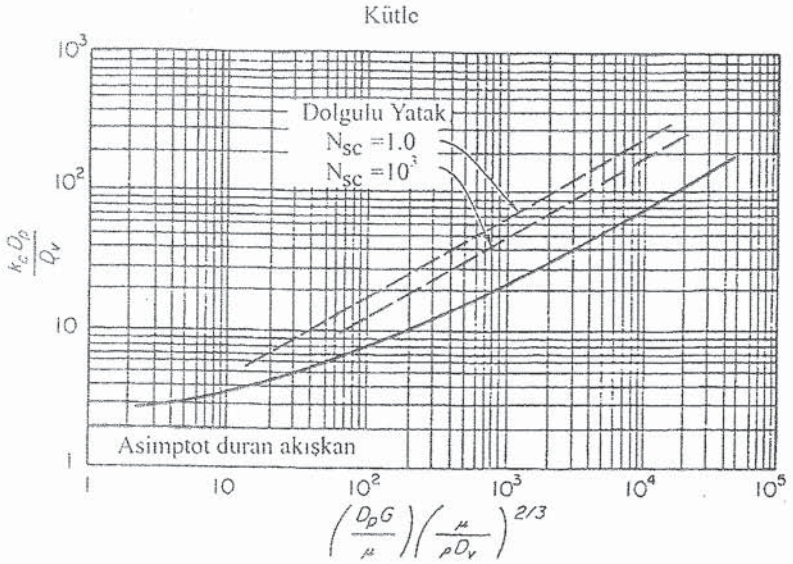
$$Sh = 1,17\ Re^{0,585}\ Sc^{1/3} \quad \text{.....(2.32)}$$

Denklem(2.31) ve (2.32) küreler ya da %40-45 boşluk hacmi oluşturan kabaca küresel katı tanelerin oluşturduğu dolgulu yataklar için önerilir. Bu denklemler silindirik taneler için de, Re ve Sh sayılarında kullanılan çapları için kullanılabilir. Daha büyük boşluk hacmi olan yataklar ya da halkalar gibi içi boş dolgu maddeleri taşıyan yataklar için farklı denklemler vardır.

Tek bir küreye yapılan kütle aktarımını dolgulu kolonlara yapılan ile kıyaslamak için Denklem (2.32) ile hesaplanan Sh sayıları, tek bir küre için hesaplananlarla beraber Şekil (2.5)'de çizilmişlerdir.

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

Dolgulu kolonlardaki katsayılar, aynı Reynolds sayıları için tek bir küreye olanın 2-3 katı kadardır. Bu farkların çoğu dolgulu kolonlarda daha yüksek olan gerçek kütlesel hızdan kaynaklanmaktadır. Reynolds sayısı yüzeysel hıza dayanır ama ortalama kütlesel hız G/ε'dir ve yatak içinde bazı noktalardaki hız bundan da daha yüksektir. Dolgulu yataklardaki katsayının tek bir taneye olandan hiçbir zaman daha düşük olamayacağı gerekçesi ile Şekil(1.5)'deki kesikli çizgiler çok düşük Reynolds sayılarına kadar uzatılmamıştır.



Şekil (2.5) Tek küre'ye akışta ısı ve kütle aktarım katsayısı

Ya da Dolgulu kolonlara sıvılar akarken(0,0016<Re<55)(165<Sc<70600)

$$J_M = 1{,}09 x Re^{-2/3}/\varepsilon \qquad (2.31.a)$$

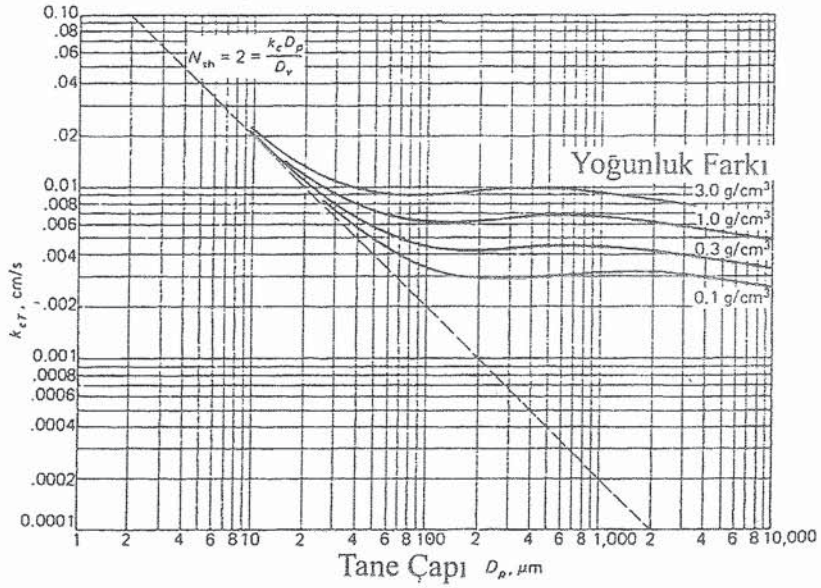
(55<Re<1500)(165<Sc<10690)

$$J_M = 0{,}25 x Re^{-0{,}31}/\varepsilon \qquad (2.31.b)$$

ASILI TANELERE KÜTLE AKTARIMI

Karıştırılan bir sıvıda asılı katı taneler bulunduğunda, kazan sıvısındaki tanenin son hızı (terminal hız) kullanılarak bir Re hesaplanarak Denklem (2.21) ile minimum bir kütle aktarım katsayısı öngörülebilir.

Tane boyutunun ve yoğunluk farkının bu minimum katsayı k_{cT} 'ye etkisi Şekil(2.6)'da gösterilmiştir. Geniş bir boyut aralığında katsayıda pek az farklılık olmuştur çünkü son hız ve Re sayısındaki bir artış, Sherwood sayısında da çap ile orantılı bir artış yapmıştır.



Şekil (2.6) :Suda(μ=1 cp, D=10^{-5} cm'de) düşen tanelere kütle aktarım sayısı

Gerçek katsayı, k_{cT} 'den daha büyüktür zira sık sık tanenin ivmesinde görülen artış ve düşüşler, ortalama kayma hızını artırırken ve türbülen sıvılarda oluşan küçük ediler tane yüzüne yaklaşarak yerel kütle aktarımını artırırlar. Bununla beraber eğer tanelerin hepsi asılı ise, çok geniş bir tane boyutu aralığı ve karıştırma şartlarında k_c/k_{cT} oranı , 1,5 – 5 gibi dar bir aralığa düşer. Tane boyutu, difüzivite ve viskozitenin etkileri k_{cT} ile öngörülene uyar fakat yoğunluktan gelecek fark 0,3 g/ cm^3 'ü geçmedikçe sonuca hiçbir etkisi yoktur. Asılı tanelerde k_c 'nin değişimi, birim hacimde kullanılan gücün herbir eksilmesinin 0,1 – 0,15'inci kuvveti kadar gerçekleşir. k_c yi öngören ampirik güç bağıntıları mevcuttur ama aynı güç ile katsayılar; karıştırıcı çapı D_a 'nın tank çapı D_T 'ye oranı arttıkça artar. Şekil (2.6)

Birim hacmin gücü; benzerlik korunduğu sürece aynı geometrideki asılı tanelere oranlamada temel alınabilir.

KONU:2 KÜTLE AKTARIMI KATSAYILARI

DAMLALARA VE KABARCIKLARA KÜTLE AKTARIMI

Bir gaz ortamında sıvı damlaları düşerken yüzey geriliminin etkisiyle damlalar küre biçimine girerler ve damla yüzeyine olan kütle aktarımı da katı kürelerinkine yaklaşır. Damlanın hareketi ile yüzeyine sürtünen sıvıdaki kayma gerilimi de damlaya topaç hareketi vererek damlanın içinde ve dışındaki kütle aktarımlarına karşı direncini zayıflatır. Değişimin sonucu

iç ve dış akışkanların viskozite oranlarına ve ara yüzeyde biriken yüzey aktif maddelerinin olup olmamasına göre değişir.

Üzerinde yüzey aktif maddeleri bulunmayan, düşük viskoziteli bir damla viskoz bir sıvıda düşüşe geçtiğinde, dış akışkandaki hız sınır tabakası hemen hemen yok olur. Akışkan elemanları

tane ile çok kısa sürede dokunuma geldiğinden kütle aktarımında penetrasyon teorisi işler. Damlanın etkin dokunum süresi olarak tanenin kendi çapı kadar bir mesafedeki düşüş süresi alınabilir ve penetrasyon teorisi uygulandığında aşağıdaki bağıntıya ulaşılır:

$$\bar{k}_c = 2\sqrt{\frac{D_v u_o}{\pi D_p}} \qquad \text{.....(2.33)}$$

D_p/D_v ile çarparak

$$Sh = \frac{2}{\pi}\left(\frac{D_p u_o \rho}{\mu}\frac{\mu}{\rho D_v}\right)^{1/2} = 1{,}13\,\mathrm{Re}^{1/2}\,Sc^{1/2} \ldots \qquad \text{.....(2.34)}$$

Denklem (2.34); katı bir küre için olan Denklem(2.29) ile kıyaslandığında $Sc=10^3$ için damladaki iç dolanımlar k_c 'yi 1,8 $Sc^{1/6}$ ya da 5,7 kat daha arttırmıştır.

Denklem(2.33)'deki katsayılara uyan damlalar serbest düşüşte görülmektedir fakat pek çok durumda, damlanın yüksek viskoziteli olması ya da içindeki safsızlıklar nedeniyle damla içindeki dolanımlar azalır ve katı küreninkinden pek az daha yüksek kasayılar bulunur. Karıştırılan bir tanktaki asılı damlalar için katsayı; tıpkı karıştırmalı özütleme tankında olduğu gibi, katı küreninki ile tank içinde tamamen sirküle eden damlalarınki arasında bir değer alır. Kat sayıdaki artış; katı taneler için bulunan 0,4 –0,5 kuvvetinin aksine damlalar için 1,0 ila 1,2 arasın kuvvetindedir çünkü asılı sıvı içindeki ediler, katı tanelerden ziyade, yüzeyi şekil değiştirebilen sıvı damlalarının içine penetre eder.

Pratik uygulamalar için k_c 'yi öngörmek çok zordur ve kütle aktarım hesaplamaları genellikle laboratuar çalışmaları ya da pilot tesislerden alınan tahmini k_c a gibi hacimsel kütle aktarım katsayısına dayandırılır.

Aynı belirsizlikler bir sıvı içinde yükselen gaz kabarcıklarındaki kütle aktarımı için söz konusudur. Kabarcık içindeki gaz, düşük viskozite nedeniyle hızlı sirküle edecektir, fakat çoğunlukla safsızlıklar da olaya karışır ve ortaya çıkan katsayı katı küreler ile serbest dolaşan kabarcıklar arası bir değerdir. 1mm ya da daha küçük kabarcıklar genelde katı küreler gibi davranır ve 2mm ve daha büyük çaplılar serbest kabarcıklar gibidir. Birkaç mm'den büyük kabarcıklar biçimsel olarak yassılırlar ve yükselirken salındıkları için kütle aktarım öngörümünü daha da zorlaştırırlar. Sıvı damlalarda olduğu gibi, kabarcıklı sistemlerin tasarım bağıntıları da hacimsel katsayılara dayandırılmaktadır.

Hem damlalar hem de kabarcıklarda her iki fazdaki kütle aktarım dirençleri de çok önemlidir. Duran (sirküle etmeyen) bir damlaya olan difüzyon, yatışkın olmayan bir haldedir fakat ko'aylık sağlaması açısından kürelerdeki ısı aktarımında olduğu gibi, katsayıya etkin bir iç katsayı ilavesi yapılmıştır:

$$k_{ci} = \frac{10D_v}{D_p} \quad \text{.....(2.35)}$$

burada, k_{ci} = etkin iç kütle aktarım katsayısı

D_v = damla içindeki difüzivite

D_p =damla çapı

Eğer damlanın ömrü kısa ise, derişim gradyanı damla içinde fazla derine gidemeyeceğinden, iç katsayı Denklem (2.35)'in verdiğinden daha büyüktür. Eğer damlanın kalış süresi biliniyorsa, Denklem (2.14) ile verilen penetrasyon teorisi geçerlidir fakat karıştırmalı sistemlerde, bölünmeler ve kümeleşmeler nedeniyle damlanın ömrünü bilmek çok zordur. Karıştırmalı bir özütleme sisteminde organik bir damlanın kütle aktarımında katsayı k_{ci} ölçüldüğünde, penetrasyon teorisi ile tutarlı olmuş ve damlanın ömrü, banyo süresine bağlı olarak 1/3 ila 1/10 arasında değişmiştir.

D_p<0,6 mm için sıvı içindeki katı ya da gaz partikülleri için:

$$k_L = \frac{2D_{AB}}{D_p} + 0{,}31Sc^{-2/3}\left(\frac{\Delta\rho\mu_c g}{\rho_c^2}\right)^{1/3} \qquad (2.35.a)$$

Burada $\Delta\rho=(\rho_c - \rho_p)$

ρ_c : çözeltinin yoğunluğu ; ρ_p =tanenin yoğunluğu

GEAN-KOPLİS'DEN ÖRNEKLER

Örnek (2.2): Ağırlıkça % 5,15 agar jeli taşıyan ,10,16 mm kalınlığında 278 K deki bir yassı levha, içine düzgün dağılmış bir şekilde 0,1 kmol/m^3 üre taşımaktadır. Difüzyon yalnızca

birbirinden 10,16 mm uzaktaki paralel yüzeyler arasındaki x yönünde gerçekleşmektedir. Levha ani olarak türbülent akan bir saf su akımına daldırılmakta ve bu nedenle yüzey direncinin olmayacağı varsayılmaktadır; yani dolanımla kütle aktarım katsayısı k_c çok büyüktür. Ürenin agar içindeki difüzivitesi Tablodan $4{,}72\text{x}10^{-10}$m^2/s dir.

a) Yüzeyden 5,08 mm uzakta (Levhanın ortasında) ve 2,54 mm uzakta 10 saat sonraki derişimler nelerdir?

b) Eğer levhanın kalınlığı yarıya indirilirse10 saat sonra orta noktanın derişim nedir?

Çözüm: a) c_o=0,1 ve saf su için c_1= 0 ve c= bir t anında merkezden itibaren ölçülen x yönündeki derişimdir. Sulu çözelti ve dışındaki suyun özellikleri benzer olduğundan Denge dağılım katsayısı K nın değeri 1,0 kabul edilebilir. Burada yatışkın olmayan hal ve birikim söz konusudur; tıpkı belli kalınlıktaki cisimlere yatışkın olmayan ısı aktarımında olduğu gibi. Buna göre Fourier eğrisindeki ordinat:

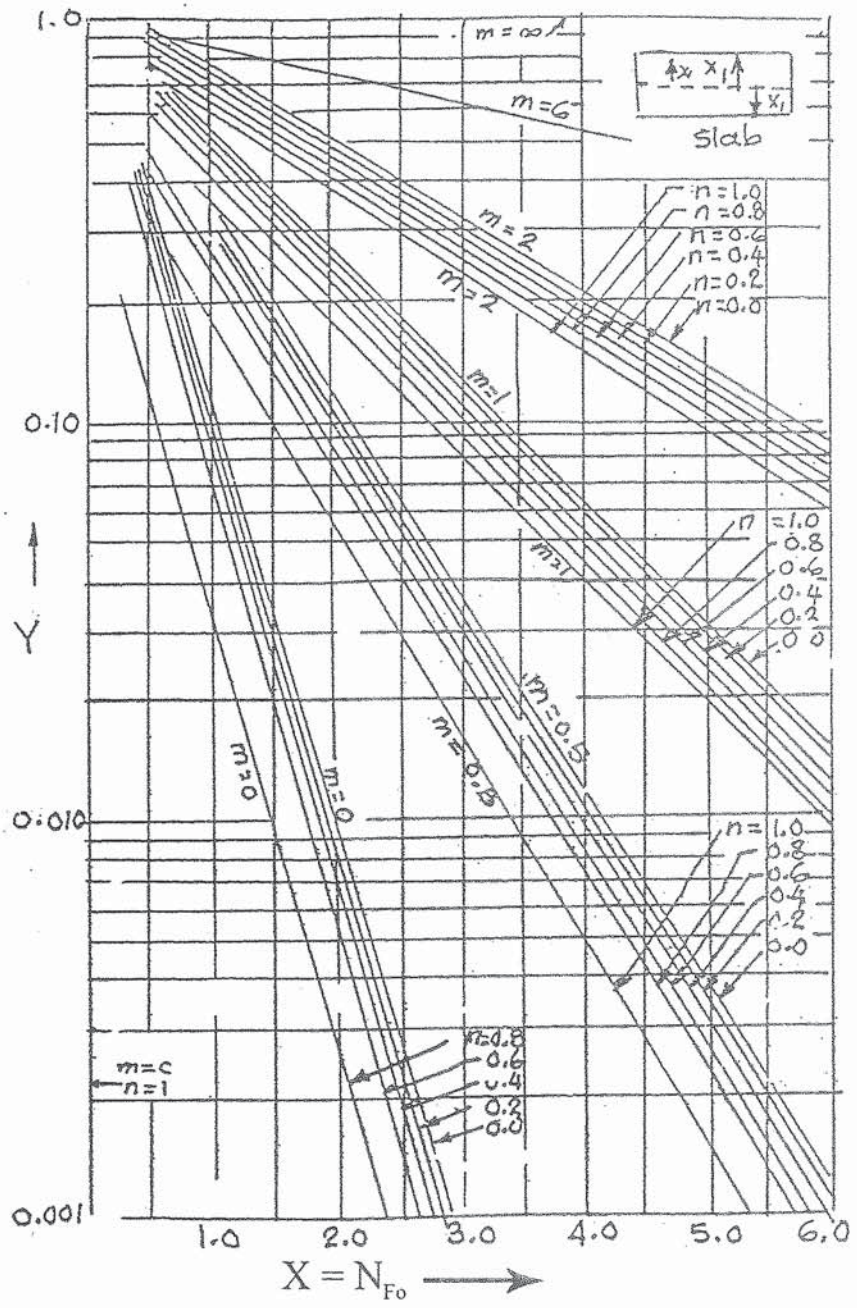
$$Y = \frac{c_1/K - c}{c_1/K - c_o} = \frac{0/1{,}0 - c}{0/1{,}0 - 0{,}10}$$

Aynı şekilde yarı kalınlıktaki x_1=10,16/(1000x2)=$5{,}08\text{x}10^{-3}$m; Merkezdeki x=0 .

Fourier Eğrisindeki apsis $X=D_{AB}\,t/x^2_1=(4{,}72\text{x}10^{-10})(10\text{x}3600)/(5{,}08\text{x}10^{-3})^2=0{,}658$

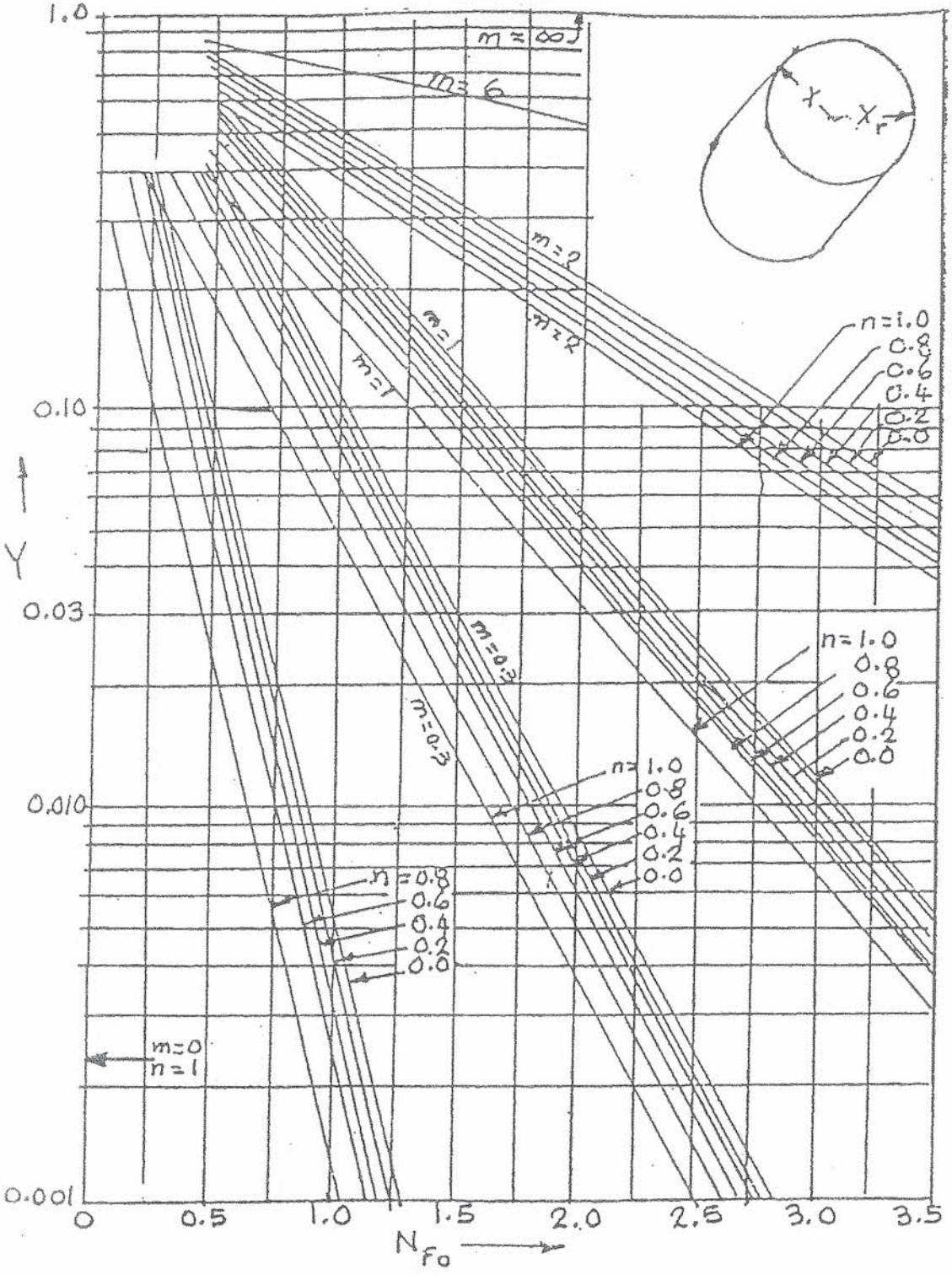
Ayrıca merkezden bağıl uzaklık: $n=x/x_1= 0/(\ 5{,}08\text{x}10^{-3}\ )= 0$; bağıl direnç (1/Biot sayısı): $m = D_{AB} / (Kk_c x_1) = 0$ (k_c çok büyük olduğundan direnç sıfır çıkmıştır.)

Yüzeyden 5,08 mm derinde $n = \frac{5{,}08 - 5{,}08}{5{,}08} = 0$ merkezdeki derişimi sormaktadır. X=0,658 için Şekil.(2.7)'den okunan değer (m=0; n=0için) Y=2,3'dür.

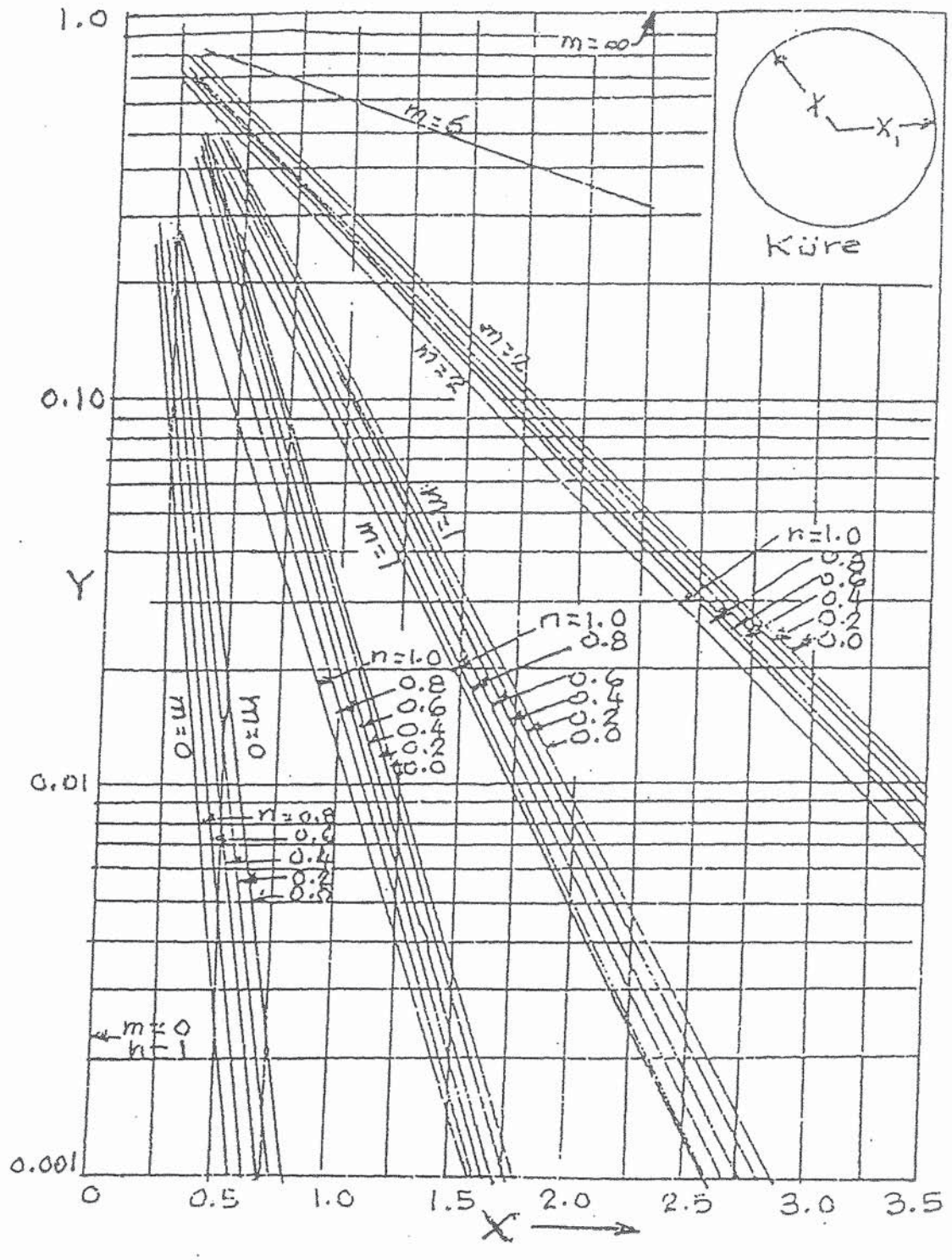


Şekil (2.7) Yatışkın Olmayan Halde Levhaya ısı ve kütle aktarımı (iç direnç varken)

$Y = \frac{c_1 - c}{c_1 - c_o} = \frac{0 - c}{0 - 0{,}1} = 2{,}3 \rightarrow c = 0{,}023 kmol/m^{3'} dür.$ Benzer şekilde yüzeyden 2,54 mm derindeki derişimin hesabı yapılırsa (X=0,658 de m=0; n=0,5 için grafik)Y=1,75 dir ve c=0,0175 kmol / m^3 olur. (b) şıkkında kalınlık yarıya indirilince n'ler ve X değişecektir ama çözüm yolu aynıdır. [Silindirler ve küreler için benzer grafikler Şekil (2.8.) ve Şekil (2.9) da verilmektedir]



Şekil (2.8) Kararsız Halde Silindire Isı ve Kütle Aktaırmı



Şekil (2.9) :Kararsız Halde Küreye Isı ve Kütle Aktarımı

Örnek (2.3): 26,1°C'ta çok miktarda saf su, 0,244m uzunluğundaki bir benzoik asit yüzeyinden 0,061m/s hızla, paralel akmaktadır. Benzoik asidin suda çözünürlüğü 0,02948 kmol/m^3 dür. Benzoik asidin difüzivitesi 1,245x$10^{-9}$$m^2$/s'dir. k_L kütle aktarım katsayısını ve N_A akısını hesaplayın.

Çözüm: Çözelti çok seyreltik olduğundan suyun özelikleri kullanılabilir:

Eklerden μ =0,871cp, ρ = 996 kg/m^3 , D_{AB} = 1,245x$10^{-9}$$m^2$/s

Sc= 0,871x10^{-3}/(996x 1,245x10^{-9}) = 702; Re_L= 0,244x0,061x996/(0,871x10^{-3})= 17000

Denklem (2.18c)'den J_M= 0,99$Re^{-0,5}$= 0,99x (17000)$^{-0,5}$= 0,00758

Tanımına göre $J_M = k_c' Sc^{2/3}/v$. $k_c' = J_M \, v \, Sc^{-2/3}$= 0,00758(0,061)(702)$^{-2/3}$=5,85x$10^{-6}$m/s

Burada A maddesi difüzlenmeyen B'ye doğru kaymıştır.Buna göre k_c kullanılarak

$N_A=(k_c'/x_{BM})(c_{A1}- c_{A2})$: Kabul:x_{AB}=1 , $k_c' = k_c$

Ayrıca c_{A1}=2,948x10^{-2} kmol/m^3 çözünürlükte ve c_{A2}=0 :

N_A=5,85x10^{-6}x(0,0248-0) =1,726x10^{-7}kmol/(m^2s)

Örnek (2.3): İç çapı 20 mm ve boyu 1,10 m olan bir tüpün içi naftalinle kaplanmıştır. Ortalama basıncı 101,33 kPa ve sıcaklığı 318 K olan hava 0,80m/s hızla tüpün içinden akmaktadır. Mutlak basıncın temelde sabit kaldığını varsayarak havanın çıkışındaki naftalin derişimini hesaplayın:

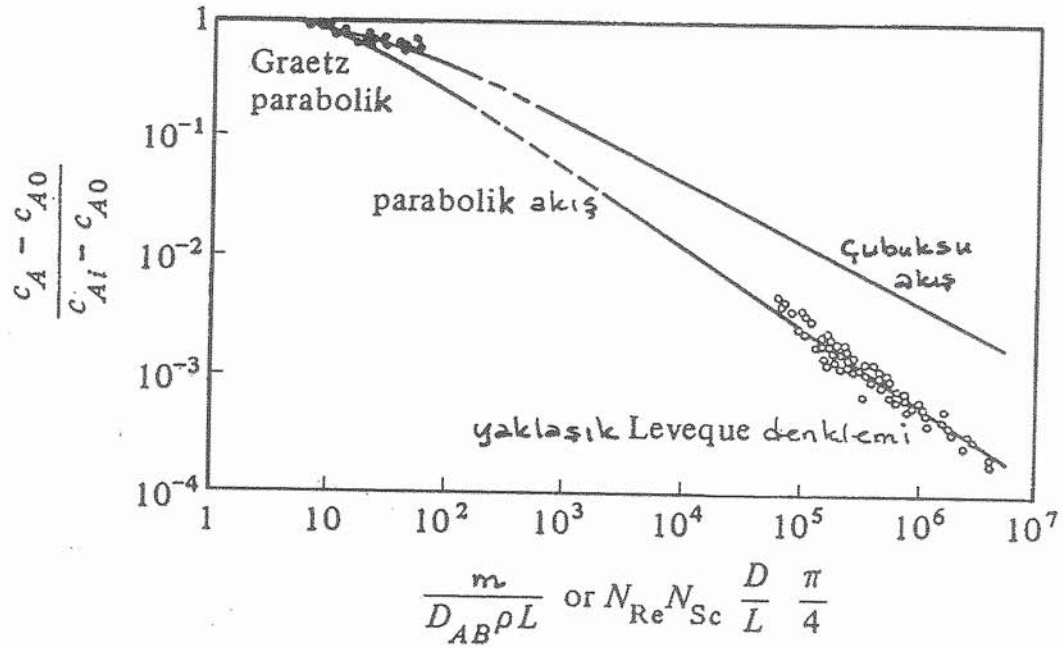
Çözüm: D_{AB}=6,92x$10^{-6}$$m^2$/s ; $\overline{p}_{Ai}$= 74 Pa ya da

$c_{Ai}= \overline{p}_{Ai}/(RT)$= 74/(8314,3x318)= 2,799x10^{-9}kmol'dür.

Eklerden hava μ= 0,01932 cp, ρ= 1,114 kg/m^3 'dür. Sc= 1,932x10^{-9}/(1,114x6,92x10^{-6})=2,506

Re= (0,020x0,80x1,114)/(0,01932x10^{-3})= 922,6 Akım laminerdir,

$$Re\,Sc\frac{D\pi}{L4} = 922x2{,}506\frac{0{,}020x\pi}{1{,}10x4} = 33{,}02$$ Şekil(2.10)'danY= $\frac{c_A - c_{Ao}}{c_{Ai} - c_{Ao}} = 0{,}55$



Şeki l (2.10):

Girişte $c_{Ao}=0$ olduğundan $(c_A-0)/(2,799x10^{-5}-0)=0,55$

Çıkışta $c_A=1,539x10^{-5}$kmol/m^3 'dür. (Şekil (2.10)

Örnek (2.4): Çapı 25,4 mm olan bir naftalin küresinden, üzerinden 0,305 m/s hızla akan 1 atm basınç ve 45°C'daki havaya yapılacak kütle aktarım katsayısını hesaplayın. Naftalinin 45°C'(318K;574°R) ta havaya difüzivite katsayısı $6,92x10^{-6}$m^2/s ve buhar basıncı 0,555 mm Hg 'dır.Hem fps hem de SI birimleri ile çözün.

Çözüm: $D_{AB}= 6,92x10^{-6}(3,875x10^3)= 0.2682$ft^2/h; $D_p= 0,0254x3,2808=0.0833$ft

Havanın özellikleri: (Eklerden)$\mu = 1,93x10^{-5}$Pa.s x$2,4191x10^3= 0.0467$ lb/(ft.h)

$\rho= 1,113$ kg/m^{3}x 62.42/1000= 0.0695 lb/ft^3

v= 0,305 m/sx 3600x 3,2808 3600 ft/h

$Sc=\mu/(\rho.D_{AB})=0.0467/(0.0695x0.2682)=2.505$;

$Re = D_p v\rho/\mu= 0.0833x3600x0.0695/0.0467=446$

Gazlar için: Denklem(2.29): $Sh= 2 + 0.552Re^{0.53}xSc^{1/3}= 2+0.552x446^{0.53}x2.505^{1/3}=21.0$

$Sh=k'_c D_p/D_{AB}= 21.0= k'_c x0,0833/0,2682$; $k'_c= 67.6$ ft/h $= 5,72x10^{-3}$m/s

$k_c' xc= k'_c xP/(RT)=k'_G xP$; $k'_G = 5,72/(8314x318)=2,163$ kmol/(sm^{2}Pa)

Gaz çok seyreltik olduğundan $y_{BM}=1,0$ alınabilir. $k'_G=k_G$. A→ B'ye doğru difüzlenmektedir. $p_{A1}=0,555/760= 7,303x10^{-4}$atm =74 Pa, $p_{A2}=0$ (hava saf),

$N_A=k_G(p_{A1}-p_{A2})= 2,163x10^{-9}$ (74 - 0)=$1,599x10^{-7}$kmol/(m^2s)

Kürenin yüzey alanı: $\pi D_p^2= 2,2025x10^{-3}m^2$ olduğundan toplam buharlaşan miktar:

$N_A x\ A= 1,599x10^{-7}x2,2025x10^{-3} = 3,238\ x10^{-10}$mol/s

Örnek (2.5): 6,375 mm çaplı benzoik asit kürelerinin yaptığı dolgulu kuleye doğru 26,1°C'taki saf su $5,514x10^{-7}m^3/s$ hızla akmaktadır. Yataktaki kürelerin toplam alanı 0,01198 m^2 ve yatağın boşluk kesri 0,436'dır. Kule çapı 0,0667 m ve benzoik asidin sudaki çözünürlüğü

$2,948x10^{-2}$kmol/m^3 dür.

a) Kütle aktarım katsayısı k_c'yi önerin ve deneysel bulunan $4,665x10^{-6}$m/s ile kıyaslayın.

b) k_c 'nin deneysel değeri ile çıkan sudaki benzoik asit derişimini önerin.

Çözüm: Çözelti seyreltik olduğundan 26,1°C'daki suyun eklerdeki özellikleri kullanılabilir.

Su : $\mu= 0,8718x10^{-3}$Pa.s; ρ =996,7 kg/m^3

25°C'taki $\mu=0,8940x10^{-3}$Pa.s ve $D_{AB}= 1,21x10^{-9}m^2/s$ olduğundan 26,1°C için $D_{AB} \propto T/\mu$

$D_{AB}(26,1°C)=1,21x10^{-9}x299,1x0,8940/(0,8718x298)=1,245x10^{-9}m^2/s$

Kulenin kesit alanı: $\pi D^2/4= 3,494x10^{-3}m^2$ olduğundan

Yüzeysel hız $v_o = 5,514x10^{-7}/(3,494x10^{-3})=1,578x10^{-4}$m/s

$Sc= \mu/(\rho D_{AB})=0,8718X10^{-3}/(996,7x1,245x10^{-9})= 702,6$

$Re= Dv_o\rho/\mu= 0,006375x1,578x10^{-4}x996,7/(0,8718x10^{-3})=1,15$

Seyreltik çözeltilerde $k_c = k'_c$ alınabilir:

$J_M= 1,09\ xRe^{-2/3}/\varepsilon = 1,09x1,15^{-2/3}/0,436=2,277$

$J_M= k'_c x\ Sc^{2/3}/v_o= 2,277 = k'_c x702,6^{2/3}/1,578x10^{-4} \rightarrow\ k'_c=4,447x10^{-6}$m/s

$$Ak_c \frac{(c_{Ai}-c_{A1})-(c_{Ai}-c_{A2})}{\ln\frac{c_{Ai}-c_{A1}}{c_{Ai}-c_{A2}}} = \dot{q}(c_{A2}-c_{A1})$$

$c_{Ai}=2,948x10^{-2}$, $c_{A1}=0$, $A= 0,01198m^2$, $\dot{q}=5,514x10^{-7}m^3/s$

$$\frac{0,01198(4,665x10^{-6})(c_{A2}-0)}{\ln\frac{2,948x10^{-2}-0}{2,948x10^{-2}-c_{A2}}} = 5,514x10^{-7}x(c_{A2}-0)$$

c_{A2}= 2,842x10^{-3}kmol/m^3

Örnek (2.6): Bir borunun içinde 298 K ve 1 atm toplam basınçta (He+N_2) gazı karışımı vardır ve her yerde eşit basınçta bulunmaktadır. Borunun bir ucundaki (1) noktasında $\overline{p}_{He}$ = 0,60 atm , 20 cm uzaktaki diğer ucu (2) noktasında ise $\overline{p}_{He}$ = 0,20 atm 'dir. Eğer He-N_2 arasındaki D_{AB}=0.687*10^{-4} m^2/s ise yatışkın halde He'nin akışı ne kadardır?

Çözüm: Toplam basınç sabit olduğundan,C de sabittir ve bir ideal gaz bağıntısından

PV=nRT $\longrightarrow$ $\frac{n}{V} = c = \frac{P}{RT}$ burada n=kmol(A+B) dür.

T=298K; R=8314,3J/(kmol.K)

Yatışkın halde $J_{AZ}^* \int_{z_1}^{z_2} dz = -D_{AB} \int_{c_{a1}}^{c_{A2}} dc_A \rightarrow J_{Az}^* = \frac{D_{AB}(c_{A1}-c_{A2})}{z_2-z_1}$

$\overline{p}_A$ V= n_ART$\rightarrow$ $\overline{p}_{A1} = 0,6x101330 = 6,08x10^4 Pa; \overline{p}_{A2} = 0,2x101330 = 2,027x10^4$ Pa

$$c_{A1} = \frac{\overline{p}_{A1}}{RT} = \frac{n_A}{V} \rightarrow J_{A2} = \frac{D_{AB}(\overline{p}_{A1}-\overline{p}_{A2})}{RT(z_2-z_1)} = \frac{0,687x10^{-4}(6,08x10^4-2,027x10^4)}{8314x298x(0,20-0)} = 5,63x10^{-6}\frac{kmol}{m^2 s}$$

Derişim farkının dışındaki itici güçler de difüzyona sebep olabilir; sıcaklık, basınç, elektriksel potansiyel farkı ve diğer gradyanlar gibi.

Eş mollü difüzyon

Örnek (2.7): (A) amonyak gazı;0,10 m uzunluğunda bir tüpte bulunan 298K ve 1,013*10^{5}pa basınçtaki (B) N_2 gazının içine difüze etmektedir.(1) noktasında $\overline{p}_{A1}$ =1.013*10^{4}Pa ve diğer uç (2) noktasında $\overline{p}_{A2}$=0,507*10^{4}Pa D_{AB}=0,23*10^{-4}m^2/s olduğuna göre

a)yatışkın halde J_A^*'ı hesaplayın;b)J_B^* için tekrarlayın

Çözüm:

a) $J_A^* = \frac{D_{AB}(\overline{p}_{A1} - \overline{p}_{A2})}{RT(z_2 - z_1)} = \frac{0{,}23x10^{-4}x(1{,}013x10^4 - 0{,}507x10^4)}{8314x298(0{,}10-0)} = 4{,}7x10^{-7}\frac{kmolA}{m^2 s}$

Hesaplar B bileşeni için tekrarlansın: $\overline{p}_{B1}$=P- $\overline{p}_{A1}$=1,0133x10^5-1,013x10^4=9,119x10^{4}Pa

$\overline{p}_{B2}$=P- $\overline{p}_{A2}$=1,0133x10^5-0,507x10^4=9,625x10^{4}Pa

$$J_B^* = \frac{D_{AB}(\overline{p}_{B1} - \overline{p}_{B2})}{RT(z_2 - z_1)} = \frac{0{,}23x10^{-4}(9{,}119x10^4 - 9{,}625x10^4)}{8314x298(0{,}10-0)} = -4{,}7x10^{-7}\frac{kmolB}{m^2 s}$$

J_B nin (-) işaretli olması akının (2) noktasından (1) noktasına gittiğini göstermektedir.

Bu tip sorularda hareketsiz bir ortamda Fick yasası uygulanmaktadır.

Örnek (2.8): Suyun, kendisi difüze etmeyen, hareketsiz hava içine difüzyonu

Dar bir metal tüpün dibinde, sabit 293 K'de su vardır. Kuru havanın toplam basıncı 1,0133x10^{5}Pa ve sıcaklığı 293 K'dir. Su tüp içindeki havaya difüze ederken $z_2 - z_1$= 0,1524m yol gider. Suyun havaya difüzivitesi 0,25x10^{-4}m^2/s'dir. Sistemin izotermal olduğunu varsayarak yatışkın halde buharlaşma hızını hesaplayın.

Çözüm: D_{AB}=0,25x10^{-4}(3,875x10^4)=0,969 ft^2/h

20°C'ta p_{su}= 17,54 mm Hg → $\overline{p}_{A1}$= 17,54/760= 0,0231 atm (2,341x10^{3}Pa)

$\overline{p}_{A2}$=0 (saf hava olduğundan)

$\overline{p}_{B1}$=P - $\overline{p}_{A1}$= 1,00 – 0,0231= 0,9769 atm

$\overline{p}_{B2}$=P - $\overline{p}_{A2}$= 1,00 – 0 = 1,00 atm

$\overline{p}_{BM}$ için ya log ortalama ya da iki değer birbirine çok yakın olduğu için aritmetik ortalama alınır.

$$p_{BM} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln\frac{p_{B2}}{p_{B1}}} = \frac{1{,}00 - 0{,}9769}{\ln\frac{1{,}00}{0{,}9769}} = 0{,}988 atm$$

$$N_A = \frac{D_{AB}P}{RT(z_2 - z_1)p_{BM}}(\overline{p}_{A1} - \overline{p}_{A2}) = \frac{0{,}254x10^{-4}x1{,}0133x10^5(2{,}341x10^3 - 0)}{8314x293x0{,}1524x1{,}001x10^3} = 1{,}595x10^{-7}\frac{kmolA}{m^2 s}$$

Örnek (2.9): Örnek (8)'de dar bir tüp içinde difüze eden su buharı vardı, ve belli bir t süresinde tüpün tepesinden z (m) kadar aşağı seviyede idi. Difüzyon sürerken seviye yavaş yavaş alçalır. t_F süresi içinde (t=0 da)z=0' m den başlayan seviyenin z_F'e inişi için bir eşitlik bulun.

Çözüm: Pseudo yatışkın halinde yavaş yavaş seviyenin düştüğü kabul edilsin. Zaman ilerlerken z yolu uzar. Belli bir süreden sonra herhangibir t zamanında artık N_A da z de değişkendir. Kesit alan 1 m^2 alınsın.

$$N_A = \frac{D_{AB}P}{RTzp_{BM}}(\overline{p}_{A1} - \overline{p}_{A2}) \rightarrow N_A x1 = \frac{\rho_A dz x1}{M_A dt} \rightarrow \frac{\rho_A}{M_A}\int_{Z=0}^{Z_f} z.dz = \frac{D_{AB}P(\overline{p}_{A1} - \overline{p}_{A2})}{RTp_{BM}}\int_0^{t_F} dt$$

İntegral alınıp içinden zaman çekilirse:

$t = \frac{\rho_A(z_F^2 - z_0^2)RTp_{BM}}{2M_A D_{AB}P(\overline{p}_{A1} - \overline{p}_{A2})}$ bulunur. Eğer t=0 'da z_0 ve t_F 'de z_F ölçülürse, buradan da D_{AB} ölçülebilir.

Örnek (2.10): 2 mm yarıçapındaki bir naftalin küresi 318 K ve 1,0133 x10^5 Pa'da hareketsiz duran geniş bir hava ortamında asılı durmaktadır. Naftalinin yüzey sıcaklığı 318 K kabul edilir ve bu sıcaklıktaki buhar basıncı 0,555 mm Hg ; D_{AB}(havada naftalin için) = 6,92x$10^{-6}$$m^2$/s alınırsa , naftalinin yüzeyden buharlaşma hızını hesaplayın.

Çözüm:

$\overline{p}_{A1} = \frac{0,555}{760}1,0133x10^4 = 74Pa$, $\overline{p}_{A2}$=0 , r_1=0,002 m ;

$\overline{p}_{B1}$=P- $\overline{p}_{A1}$=1,0125x10^5Pa , $\overline{p}_{B2}$= P- $\overline{p}_{A1}$=1,0133x10^5- 0= 1,0133x10^5Pa;

$\overline{p}_{B1} \cong \overline{p}_{B2}$ olduğundan $\overline{p}_{BM}$=($\overline{p}_{B1}$+ $\overline{p}_{B2}$)/2= 1,0133x10^5Pa

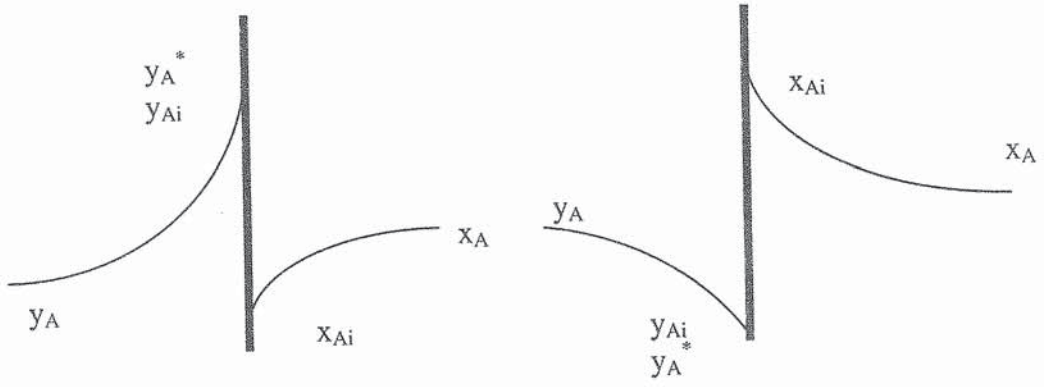
$$N_{A1} = \frac{D_{AB}P(\overline{p}_{A1} - \overline{p}_{A2})}{RTr_1\overline{p}_{BM}} = \frac{6,92x10^{-6}x1,0133x10^5x(74-0)}{8314x318x0,002x1,013x10^5} = 9,68x10^{-8}\frac{kmolA}{m^2 s}$$

KONU:3 İKİ FİLM TEORİSİ

İKİ FİLM TEORİSİ İLE TÜM KÜTLE AKTARIM KATSAYISI

Çoğu ayırma işleminde, madde bir fazdan diğerine difüze eder ve her iki fazdaki difüzyon hızı da Tüm Kütle Aktarım Katsayısını etkiler. 1923'de Whitman'ın önerdiği "İki film teorisi"'nde ara yüzeyde dengeye ulaşıldığı varsayılır ve tüm direnci bulmak için her iki fazda kütle aktarımına gösterilen dirençler, tıpkı ısı aktarımında olduğu gibi, toplanır. Tüm direncin tersi Tüm Katsayıdır ve bu da tasarımda katsayıları ayrı ayrı kullanmaktan daha kolaydır.

Kütle aktarımında durumun ısı aktarımındakinden daha karmaşık olmasının sebebi ara yüzeydeki kesikliliktir, zira ara yüzeyin her iki tarafındaki derişimlerin eşit olması çok zordur. Örneğin iki bileşenli bir damıtma sisteminde $y_A^* > x_A$ 'dır ve bir damlanın yüzeyine yakın yerlerdeki gradyanlar Şekil(3.1a)'da gösterilmiştir. Çok çözünür bir gazın absorplanmasında ara yüzeye yakın bir yerdeki sıvının mol kesri gazdakinden daha yüksektir (Şekil(3.1b)).



(a) (b)

Şekil (3.1): Gaz-Sıvı arayüzey yakınında derişim gradyanı :a)Damıtma
b) Çok çözünür bir gazın absorplanması

İki film teorisinde ara yüzeye olan kütle aktarım hızları, ara yüzeyden olan kütle aktarım hızlarına eşit alınmıştır:

$$r = k_x (x_A - x_{Ai}) \quad \text{.....(3.1)}$$

$$r = k_y (y_{Ai} - y_A) \quad \text{.....(3.2)}$$

Hızlar ayrıca K_y tüm katsayıya eşitlenmiş ve itici güç ($y_A^* - y_A$) alınırken y_A^* ; sıvıdaki yığın derişimi x_A ile dengede olması gereken buhar ara yüzeyindeki derişimini, y_A ise buhar yığın derişimini göstermiştir:

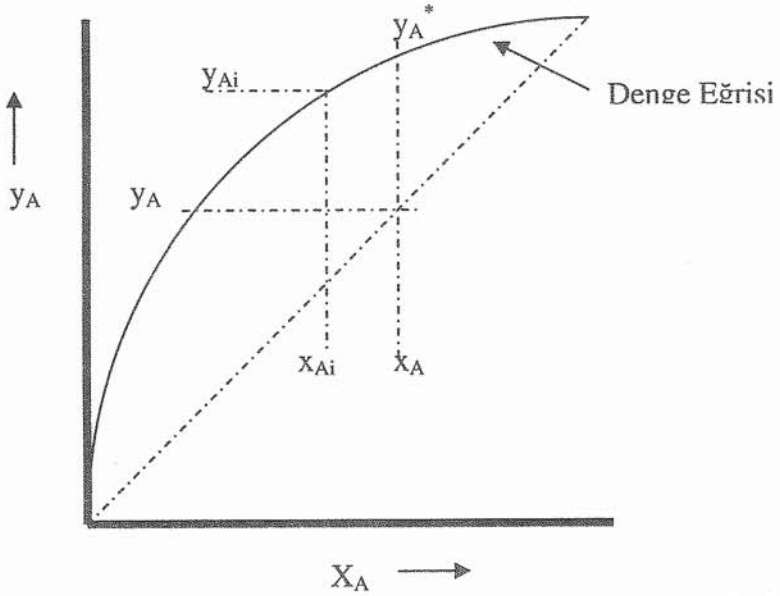
$r = K_y (y_A^* - y_A)$ .....(3.3)

K_y 'yi k_y ve k_x cinsinden yeniden yazabilmek için $(y_A^* - y_A)$ parçalanmış ve onun yerine $(y_A^* - y_{Ai}) + (y_{Ai} - y_A)$ yazılmıştır:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{y_A^* - y_A}{r} = \frac{y_A^* - y_{Ai}}{r} + \frac{y_{Ai} - y_A}{r} \quad \text{.....(3.4)}$$

Buradaki r'leri Denklem(3.1) ve (3.2) yardımı ile yok ederek:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{y_A^* - y_{Ai}}{k_x(x_A - x_{Ai})} + \frac{y_{Ai} - y_A}{k_y(y_{Ai} - y_A)} \quad \text{.....(3.5)}$$



Şekil (3.2) Tipik bir damıtmada yığın ve arayüzey derişimleri

Şekil(3.2) ara yüzey değerleri için tipik bileşim değerleri vermektedir ve $(y_A^* - y_A)/(x_A - x_{Ai})$ denge eğrisinin eğimidir. Bu eğim m ile gösterilerek

$$\frac{1}{K_y} = \frac{m}{k_x} + \frac{1}{k_y} \quad \text{.....(3.6)}$$

$1/K_y$ terimi tüm kütle aktarım direncini ; m/k_x ve $1/k_y$ de sıvı ve gaz film dirençlerini temsil eder. Bu filmler iki film teorisine uyabilmek için belli kalınlıklarda hareketsiz olmak zorunda

değildir. Herhangi bir filmdeki kütle aktarımı; laminer bir sınır tabakadan difüzyonla ya da penetrasyon teorisindeki gibi yatışkın olmayan bir difüzyonla gerçekleşebilir ve Tüm Katsayı Denklem(3.6)'dan elde edilir. Bazı hareketsiz film tabakalarından penetrasyonun gerçekleşeceği düşünülen problemlerde, ara yüzeydeki derişim değişimlerinden dolayı penetrasyon katsayısı hafif daha farklı çıkar ama çok önemli değildir.

KADEME VERİMLİLİKLERİ

Damıtma, absorplama ya da özütlemede bir kademedeki verimlilik; kütle aktarım hızı ve katsayısına bağlıdır. Katıdan özütlemede ya da kurutmada olduğu gibi geçirimli bir katıdan bir madde uzaklaştığında; aktarım hızları ve bazen kademe verimlilikleri difüzyon teorisi ile öngörülebilir.

Damıtmada Tabak Verimliliği

Bağıntılar kurmak, yardımcı olabilmek ve bilgileri tabak verimliliğine uzatabilmek için damıtmada iki film teorisi delikli tabaklardaki kütle aktarımına uygulanır. Tabaklardaki deliklerden çıkan kabarcıklar x_A yerel derişimi olan bir sıvı havuzunda düşey yönde yükselirlerken sıvı karıştırılır. Kabarcıklar yükselirken bileşimleri değişir. Gaz fazında düşey yönde katışma(mixing) olmadığı düşünülür. Birim tabak yüzey alanında, $\bar{v}_s$ yüzeysel hızla yükselen gazın dz gibi ince bir dilim üzerindeki madde dengesinde aktarılan moller:

$$\bar{v}_s \rho_M \, dy_A = K_y a (y_A^* - y_A) dz \quad \text{.....(3.7)}$$

Bu bağıntı havalandırılan sıvının z yüksekliğinde integre edildiğinde:

$$\int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{dy_A}{y_A^* - y_A} = \ln \frac{y_A^* - y_{A1}}{y_A^* - y_{A2}} = \frac{K_y a Z}{\bar{v}_s \rho_M} \quad \text{.....(3.8)}$$

ya da

$$\frac{y_A^* - y_{A2}}{y_A^* - y_{A1}} = \exp\left(-\frac{K_y a Z}{\bar{v}_s \rho_M}\right) \quad \text{.....(3.9)}$$

Yerel verimlilik η' aşağıdaki gibidir:

$$\eta' = \frac{y_{A2} - y_{A1}}{y_A^* - y_{A1}} \quad \text{.....(3.10)}$$

ve $$1 - \eta' = \frac{y_A^* - y_{A1} - y_{A2} + y_{A1}}{y_A^* - y_{A1}} \quad \text{.....(3.11)}$$

Denklem(3.9)'den

$$1 - \eta' = \exp\left(-\frac{K_y a Z}{\bar{v}_s \rho_M}\right) = e^{-N_{oy}} \quad \text{.....(3.12)}$$

Boyutsuz bir grup olan N_{oy} "tüm gaz fazı aktarım birimi sayısı"dır ve önemi gelecek konuda ele alınacaktır. Su, alkol ya da 100° C'daki benzen gibi düşük viskoziteli sıvıların damıtılmasında N_{oy} 'nin değeri 1,5 –2 civarında olup kolonun normal işletme şartlarında akan gaz hızından hemen hemen bağımsızdır. Bu da yerel verimi % 78- 86 yaparken , tabaktaki sürüklenme sonucu enine karışmaya bağlı olarak Murphree tabak verimliliği bunun biraz altında ya da biraz üstünde olabilir.

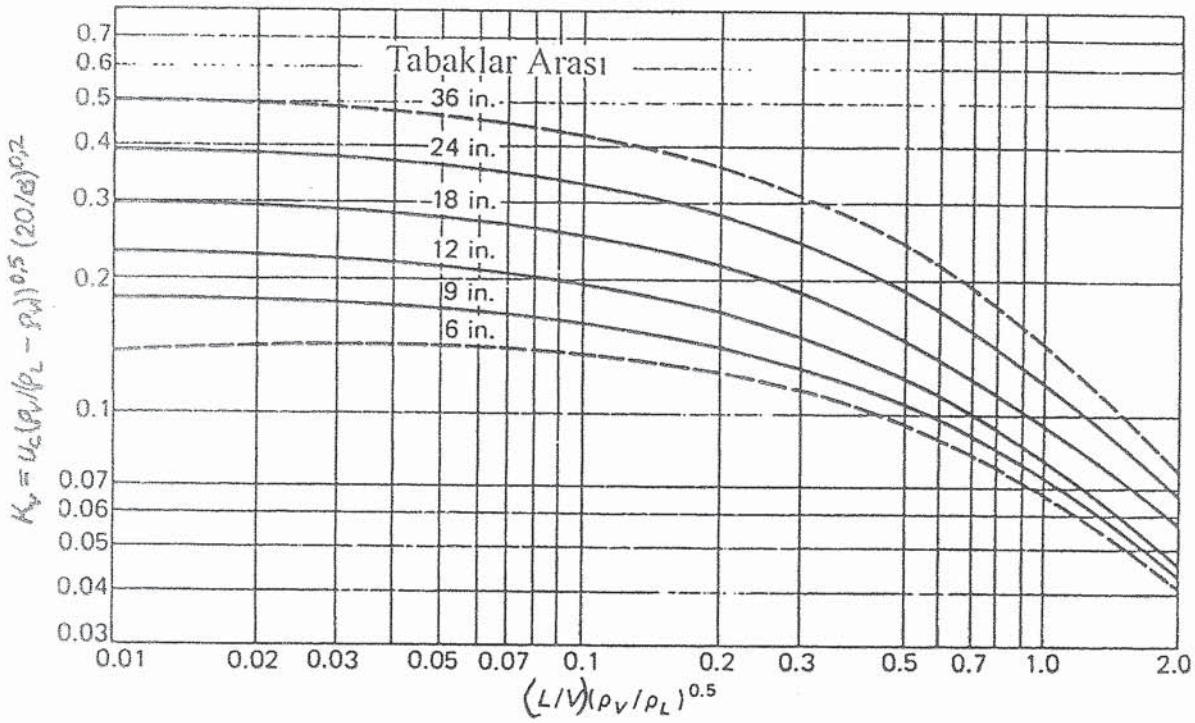
Gaz ve sıvı fazlarındaki dirençlerin oransal önemi, aynı dokunum süresi için her iki faza da penetrasyon teorisi uygulanarak tahmin edilebilir. Penetrasyon teorisi Denklem(2.14) ile k_c 'yi verdiğinden; k_y ve k_x 'e eşit değerler sırasıyla $k_c \rho_{My}$ ve $k_c \rho_{Mx}$ 'dir;

$$\frac{k_y}{k_x} = \left(\frac{D_{vy}}{D_{vx}}\right)^{1/2} \frac{\rho_{My}}{\rho_{Mx}} \quad \text{.....(3.13)}$$

Tabak verimliliği : Tabak verimliliği delikli tabaklarda delik çapına, tabaklar arası uzaklığa, sıvı ve gazın yoğunluk, viskozite yüzey gerilimi gibi özelliklerine ve oransal akış hızlarına bağlıdır.Taşma, sıvı sürüklenmesi, ağlama, tıkanma gibi engeller kolonu çalışamaz hale getirir.

Bir delikli tabakta gazın geçtiği açık (aktif) alana göre izin verilen en yüksek gaz hızı;

$$u_c = K_v' \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad \text{.....(3.14.a)}$$

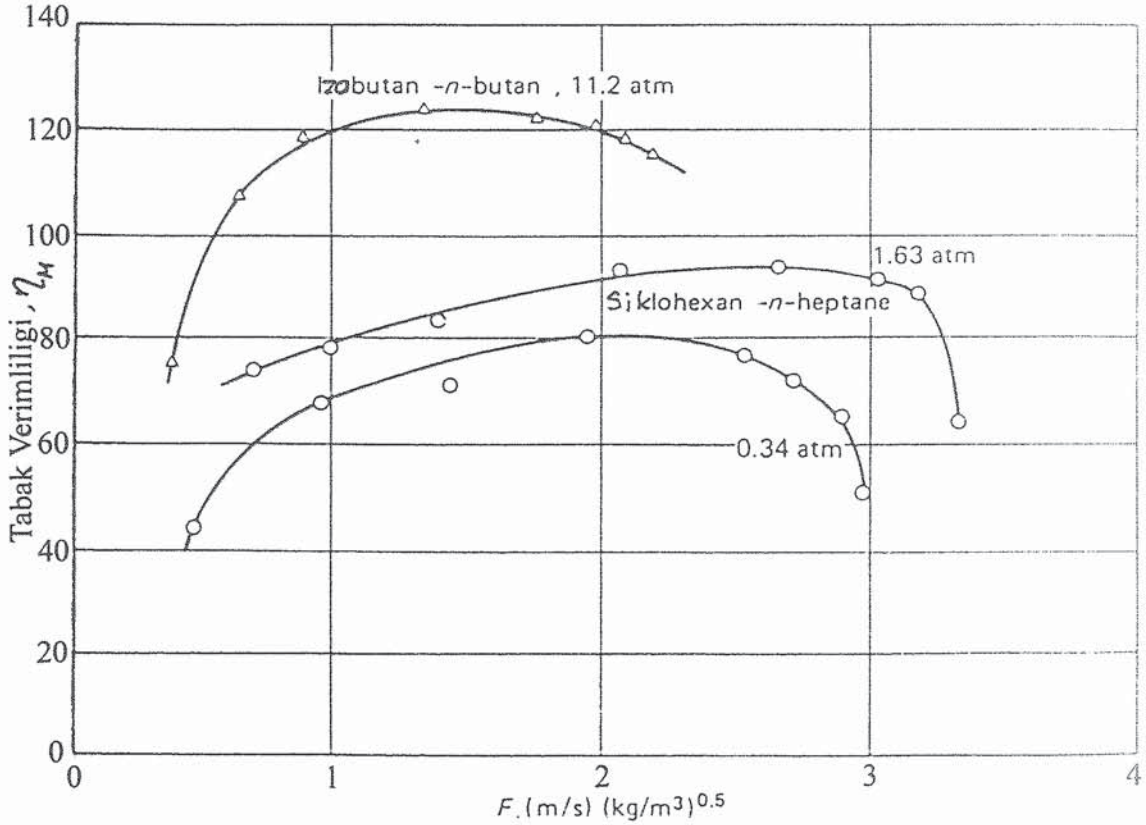


Şekil (3.3) Tabaklı Kolonlarda Taşma Eğrisi

K'$_v$ için uygulama alanlarından örnekler alınmıştır ve onun yerine yüzey gerilimle beraber K_v yi kullanan yeni bir bağıntı geliştirilmiştir. Organik sıvıların yüzey gerilimi σ =20 din/cm civarındadır ve tabak aralıklarını da değerlendiren taşma grafikleri çizildiğinde Şekil (3.3) bu maddelerin taşma hızının yüzey gerimi 72 din/cm olan sudan %20 daha aşağıda olduğunu göstermiştir:

$$u_c = K_v \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} \quad \text{.....(3.14.b)}$$

Bu bağıntı yüzey gerilimi daha düşük sıvılar için uygun değildir çünkü onlar köpürme yaparak işletmeyi zora sokar.



Şekil (3.4):Tabaklı Kolonlarda Verimlilik

Şekil(3.4) de; 1,2 m yüksekliğinde, 12,7 mm çaplı delikleri,% 8,32 delikli alanı,51 mm su seti yüksekliği ve 0,61 m tabak aralığı olan bir kolonda tabak verimliliği bir F çarpanına karşı gösterilmektedir. F 'e akma değişkeni (parametresi) denir. Taşma hızları Denklem (3.14.b)'den de görüldüğü gibi $\sqrt{\rho_v}$ ile ters orantılı olduğundan F yaklaşık aynı toplam basınç aralığına uygulanır.

$$F \equiv u\sqrt{\rho_v} \quad \text{.....(3.15)}$$

Örnek (3.1): a) 110° C ve 1 atm basınçta damıtılan benzen-toluen karışımında gaz fazındaki direncin toplam direnç içindeki payını penetrasyon teorisiyle hesaplayın. Sıvının viskozitesi 0,26 cp, sıvının difüzivite ve yoğunluğu ise; $D_{vx} = 6{,}74x10^{-5}$ cm^2/s , $\rho_{Mx} = 8{,}47$ mol/l olarak ve buhar için $D_{vy} = 0{,}0494$ cm^2/s , $\rho_{My} = 0{,}0318$ mol/l verilmektedir,

b) Toplam basınç dörtte bire küçülse yerel verimlilik ve gaz ve sıvı film dirençlerinin oransal önemi ne olurdu?

Çözüm: a) Denklem (3.13) e göre $\frac{k_y}{k_x} = \left(\frac{0{,}0494}{6{,}74x10^{-5}}\right)^{1/2} \frac{0{,}0318}{8{,}47} = 0{,}102$

Buna göre gaz filmi katsayısı sıvınınkinin % 10'u kadardır ve eğer m=1 ise toplam direncin yaklaşık % 90'ı gaz filmi tarafındadır.

b)Kolonun aynı F çarpanı ile işletildiği ve aynı a ara yüzeyi ile aynı Z köpük yüksekliğini verdiği varsayılsın. Toluenin 1 atm'deki kaynama noktası 383 K iken 0,25 atm'deki 68° C (341 K)'dir:

Gaz filmi: Yaklaşık $D_{vy} \propto T^{1,81}/P$ ise de D_{vy} nin yeni değeri

$$D'_{vy} = \left(\frac{341}{383}\right)^{1,81} \frac{D_{vy}}{0{,}25} = 3{,}24$$ kere eski değerinden büyüktür.

Penetrasyon teorisinin aynı t_T süresinde geçerli olduğu varsayılırsa, k_c deki artış 1,8 kat olurdu fakat 0,25 atm ve 68°C' de ρ_{My} =0,00894 mol/l için k_y deki değişim 1,8x0,00894/0,0318=0,506 kadardır.

Sıvı filmi: Yaklaşık $D_{vx} \propto T/\mu$ dür; 68° C'da μ= 0,35 cp olduğundan D_{vx} in yeni değeri

$$D'_{vx} = \frac{341x0{,}26D_{vx}}{383x0{,}35} = 0{,}66$$ kez eski değeridir.

Burada k_c deki azalma $\sqrt{0{,}66} = 0{,}81$ kez olmuştur ve mol hacmi ufak bir değişim ile 8,92 mol/l olursa k_x deki değişim 0,81x8,92/8,47= 0,86 kez olur.

Eğer 1 atm'de iki aktarım birimine karşılık gelen yerel verim değişimi 0,86 ise ve k_x ve k_y 'ler a) şıkkından alınırsa K_y' elde edilebilir; $k_y' = 0{,}506\ k_y$ vd $k_x' = 0{,}86\ k_x$

1 atm'de : $k_y = 0{,}102\ k_x$ ve $K_y = 0{,}907\ k_y$ 'dir.Böylece

$$k'_x = \frac{0{,}86}{0{,}102} k_y = 8{,}43 k_y$$

m=1 olduğunda

$$\frac{1}{K_y'} = \frac{1}{k_y'} + \frac{1}{k_x'} = \frac{1}{0{,}506k_y} + \frac{1}{8{,}43k_y} = \frac{2{,}10}{k_y}$$

$$K_y' = 0{,}476k_y$$

Aktarım birimi sayılarının oranı; tüm katsayıların mol akış hızına oranıdır.Eğer kolon aynı F çarpanı ile işletilirse aşağıdaki değişimler gerçekleşir:

$$\sqrt{\rho_y} \rightarrow \left[\frac{383x0{,}25}{341}\right]^{0.5} = 0{,}53 \quad , \quad \bar{v}_s \rightarrow \frac{1}{0{,}53}$$

Eğer birim kolon hacmindeki dokunum alanı a aynı kalırsa

$$N_{Oy}' = 2x\frac{0{,}476}{0{,}53} = 1{,}80 \qquad \eta' = 1 - e^{-1{,}80} = 0{,}83$$

Böylece yerel verim önceki öngörülen % 86 'dan 83'e düşerken gaz fazındaki toplam direnç de % 94 olur. Analizde yapılan bazı basitleştirici varsayımlar nedeni ile gerçek değerlere yakın sonuçlar beklenmemekte ise de Şekil (3.4)'de görüldüğü gibi yaklaşım doğrudur ve gaz filmi direnci düşük basınçlara doğru artarak önem kazanmaktadır. Yüksek basınçlı damıtmalarda k_x ve k_y çok daha birbirine yaklaşmaktadır.

Katıdan Özütlemede Kademe Verimliliği:

Katıdan özütlemede kademe verimliliği katı ile çözeltinin dokunum süresine ve çözünenin katıdan sıvıya difüze etme hızına bağlıdır. Eğer katı taneleri gözeneksiz ve de çözünen yalnızca taneyi çeviren sıvı filmi içinde kalıyorsa kütle aktarımı hızlı olur ve herhangi bir dokunum süresinde dengeye gelinir. Böyle bir işlem özütlemeden çok yıkamaya örnektir ve eğer işlem kademeler katarında yapılıyorsa verimlilik 1 alınabilir. Her kademedeki kalış süresi asılı tanelerin çökme hızına bağlıdır ve küçük tanelerde kütle aktarımı daha hızlı olduğu halde onların çökmesi daha uzun zamana gerek duyar.

Gözenekli katılarda çözünenin çoğunun başlangıçta gözeneklerde çözündüğü ya da katı taneler içinde ayrı bir fazda bulunduğu zamanlarda, özütlemenin tüm hızı içinde kontrol, katının içinden yüzeye difüze eden adımdadır. Taneler sıvı içinde asıldıktan sonra karıştırmanın kütle aktarım hızına pek az etkisi olur fakat katı ince öğütülmüş ise hız büyük

ölçüde artar. Kontrol yalnız iç difüzyon direncinde olduğunda, tane biçimi küre, silindir, ince dilim, ne olursa olsun dengeye belli bir oranda yaklaşmak için gereken zaman en küçük tane çapının karesi ile değişir Şekil (3.4). Maden ocaklarından alınan minerallerin özütlenmesinde maliyet hesapları tane çapına göre özütleme hızının maliyetini belirlemek kadar tane boyutunu küçültmek için yapılacak öğütme maliyetini kapsar.

Şeker kamışı ya da soya fasulyesi gibi doğal maddelerden yapılacak özütleme; çözünen bitki hücresinin içindedir ve önce bitki hücresinin duvarlarından geçmek zorunda olduğundan, karmaşıktır. Bu kademedeki direnç büyük olduğunda bitkiyi küçük parçalara kesmenin faydası, düzgün dağılımlı bir katıdan difüzyondaki kadar büyük değildir. Soya fasulyesinden soya yağı çıkarırken fasulye taneleri kırıldığında hücre duvarları da parçalanır ve yağı bırakır fakat şeker pancarı ufak parçalara kesildiğinde hücrelerin çoğu kalır ve sakkarozun difüzyonuna fayda etmekten çok büyük moleküllü safsızlıkların difüzyonunu geciktirir.

Bazı hücresel maddelerin özütlenmesinde, bazı ideal koşullar altında, özütleme kademesi verimliliği için sıcaklıkta difüzyon ve sıvıların karıştırılması bilgilerinden yararlanılabilir. Yapılan kabuller aşağıdadır:

1. Difüzyon hızı denklemi $$\frac{\partial X}{\partial t} = D_v' \frac{\partial^2 X}{\partial b^2} \quad \text{.....(3.16)}$$

burada X= katı içindeki çözelti içinde çözünenin derişimi

D'_v = kütlesel oranlardan giden difüzivite

.b = difüzyon yönünde ölçülen uzaklık

2. Difüzivite sabittir.
3. Katı; sabit yoğunluk,boyut ve biçimde olduğu varsayılan ince dilimlere eşdeğer alınır.
4. Katı ile dokunum halindeki sıvının derişimi X_1 sabittir.
5. Katının başlangıç derişimi katının her yerinde aynıdır.

Bu varsayımlar ışığında, tıpkı yassı bir levhadan dokunumla ısı aktarımı gibi bir denklem alınıp integre edilir ve sonuç:

$$\frac{\overline{X} - X_1}{X_o - X_1} = \frac{8}{\pi^2}\left(e^{-a_1\beta} + \frac{1}{9}e^{-9a_1\beta} + \frac{1}{25}e^{-25a_1\beta} + ...\right) = \phi(\beta) \quad \text{.....(3.17)}$$

burada $\overline{X}$ = bir t süresi sonunda katı içinde çözünenin derişimi

X_o = sıfır anında çözünenin düzgün dağılımlı derişimi

X_1 = her zaman çözelti yığınındaki çözünenin derişimi

.ve $\beta = \frac{D_v' t}{r_p^2}$, $a_1 = \left(\frac{\pi}{2}\right)^2$ .....(3.18)

Dikkat edilirse Denklem(3.17); ısı aktarımında T yerine X ve Fo sayısı yerine β yazılarak elde edilmiştir. Benzerliklerden giderek uzun silindirler ve küresel tanelerdeki dokunumla ısı aktarımı bağıntılarından ve grafiklerinden de aynı şekilde difüzyon problemlerinde yararlanmak mümkündür.

Katı özütlemesinde Murphree kademe verimliliği: Murphree verimliliği aşağıdaki denklemle verilir:

$$\eta_M = \frac{X_o - \overline{X}}{X_o - X_1} = 1 - \frac{\overline{X} - X_1}{X_o - X_1} = 1 - \phi(\beta) = 1 - \phi\left(\frac{D_v' t}{r_p^2}\right) \quad \text{.....(3.19)}$$

Denklem(3.19)'ün dayandığı mantıkta (X_o - $\overline{X}$) gerçekleşen derişim değişimi, $(X_o - X_1)$ eğer dengeye ulaşılabilseydi elde edilecek derişim değişimidir.

Örnek (3.2): Katıdan özütlemedeki yemek örneğinde $D'_v = 10^{-7}$ cm^2/s, yaprakların kalınlığı 0,04 cm ve her kademede kalış süresi 30 dakika alınarak gerçekte gerekli olan kademe sayısı nedir?

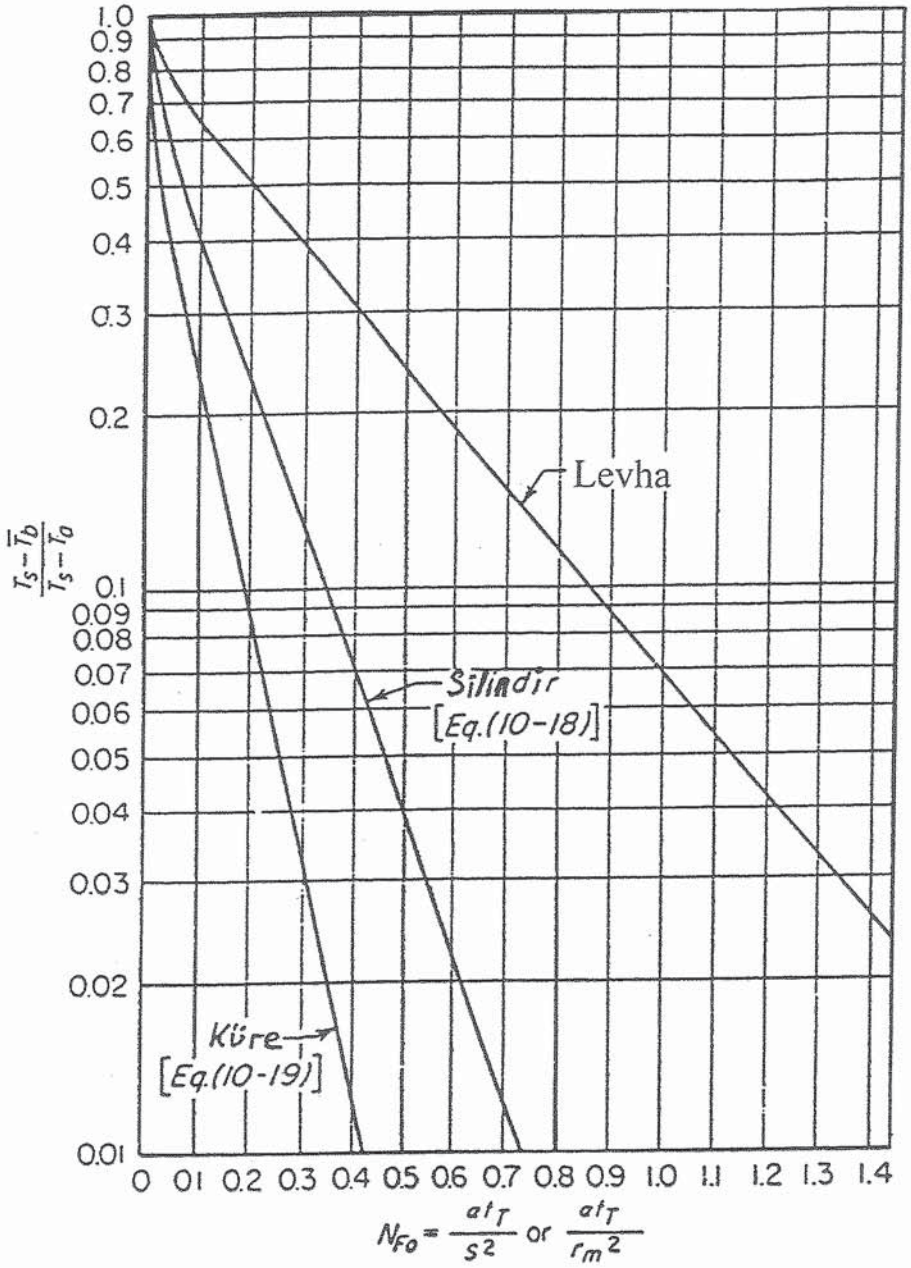
Çözüm: $2\,r_p = 0{,}04$ cm, $r_p = 0{,}02$ cm. $t = 30 \times 60 = 1800$ s.

$$\beta = \frac{D_v' t}{r_p^2} = \frac{10^{-7} x 1800}{0{,}02^2} = 0{,}45$$

Şekil (3.5)'den $\phi(\beta) = 0{,}26$ 'dır ve Murphree verimliliği

$$\eta_M = 1 - 0{,}26 = 0{,}74$$

Burada ortalama verimlilik Murphree verimliliğine eşittir. Gerçek kademe sayısı 4/0,74=5,4'dür.Bu da 5 ya da 6 kademe alınabilir.



Şekil (3.5):Sonsuz Uzun levha ve silindirlerle kürelere yatışkın olmayan hallerde ısı aktarımı

KONU:IV GAZ ABSORPSİYONU

GAZ ABSORPSİYONU

Gaz absorpsiyonu başlığı altında sıyırma (stripleme) ya da gazını bırakma (desorpsiyon) olayları işlenmektedir. Gaz absorpsiyonunda, az çok çözünürlüğü olan bir gaz; inert bir gazla yaptığı bir gaz karışımından, içinde çözünebildiği bir çözücü sıvı tarafından soğurularak çekilip alınır. Örneğin amonyağın, amonyak+ hava karışımından sıvı su ile absorplanması böyle bir olaydır. Sıvı içinde çözünen madde daha sonra damıtma yolu ile geri kazanılır ve soğuran sıvı ya atılır ya da tekrar kullanılır. Bazen de bir sıvıdaki çözünmüş madde, sıvının inert bir gazla dokunuma getirilmesi sonucu sıvıdan uzaklaştırılabilir. Bu olay, gaz absorpsiyonunun tersidir ve buna desorpsiyon ya da gazın sıyırılması (striplenmesi) denir.

DOLGULU KOLON TASARIMI:

Gaz absorpsiyonunda en çok kullanılan cihaz dolgulu kolondur. Silindirik bir kolona tabandan giren gaz karışımı dipteki dağıtım boşluğuna gelir. Kolona üstten giren sıvı da bir dağıtım sistemine gelir. Dağıtımı sağlayan sistem genellikle alta ve üste yerleştirilmiş birer delikli tabaktır. Ayrıca dağıtım sprey uçları da kullanılabilir. Bu iki tabağın arasında çeşitli inert katı cisimler dolgu maddesini oluşturmaktadır. Yukarıdan aşağıya akan seyreltik çözelti ya da saf sıvı, dolgu maddelerini ıslatır. Çözünen gazı taşıyan gaz karışımı aşağıdan girip kolonda, sıvıya ters yönde yükselir. Dolgu maddelerinin geometrik yapısı, ıslandıktan sonra sıvı ile gaz arasında geniş bir dokunma yüzeyi sağlayacak şekilde oluşturulmuştur. Bu dokunum sonunda, çözünen gazın sıvıya geçmesi nedeniyle, alttan giren zengin gaz üstten seyrelmiş olarak çıkar. Kolonun altından ise zenginleşmiş sıvı çıkar.

Çeşitli geometrilerde dolgu maddeleri olduğu gibi tel kafes şeklinde olanları da vardır. Dolgu maddelerinde aranan özellikler şöyle sıralanabilir:

1. Kulede kullanılan akışkanlara karşı kimyasal yönden inert olmak,
2. Aşırı sıvı birikimi ya da basınç farkına sebep olmamak şartı ile her iki akımın da geçebileceği yeterliği geçişe uygun olmak,
3. Ağırlığı fazla olmadığı halde dayanıklı olmak,
4. Sıvı ile gaz arasında iyi bir dokunum yüzeyine sahip olmak,
5. Bedeli düşük olmak.

Böyle hafif, inert ve ucuz madde olarak kil, porselen, grafit ve plastikler kullanılmaktadır. Bazen ince duvarlı çelik ve aluminyum da kullanılır. Açık kanallardan sıvının kesintisiz

çıktığı kolonlarda basınç düşüşü daha az, sık sık yön değiştirenlerde daha çoktur ama bu üstünlüğüne rağmen ilkinde daha zayıf dokunum sağlanmış olur.

Sıvı ile gazın iyi dokunumunu sağlamak hele büyük kolonlarda çok önemli ve zordur. Yukarıdan aşağı önceleri ince film tabakası halinde olan sıvı daha sonra kalınlaşır, yer yer birikir ve kanallaşma oluşturur. Bu da kütle aktarımını ve verimi zayıflatır. Sıvının akış hızı çok düşük olduğunda da dolguların yüzeyi kuru kalabilir. Kolon çapı ile bir dolgu taşının çapı arasında en az 8:1 oranı oldukça kanallaşma önlenebilir.

Kule dolgu maddeleri temelde üç gruba ayrılır: gelişigüzel yığılmış olanlar, el ile düzgün dizilmiş olanlar ve yapısı belli, düzenli olanlardır. Yığma dolgular 6-75 mm (0,25-3 in) arasındaki en büyük guruptur. 25 mm'den küçükler laboratuarda ya da pilot tesislerde kullanılır. Düzgün dizgidekiler 50 - 200 mm (2-8 in) arasındadır. Bunlar yığma dolguya kıyasla daha az kullanılırlar.

Gelişi güzel yığılmışlarda (yığma dolgu) boşluklar daha çok olurlar ve bazen boşluklar birleşerek % 60 ile 90 arasında boşluğa yol açar.

Bazı çok kullanılan dolgu tipleri Şekil 4.1'de gösterilmiştir ve fiziksel özellikleri Tablo 4.1 de verilmektedir. Seramik Berl Semerleri ve Raschig Halkaları, ilk ortaya çıktıklarında seramik kürelere ve kırılmış taş parçalarının yerine büyük yenilikler getirmişlerse de bugün pek kullanılmamaktadırlar. Intaloks semerler, Berl semerleri gibidir fakat şekilleri bir araya gelip bir ağ örmelerini önlediğinden boşluk kesiri artar. Süper intaloks semerler yapı bakımından biraz daha farklıdır ve seramik ya da plastikten yapılırlar. Pall halkaları: ince metalden yapılmış olup duvarlarının bir kısmı içe dönüktür ya da plastikten yapılanların duvarlarında yarıklar, içinde de sağlamlık veren şeritler vardır. Pall halkalarından oluşan dolgu yataklarında gözeneklilik % 90'ı aşar ve basınç düşüşleri aynı ölçülerdeki diğer dolgu maddelerine göre pek fazla değildir.

Düzenli, sürekli ve tekrarlı yapısı olan yapılı dolgular Stedman tarafından 1930 ların sonunda ortaya atıldı fakat 1965'de Sulzer geliştirinceye kadar endüstriye pek az uygulandı. İlk yapılı dolgular tel kafeslerden ve en çok kullanılanlar ondülinli ince metal levhalardan yapıldı. Bazıları delikli olduğundan sıvı madde deliklerden fışkırırken buhar ondülin kanallarından aktı. Bu kanallar yatayla 45 ° lik açı yapar ve açı dönüşümlü olarak yön değiştirir (Şekil 4.2). Her katman birkaç inç kalınlık yapar. Çeşitli özel tipleri vardır ve

bunların taban genişlikleri 25-40 mm , yanları 17-25 mm, yükseklikleri 10-15 mm arasında değişir. Gözeneklilikleri 0,93 - 0,97 arasında değişirken özgül yüzeyleri 200 - 250 m^2/m^3 dolgulu hacim arasında yer aldı. Metal kafesten yapılan BX Sulzer dolguda 500 m^2/m^3 dolgulu hacime ulaşılırken gözeneklilik 0,90'dır.

Tablo 4.1. Kolonlarda Dolgu Maddelerinin Fiziksel Özellikleri

Dolgu Tipi	Malzeme	Boyut	Yığın Yoğunluğu		Yüzey Alanı		Gözenek	F_P
		in.	lb/ft^3k	kg/m^3k	ft^2/ft^3k	m^2/m^3k	ε	
Yığma Dolgu								
Berl Semeri	Seramik	1/2	54	866,27	142	465,874	0,62	240
Berl Semeri	Seramik	1	45	721,89	76	149,341	0,68	110
Berl Semeri	Seramik	1,5	40	641,89	46	150,917	0,71	65
Intalox Sem.	Seramik	1/2	45	721,89	190	623,352	0,78	
Intalox Sem.	Seramik	1	44	705,35	78	255,903	0,77	92
Intalox Sem.	Seramik	1,5	42	673,76	89	193,567	0,80	
Raschig hal.	Çelik	1/2x1/2	75	1203,2	122	400,257	0,85	
Raschig hal	Çelik	1x1	71	1139	56	183,725	0,86	
Raschig hal	Seramik	1/2x1/2	55	882,31	112	367,449	0,64	580
Raschig hal	Seramik	1x1	42	673,76	58	190,286	0,74	155
Raschig hal	Seramik	2x2	41	657,72	28	91,862	0,74	
Pall halkası	Çelik	1x1	30	481,26	63	206,69	0,94	56
Telleret	Hafif polietilen	1	10	160,42	76	249,341	0,83	
Düzgün Dizgi								
Tek spiral ha	Kum	3,25x3	52	834,18	34	111,547	0,66	
Tek spiral ha	Kum	4x4	55	882,31	28	91,862	0,60	
Tek spiral ha	Kum	6x6	51	818,14	19	62,335	0,70	
Raschig hal.	Porselen	2x2			32	104,895	0,80	

Yoğunluk ve alan: birim hacim dolgulu kolon içindir kısaca "k"

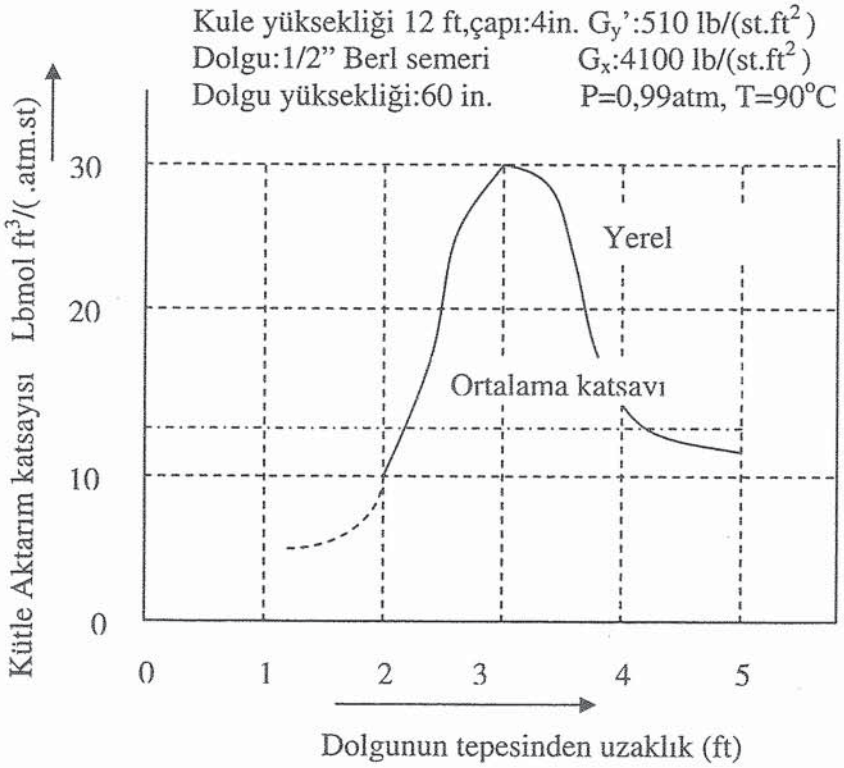
Halka tipli dolgu maddeleri: kısaca "ha" ya da "hal."

F_p basınç düşüşünde kullanılan faktör: $\Delta P_{Taşaş} = 0{,}115 F_p^{0,7}$;

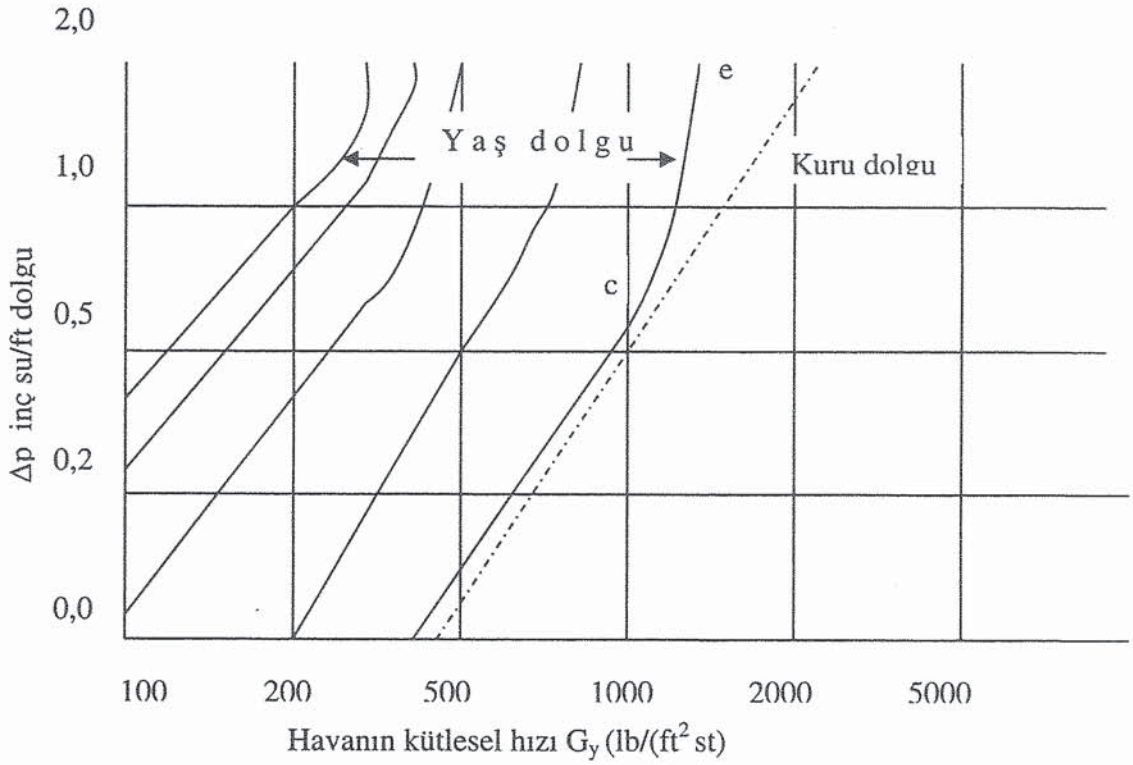
($\Delta P_{Taşma}$:inç H_2O/ft dolgu; F_p:birimsiz)

Aşağıdaki örnekte Berl semerleri ile doldurulmuş bir dolgulu kolonda (CCl_4 + hava) karışımının dibütilftalat ile işlem görmesindeki kütle aktarım katsayısının dolgunun tepesinden 3 ft aşağıda en yüksek yerel değere ulaştığı gösterilmektedir.

Sıvının akış hızı düşük iken kuru olan yüzeyler, sıvı hızı artınca azalır. Sonunda bir kritik sıvı hızına ulaşıldığında tüm yüzey ıslanır ve bu hızın üzerindeki hızlarda kanallaşma sorunu kalmaz (Şekil (4.4).



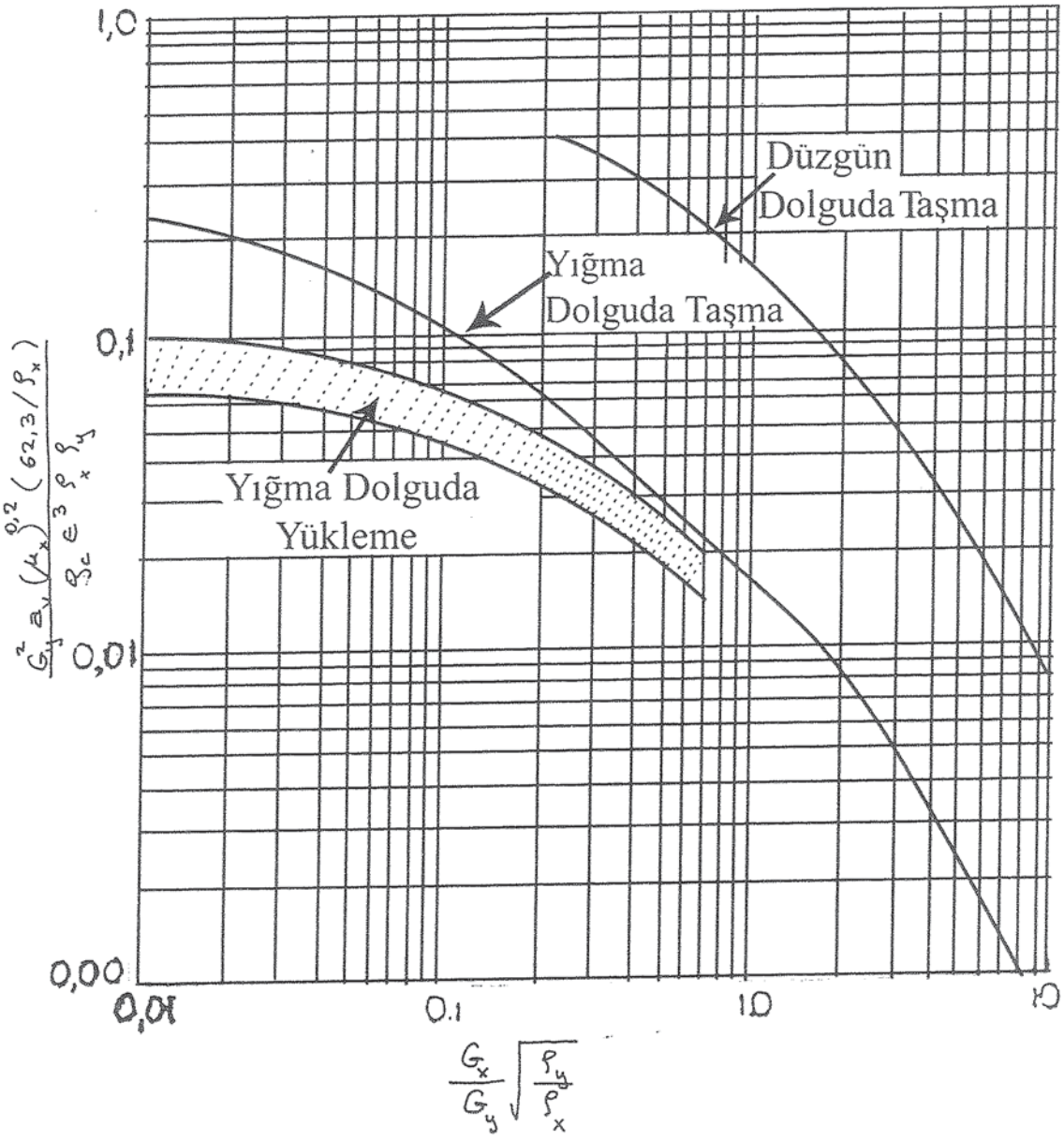
Şekil 4.3. (CCl_4 + hava) karışımının dibütilftalat ile yaptığı işlem görmesi



Sekil (4.4).Dolgulu kulede hava ve su akış hızına göre basınc değişimi

Fakat gazın hızı beli bir değeri aştığında da taşma sorunu başlar. Şekil 4.4'de c yükleme noktası, e taşma noktasıdır. C noktasında gazın hızı sıvının aşağı akmasını önler.

Şekil (4.5)'de dolgulu kolonlarda taşma eğrileri verilmektedir.



Şekil (4.5). Dolgulu kolonlarda kütlesel akılar ile taşma arasındaki genel ilişki

Bir kolon taşma hızından daha yüksek gaz hızında çalıştırılmamalıdır. Gazın hızının düşük olması için kolon çapı geniş tutulur. O zaman pompa masrafı da düşer. Gaz hızı arttıkça pompa masrafı artar, kolon da küçük olur. Ekonomik açıdan teçhizatın sabit giderleri (fixed charges) ile pompa masrafının dengelenmesi istenir.

KONU:IV GAZ ABSORPSİYONU

Dolgulu kolonlar birim dolgu yüksekliği için belli bir basınç düşüşüne göre hesaplanır. Absorplama kolonlarında bu basınç düşüşü 0,25 – 0,5 in. H_2O sütunu kadar olmalıdır. Bu da yaklaşık 0,6 – 1,25 cm H_2O/1 ft dolgu yüksekliği demektir. Damıtma kolonlarında ise 0,5 – 0,8 in. H_2O/1 ft dolgu yüksekliği kadardır. Şekil (4.5)' deki değişkenler:

a_v : birim hacim dolgulu kolonda dolgu yüzey alanı (ft^2/1 ft^3 dolgulu hacim)

ε: Gözeneklilik

g_c :Newton sabiti : $4,17 .10^8$ ft.lb/($lb_f.s^2$)

G_x :Sıvının kütlesel akısı (lb/ft^2 st)

G_y :Gazın kütlesel akısı (lb/ft^2 st)

μ_x : Sıvının viskozitesi (cp)

ρ_x : Sıvının yoğunluğu (lb/ft^3)

ρ_y :Gazın yoğunluğu

Örnek (4.1):

1 inç seramik Raschig halkalarından yapılmış bir yığma dolgulu kolonda 25000 ft^3 /st gaz işlenmektedir. Giren gazın hacimce %2 si NH_3 gerisi havadır. Absorban olarak amonyaksız su kullanılmaktadır. Sıcaklık 68° F ve basınç 1 atm.'dir. Akış hızları 1 lb gaz/1 lb sıvı olacak şekildedir. Eğer gaz hızı taşma hızının yarısı olmalı ise kolon çapı ne olmalıdır?

Çözüm:

Giren gazın ortalama mol ağırlığı: 29x 0,98 + 0,02x 17 = 28,7 lb/lbmol

$$\rho_y = \frac{28,7x492}{359(460+68)} = 0,0745 \quad lb/ft^3$$

$\rho_x = 62,3$ lb/ft^3, $\mu_x = 1,0$ cp , $g_c = 4,17x10^8$ ft.lb/($lb_f.st^2$), $G_x / G_y = 1,0$

1 in. Seramik halkalarda $a_v = 58$ ft^2/ft^3

$$\frac{G_x}{G_y}\sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} = 1x\sqrt{\frac{0{,}0745}{62{,}3}} = 0{,}0346 \rightarrow 0{,}18 = \frac{G_y^2 a_v \mu_x^{0.2}(62{,}3/\rho_x)}{g_c \varepsilon^3 \rho_x \rho_y}$$

$$G_y = \frac{0{,}18x4{,}17x10^8 0{,}73^3 0{,}0745x62{,}3}{58x1^{0.2}} = 1530\ \frac{lb}{ft^2 st} = \frac{\dot{m}}{S}$$

Toplam gaz akış hızı: 25000x0,0745= 1860 lb/st

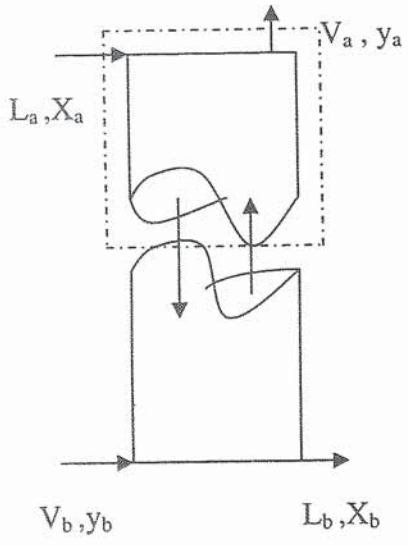
$$\dot{m} = qx\rho$$

Gerçek hız taşma hızının yarısı olacağına göre: $S = \frac{1860}{1530/2} = \frac{\dot{m}}{G_y} = 2{,}43\ ft^2 = \frac{\pi D^2}{4}$

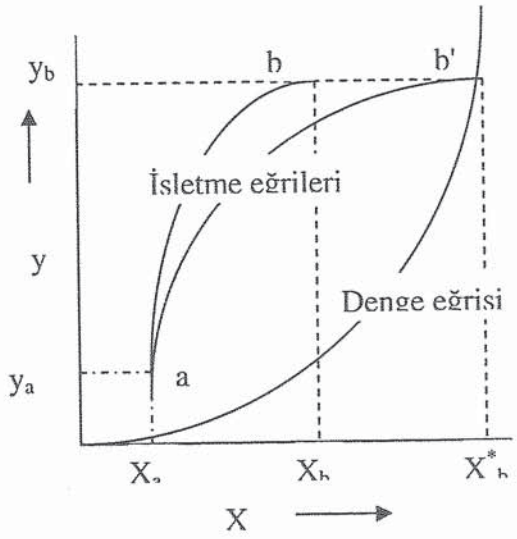
Kolon çapı:D= 2,43/0,7854 = 1,75 ft

ABSORPLAMA PRENSİPLERİ

Görüldüğü gibi dolgulu bir absorplama kolonunun çapı; sıvı ve gaz miktarlarına, aralarındaki orana ve özelliklerine bağlıdır. Kolon yüksekliği ve toplam dolgulu hacmi, birim hacimdeki kütle aktarım hızına ve derişim değişikliğine bağlıdır. Kolon yükseklik hesapları bu nedenle madde ve entalpi dengesine, itici güç ve kütle aktarım katsayısı öngörülerine bağlıdır.



Şekil (4.6) Dolgulu



Şekil (4.7).Denge ve işletme eğrileri

KONU:IV GAZ ABSORPSİYONU

Bir kolon kesitinde madde dengesi (Şekil 4.6): $L_a + V = L + V_a$

$L_a X_a + V y = L X + V_a y_a$

Tüm kolon için: $L_a + V_b = L_b + V_a$

$L_a X_a + V_b y_b = L_b X_b + V_a y_a$

$L'(1 - X_a) + V'(1 - y) = L' X + V' y_a$

Bir kolon kesitinde işletme doğrusu: $y = \frac{L}{V} X + \frac{V_a y_a - L_a X_a}{V}$

İnert gaz ile saf çözücünün miktarları V' ve L' ise: $L'(\frac{X_a}{1-X_a} - \frac{X}{1-X}) = V'(\frac{y_a}{1-y_a} - \frac{y}{1-y})$

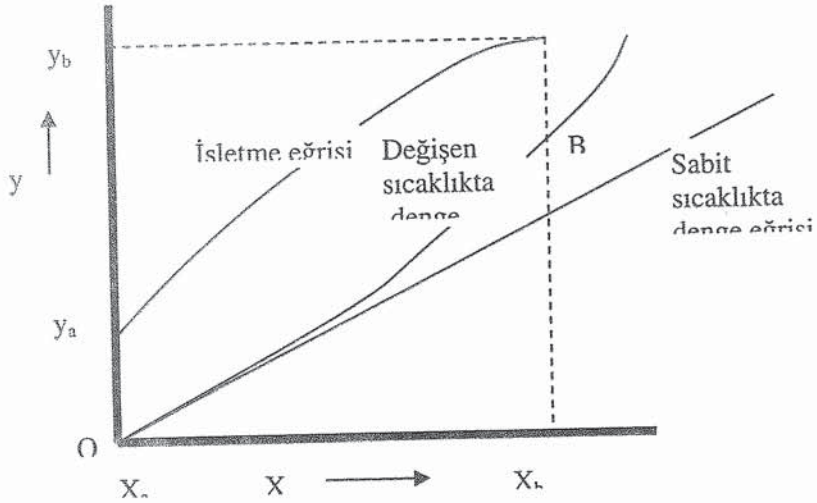
Limit gaz-sıvı oranı: Şekil 4.7 deki İşletme eğrisinden de anlaşılacağı gibi ortalama eğim L/V ,sıvı ve gazın molce akış hızları oranıdır. Belli bir gaz hızında çalışılırken sıvı hızındaki bir azalma işletme eğrisinin eğimini azaltır. Grafikteki ilk işletme eğrisi üzerindeki (X_a,y_a) noktası ve y_b sabit tutularak sıvı hızı azaltılırsa eğim de azalacağından a-b işletme eğrisi a-b' halini alır. İşletme eğrisinin üst ucu sağa kayar ve çıkan çözeltinin derişimi artar. Bu durumda, minimum sıvı hızı ve maksimum sıvı derişimi ile işletme eğrisi, denge eğrisi ile b' noktasında birleşmiş olur. Bu durumda dolgulu kule yüksekliğinin sonsuz büyük olması gerekir. Zira kulenin dibinde, derişim farkından gelen itici güç sıfıra inmiş olur. Herhangi bir kolondaki sıvı akış hızı minimumdakinin üzerinde olmalıdır. (L'/V') oranı, önce minimum sıvı akış hızındaki durum için grafikteki işletme eğrişinden $y=y_b$ ve $X=X^*_b$ noktası için hesaplanır ve asıl işletmede bunun kaç katı olması öneriliyorsa, normal sıvı akış hızı da on göre hesaplanır. (L'/V') oranı, ters akımla çalışan gaz absorpsiyonu kolonunda ekonomik öneme sahiptir. Bu oran büyük olduğunda işletme eğrisi ile denge eğrisi arasındaki uzaklık artar, derişim farkı kolon boyunca büyük kalır ve kolon boyu kısalır. Eğer tutulan gaz geri kazanılacak önemli bir gaz ise derişik çözeltinin seyreltilmesi sırasında maliyet biraz daha artacaktır. Diğer taraftan, eğer deriştirme maliyetleri, daha az sıvı kullanarak azaltılacak olursa, itici güçler azalacak, kolonun boyu uzayacak ve maliyet daha pahalı olacaktır. Optimum sıvı hızı, geri kazanma masrafları ile sabit masraflar arasındaki dengeye göre bulunacaktır. Genel olarak işletme doğrusu denge eğrisine kabaca paralel gibi olduğunda işletme ekonomik olur.

KONU:IV GAZ ABSORPSİYONU

DOLGULU KOLONLARDA SICAKLIK DEĞİŞİMLERİ:

Bir absorplama kolonuna zengin bir gaz gönderildiğinde dipten tepeye kadar önemli sıcaklık değişimi olur. Bu da denge eğrisinin şeklini değiştirir.

Gaz girişinde absorplama hızı yüksek ve absorplanan gazın yoğuşma ve sıvı içinde çözünme ısıları sıvının sıcaklığını önemli ölçüde artıracak kadar çok olacaktır. Sıcaklık artışı



Şekil (4.8): Sıcaklık değişiminin denge eğrisine

ile beraber absorplanan bileşenin kısmi basıncı da artacağından belirli bir sıvı bileşimi ile dengedeki buharın derişimi de artacaktır. Bu durumda, hatta Henry yasası uygulansa bile denge eğrisi kuvvetle bükülecektir. Her iki halde de tepe sıcaklığı aynıdır. Denge eğrisi ile işletme eğrisi kesişecek olduğunda tabanda işletme yapılamaz hale gelir. Bazen kuleye soğutma sistemi kurularak bu sıcaklık etkisi azaltılmak istenir.

Değişen sıcaklıktaki denge eğrileri entalpi denge hesapları ile tamamlanır.

Seyreltik ya da orta derişimlerde gaz beslenen pek çok kulede kolonun sıcaklık değişimi küçük olur ve denge eğrisi ya çok düz ya da doğruya yakın çıkar.

DİFERANSİYEL BİR KESİTTE MADE DENGESİ:

Kolonun diferansiyel bir kesitinde V,L,X ve y çok hafif değişir.

$$d(LX) = d(Vy) = dN_A$$

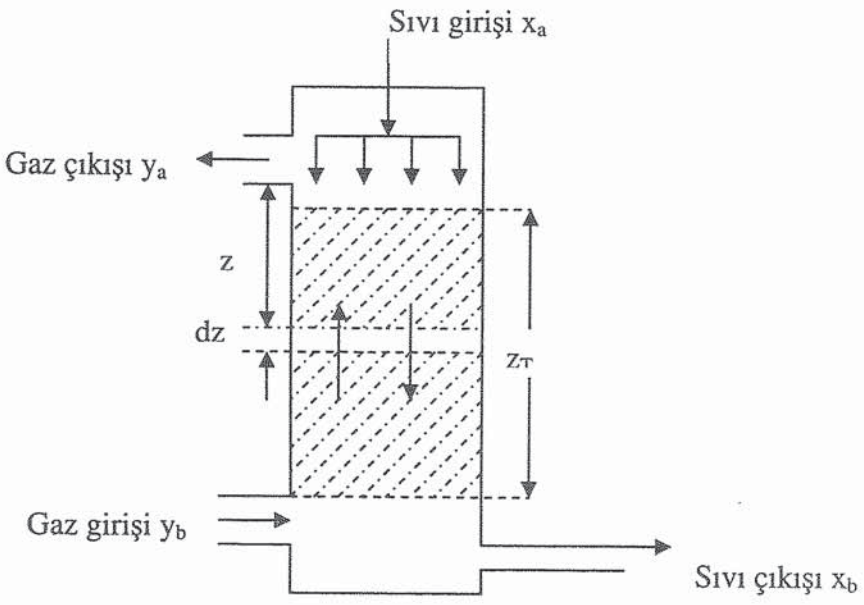
Bu, A bileşeninin bir fazdan diğerine geçen miktarına eşittir.

Absorplama Hızı:

Bir dolgulu kulenin yüksekliği absorplama hızına bağlıdır. Bu da sıvı ile gaz fazları arasındaki kütle aktarım hızına bağlıdır. Burada bu işlemde iki engel vardır: Absorplanan bileşen ile sıvı arasındaki kimyasal etkileşimin olmadığı varsayılmakta, bunun için bir hesaplama yapılmamakta ve çözünme ısısı da ihmal edilmektedir.

Çift Direnç (İki- Film) Teorisi:

Gazdan sıvıya geçmekte olan A bileşeni (çözünen= solute) önce gazın sonra da sıvının direnci ile karşılaşır. Bu geçişe iki film teorisi denir fakat laminer akım olmaması halinde fil oluşamayacağından buna iki direnç teorisi demek daha doğru olacaktır.



Şekil (4.9): Dolgulu absorplama kolonu

dz yüksekliğinde absorplama hızı dN_A olsun: $dN_A = \frac{k_y}{\phi}(y - y_i)dA$

Burada, k_y : gaz fazındaki kütle aktarım katsayısıdır.[lbmol/(ft^2 .st.birim mol kesri farkı)]

X_i : A bileşeninin sıvı fazındaki ara yüzey mol kesri,

X : A bileşeninin sıvı faz ortamındaki mol kesri,

y: A bileşeninin gaz fazındaki mol kesri,

y_i : A bileşeninin sıvı-gaz arayüzeyinin gaz tarafındaki mol kesri,

φ : Bağıl hız çarpanı: $$\phi = \frac{(1+y_i)-(1-y)}{\ln\frac{1-y_i}{1-y}} = (1-\bar{y})_L$$

sıvı fazdaki A bileşeni ise ara yüzeye kıyasla $d N_A = k_x (x_i - x)\, dA$

k_x = sıvı fazdaki kütle aktarım katsayısı [kmol/(m^2.h.kmolkesri farkı) ya da lbmol/(ft^2 .h.lbmol kesri farkı)]

x_i = A bileşeninin sıvı fazdaki ara yüzey mol kesri

x = A bileşeninin sıvı ortamdaki mol kesri

Sıvı fazda seyreltik çözelti olduğunda $\varphi = 1$ kabul edilir.

Ara yüzeyde eğer dengeye erişilirse x_i ve y_i denge eğrisinden bir noktanın koordinatlarıdır. O zaman x_e ve y_e denge eğrisinden okunur.

Görüldüğü gibi sıvı ve gaz fazındaki kütle aktarım denklemleri ile ısı aktarım denklemleri arasında bir benzerlik (analoji) vardır.

$dq = h_1 (T_h - T_i)\, dA$; $dq = h_2 (T_i - T_c)\, dA$

q = ısı aktarım hızı (W, ya da Btu/h)

A = ara yüzey (m^2 ya da ft^2)

T_h, T_c : 1. (sıcak) ve 2.(soğuk) fazlardaki sıcaklıklar ($^\circ$C veya $^\circ$F)

T_i = ara yüzey sıcaklığı ($^\circ$C veya $^\circ$F)

h_1, h_2 = 1. ve 2. fazlardaki ısı aktarım katsayıları [W/(m^2 K) ya da Btu/(ft^2 h.$^\circ$F)]

Kütle aktarımlarında, ısı aktarımlarında rastlanmayan iki zorlukla karşılaşılır:

1- Kütle aktarımında φ çarpanı ortaya çıkar. Bu da maddenin bir fiziksel hareketi nedenindendir. Oysa ısı yalnızca enerjinin akması olayıdır.

2- Kütle aktarımında ara yüzeydeki x_i ile y_i eşit olmadıkları halde ısı aktarımında bütün fazlardaki ara yüzey sıcaklıkları T_i 'ler eşittir.

Gaz fazında A bileşeninin azalma miktarı sıvı fazdaki A bileşeninin artma miktarına eşir olduğundan dN_A 'ya eşit olan bağıntılar da birbirine eşittir.

$$d(Vy) = d(Lx)$$

$$d N_A = (k_y / \varphi)(y - y_i)\, dA = k_x (x_i - x)\, d A = d(Vy) = d(Lx)$$

$$\frac{k_y}{\varphi}(y - y_i)dA = d(Vy)$$

dA birim hacimdeki dolgu maddesi yüzey alanından, hacim ise S dz 'den bulunur.

$dA = a S dz$

İnert maddenin (B bileşeninin) değişmeyen miktarı V' kmol/h (ya da lbmol/h) ise

$$V = \frac{V'}{(1-y)}$$

$$d(Vy) = V' d\left(\frac{y}{1-y}\right) = V' \frac{dy}{(1-y)^2} = V \frac{dy}{(1-y)}$$

$$\int \frac{k_y a (y - y_i) dz}{\varphi} = \frac{V}{S} \int \frac{dy}{(1-y)} = G_{My} \int \frac{dy}{(1-y)} \quad \textit{gaz fazindaki mol akisidir}$$

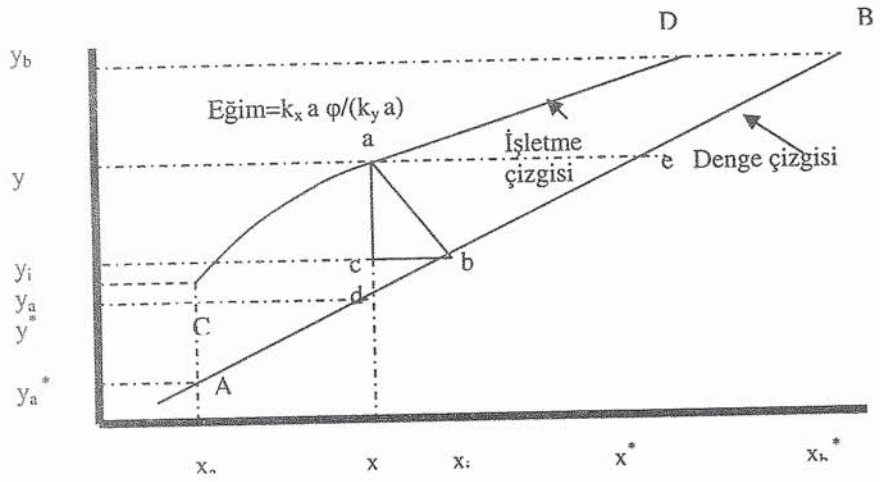
$k_x (x_i - x) dA = d(Lx)$

$$\int k_x a (x_i - x) dz = G_{Mx} \int \frac{dx}{(1-x)} \quad \textit{sivinin mol akisidir.}$$

Dikkat edilirse G_{Mx} ve G_{My}'ler kolonun toplam kesit alanına düşen akılardır. k_x ve a; k_y ve a'lar birleşik birer büyüklük olarak düşünülür ve deneysel olarak belirlenirler. Görüldüğü gibi diferansiyel bağıntılar Z_T toplam kolon uzunluğunca integre edilmelidirler. Burada teknik açıdan 3 şeye dikkat edilmelidir:

a) Denge eğrisinin biçimi
b) Kolon boyunca akımın derişim değişimleri
c) İki direncin birbirine göre önemi.

Genel olarak denge eğrilerinin çoğunda aşırı bükülme vardır. İçeri giren gaz derişik, çıkan gaz seyreltiktir ve dirençlerin her ikisi de önemlidir. En basit durumda denge eğrisi bir doğrudur, hem sıvı hem de gazdaki derişimler küçük ve bir ya da iki direnç de ihmal edilebilir olmaktadır. Zorluk ya da karmaşıklık bakımından bu iki durumun arası olan haller de vardır.



Şekil (4.10): Δx-Δy üçgenleri

<u>Δx-Δy üçgenlerinde genel durum</u>: k_x a ve k_y a 'nın bilindiği kabul edilmektedir. CD işletme eğrisi, AB denge eğrisidir. İşletme eğrisi tasarım koşullarına göre çizilir. Kolonda y'nin x'e karşılık gelen seviye alınsın. Bunlar işletme doğrusu üzerindeki "a" noktasının koordinatlarıdır. Her iki faz için aktarım hızı aynı olduğundan,

$$d\,(Lx) = d\,(Vy)$$

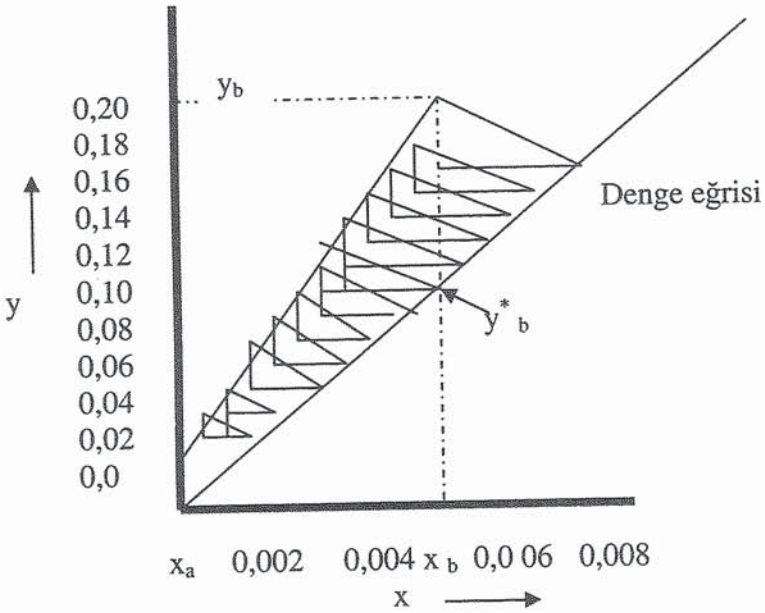
$$G'_{My}\left(\frac{dy}{1-y}\right) = G'_{Mx}\left(\frac{dx}{1-x}\right)$$

$$Buradan\ ,\quad \frac{k_y a}{\varphi}(y - y_i)dz = k_x a(x_i - x)$$

$$\frac{y - y_i}{x_i - x} = \frac{\varphi k_x a}{k_y a}\ ;\ y\ \ için\ \ çözülürse$$

$$y = -\frac{k_x a\varphi}{k_y a}x + \left(y_i + \frac{k_x a\varphi}{k_y a}x_i\right)\ \ bulunur.$$

Bu denklem **a** noktasından geçen, eğimi $-\frac{k_x a\varphi}{k_y a}$ olan doğrunun denklemidir.



Şekil (4.11)

x ve y işletme şartlarında herhangi bir kesitteki derişimleri, x_i ve y_i ise o seviyedeki ara yüzeyin denge şartlarını belirlemektedir. **ab** doğrusunun **ac** mesafesi gaz direncine karşı $(x_i - x)$ itici gücünü göstermektedir. **abc** üçgenine **Δx-Δy** üçgeni denir. Böyle birçok üçgenler oluşturularak işletme doğrusu boyunca Δx veya Δy grafiksel olarak x ' in veya y 'nin fonksiyınu olarak belirlenir.

Bu itici güçleri kullanmak için, eldeki bağıntı değişkenlerine göre ayrılıp integral alındığında,

$$\int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} = \left(\frac{k_y a}{G_{My}}\right) \int_0^{Z_T} dZ = \left(\frac{k_y a}{G_{My}}\right) Z_T$$

Z tepeden ölçülmektedir. Φ ve (1-y), y'ye göre değiştiğinden integral içinde kullanılan k_y a sabit kabul edilmektedir. Bu bir yaklaşık G_{My} almak demektir, çünkü G_{My} dipten tepeye doğru eksilirken k_y a da gazın kütlesel hızına göre dipten yukarıya doğru azalacaktır. Giren gaz çok derişik olmadıkça ortaya çıkan değişiklik giren ve çıkan gazların aritmetik ortalaması alınarak

giderilmeğe çalışılır. Halbu ki eski bir grafiğe dönüş yapıldığında, kanallaşma çok fazla olduğunda bu kabulün doğru olmadığı görülür.

Eğer gaz fazının derişimleri kolon boyunca önemli ölçüde değişirse φ ve $k_y a$ çarpanları da değişir. Bu çarpanlar kulenin iki ucu için hesaplandıktan sonra Δx ,Δy doğrularının eğimleri için aritmetik ortalamaları bulunur. Deneysel bilgiler ya $k_y a$ ya da ($k_y a/\varphi$) için verilir.

Sıvı besininde:

$$\int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i - x)} = \left(\frac{\bar{k}\,\bar{a}}{G_{Mx}}\right) Z_T$$

Bu denklem kullanılırken (x_i –x) değeri Δx -Δy üçgeninden okunarak grafiksel bir integrasyona gidilmektedir. Her iki denklemin de sonucu birdir. Yalnız iki itici kuvvetten daha büyük olanının doğruluğu daha fazladır.

ÇÖZÜMLÜ PROBLEMLER

Örnek (4.2):

1 inç'lik halkalarla doldurulmuş bir kolonda SO_2 + Hava karışımı su ile yıkanmaktadır. Giren gaz hacimce % 20 SO_2 iken çıkan gazda % 0,5'den fazla SO_2 olmayacaktır. Giren H_2O da SO_2 hiç yoktur. Sıcaklık 30° C ve toplam basınç 2 atm.'dir. Suyun akışı, SO_2 hariç, minimumun iki katı olmalıdır. Havanın akış hızı 200 lb/(ft^{2}h)'tir.

Dolgu derinliği ne olmalıdır?

Not: SO_2 'nin 30° C'ta 1 in. halkalarla dolgulu kolonda kütle aktarım katsayıları için aşağıdaki denklemler verilmektedir:

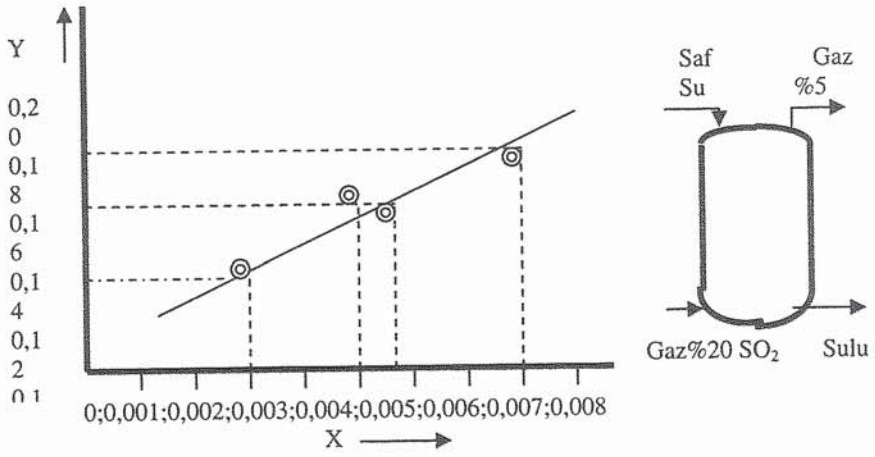
$$k_x a = 0{,}152 G_{Mx}^{0{,}82} \quad ; \quad \frac{k_y a}{\varphi} = 0{,}028 G_y^{0{,}7} G_x^{0{,}25}$$

Burada, G_x ve G_y sıra ile sıvı ve gazın toplam kolon kesitine göre hesaplanmış [lb/(ft^2 h)] kütlesel akılarıdır.

Çözüm: Denge eğrisi, başka bir konuda 1 atm için verilen örnekten alınıp basıncın 2 atm oluşu için ordinatlar yarıya indirilerek çizilir.

Tablo (4.1) : SO_2 'nin Sulu Çözelti ile dengedeki Gazda kısmi basınçları

C^*_A ($lbSO_2/100.lbSu$)	$\overline{p}_A$, (mm .Hg)	$y_e = \frac{\overline{p}_A}{760}$	$x_e = \frac{C^*_A/64}{C^*_a/(64+5{,}5)}$	y_e
1,0	85	0,112	0,0028	0,056
2,0	176	0,232	0,0056	0,116
3,0	273	0,359	0,0084	0,179
4,0	376	0,495	0,0111	0,247
5,0	482	0,634	0,0139	0,317
6,0	588	0,774	0,0166	0,387



Şekil (4.12)

Ortam basıncı 2 katına çıkmakla aslında SO_2 'nin kısmi basıncı değişmediği için mol kesri yarı yarıya inmektedir.

Denge eğrisi X=0,001'e kadar bir doğru, onun altında bir eğri şeklindedir. En düşük su hızı (x^*_b, y_b) ile (x_a, y_a) noktaları arasında hesaplanır.

$$G'_{Mx}\left(\frac{x_b}{1-x_b} - \frac{x_a}{1-x_a}\right) = G'_{My}\left(\frac{y_b}{1-y_b} - \frac{y_a}{1-y_a}\right)$$

G'_{Mx} ve G'_{My} sıra ile (SO_2 'siz) hava ve H_2O'nun moleküler kütle aktarım akılarıdır.

Tasarım Şartlarından:

$y_b = 0,20$; $x_a = 0,0$; $y_a = 0,005$; $G'_{My} = (200 / 29) = 6,9$ [lbmol / (ft^2.h)]

Denge Eğrisinden: $y_b = 0,20$ iken $x^*_b = 0,0092$

Minimum su hızı: $G'_{Mx}\left(\frac{0,0092}{0,99908} - 0\right) = 6,9\left(\frac{0,2}{0,8} - \frac{0,005}{0,995}\right)$

$G'_{Mx} = 182$ lbmol / (ft^2 h)

Gerçek su hızı minimumun iki katı veya 364 lbmol/ (ft^2 h) olduğuna göre x_b:

$$364\frac{x_b}{1-x_b} = 6,9\left(\frac{0,2}{0,8} - \frac{0,005}{0,995}\right) \rightarrow x_b = 0,00462 \; dir.$$

İşletme doğoğru: $364\left(\frac{x}{1-x}\right) = 6,9\left(\frac{y}{1-y} - \frac{0,005}{0,995}\right)$ *olur.*

$1-x$ *de* x *'i ihmal ederek* ; $x = 0,0189\left(\frac{y}{1-y}\right) - 0,0001$ *işşletm egrisidir.*

Y 'yé 0,005 ile 0,2 arasında küçük aralıklı değerler verilerek işletme doğrusu üzerindeki x'ler hesap edilebilir.

İşletme doğrusu x eksenine doğru hafif konkavdır.

k_x a ve k_y a kütle aktarım katsayılarını hesaplayabilmek için sıvının ve gazın kütlesel hızlarının bilinmesi gerekmektedir. Kule çevresindeki madde dengesinden bunları bulmak olanaklıdır.

SO_2 'siz hava akımı 6,9 [lbmol /(ft^2 h)]'tir.

Giren SO_2: $6,9\frac{0,2Llbmol}{0,8ft^2h} x 64,1\frac{lb}{lbmol} = 111\frac{lb}{ft^2h}$

Toplam Giren Gaz: 200 + 111 = 311 lb/(ft^2 h)

Gaz ile beraber çıkan SO_2: $6,9\frac{0,005}{0,995} x 64,1 = 2\frac{lb}{ft^2h}$

Toplam Çıkan Gaz : 200 + 2 = 202 lb /(ft^2 h)

Su tarafından absorplanan SO_2 : 111 + 2 = 109 lb /(ft^2 h)

Yukarıdan kolona beslenen Su : 364x18 = 6550 lb /(ft^2 h)

Aşağıdan alınan derişik Sulu Çözelti : 6550 + 109 = 6659 lb /(ft^2 h)

Sıvının direnci yukarıdan aşağıya fazla değişiklik göstermez ve sıvının kütle aktarım katsayısı sıvının ortalama kütlesel hızından hesaplanabilir.

Sıvının ortalama Kütlesel Hızı : (6550 + 109 /2) = 6605 [lb /(ft^2 h)]

$k_x a = 0{,}152 \times 6605^{0{,}82} = 206$

Dipteki gazın direnci ise G_y 'deki değişiklik nedeni ile tepeye göre oldukça küçüktür. Bu yüzden kolonun her iki ucu için ($k_y a / \varphi$) oranı hesaplanıp ortalaması alınır.

$$\left.\begin{aligned}\left(\frac{k_y a}{\varphi}\right)_b &= 0{,}028x6659^{0{,}25}x311^{0{,}7} = 14{,}1\\ \left(\frac{k_y a}{\varphi}\right)_a &= 0{,}028x6550^{0{,}25}x202^{0{,}7} = 10{,}4\end{aligned}\right\} \textit{Bunların ortalaması } 12{,}3 \textit{ dür.}$$

Δx-Δy üçgeninde hipotenüsün eğimi (- 206 / 12,3) = - 16,75 dir.

Üçgenlerin hipotenüslerinin denge eğrisini kestiği noktalar, y 'ye verilen değerler için y_i değerlerini bulmağa yararlar. Aşağıdaki Tablo (4.2)'de ordinatların hesabı ve grafiksel (1-y)(y-y_i) integral değerleri görülmektedir.

Tablo (4.2): Örnek (4.2) nin hesaplamaları

y	1-y	y_i	y-y_i	$\frac{1}{(1-y)(y-y_i)}$	Δy	Ortalama Ordinat	Alan
0,005	0,995	0,0027	0,0023	437	-	-	-
0,01	0,99	0,0065	0,0035	288	0,005	355,0	1,77
0,02	0,98	0,0135	0,0065	157	0,010	207,0	2,07
0,03	0,97	0,0205	0,0095	108	0,01	128,0	1,28
0,05	0,95	0,0350	0,0150	70,2	0,02	84,0	1,68
0,06	0,94	0,0430	0,0170	62,5	0,01	65,0	0,65
0,08	0,92	0,0580	0,0220	49,5	0,02	55,5	1,11
0,10	0,90	0,0730	0,0270	41,1	0,01	45,0	0,90
0,12	0,88	0,0885	0,0315	36,0	0,02	38,5	0,77
0,14	0,86	0,1050	0,0350	33,2	0,02	34,5	0,69
0,16	0,84	0,1215	0,0385	30,9	0,02	32,0	0,64
0,18	0,82	0,0138	0,0420	29,1	0,02	29,5	0,59
0,20	0,80	0,1555	0,0445	28,1	0,02	28,5	0,57
Toplam							12,72

Alanların integrali 12,72 'dir.

$$\left(\frac{k_y a}{\varphi G'_{My}}\right)_a = \frac{10,4}{6,9/0,995} = 1,5 \quad ; \quad \left(\frac{k_y a}{\varphi G'_{My}}\right)_b = \frac{14,1}{6,9/0,80} = 1,63$$

Bu değerlerin ortalaması 1,56'dır. Dolgulu kısmın yüksekliği : $Z_T = \frac{12,72}{1,56} = 8,21 \ ft'dir.$

Örnek (4.3): Taşma koşulları için Örnek (4.2)'deki tasarımı kontrol edin.

Çözüm:

1 inç halkaları için $a_v = 58\ ft^2/(ft^3$ dolgulu kolon hacmi) ve $\epsilon = 0,73$'dür. Kulenin dibinde :

M_y (ort.)= 0,8x29 + 0,2x64 = 36,7'dir .

$$\rho_y = \frac{36,7x2x273}{359x303} = 0,184 \ lb/ft^3 ; \quad \rho_x = 62,3 \ lb/ft^3$$

$G_x = 6660 \ lb/(ft^2 h)$, $G_y = 311 \ lb/(ft^2 h)$, $\mu_x = 0,8 \ cp$

$$\frac{G_x}{G_y}\sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} = \frac{6660}{311}\sqrt{\frac{0,184}{62,3}} = 1,16 \rightarrow \text{Şekil (4.5)'den ordinat} = 0,017$$

$$\frac{G_y^2 a_v \mu_x^{0,2}}{g_c \varepsilon^3 \rho_y \rho_x} = 0,017 \rightarrow G_y = \frac{0,017x4,17x10^8 x0,73^3 62,3x0,184}{58x0,8^{0,2}} = 755 \ lb/(ft^2 h)$$

Kolonun en yüksek akış hızı 311 lb /(ft^2 h) olduğundan kolonun yüklemesi (311 / 755)=0,41 Yani % 41 'dir. Bu da tasarımın güven sınırları içinde olması demektir.

Sadeleştirme Yöntemleri:

Tüm katsayılar, son bölümde anlatılan genel yöntemler, hem bükülen hem de düz doğru biçimindeki denge eğrilerine uygulanabilir. Ancak, k_y ve k_x a hakkında bir şeyler bilmeyi gerektirir. k_x a ve k_y a'nın deneysel olarak belirlenebilmesi çok zordur ve özellikle de elde bulunan sistem ve alet için her zaman biliniyor olmayabilir. Denge eğrisi düz bir doğru olduğunda deneylerle bulunması daha kolay olan tüm katsayılar belirlenir. Tüm katsayıların bulunuşu, Δx-Δy üçgenlerini gerektirmediğinden daha kolaydır. Gene ölçülen tüm katsayılarda bağıl hız φ çarpanı ya 1 ya da katsayının içinde varsayılır.

KONU:IV GAZ ABSORPSİYONU

Tüm katsayılar ısı aktarımındakilere benzerdir fakat fazlar arasındaki itici güç değiştiğinden ya sıvı faz ya da gaz fazı tarafında tanımlanmalıdır. Her bir katsayı tüm itici güce göre hesaplanır. ac ' ye devam edildiğinde d ' ye kadar uzatılınca y^* gibi bir genge değeri ile karşılaşılır. Bu değer x sıvı derişimi ile dengedeki y^* buhar derişimidir. Hiçbir gerçek kolonda, hiçbir zaman dengeye ulaşılamayacağına göre y^* 'ın fiziksel anlamı yoktur ve o sadece bir matematiksel bir kavramdır. Tüm itici güç ad uzaklığı ya da $(y-y^*)$ farkı ile ölçülür.

Benzer şekilde, eğer bir sıvı faz denlemi kullanılacak olursa a-e yatay doğrusu, y derişimli bir gazın x^* sıvısı ile dengeye gelmesi gerektiğini ve tüm itici gücün (x^*-x) olduğunu gösterir.

Tüm gaz direnci katsayısı : $K_y = \dfrac{dN_A / dA}{(y - y^*)}$

Tüm sıvı direnci katsayısı : $K_x = \dfrac{dN / A}{(x^* - x)}$ dir. $\varphi = 1$ varsayıp geçmiş bağıntılarla kıyas yapıldığında : $\dfrac{1}{K_y} = \dfrac{y - y^*}{k_y(y - y_i)} = \dfrac{(y - y_i) + (y_i - y^*)}{k_y(y - y_i)} = \dfrac{1}{k_y} + \dfrac{y_i - y^*}{k_y(y - y_i)}$

Burada $(y-y_i)$ yok edilerek $\left(\dfrac{y - y_i}{x_i - x} = \dfrac{\varphi k_x a}{k_y a}\right)$'dan yararlanılır.

$\dfrac{1}{K_y} = \dfrac{1}{k_y} + \dfrac{y_i - y^*}{k_x(x_i - x)}$ *de*; *şekilden* $\dfrac{y_i - y^*}{x_i - x}$, *lineer denge egrisinin m egimidir*

$\dfrac{1}{K_y} = \dfrac{1}{k_y} + \dfrac{m}{k_x}$ *olur.Bu da a ile bölününce*

$\dfrac{1}{K_y a} = \dfrac{1}{k_y a} + \dfrac{m}{k_x a}$ *ve aynı şekilde* $\dfrac{1}{K_x a} = \dfrac{1}{k_x a} + \dfrac{1}{m k_y a}$: *Birim dolgulu kolon hacminde Tüm Kütle Aktarim Katsayilarıdır.*

Burada $K_X a$: Tüm sıvı direnç katsayısı/ (Birim dolgulu hacim)'dir. $k_y a$ ve $k_x a$ birimleri ile aynı birimdedir ve [lbmol /(ft^3 h.mol kesri farkı)]'dır.

Eğer $k_y a$, $k_x a$ ve m sabit iseler $K_y a$ ve $K_x a$ 'da sabittir. Denge eğrisi bükük olduğundan Tüm katsayılar sabit değildir ve gerçek kolonun derişim aralığı hemen hemen deneysel aralıkla aynı olmadıkça bu katsayılar kullanılmaz. Tüm Katsayılar cinsinden:

$$\int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1 - y)(y - y^*)} = \left(\frac{\overline{K}_y a}{G_{My}}\right) Z_T \quad ve \quad \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1 - x)(x^* - x)} = \left(\frac{\overline{K}_x a}{G_{Mx}}\right) Z_T$$

Örnek (4.4): Örnek (4.2)'deki denge eğrisini lineer bir doğru varsayarak ve tüm sıvı-gaz katsayılarını kullanarak tekrarlayın.

Çözüm:

Denge eğrisi y = 0,01 ile y = 0,2 arasında hemen hemen düz bir doğrudur.

$$Egim = \frac{0,2-0,01}{0,0092-0,0005} = 21,8$$

$$Tüm\ gaz\ fazı\ katsayisi: \frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} = \frac{1}{12,3} + \frac{21,8}{206} = 0,187 \rightarrow$$

$$K_y a = \frac{1}{0,187} = 5,35\ lbmol/(ft^3 h.mol\ kesri)$$

K_y a'yı kullanabilmek için şu integral hesaplanmalıdır: $\int_{0,005}^{0,2} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)}$

Tüm itici güç (y-y*) grafikten y için denge eğrisi ile işletme eğrisi arasındaki uzaklık ve onun integrali olarak okunmaktadır. İntegralin değeri 5,74'dür.

$$\int_{0,005}^{0,2} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)} = 5,74$$

Kulenin tepesinde ($G_{My})_a$ =6,9 / 0,995=6,93 lbmol /(ft^2 h)

Kulenin dibinde ($G_{My})_b$ =6,9 /0,8 = 8,63 lbmol /(ft^2 h)

Ortalama (G_{My}) = 7,78 lbmol /(ft^2 h)'dır.

Denklemin çözümünden $Z_T = \frac{5,74x7,78}{5,35} = 8,3\ ft$'dir.

Sıvı Fazında Tüm Katsayı:

$$\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{k_x a} + \frac{1}{mk_y a} = \frac{1}{206} + \frac{1}{21,8x12,3} = 0,00858$$

K_x a = 117 lbmol /(ft^3 h.mol kesri)

X çok küçük olduğundan (1-x) ≈ 1 alınabilir. Bu katsayıyı kullanmak için aşağıdaki integral gereklidir:

$$\int_0^{0,00462} \frac{dx}{(x^*-x)}$$

Örnek (4.4): Örnek (4.2)'deki denge eğrisini lineer bir doğru varsayarak ve tüm sıvı-gaz katsayılarını kullanarak tekrarlayın.

Çözüm:

Denge eğrisi y = 0,01 ile y = 0,2 arasında hemen hemen düz bir doğrudur.

$$Egim = \frac{0,2-0,01}{0,0092-0,0005} = 21,8$$

$$Tüm\ gaz\ fazı\ katsayisi: \frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} = \frac{1}{12,3} + \frac{21,8}{206} = 0,187 \rightarrow$$

$$K_y a = \frac{1}{0,187} = 5,35\ lbmol/(ft^3 h.mol\ kesri)$$

K_y a'yı kullanabilmek için şu integral hesaplanmalıdır: $\int_{0,005}^{0,2} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)}$

Tüm itici güç (y-y*) grafikten y için denge eğrisi ile işletme eğrisi arasındaki uzaklık ve onun integrali olarak okunmaktadır. İntegralin değeri 5,74'dür.

$$\int_{0,005}^{0,2} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)} = 5,74$$

Kulenin tepesinde ($G_{My})_a$ =6,9 / 0,995=6,93 lbmol /(ft^2 h)

Kulenin dibinde ($G_{My})_b$ =6,9 /0,8 = 8,63 lbmol /(ft^2 h)

Ortalama (G_{My}) = 7,78 lbmol /(ft^2 h)'dır.

Denklemin çözümünden $Z_T = \frac{5,74x7,78}{5,35} = 8,3\ ft$'dir.

Sıvı Fazında Tüm Katsayı:

$$\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{k_x a} + \frac{1}{mk_y a} = \frac{1}{206} + \frac{1}{21,8x12,3} = 0,00858$$

K_x a = 117 lbmol /(ft^3 h.mol kesri)

X çok küçük olduğundan (1-x) ≈ 1 alınabilir. Bu katsayıyı kullanmak için aşağıdaki integral gereklidir:

$$\int_0^{0,00462} \frac{dx}{(x^*-x)}$$

Tüm itici güç (x*-x)'dir. Bu son integralin alanı 2,35'dir. G_{Mx} =364 lbmol /(ft^2 h) olduğuna göre,

$$Z_T = \frac{\left(\frac{dx}{x^*-x}\right)G_{Mx}}{K_x a} = \frac{2{,}35x364}{117} = 7{,}3\ ft$$

Oysa, $k_y a$ ile hesaplandığında Z_T = 8,21 ft ; $K_y a$ ile ise Z_T =8,3 ft çıkmaktadır. Bu sonuçlara bakıldığında genel yönteme en yakın olanın, daha büyük itici güç ile hesaplamanın yapıldığı gaz fazının sunuçları olduğu görülür.

TÜY: Bir Transfer Ünitesi (Aktarım Birimi) Yüksekliği Yöntemi : Bu fikir dolgulu kolon içinde belli sayıda (transfer) aktarım birimi varsayımından giderek her birinin yüksekliğini belirlemeğe dayanır. Tek bir birim için gerekli yüksekliği: (İngilizce HTU ya da Türkçe TÜY) ile sembolleştirmek olanaklı. O zaman toplam yükseklik $Z_T = N_t . H_t$ olur. Burada, N_t : aktarım birimlerinin sayısı; H_t : tek bir birimin yüksekliğidir.

$$N_{ty} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} \quad ; \quad N_{toy} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)}$$

$$N_{tx} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)} \quad ; \quad N_{tox} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x^*-x)}$$

Bunların herhangi biri seçilebilir. Her biri diğerinden farklıdır ama TÜY' leri de farklı olacağından bu iki farklılık birbirini düzelterek sonuçta aynı toplam Z_T kolon yüksekliğini verecektir.

$$N_{ty} = \left(\frac{\bar{k}_y a}{G_{My}}\right) Z_T \quad ; \quad H_y = \left(\frac{\bar{G}_{My}}{k_y a}\right)$$

Benzer şekilde:

$$H_x = \left(\frac{\bar{G}_{Mx}}{k_x a}\right) \quad ; \quad H_{oy} = \left(\frac{\bar{G}_{My}}{K_y a}\right) \quad ; \quad H_{ox} = \left(\frac{\bar{G}_{Mx}}{K_x a}\right)$$

Her bir yükseklik kendi aktarım birimi sayısı ile çarpılmalıdır.

Tüm Aktarım Birimi yükseklikleri tek tek birim yüksekliklerine aşağıdaki gibi bağlanabilir:

$$\frac{H_{oy}}{G_{My}} = \frac{H_y}{G_{My}} + \frac{mH_x}{G_{Mx}} \quad ya \quad da \quad H_{oy} = H_y + \frac{m\overline{G}_{My}}{\overline{G}_{Mx}} H_x$$

Kule boyunca m, G_{Mx} , G_{My} , k_y ve k_y 'ler sabit olduğu sürece H_{oy} ve H_{ox} 'ler de sabit olacaktır. Düzgün doğru biçimindeki denge ve işletme doğruları bu değerlerin sabit kalmaları demektir. Böyle durumlarda TUY yöntemi çok kullanışlı olmaktadır. Ayrıca ılımlı kavis yapan değerler çıkarılmıştır.

TÜY Yönteminin Kazanımları:

TÜY (Bir Aktarım Birimi Yüksekliği), kütle aktarım birimi sayısına bağlıdır ve bu iki değer aslında eş değerdir. Boyutu (ft) gibi bir uzunluktur ve hayal edilmesi de çok kolaydır. Bu uzunluk genellikle 0,5 – 5 ft arasında değişen bir değerdir. Kütle aktarım katsayılarının birimleri daha karmaşıktır ve nümerik değerler daha geniş limitler arasında değişim gösterir. Ayrıca dolgulu kolonlarda $k_y a$; G_{My} ile, $k_x a$; G_{Mx} ile arttığından $\left(\frac{G_{My}}{k_y a}\right)$ ve $\left(\frac{G_{Mx}}{k_x a}\right)$ oranları ve H_y ve H_x değerleri gaz ve sıvının akış hızlarından bağımsızdır. Modern deneysel bilgilerin çoğu dolgulu kolonların TÜY için verilmektedir.

Örnek (4.5): Örnek (4.2)'yi Tüm Gaz ve Sıvı TÜY değerlerini kullanarak çözün.

Çözüm: Tüm Gaz Direnci için: $\int_{0,005}^{0,2} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)} = 5,74$ Bu integralin birim sayısının 5,74 olan sonucu Örnek (4.2)'dendir.

$H_{oy} = \left(\frac{\overline{G}_{My}}{K_y a}\right)$'dır. Örnek (4.2)'den $G_{My} = 7,78$; $K_y a = 5,35$ 'dir.

$H_{oy} = \left(\frac{7,78}{5,35}\right) = 1,45\ ft$ 'tir. Tüm Dolgu Yüksekliği : $Z_T = 1,45 \times 5,74 = 8,3$ ft 'tir.

Tüm Sıvı Direncine göre TÜY:

Örnek (4.4)'den $N_{tox} = 2,35$ birim sayısı, $G_{Mx} = 364$ lbmol /(ft^2 h) , $K_x a = 117$ lbmol/(ft^3 h)

$H_{oy} = \left(\frac{364}{117}\right) = 3,11\ ft$ 'tir ve zaten $Z_T = 3,11 \times 2,35 = 7,3$ ft'tir.

Açıkcası, aynı rakamlar kullanıldığına göre bu rakamlar Örnek (4.4) ile uygun olmalıdır. Karşılık gelen katsayılar K_y a ve K_x a 'lar olarak 5,35 ve 117 iken gaz ve sıvı TÜY 'leri de kıyaslanabilir rakamlar olarak 1,45 ve 3,11 olmaktadır.

Kütle Aktarımını Gaz Direnci ya da Sıvı Direnci Kontrol Ettiğinde: Bu koşullarda sıvı içinde çözünürlüğü az olan bir gazın denge eğrisinin **m** eğimi fazla olacaktır. Çünkü bir sıvı ile dengedeki gazın derişimi sıvınınkinden çok daha fazla olacaktır.

$H_{ox} = H_x + \frac{G_{Mx}}{mG_{My}} H_y = \frac{G_{Mx}}{mG_{My}} H_{oy}$ denkleminde $\left(\frac{G_{Mx}}{G_{My}}\right)$'nin de çok büyük olmaması halinde

$\frac{G_{Mx}}{mG_{My}}$, **m** 'nin büyümesi nedeniyle küçülecektir. Nihayet H_{ox} ,H_x 'e yaklaşık eşit olacaktır. Böylece gaz filminin direnci ihmal edilebilir ve bu durumda sıvı direnci kontrol ediyor durumuna geçecektir.

Bu durum ısı aktarımına çok benzemektedir. Isıl dirençlerinin yalnız biri önemli boyutta olduğunda , Tüm ısı aktarım katsayısı da o tek dirence yaklaşık eşit olmaktadır. Örneğin:

$$U_i = \frac{1}{\frac{D_i}{D_o h_o} + \frac{x_w D_i}{k_w \overline{D}_L} + \frac{1}{h_i D_i}} = \frac{1}{0{,}0025 + 0{,}000113 + 0{,}00199} = \frac{1}{0{,}004603} = 355{,}6$$

Burada tüm direnç, 1. ve 3. dirençlerin kontrolünde ve onların toplamına eşittir.

Sıvı Fazda Kolay Çözünebilen Gazlar: Çözünebilen gazlar için **m** eğimi küçüktür. Dengeye gelindiğinde büyük sıvı derişimleri düşük gaz derişimlerine karşılık gelir. Bu nedenle $\frac{G_{Mx}}{G_{My}}$ oranında artiş olsa bile küçük **m** değerleri $m\frac{G_{My}}{G_{Mx}} H_x$' i küçük kılar. H_{oy} de hemen hemen H_y 'ye eşit olur. Hatırlanacak olursa Örnekte G_{Mx}=364, G_{My}=7,78 idi.

$H_{oy} = H_y + \frac{mG_{My}}{G_{Mx}} H_x$ olacaktır ve o zaman sıvı şartları önemsiz olacağından gaz direnci kontrol eden direç olur.

Gaz ya da sıvı direncinin kontrol ettiği sonucuna varırken çok dikkatli olunmalıdır ve m'in değerinin küçük ya da büyük oluşunu dengeleyecek şekilde gaz-sıvı oranı işletme şartlarına getirilmelidir.

Örneğin sıvıdaki çözünürlüğü düşük olan bir gaz absorplandığında gazın daha çoğunu temizletebilmek için sıvının hızının da fazla olması gerekir. O zaman G_{Mx}/G_{My} büyür ve m 'in değeri de büyük olacağına göre $\frac{G_{Mx}}{mG_{My}}$ oranı dengelenir ve $H_{ox} = H_x + \frac{G_{Mx}}{mG_{My}} H_y$ bağıntısında hem sıvının hem de gazın direnci önemli olur.

Çoğu endüstriyel işletmelerde dirençlerin her ikisi de önemlidir fakat deneysel çalışma şartlarında sık sık bir direnç çok küçük olarak sabitleştirilerek diğer direnç ile klayca çalışma sağlanır.

Çözünürlüğü Zayıf Gazlar: Kule boyunca y küçük ise bu gaza zayıf gaz denir. Bu tip gazların absorlanmasında birçok sadeleştirme yapılabilir. Önce (1-y) ve φ çarpanları 1 varsayılabilir. $\int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y-y^*)} = \left(\frac{\overline{K}_y a}{G_{My}}\right) Z_T$ sadeleşmiş hale gelir. Sonra $k_y a$, $k_x a$, H_y ve H_x 'ler cihaz boyunca sabit kalır. Üçüncü olarak da ; çoğu kez sıvı faz da seyreltik olacağından işletme doğrusundaki (1-x) ve (1-y)'ler 1'e eşit ve L = L' ve V =V' olur. Böylece L ve V 'ler sabit kalır ve işletme doğrusu düz bir doğru olur, eğimi de L/V 'dir. Onu (x_a , y_a) ve (x_b , y_b) noktalarından geçen bir doğru olarak çizmek olanaklıdır.

Lineer denge ve işletme doğruları: Logaritmik ortalama itici güç kullanılıp, hem işletme hem de denge eğrileri düz birer doğru olduğunda; $\int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y-y^*)} = \left(\frac{\overline{K}_y a}{G_{My}}\right) Z_T$ 'nin integrali hemen alınabilir. y ve y* 'lar x ile lineer arttığından aralarındaki fark da lineedir. O zaman

$G_{My}(y_b - y_a) = K_y a(\overline{y} - y^*)_L Z_T = \frac{N_A}{S}$ olur. Burada $(\overline{y} - y^*)_L = \frac{(y_b - y_b^*) - (y_a - y_a^*)}{\ln \frac{y_a - y_a^*}{y_b - y_b^*}} = \overline{\Delta y}_L$

Sıvı faz için de benzer şekilde $G_{Mx}(x_b - x_a) = K_x a(\overline{x}^* - x)_L Z_T = \frac{N_A}{S}$ 'dir ve burada da

$$(\bar{x}^*-x)_L = \frac{(x_b{}^*-x_b)-(x_a{}^*-x_a)}{\ln\frac{x_b{}^*-x_b}{x_a{}^*-x_a}} = \bar{\Delta}x_L$$

Tüm TÜY cinsinden : $N_{toy} = \frac{(y_b-y_a)}{(\bar{y}-y^*)_L} = \frac{(y_b-y_a)}{\bar{\Delta}y}$ ve $N_{tox} = \frac{(x_b-x_a)}{(x^*-\bar{x})_L} = \frac{(x_b-x_a)}{\bar{\Delta}x_L}$

Örnek (4.6): Denge ve işletme doğrularını düz doğru varsayarak Örnek (4.2)'yi tekrarlayın.

Çözüm: Örnek (4.4)' den $K_y a = 5,25$ lbmol /(ft^2 h. mol kesri farkı) ; $G_{My} = 7,78$ lbmol /(ft^2 h)

$y_a = 0,005$; $y_b = 0,20$

$y^*_a = 0$; $y^*_b = 0,0955$

$$\bar{\Delta}y_L = \frac{(0,20-0,0955)-(0,005-0)}{\ln\frac{0,20-0,0955}{0,005-0}} = 0,0327$$

$N_A/S = 7,78\ (0,20-0,005) = 1,52$ lbmol /(ft^2 h)

$$Z_T = \frac{N_A/S}{K_y a..\bar{\Delta}y_L} = \frac{1,52}{5,35x0,0327} = 8,7\ ft$$

Dolgulu Kolonlarda Katsayılar ve TÜY (Aktarım Birimi Yükseklik) 'leri:

Dolgulu kolonun yapımı basit olduğu halde bu cihazın içinde yer alan olaylar karmaşıktır. İşlem gereği katılar yatağından bir gaz geçerken aynı katıların üzerine sıvının dağılımı, akışkan akımları arasında etkileşim ve bir bileşenin bir akımdan diğerine geçişi söz konusudur. Çoğu hallerde sıvıdaki kimyasal tepkimeler de önemlidir. Tepkimenin ayrıntıları hakkında pek az şey bilinmektedir. Tek tek dirençlerin birbirinden bağımsız olarak ölçülmesi ve bunlardan giderek tün TÜY'nin analizi zordur. Ara yüzey dengesi ile ilgili varsayımlar şüphelidir ve iki direnç teorisi oldukça geniş sadeleştirmeleri gerektirmektedir.

Kuledeki katsayıların araştırılması oldukça ampiriktir.

Her bir TÜY, hem k katsayısına hem de birim hacim için bulunan "a" alanına bağlıdır. k 'yı kontrol eden değişkenler: her iki fazın kütlesel hızları, viskozite, yoğunluk, fazın difüzivitesi ve dolgunun boyut ve şeklidir. Buna göre yükseklik:

$$H = \psi(G_y, G_x, \mu, D_m, D_p, b_1, b_2, ...b_n)$$

. Burada,

G_y = Gazın kütlesel akısı [lb/(ft^2 h)]

G_x = Sıvının kütlesel akısı [lbmol /(ft^2 h)]

μ = fazın viskozitesi [cp ya da lb/(ft.s)]

D_m = fazın molar difüzivitesi [ft^2 /s]

D_p = Dolgu tanesinin boyutu [in. ya da ft]

$b_1, b_2, ...b_n$ = dolgunun geometrik düzenini belirleyen uzunluklar.

TÜY'nin Sıvı Direncinden giderek bulunması: Çözünürlüğü az ve hem de sıvı ile kimyasal tepkimeye girmeyen gazlarda fiziksel kütle aktarımı için,

$$H_x = \frac{1}{\alpha}\left(\frac{G_x}{\mu_x}\right)^n \left(\frac{\mu_x}{D_{mx} M_x}\right)^{0.5}$$

Schmidt sayisi

Burada, α ve n ; tablolarda belirtilen bazı sabitlerdir.

Suda çok çözünen Cl_2 ,SO_2 , NH_3 gibi bazı gazların absorpsiyon anında iyonlaşma ve hidroliz tepkimeleri göz önüne alındığında,

$k_x a = 0{,}152\ G_x^{0{,}82}$ bağıntısına uyduğu,

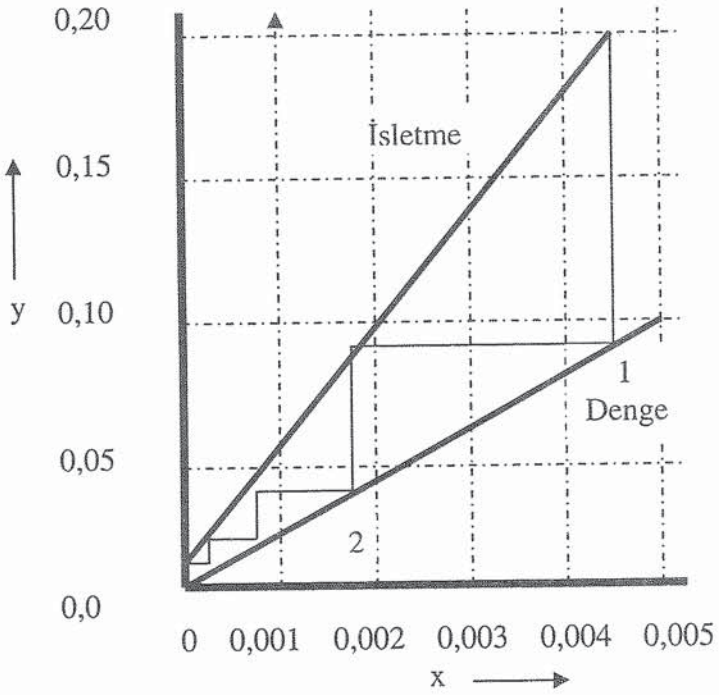
sıvı direncinden bulunan TÜY 'nin de değişen sıcaklıklar için,

$H_x = H_{ox}\, e^{-0{,}013\,(T - To)}$ ile hesaplanabildiği varsayılır.

Burada H_{ox} ;, T_o sıcaklığında hesaplanan TÜY'dir. H_x ise farklı bir T sıcaklığındakidir.

TÜY'nin Gaz Direncinden giderek bulunması:

$H_y = \beta \frac{G_y^q}{G_x^r}$ olduğu düşünülürse burada β , q ve r deneysel bulunacak sabitlerdir. Bunun bir örneği olarak suda SO_2 'nin absorplanması için 1 in. halkalı dolgulu kuledeki bağıntı verilebilir:



Şekil (4.13): Örnek (4.6)Aktarım birimi sayısı

$H_y = 1{,}23\frac{G_y^{0,3}}{G_x^{0,25}}$ ve burada G_y ve G_x 'ler sıra ile gaz ve sıvının kütlesel akılarıdır.

McCabe Thiele yöntemine göre basamak ya da birim sayısı Şekil (4.13)'de görülmektedir:

İki eğriden ya denge eğrisi ya da işletme eğrisi kavisli olduğunda McCabe –Thiele yöntemi kullanılabilir. Eğer her iki eğri de düzgün doğru olursa hem McCabe Thiele yöntemi hem de analitik absorpsiyon çarpanı töntemi kullanılabilir. İdeal tabak sayısını tabak verimliliğine bölerek gerçek tabak sayısı bulunur. Absorpsiyondaki verimlilikler genellikle damıtmadakinden daha düşüktür.

Örnek (4.7): Örnek (4.2) için tabak verimliliği % 20 alındığında gerçek tabak sayısı ne olur?

Çözüm: İdeal tabal sayısı 3,8 idi. Gerçek tabak sayısı: 3,8/ 0,20 = 19 dur.

$y_a = 0{,}005$; $y_b = 0{,}20$

$y^*_a = 0$; $y^*_b = 0{,}0955$

için absorpsiyon çarpanı yöntemi ile:

$$N_p = \frac{\ln \frac{y_b - y_b^*}{y_a - y_a^*}}{\ln \frac{y_b - y_a^*}{y_b^* - y_a^*}} = \frac{\ln \frac{(0,20-0,0955)}{(0,005-0)}}{\ln \frac{(0,20-0,005)}{(0,0955-0)}} 4,26 \rightarrow Gerçek\ Tabak\ Sayisi = \frac{4,26}{0,20} = 21$$

Denge ya da işletme eğrilerinin düzgün doğrular olduğu varsayımından gidildiğinden +2 tabaklık % 10 bir hata gelmiştir.

İdeal Tabak Sayısında Absorpsiyon Çarpanı Yöntemi:

İşletme ve denge eğrilerinin ikisi de düz doğru olduğunda ideal tabak sayısı formül ile hesaplanabilir.

$y^* = m\,x^* + B$ denge eğrisi olsun. (n) kademe varsa ve n. kademe ideal ise

$y^* = m\,x_n + B \rightarrow x_n$ 'in eşiti alınıp işletme doğrusunda yerine koyarak

$$y_{(n+1)} = \frac{L_n}{V_{(n+1)}} x_n + \frac{(V_a y_a - L_a x_a)}{V_{(n+1)}} \quad da\ \ denge\ \ \deg erleri\ ile$$

$$y_{(n+1)} = \frac{L_n (y_n^* - B)}{mV} + y_a - \frac{L}{V} x_a \quad alindiginda\ absorpsiyon\ çarpanı\ A = \frac{L}{mV}\ olur.$$

$y_{(n+1)} = A\,(y_n^* - B) + y_a - A\,m\,x_a = A\,y_n^* - A(m\,x_a + B) + y_a$

$y_a^* = m\,x_a + B$

$y_{(n+1)} = A\,y_n - A\,y_a^* + y_a$

1. kademeden başlayarak n= 1, 2, ... yapıldığında $y_1 = y_a$

$y_2 = A\,y_a - A\,y_a^* + y_a = y_a(1 + A) - A\,y_a^*$

$y_3 = A\,y_2 - A\,y_a^* + y_a = A\,y_a(1 + A) - A\,y_a^* - A y_a^* + y_a$

$= y_a(1 + A + A^2) - y_a^*(A + A^2)$

$y_{(n+1)} = y_a(1 + A + A^2 + \ldots\ldots + A^n) - y_a^*(A + A^2 + \ldots\ldots + A^n)$

Bütün kolonda n =N olacağından $y_{(n+1)} = y_{(N+1)} = y_b$

$y_b = y_a(1 + A + A^2 + \ldots\ldots + A^N) - y_a^*((A + A^2 + \ldots\ldots + A^N)$

Bir geometrik seride $S_n = \frac{a_1(1 - r^{n+1})}{1 - r}$

Burada,

S_n : n terimin toplamı

a_1 : ilk terim

r : her bir terimin bir öncekine oranı

$$y_b = y_a\left(\frac{1-A^{N+1}}{1-A}\right) - y_a^* A\left(\frac{1-A^N}{1-A}\right)$$

$$(1-A)y_b = y_a(1-A^{N+1}) - y_a^* A(1-A^N)$$

$$y_b = Ay_N - Ay_a^* + y_a$$

$$y_b - Ay_b = y_a - A^{N+1}y_a - Ay_a^* + A^{N+1}y_a$$

$y_N = y_b^*$; $y_a = y_b - A(y_b^* - y_a^*)$; $y_a - y_b = -A(y_b^* - y_a^*)$

Bu bağıntıların çözümünden

$A^{N+1}(y_a - y_a^*) = A(y_b^* - y_a^*) + (y_a - y_b)$

$(y_a - y_b)$'nin değeri yerine konularak

$A^{N+1}(y_a - y_a^*) = A(y_b - y_a^*) - A(y_b^* - y_a^*)$

$A^N(y_a - y_a^*) = y_b - y_a^* - y_b^* + y_a^* = y_b - y_b^*$

$$N = \frac{\log\dfrac{(y_b - y_b^*)}{(y_a - y_a^*)}}{\log A} = \frac{\log\dfrac{(y_b - y_b^*)}{(y_a - y_a^*)}}{\log\dfrac{(y_b - y_a)}{(y_b^* - y_a^*)}}$$

Sıvı faz için

$$N = \frac{\log\dfrac{(x_b^* - x_b)}{(x_a^* - x_a)}}{\log A} = \frac{\log\dfrac{(x_b^* - x_b)}{(x_a^* - x_a)}}{\log\dfrac{(x_b^* - x_a)}{(x_b - x_a)}}$$

Her iki eğri de paralel doğru ise A=1 'dir.

$y_b = y_a(1 + N) = y_a^* N$

$$N = \frac{y_b - y_a}{y_a - y_a^*} = \frac{y_b - y_a}{y_b - y_b^*}, \qquad N = \frac{x_b - x_a}{x_a^* - x_a}$$

KONU:IV GAZ ABSORPSİYONU

DESORPSİYON: Bu olay stripleme olarak da anılır. Aynı yöntemle işlem yapılır ve absorpsiyonun tersidir. Aradaki farkndesorpsiyondaki itici güçler Δx ve Δy' ler absorpsiyondakinin tersidir ve $x - x_i$ ve $y_i - y$'ye eşittirler. Çünkü damıtmadaki gibi işletme doğrusu denge eğrisinin altındadır.

PROBLEMLER

1. Bir fabrikada % 14 aseton içeren bir hava akımının asetonunun % 95'ini su ile absorplamak üzere bir absorplama kolonuna gereksinim vardır. Kule 80° F ve 1 atm. de çalışacak ve molce % 7 asetonluk bir ürün elde edilecektir. Kuleye beslenen su molce % 0,02 aseton taşımaktadır ve kule taşma hızının % 50 si ile çalışmaktadır.

a) Eğer gaz hızı 1 atm basınç ve 32° F' de 500 ft^3 /dak. ise kuleye beslenen sıvı hızı kaç lb/h. olacaktır?

b)Tüm gaz fazı itici güce dayanarak kaç aktarım birimi gereklidir?

c)Eğer kule 1 in. Raschig halkaları ile doldurulursa kolonun dolgulu kısmının yüksekliği ne olur?

$$\overline{p}_A = P_A \phi_A^* x_A \quad ; \quad \ln \phi_A^* = 1{,}95(1-x)^2$$

Not: Denge koşullarında: *Kütle aktarimi için* : $H_x = \frac{1}{100}\left(\frac{G_x}{\rho_x}\right)^{0,22}\left(\frac{\rho_x}{D_{mx}M_x}\right)^{0,5}$

$$H_y = \frac{1{,}01 x G_y^{0,31}}{G_x^{0,33}}$$

Asetonun 80° F'deki buhar basıncı 0,33 atm dir.

$(\ln \Phi_A^*)_a = 1{,}95\,(1-0{,}0002)^2$;	$(\ln \Phi_A^*)_b = 1{,}95\,(1-0{,}07)$
0,9998	0,93
0,9996	0,8649
1,94922	1,68608
$(\Phi_A^*)_a = 7{,}023$	$(\Phi_A^*)_b = 5{,}4$

$(y_A^*)_a = (\overline{p}_A)_a / 1\ atm = (0{,}33 \times 7{,}023 \times 0{,}0002) / 1 = 4{,}635 \times 10^{-4}$

$(y_A^*)_b = (\overline{p}_A)_b / 1\ atm = (0{,}33 \times 5{,}4 \times 0{,}07) / 1\ atm = 0{,}12474$

KONU:IV GAZ ABSORPSİYONU

Temel: 100 lbmol giren hava

14 x 0,95 = 13,30 lbmol aseton sıvıya geçer, 0,7 lbmol aseton havanın içinde kalır.

86 + 0,7 = 86,7 lbmol çıkan hava. (0,7 x 100) / 86,7 = % 0,807 çıkan havadaki aseton

$L_{Mx} \rightarrow (0,0002 + 13,30) / L_{Mx} = 0,07$; $L_{Mx} = 190,5$ lbmol

Bir absorplama kulesinde sıvı olarak su kullanmak sureti ile (hava + amonyak) karışımındaki amonyağın % 99'u absorplanmaktadır. Havada molce % 30 amonyak vardır. Absorplama kulesindeki sıcaklık serpantinlerdeki soğutma ile 30°C' ta ve basınç da 1 atm de tutulmaktadır.

a) Minimum sıvı hızı nedir?
b) Minimumdan % 50 daha büyük su hızı için kaç adet tüm gaz fazı aktarım birimi gerekmektedir?

KONU:5 BUHARLAŞTIRMA

BUHARLAŞTIRMA

Uçucu olmayan bir maddenin uçucu bir madde içindeki çözeltisinde derişim artırma işlemine buharlaştırma (evaporasyon) denir. Kurutma olayından farklı bir olaydır. Arta kalan madde katı değil, belki daha viskoz ve fakat gene de çözelti halinde olan bir sıvıdır. Damıtmadan da farklıdır çünkü buharında tek bir bileşen vardır, ya da buharında birden fazla bileşen olsa dahi; bunlar birbirinden ayırılmağa çalışılmayacaktır. Kristalleştirmeden de farklıdır, çünkü yalnızca derişim arttırılmakta ve fakat kristaller oluşturulup büyütülmemektedir.

Normalde buharlaştırmanın değerli ürünü derişimi arttırılmış olan koyu sıvıdır ve buharlaşan sıvı, bir soğutucuda yoğuşturulup atılır. Buharın değerli olduğu tek bir özel durum vardır o da; içinde mineraller bulunan suyun damıtılarak kazan besleme suyuna ya da insanların çeşitli tüketim gereksinmelerini karşılayacak bir yumuşak suya dönüştürüldüğü durumdur. Böyle durumda bu olaya damıtma denirse de teknik açıdan bakıldığında bu bir buharlaştırmadır.

Buharlaştırıcıya beslenen ince çözelti suyun birçok fiziksel özelliklerine sahip olduğu halde derişim arttıkça ortaya daha özel durumlar çıkabilir. Yoğunluk ve viskozite, katı içeriği arttıkça artacaktır. Doymuş bir çözeltinin buharlaştırmaya devamı kristal oluşumuna ve boruların tıkanmasına neden olabilir. Katı içeriği arttıkça çözeltinin kaynama noktası da önemli ölçüde yükselecektir.

Genellikle ısı kaynağı olarak 3 atm basıncın altındaki düşük basınçlı buharlar kullanılır. Çözeltiye genellikle 61 cm Hg 'ya kadar vakum uygulanır. Kaynama noktasının düşürülmesi ΔT sıcaklık yaklaşımını büyütür.

Tek buharlaştırıcı kullanıldığında 1 lb (~0,5 kg) suy buharlaştırmak için 1000- 1200 Btu (~1000 kJ) ısıya gereksinim vardır ve bu da 1 – 1,3 lb (~0,7 kg) buhar tüketimi demektir.

Eğer bir buharlaştırıcıda elde edilen buharlar ikinci bir buharlaştırıcının buhar gömleğinden geçirilirse ve ikincininki de yoğuşturucuya giderse böyle bir işletmeye çift etkili işletme denir. Diğer bir deyişle aynı miktar buhar tüketilerek çift etki oluşturulmuştur. Burada önemli iki değer:

Kapasite= (Buharlaştırılan su kütlesi kg/ saat)

Ekonomi = (Buharlaştırılan su kütlesi kg/ tüketilen taze buhar kütlesi kg)

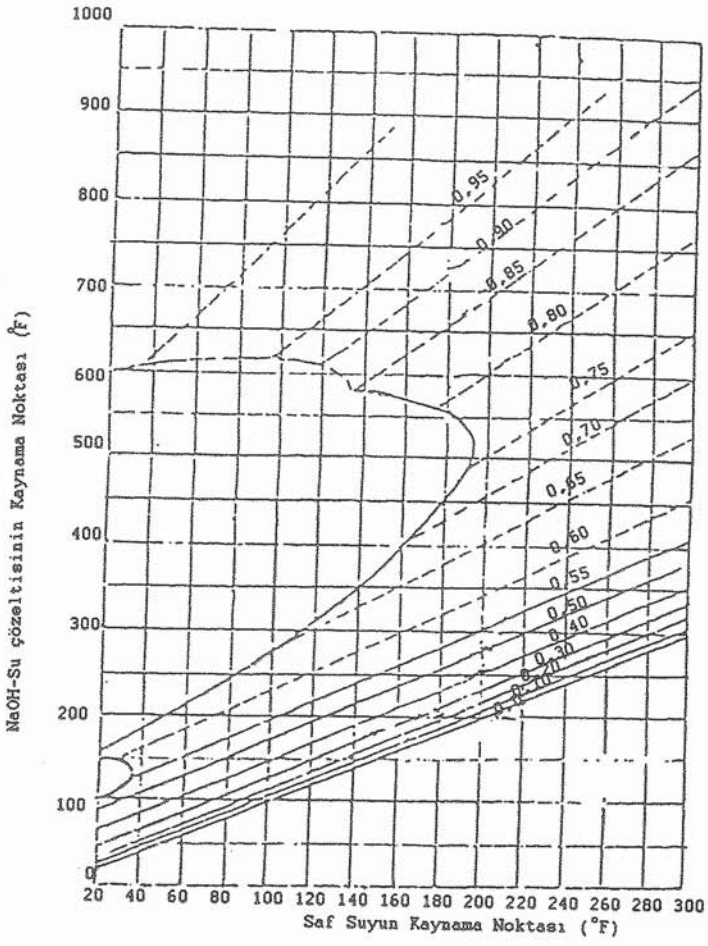
Tek etkili buharlaştırıcılarda ekonomi genellikle 1 den küçüktür.

Buhar tüketimi = (Kapasite / Ekonomi)

Verilen ısı hızı : $q = U A_{ısıtma} \Delta T_{yak}$

KAYNAMA NOKTASI YÜKSELMESİ VE DÜHRİNG KURALI

Seyreltik çözeltilerde kaynama noktası artışı küçüktür ama derişik inorganik tuz çözeltilerinde 150° F (65 ° C)'a kadar çıkabilir. Dühring kuralına göre çözeltinin kaynama noktaları aynı basınçtaki suyun kaynama noktalarına göre çizildiğinde lineer doğrular elde edilir. Kaynayan çözeltinin yüzeyi kaynama noktasına daha erken eriştiği halde z metre kadar aşağıdaki sıvı tabakasının basıncı altındaki noktalar daha geç kaynayacaktır. Eğer sıvı, bir de belli bir hızda akıyorsa, sürtünme kayıpları sıvının ortalama basıncını arttıracağından, kaynama daha da gecikecektir. Şekil (5.1).

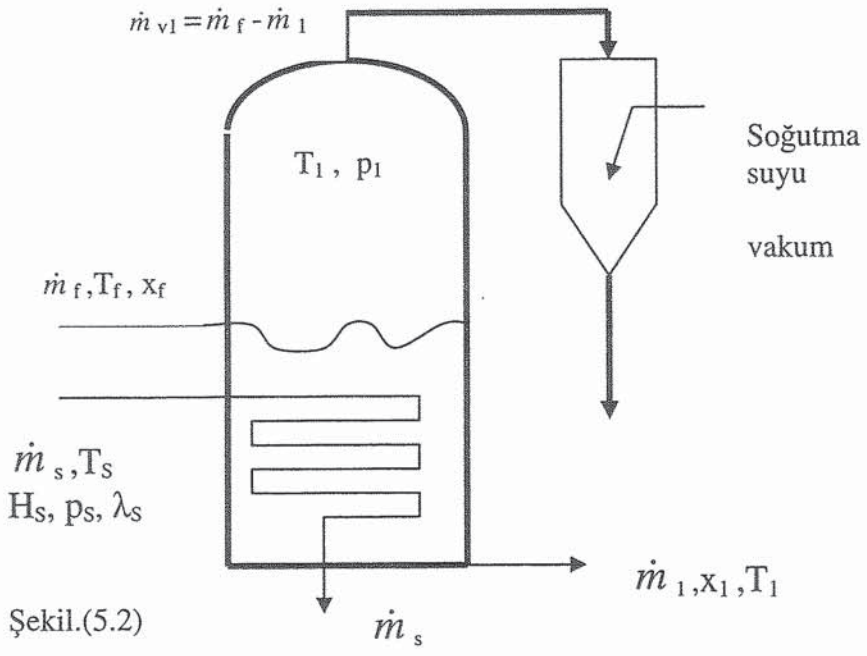


Şekil (5.1) Dühring Diyagramı

Bu Durumda ısıtma buharı ile sıvının kaynadığı sıcaklık arasındaki (ΔT_{yak}) sıcaklık yaklaşımı azalacağından kapasite ve verim düşecek, taze buhar tüketimi artacaktır.

BUHARLAŞTIRICILAR

A. TEK ETKİLİ BUHARLAŞTIRICILAR



Şekil.(5.2)

Entalpi Dengesi:

Şekil (5.2) de bir buharlaştırıcıda bulunan iki ortam görülmektedir:

- Isıtan buhar ortamında: $- q = \dot{m}_s (h_s - H_s) = - \dot{m}_s \lambda_s$

Burada q_s : Buharın verdiği ısı miktarıdır (W ya da Btu/h)

H_s : Buharın giriş entalpisi (J/kg, Btu/lb)

h_s : Buharın yoğuştuktan sonraki entalpisi (J/kg, Btu/lb)

λ_s : Buharın yoğuşma gizli ısısı (J/kg, Btu/lb)

$\dot{m}_s$: Buharın kütlesel akış hızı (kg/s, lb/h)

$\dot{m}_v$: Buharlaşan çözücü (su) kütlesel hızı (kg/s, lb/h)

Buharın verdiği ısının $\dot{m}_s \lambda_s$ çarpımına eşit olması halinde doymuş buhar olarak girip, yoğuşup, aynı sıcaklıkta doymuş sıvı olarak çıkıyor olması gerekir. Bu özel bir durumdur. Genelde ise buharın giriş-çıkış entalpileri arasındaki farkın içinde, sıcaklık değişimlerinin de olması durumunda, hissedilen ısıların da bulunması gerekir.

KONU:5 BUHARLAŞTIRMA

Buharın verdiği ısı, teorik olarak aynen çözelti kesiminde kullanılmalıdır:

-Isınan çözelti ortamında: $q=(\dot{m}_f - \dot{m}_1)H_v - \dot{m}_f h_f + \dot{m}_1 h_1$

Burada, q: Boruların ısıtma ortamından çözeltiye aktarılan ısı (W , Btu/h)

H_v : Buharlaşan sıvının buhar entalpisi (J/kg, Btu/lb)

h_f : Giren besinin (seyreltik çözeltinin) besin sıcaklığındaki entalpisi (J/kg , Btu/lb)

h_1 : Derişik çözeltinin çıkış sıcaklığındaki entalpisi (J/kg , Btu/lb)

Isı kayıpları olmadığında : $-q_s = q$

$\dot{m}_s (H_s - h_s) = (\dot{m}_f - \dot{m}_1)H_v + \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_f h_f$

Özel olarak : $\dot{m}_s \lambda_s = (\dot{m}_f - \dot{m}_1)H_v + \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_f h_f$

Sıvıların ve çözeltilerin entalpileri, çözünme ısısının olmadığı hallerde yalnızca hissedilen enerji içerdiğinden $h = C_p \Delta T$ ile hesaplanabilir.

Örneğin: $h_f = C_f (T_1 - T_f)$

$$q = \dot{m}_s \lambda_s = (\dot{m}_f - \dot{m}_1)H_v + \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_f C_{pf} (T_f - T_1)$$

Örnek (5.1): % 10' luk bir organik kolloid çözeltisi tek etkili bir buharlaştırıcıda % 50'liğe deriştirilecektir. 15 psig basınçta (249° F'de) buhar mevcuttur. Buharlaşma boşluğunda ise basınç 4 in. Hg mutlaktır (absolut). Bu da suyun 125° F'de kaynaması demektir. Buharlaştırıcıya beslenen besin 55 000 l/h' tir. Tüm ısı aktarım katsayısı U = 500 Btu/(ft^2 .h.° F)'tir. Çözeltinin k.n.y (kaynama noktası yükselmesi) ve çözünme ısısı ihmal edilebilir.

a) Besin 125° F'de ise
b) Besin 70° F'de ise
c) Besin 200° F'de ise
   i) Buhar tüketimi nedir?
   ii) Buhar ekonomisi nedir?
   iii) Gerekli ısıtma alanı nedir?

Not: Besin çözeltisinin ısı kapasitesi 0,90 Btu/(lb.° F) ve buharlaşma gizli ısısı suyunkine eş alınabilir. Işımadan olacak ısı kayıplarını ihmal

Çözüm: Hesaplama temeli: 1 saatlik süre

Madde Dengesi:

Tüm madde dengesi: $\dot{m}_f = \dot{m}_v + \dot{m}_1$

Organik kolloid madde dengesi : $0{,}10\ \dot{m}_f = 0{,}5\ \dot{m}_1$

$\dot{m}_f$=55 000 lb/h $\rightarrow$ 0,1 x 55 000 = 0,1 $\dot{m}_1$

$\dot{m}_1$ = 11 000 lb/h

$\dot{m}_v$ = 44 000 lb/h

Enerji Dengesi:

a) Besin 125° F'de:

$\dot{m}_s \lambda_s = \dot{m}_v H_v + \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_f h_f$

Çözeltinin kaynama sıcaklığı 125° F:

$H_v = \dot{m}_v [\ 0{,}9\ (\ 125 - 125) + \lambda\ ]$

Doymuş su buharı tablosundan 125° F'de λ = 1023 Btu

Doymuş su buharı tablosunda 15 psig basınç→ 15 + 14,7 = 29,7 psia →λ_s = 946 Btu/lb

$h_1 = 0{,}9\ (125\text{-}125) = 0$

$h_f = 0{,}9\ (125\ \text{-}125) = 0$

$\dot{m}_s$ x 946 = 44 000 x λ = 44 000 x 1023

i) $\dot{m}_s$ = 1023 /946 = 47 580 lb/h

ii) Ekonomi = 44 000/ 47 580 = 0,925

iii) Isıtma Alanı = q / (Ux ΔT) = (47 580x 946) / [500 (249 -125)]= 725 ft^2

b) Besin 70 ° F de:

$\dot{m}_s \lambda_s = \dot{m}_v H_v + \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_f h_f$

h_1 : 125 ° F'deki ürün çözeltisinin hissedilen ısısı

h_f : 70 ° F'deki besin çözeltisinin hissedilen ısısı.

i) $\dot{m}_s$ x 946 = 44 000[0,9(125-32)+ 1023]+ 11 000x 0,9(125-32)-55 000x0,9(70-32)

= 0,9(125-32)(44 000+11 000)+44 000x1023 – 55 000x 0,9(70-32)

= <u>55 000x0,9(125-70)</u>+ <u>44 000x1023</u>

=Besinin ısınması için gerekli <u>Hissedilen ısı</u> + <u>Gizli ısısı</u>

$\dot{m}_s$ = 50 460 lb/h

ii) Ekonomi = 44 000/ 50 460 = 0,872

iii) Isıtma alanı = (50 460x946) / [500(249-125)] =770 ft^2

c) Besin 200° F de:

$\dot{m}_s$ x946 = 44 000[(125-32)+1023]+ 11 000x0,9(125-32)-55 000x0,9(200-32)

$= 0{,}9(125\text{-}32)(44\,000+11\,000) + 44\,000\text{x}1023 - 0{,}9(200\text{-}32)55\,000$

$=\underline{55\,000\text{x}0{,}9(125\text{-}200)} + \underline{44\,000\text{x}1023}$

=Sıcak giren besinin soğurken Verdiği ısı + Buharın aldığı Gizli ısı

i) $\dot{m}_s = 43\,660$ lb/h

ii) Ekonomi = 44 000/ 43 660 = 1,008 (Besin sıcak olduğundan buhar ekonomisi artmaktadır).

iii) Isıtma Alanı = A= [43 660 x946]/[500(249-125)]= 665 ft^2

Görüldüğü gibi besin soğukken buhar ekonomisi küçülüp ısıtma alanı büyüyor, aksine besin sıcakken ısıtma alanı küçülüp buhar ekonomisi büyüyor.

Örnek (5.2) : Tek etkili bir buharlaştırıcıda saatte 20 000 lb % 20 NaOH çözeltisi kesifleştirilerek % 50 katı maddesi olan bir çözelti elde edilmektedir. Buharın basıncı 20 psig ve buharlaşma ortamındaki mutlak basınç 100 mm Hg.(1,93 $lb_f/in.^2$)'dir. Tüm ısı aktarım katsayısı 250 Btu/(ft^2 h.° F) tahmin edilmekte ve besin 100° F'de girmektedir.

i) Buhar tüketimi nedir?

ii) Buhar Ekonomisi nedir?

iii) Grekli ısıtma alanı nedir?

Çözüm:

Hesap temeli: 1 saatlik süre

Madde Dengesi

Tüm madde dengesi: $\dot{m}_f = \dot{m}_v + \dot{m}_l$

$20\,000 = \dot{m}_v + \dot{m}_l$

NaOH için madde dengesi: $20\,000\text{x}0{,}2 = 0{,}5\ \dot{m}_l$

$\dot{m}_l = 8\,000$ lb/h, $\dot{m}_v = 12\,000$ lb/h

Enerji Dengesi:

$\dot{m}_s \lambda_s = \dot{m}_v H_v + \dot{m}_l h_l - \dot{m}_f h_f$

Isıtma buharı: $p_s = 20 + 14{,}7 = 34{,}7$ psia

Doymuş Buhar Tablosundan $T_s = 259\ ^\circ F \rightarrow \lambda_s = 939$ Btu/lb.

Buharlaşma ortamında P= 1,93 psia → (D.B.T)dan $T_{su} = 124^\circ F$

Fakay çözeltinin derişimi yüksektirve bu da çözeltinin kaynama noktasını yükseltmektedir. Duhring diyagramından x= 0,5 ve T= 124 °F için bakıldığında çözeltinin kaynama sıcaklığı T = 197 °F 'dir.

Mollier Diyagramından : (kızgın su buharı 1,93 psia ve T= 197° F'de) H_v = 1149 Btu/lb

NaOH –Su Derişim-Entalpi Diyagramından: (T=197° F, x = % 50) h_l = 221 Btu/lb

NaOH –Su Derişim-Entalpi Diyagramından: (T= 100 °F, x_f = % 20) h_f = 55 Btu/lb

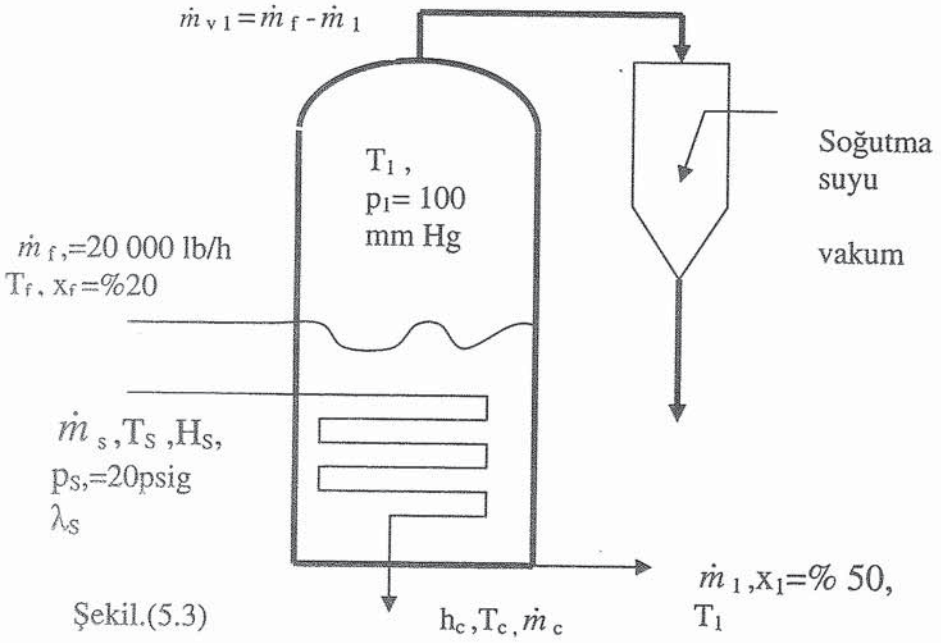
Şekil (6.4) NaOH –Su Derişim-Entalpi Diyagramıdır.

$\dot{m}_s$ x939 = 12 000x1149 + 8 00x221 – 20 000x55 = 14 456 000 Btu/h

i) $\dot{m}_s$ = 14 456 000 / 939 = 15 400 lb/h.

ii) Ekonomi = 12 000 / 15 400 = 0,78

iii) Isıtma Alanı = 14 456 000/ [250 (259-197)]= 930 ft^2



Şekil.(5.3)

Eğer Mollier Diyagramından okunan buhar entalpisi yerine buharlaşma koşullarındaki sıcaklık ve basınç için Doymuş su buharının entalpisi alınsa idi, örneğin T= 197° F de H_v = 1144 Btu/lb olurdu.

i) $\dot{m}_s$ = 14 396 000/ 939 = 15 331,2 lb/h

iii) A = 14 396 000/[250(259-197)] = 928,8 ft^2

Bu iki durum kıyaslandığına ikinci durumun hata % si: [(930-928,8)100/930]=% 0,13 olurdu.

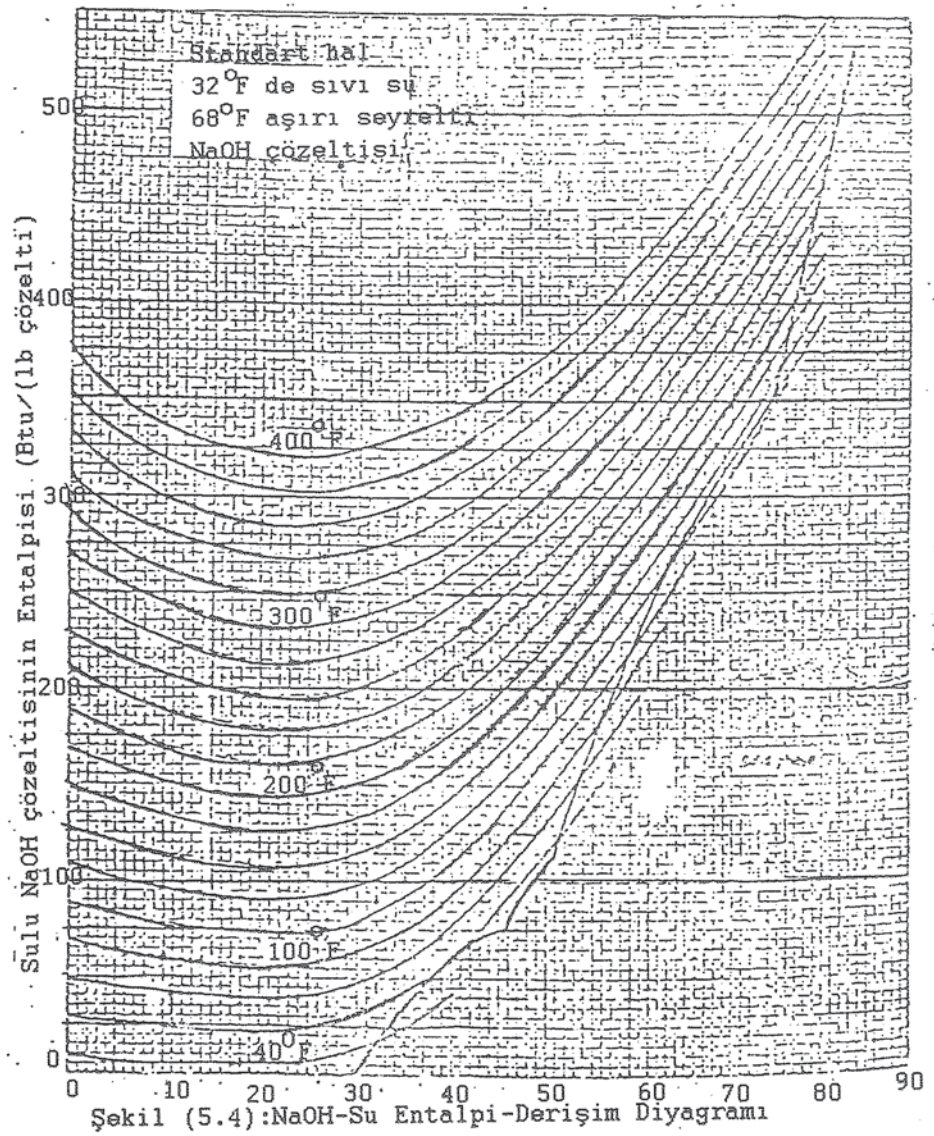
Diğer taraftan: P=1,93 psia da H_v = 1115 Btu/lb

i) $\dot{m}_s$ = 14 048 000 / 939 = 14 960,6 lb/h

iii) A = 14 048 000/[250(259-197)]= 906 ft^2

Hata % si = (930-906)100 / 930 = % 2,58

Görülüyor ki Mollier Diyagramı olmadığı zaman sıcaklığı temel alarak doymuş buhar tablosundan yararlanmak oldukça az bir hata getirirken basınç temel alındığında ~% 3 gibi biraz daha büyük bir hata getirmektedir.

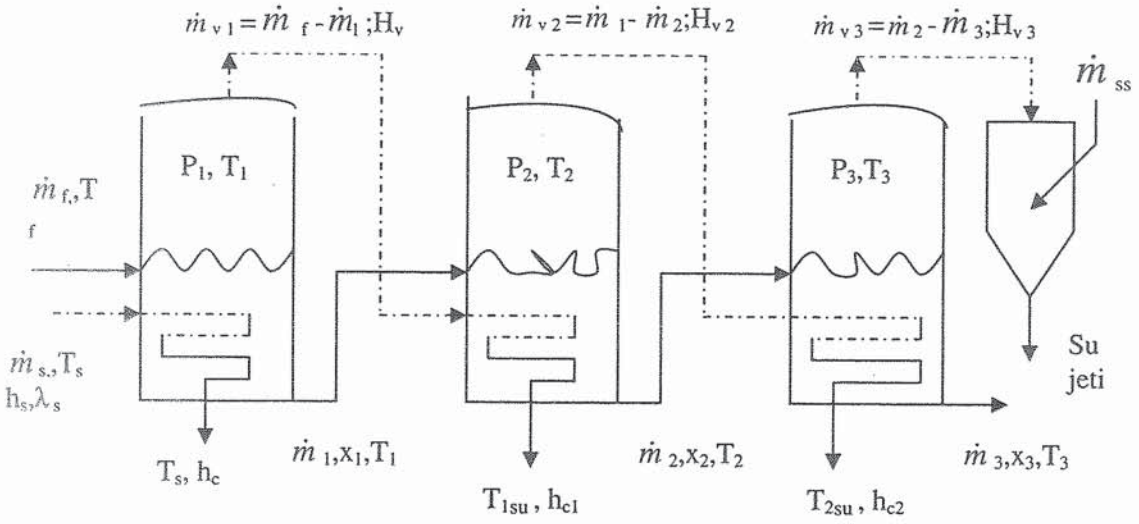


Şekil (5.4):NaOH-Su Entalpi-Derişim Diyagramı

Şekil (5.4) :NaOH-Su Entalpi-Derişim Diyagramı (NaOH ağırlık % leri)

B.ÇOK KATLI ETKİLİ BUHARLAŞTIRICILAR

Esas amaç buhar ekonomisini arttırmak, kısım kısım buharlaştırılan çözeltinin kendi buharı ile ısıtılmasını sağlayarak taze buhar tüketimini düşürmektir. Şekil (5.5) de uygulanan basınçlar ve buna bağlı olarak ortaya çıkan kaynama sıcaklıkları: $P_1 > P_2 > P_3$; $T_1 > T_2 > T_3$ dür.



Şekil(5.5):Üç etkili buharlaştırıcı

Yaklaşık olarak q_1, q_2, q_3 ..... eşit olduğundan $U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 = U_3 A_3 \Delta T_3$ dür.

Pratik uygulamalarda bütün buharlaştırıcılarda ısıtma alanı eşit olarak imal edilir. Bu da imalat kolaylığı ve kazanç getirir.

$q_1 = q_2 = q_3$ .....

$q/A = U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2 = U_3 \Delta T_3 =$ .....

Buradan da çıkan sonuca göre sıcaklık farkları, ısı aktarım katsayılarının tersi (ya da dirençler) ile orantılıdır.

Örnek (5.3): Üç etkili bir buharlaştırıcı sisteminde Kaynama Noktası Yükselmesi (K.N.Y)'si fazla olmayan bir çözelti kesifleştirilecektir. I. Buharlaştırıcıya giren buhar 227° F'de, so buharlaştırıcıdaki kaynama noktası 125° F, tüm ısı aktarım katsayıları 1.den

başlayarak sıra ile 500, 400 ve 200 Btu/(ft^2 h.$^\circ$ F)'dir. I. Ve II. etkilerde sıcaklıklar nelerdir?

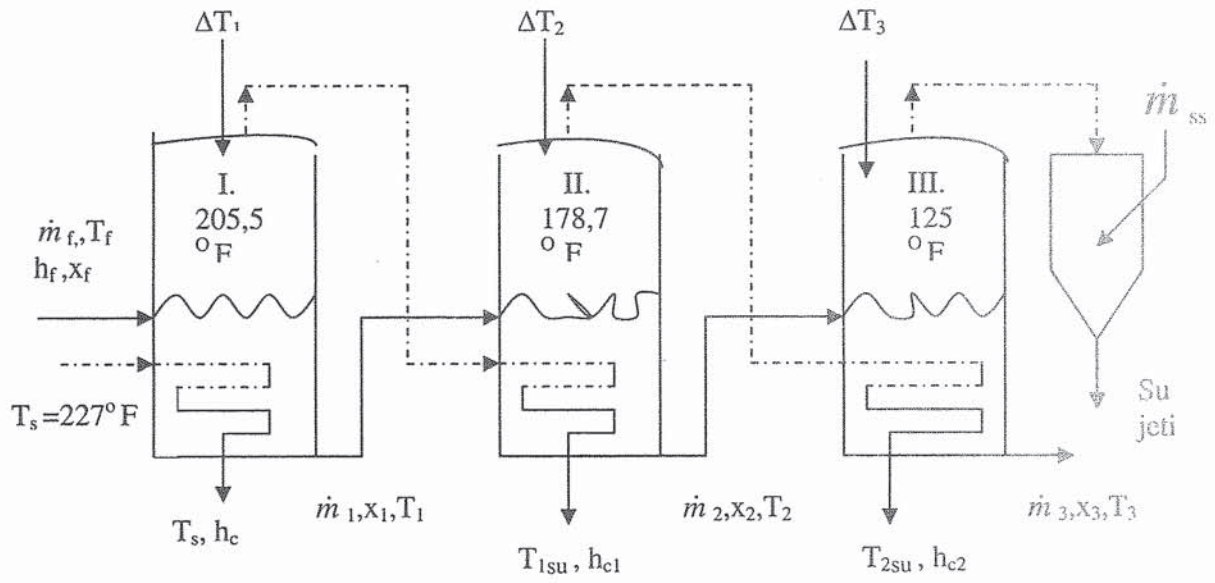
Çözüm:

Toplam sıcaklık düşüşü: 227-125 = 102 $^\circ$F

$$\Delta T_1 = 102\frac{(1/500)}{[(1/500)+(1/400)+(1/200)]} = 21{,}5^\circ F$$

$$\Delta T_2 = 102\frac{(1/400)}{[(1/500)+(1/400)+(1/200)]} = 26{,}8^\circ F$$

$$\Delta T_3 = 102\frac{(1/200)}{[(1/500)+(1/400)+(1/200)]} = 53{,}7^\circ F$$



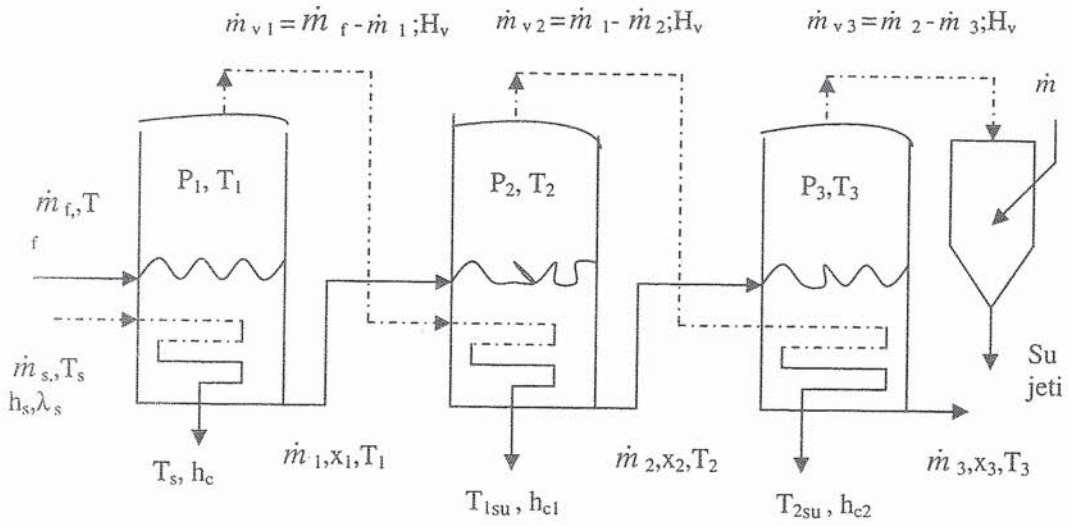
Sekil(5.6):Üc etkili buharlastırıcı

Sonuç olarak : I. Etkide kaynama sıcaklığı T_1 = 205,5 $^\circ$F

II. Etkide kaynama sıcaklığı T_2 = 178,7°F çıkar.

C. ÇOK ETKİLİ BUHARLAŞTIRICILARDA BESLEME ÇEŞİTLERİ:

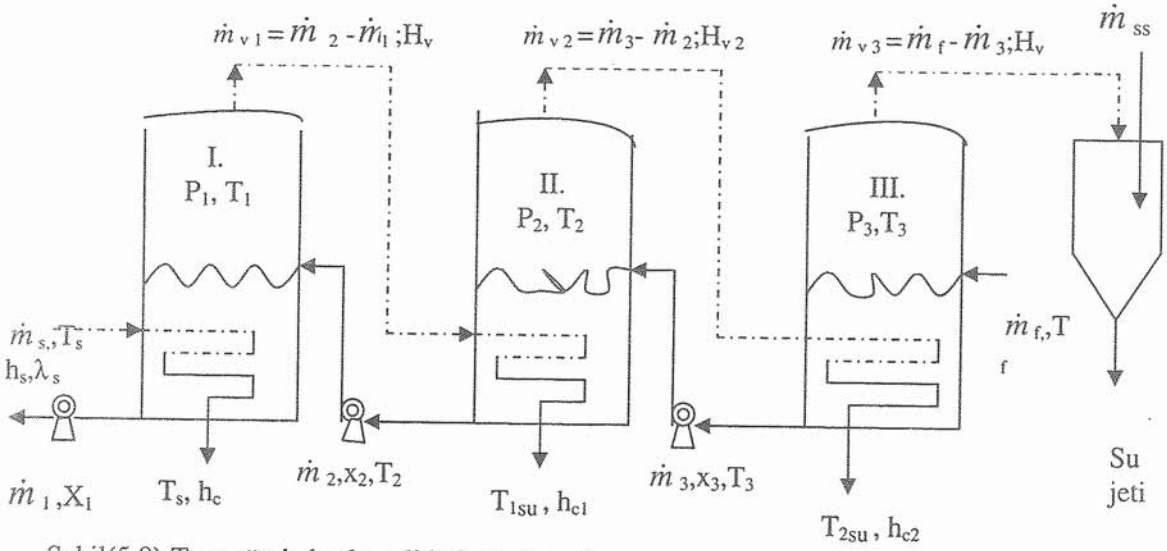
1. İleri Yönde Besleme. Besin ve buhar aynı yönde ilerler. Vakum, son buharlaştırıcıya



Şekil(5.7):Üç etkili buharlaştırıcı

uygulanır. Koyulaşan sıvının bir buharlaştırıcıdan diğerine akması çok kolay ve doğal bir şekilde oluşur zira akış ilerledikçe vakum etkisi kendini daha kuvvetle göstermektedir.(Şekil (5.6)).

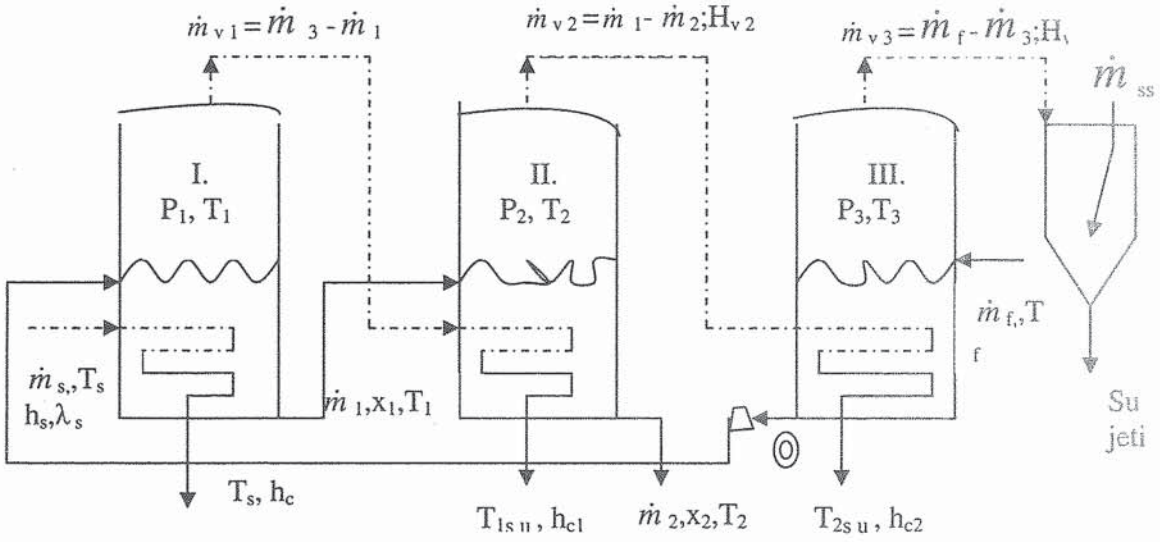
2. Ters Yönde Besleme: Sulu besin son buharlaştırıcıya verilir. Vakum da son buharlaştırıcıya uygulanır. Sulu besin daha düşük basınçtan çıkıp daha yüksek basınca doğru akmak zorunda olduğundan pompa gücüne gereksinim vardır.Şekil (5.8)



Şekil(5.8):Ters yönde beslemeli buharlaştırıcılar

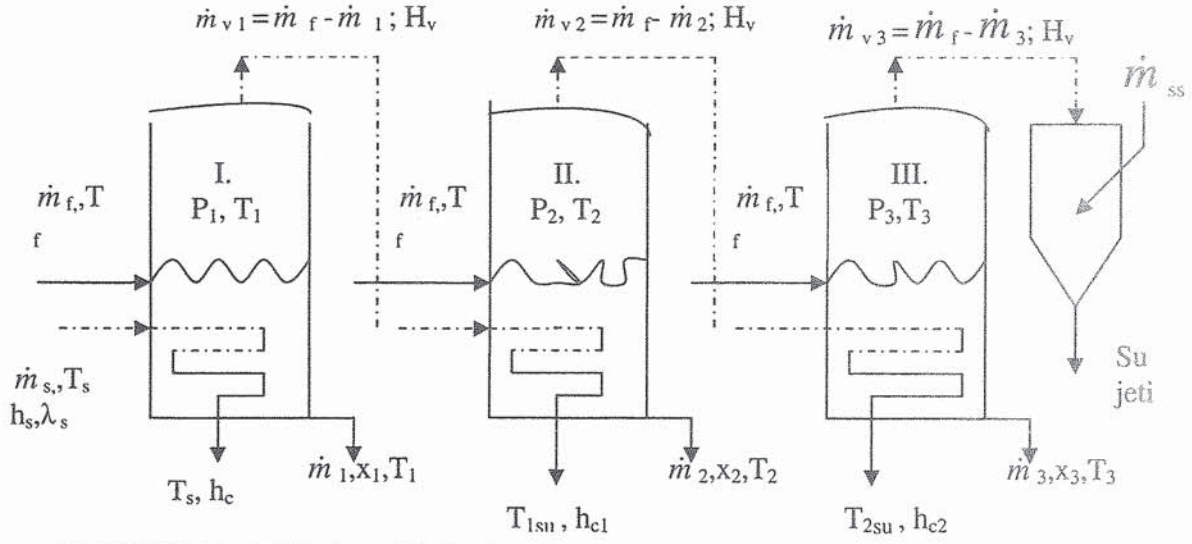
Burada kıvamlı çözelti viskoz olduğundan kapasite daha fazladır ve besin soğuk verildiğinde de buhar ekonimisi daha fazladır.

3. Karışık Besleme: Şekil(5.9)



Şekil(5.9):Karışık beslemeli buharlaştırıcılar

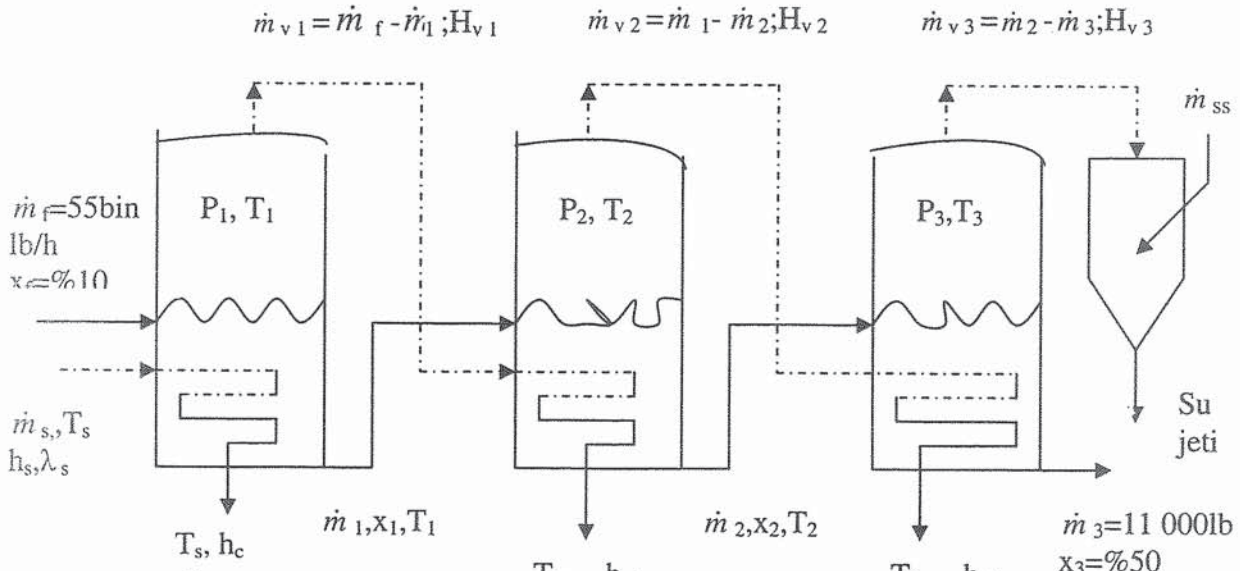
4.Paralel Besleme : Şekil (5.10)



Şekil(5.10):Paralel Beslemeli buharlaştırıcı

Örnek (5.4): Kaynama Noktası Yükselmesi ihmal edilebilen, % 10 katı madde taşıyan bir çözelti ileri yönde besleme ile üç etkili buharlaştırıcıda % 50 'liğe deriştirilecektir. 15 psig

ve 249° F de buhar kullanılacak ve son etkide 4 in. Hg basıncı olacaktır. Bu da kaynamanın 125° F de olmasını gerektirir. Besin 70° F de ve 55 000 lb/h hızda giriyor. Çözeltinin bütün derişimleri için ısınma ısısı 1 Btu/(lb° F)'dir. Tüm ısı aktarım katsayıları I. 'den başlayarak sıra ile 550, 350 ve 200 Btu/(ft² h.° F) tahmin edilmektedir. Her etkide



Şekil(5.11):Örnek(5.4)

Isınma yüzeyi aynıdır.

a) Isınma yüzeyini hesaplayın.

b) Buhar tüketimi nedir?

c) Sıcaklıkların dağılımı nasıldır?

d)Tüm Buhar Ekonomisi ve tek tek her etkinin Buhar Ekonomileri nelerdir?

Çözüm: Şekil (5.11)

Temel:1 saatlik süre

$$X_3 = \frac{\dot{m}_f x X_f}{X_3} = \frac{55000x0{,}10}{0{,}50} = 11000$$

Buharlaşan su: 55 000-11 000=44 000 lb.

Bilindiği gibi:

$\dot{m}_s$: Buharın kütlesel akış hızı

$\dot{m}_f$: Besinin kütlesel hızı

$\dot{m}_1$, $\dot{m}_2$, $\dot{m}_3$: sıra ile I.,II.,III. Buharlaştırıcılardan çıkan sıvıların kütlesel akış hızlarıdır.

$$q_1 = \dot{m}_s\lambda_s = (\dot{m}_f - \dot{m}_1)\lambda_1 + \dot{m}_f C_{pf}(T_1 - T_f)$$
$$q_2 = (\dot{m}_f - \dot{m}_1)\lambda_1 = (\dot{m}_1 - \dot{m}_2)\lambda_2 + \dot{m}_1 C_{p1}(T_2 - T_1)$$
$$q_3 = (\dot{m}_1 - \dot{m}_2)\lambda_2 = (\dot{m}_2 - \dot{m}_3)\lambda_3 + \dot{m}_2 C_{p2}(T_3 - T_2)$$

Toplam $\Delta T = 249 - 125 = 124^\circ F$

Bu sıcaklık farkının üç ünite arasında bir ön yaklaşım ile dağıtılması, sonra da bu dağıtımın doğru olup olmadığının enerji dengeleri ile sağlanması gerekir. Ön tahmini yaparken göz önüne alınması gereken noktalar:

1. Madde yükü fazla olanın toplam sıcaklık düşüşünden daha büyük pay alması gerekir.
2. Son etkide sıcaklık düşüşü büyük olmalıdır zira orada ısı aktarım katsayısı küçüktür.

Buna göre ısıtma yükü daha fazla olduğundan I.'nin ΔT sıcaklık düşüşü II.'den daha büyük olmalıdır.

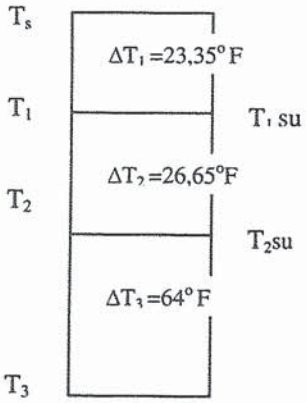
a) İlk yaklaşımda tüm ısı aktarım katsayılarının sıcaklık farklarına olan etkisi göz önüne alınsın:

$$\frac{1}{550} + \frac{1}{350} + \frac{1}{200} = 0{,}00182 + 0{,}00286 + 0{,}005 = 0{,}00968$$

$$\Delta T_1 = \frac{0{,}00182}{0{,}00968} x124 = 23{,}35^\circ F$$

$$\Delta T_2 = \frac{0{,}00286}{0{,}00968} x124 = 36{,}65^\circ F$$

$$\Delta T_3 = \frac{0{,}005}{0{,}00968} x124 = 64^\circ F$$



Şekil (5.12)

Şimdi de ısıtma yükünün fazlalığı dikkate alınarak bazı düzeltmeler yapılsın:

$\Delta T_1 = 38\,^\circ F$; $\Delta T_2 = 33\,^\circ F$; $\Delta T_3 = 53^\circ F$ alınırsa;

Buhar : $P_s = 15$ psig + 14,7 = 29,7 psia ; $T_s = 249^\circ F$; $\lambda_s = 946$ Btu/lb

I. Etkide: Besin: $T_f = 70^\circ F$; Ürün: $T_1 = T_s - \Delta T_1 = 249 - 38 = 211^\circ F$; $\lambda_1 = 971$ Btu/lb

II. Etkide: Buhar Girişi: $T_1 = 211^\circ F$; Ürün: $T_2 = T_1 - \Delta T_2 = 211 - 33 = 178^\circ F$; $\lambda_2 = 991$ Btu/lb

III. Etkide: Buhar Grişi: $T_2 = 178^0 F$; Ürün: $T_3 = T_2 - \Delta T_3 = 178 - 53 = 125^\circ F$; $\lambda_3 = 1022$ Btu/lb

$\dot{m}_f = 55\,000$ lb/h , $\dot{m}_3 = 11\,000$ lb/h

I. Etkide:
$$q_1 = \dot{m}_s \lambda_s = (\dot{m}_f - \dot{m}_1)\lambda_1 + \dot{m}_f C_{pf}(T_1 - T_f)$$
$$q_1 = 946\dot{m}_s = 971(55000 - \dot{m}_1) + 55000(211 - 70)$$

II. Etkide: $q_2 = 971(55000 - \dot{m}_1) = 991(\dot{m}_1 - \dot{m}_2) + (178 - 211)\dot{m}_1$

III. Etkide: $q_3 = 991(\dot{m}_1 - \dot{m}_2) = 1022(\dot{m}_3 - 11000) + (125 - 178)\dot{m}_2$

Son iki bağıntıdan $\dot{m}_1 = 41380$ lb/h , $\dot{m}_2 = 26660$ lb/h

I. bağıntıdan ise $\dot{m}_s = 22180$ lb/h

$q_1 = 946 \times 22180 = 20\,980\,000$ Btu/h

$q_2 = 971(55\,000 - 41\,380) = 13\,225\,000$ Btu/h

$q_3 = 991(41\,380 - 26\,660) = 14\,588\,000$ Btu/h

$$A_1 = \frac{20980000}{38x550} = 1004\ ft^2 ; \quad A_2 = \frac{13225000}{33x350} = 1145\ ft^2 ; \quad A_3 = \frac{14588000}{53x200} = 1375\ ft^2$$

A(ortalama)= 1175 ft^2

Isıtma alanlarının eşit olabilmesi için ΔT tahminleri yenilenir:

$\Delta T_1 = 32\,^\circ F$; $\Delta T_2 = 31\,^\circ F$; $\Delta T_3 = 61^\circ F$ alınırsa

Su buharı: $P_s = 15$ psig + 14,7 = 29,7 psia ; $T_s = 249^\circ F$; $\lambda_s = 946$ Btu/lb

I. Etkide: Besin: $T_f = 70^\circ F$; Ürün: $T_1 = T_s - \Delta T_1 = 249 - 32 = 217^\circ F$; $\lambda_1 = 967$ Btu/lb

II. Etkide: Buhar Girişi: $T_1 = 217^\circ F$; Ürün: $T_2 = T_1 - \Delta T_2 = 211 - 31 = 166^\circ F$; $\lambda_2 = 987$ Btu/lb

III. Etkide: Buhar Grişi: $T_2 = 186^0 F$; Ürün: $T_3 = T_2 - \Delta T_3 = 178 - 61 = 125^\circ F$; $\lambda_3 = 1022$ Btu/lb

I. Etkide:
$$q_1 = \dot{m}_s \lambda_s = (\dot{m}_f - \dot{m}_1)\lambda_1 + \dot{m}_f C_{pf}(T_1 - T_f)$$
$$q_1 = 946\dot{m}_s = 971(55000 - \dot{m}_1) + 55000(211 - 70)$$

II. Etkide: $q_2 = 967(55000 - \dot{m}_1) = 967(\dot{m}_1 - \dot{m}_2) + (186 - 217)\dot{m}_1$

II. Etkide: $q_3 = 987(\dot{m}_1 - \dot{m}_2) = 1022(\dot{m}_3 - 11000) + (125-186)\dot{m}_2$

b) $\dot{m}_s = 22\,470$ lb/h , $\dot{m}_1 = 41\,320$ lb/h , $\dot{m}_2 = 26\,720$ lb/h

c) $q_1 = 21\,256\,000$ Btu/h, $q_2 = 13\,171\,000$ Btu/h, $q_3 = 14\,469\,000$ Btu/h

$A_1 = 1205$ ft^2, $A_2 = 1214$ ft^2, $A_3 = 1185$ ft^2; A(ortalama)= 1202 ft^2

Bu yaklaşım kabul edilebilir yeterliliktedir.

d) Buhar Ekonomileri: ..

$$B.E_1 = \frac{55000-41380}{22470} = 0{,}606 \frac{lb.sivı buharlasir}{lb.buhar tükenir}$$

$$B.E_2 = \frac{41380-26720}{55000-41380} = 1{,}076 \frac{lb.sivı buharlasir}{lb.buhar tükenir}$$

$$B.E_3 = \frac{26720-11000}{41380-26720} = 1{,}072 \frac{lb.sivı buharlasir}{lb.buhar tükenir}$$

$$T.B.E = \frac{55000-11000}{22470} = 1{,}96 \frac{lb.sivı buharlasir}{lb.buhar tükenir}$$

Örnek (5.5): İleri yönde beslemeli iki etkili bir buharlaştırıcı sistemine 75° F'de 80 000 lb/h % 5 şekerli su girmekte ve suyu uçurularak deriştirilmektedir. I. etkide giren çözeltinin % 40'ı buharlaştırılırken II. etkide, II. etkiye giren çözeltinin % 60'ı buharlaştırılmaktadır. İlk birimi ısıtmak için 40 psig basınçta doymuş buhar kullanılmakta ve etkin sıcaklık farkı I. etkide 30° F, II. etkide 20° F olmaktadır. Çözeltinin bütün derişimlerinde ısı kapasitesi 0,80 Btu/lb 'dur. NaOH-Su Dühring diyagramı aynen kullanılabilir.

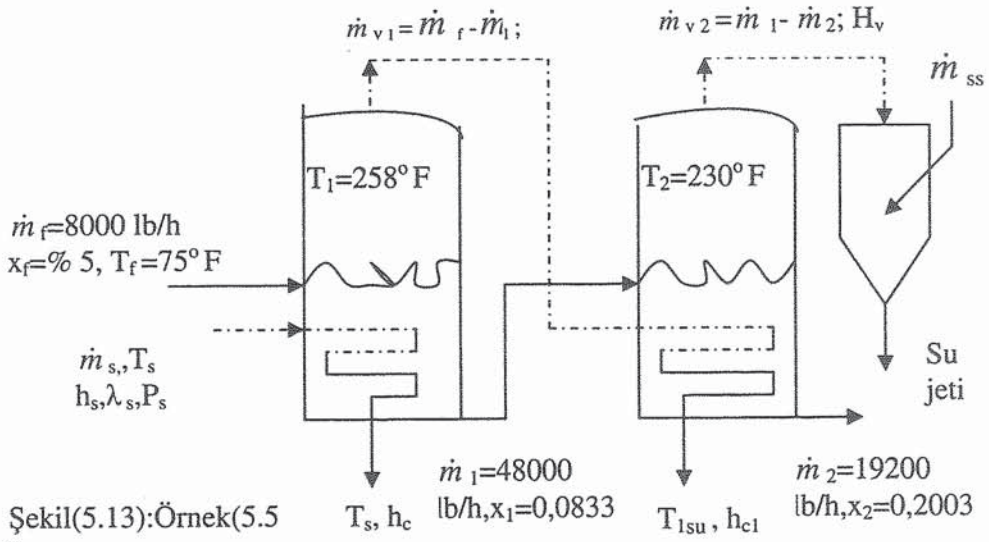
a) Bütün akımların miktar, derişim ve sıcaklıkları nelerdir?

b) Sıcaklık diyagramı, birimlerdeki vakumların şiddeti, buharın özellikleri ve T.B.E.?

Çözüm: Şekil (5.13)

$\dot{m}_{v1} = 0{,}4\ \dot{m}_f$; $\dot{m}_{v2} = 0{,}6\ \dot{m}_1$: $\Delta T_1 = 30°F$; $\Delta T_2 = 20°F$

Temel: 80 000 lb/h besin



Şekil(5.13):Örnek(5.

a) $\dot{m}_1 = 80\,000 \times 0,6 = 48\,000$ lb/h

$\dot{m}_{v1} = 80\,000 \times 0,4 = 32\,000$ lb/h

$$X_1 = \frac{80000x0,05}{48000} = 0,0833$$

$\dot{m}_2 = 48\,000x\ 0,4 = 19\,200$ lb/h

$\dot{m}_{v2} = 48\,000 \times 0,6 = 28\,800$ lb/h

$$X_2 = \frac{80000x0,05}{19200} = 0,2003$$

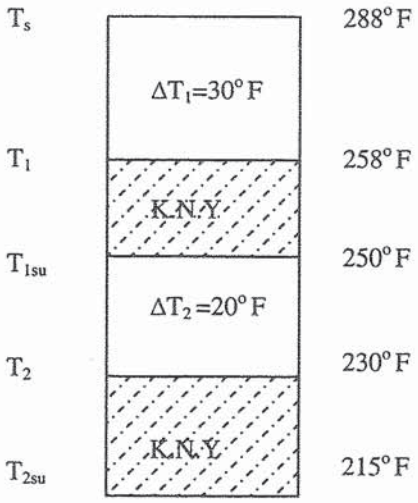
$P_s = 40+14,7=54,7$ psia $\rightarrow$(D.B.T.)'dan $T_s = 288°$ F ; $\lambda_s = 919$ Btu/lb

$T_1 = T_S - \Delta T_1 = 288 - 30 = 258°$ F, $X_1 = \%\ 8,33$ $\xrightarrow{\text{D.D'den}}$ $T_{1su} = 250°$ F $\xrightarrow{\text{D.B.T'dan}}$ $P_1 = 29,825$psia yüksek basınç

$T_2 = T_{1su} - \Delta T_2 = 250-20 = 230°$ F, $X_2 = \%\ 20,83$ $\xrightarrow{\text{D.D'den}}$ $T_{2su} = 215°$ F $\xrightarrow{\text{D.B.T'den}}$ $P_2 = 15,5$ psia Yüksek basınç

b) $\dot{m}_s\ \lambda_s = \dot{m}_s\ 919 = 48\,000x0,80\ (258-32) + 32\,000x1166 - 80\,000x0,80(75-32)$

$$\dot{m}_s = 47049 lb/h;\ T.B.E = \frac{\dot{m}_{v1}+\dot{m}_{v2}}{\dot{m}_s} = \frac{32000+28800}{47049} = 1,29$$



Sekil (5.14):Örnek (5.5)

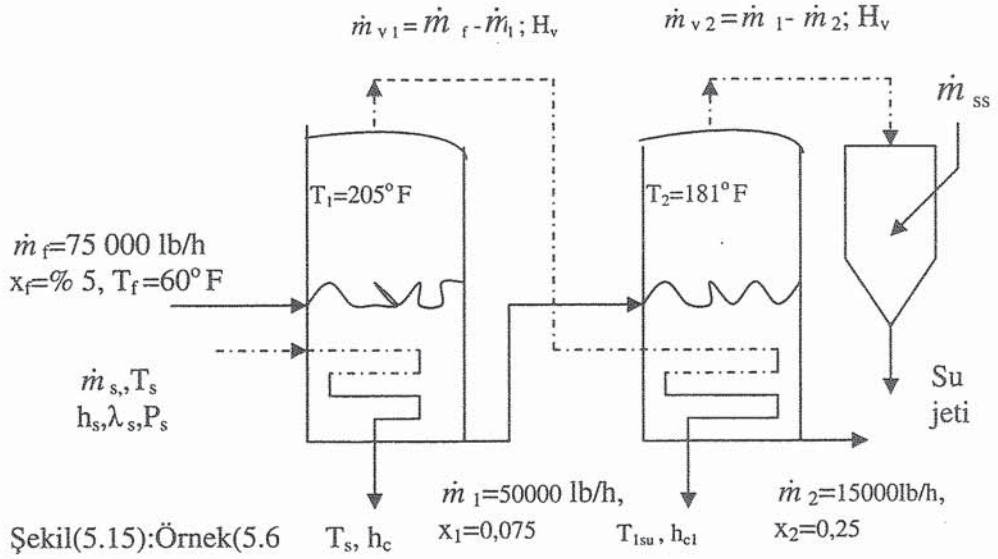
Örnek (5.6): İleri yönde beslemeli, iki etkili bir buharlaştırıcı sistemine 60° F'de giren % 5 $NaNO_3$ çözeltisinin suyu uçurularak saatte 15 000 lb % 25 lik $NaNO_3$ elde edilmektedir. II. birimde etkin sıcaklık farkı 20° F dir. Birinci etkiyi 50 psig. basınçta doymuş buhar ısıtırken aynı etkide buharlaşma ortam basıncı 12 psia'dır. Çözeltinin bütün derişimleri için ısı kapasitesi 10,93 Btu/(lb° F)'dir. NaOH için kullanılan Dühring diyagramı aynen kullanılabilir.

a) Bütün akımların miktar ve derişimleri nedir?

b) Bütün akımların sıcaklıkları ve tüm buhar ekonomisi nedir?

c) Sıcaklık diyagramı ve ikinci etkideki vakumun şiddeti nedir?

Çözüm: Şekil (5.15) Temel: 15 000 lb/h % 25 $NaNO_3$ son ürün



Şekil(5.15):Örnek(5.6

a) $\dot{m}_1 = 0{,}7\ \dot{m}_1 + 15\,000$; $0{,}3\ \dot{m}_1 = 15\,000$; $\dot{m}_1 = 50\,000$ lb/h; $\dot{m}_{v2}$=50 000x0,7= 35 000 lb/h

$\dot{m}_f$= 15 000x 0,25/0,05= 75 000 lb/h ; X_1 = 15 000x0,25 / 50 000= 0,075;

$\dot{m}_{v1}$= 75 000-50 000 = 25 000 lb/h

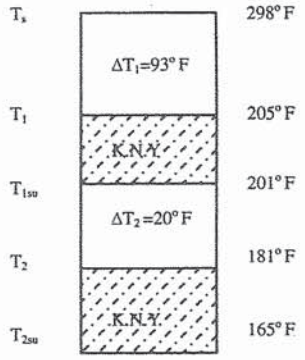
b) P_s = 50+14,7=64,7 psia →(D.B.T.)'dan T_s=296° F ; λ_s = 912 Btu/lb

P_1 = 12 psia → (D.B.T'dan) T_{1su}=201° F, X_1=% 7,5 → (D.D'den) T_1=205° F, ΔT_2=20° F

$T_2=T_{1su}-\Delta T_2$= 201-20=181° F, X_2=% 25 → (D.D'den) T_{2su}=165° F → (D.B.T'den) P_2=5,335 psia

II.etkide vakum şiddeti = 14,7 – 5,335 = 9,365 psia

Sıcaklık diyagramı Şekil (5.15) de görülmektedir:



Sekil (5.16):Örnek (5.6)

Entalpi diyagramından 205° F'de % 25 lik çözeltinin entalpisi = 1148 Btu/lb

$\dot{m}_s$ x912= 50 000 x 0,93 (205 -32) + 25 000x 1148 – 75 000x 0,93 (60 -32)= 26 791 500

$\dot{m}_s$ = 29 376,64 lb/h ; $T.B.E = \frac{\dot{m}_{v1} + \dot{m}_{v2}}{\dot{m}_s} = \frac{25000 + 35000}{29376,64} = 2,04$

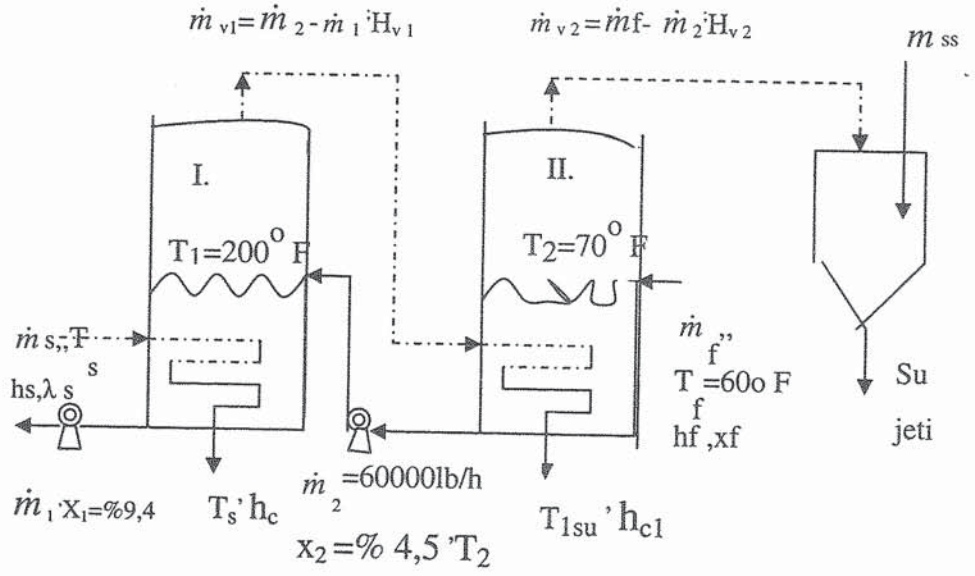
Örnek (5.7): Çift etkili bir buharlaştırıcı sistemine 60° F'de giren tuzlu su iki ünite arasında 60 000 lb/h hız ve % 4,5 derişimde, son üniteden çıkışta ise % 9,4 derişimde olmaktadır. Ters akımlı çalışan sistemde T_2 = 70° F ve B.E II = 0,958, T_1 = 200° F, T.B.E= 1,54 dür.

a) Bütün akımların miktar ve derişimleri nedir?

b) Sıcaklık diyagramı, basınçlar ve kullanılan buharın miktar ve özellikleri nelerdir?

(Not: NaOH-Su için eldeki diyagramlardan aynen yararlanılabilir)

Çözüm: Şekil (5.17) Temel: 60 000 lb/h besin



Şekil(5.17):Örnek (5.7)'deki Ters yönde beslemeli

a) $\dot{m}_1$ = (60 000x 0,045)/ 0,094 = 28 723,4 lb/h

$\dot{m}_{v1} = \dot{m}_2 - \dot{m}_1$ = 60 000 -28 723,4 = 31 276,6 lb/h

B.E II = 0,958 = $\dot{m}_{v2}$/ $\dot{m}_{v1} = \dot{m}_{v2}$/ 31 276,6 → $\dot{m}_{v2}$ = 29 962,98 lb/h

$\dot{m}_f = \dot{m}_2 + \dot{m}_{v2}$ = 60 000 + 29 982,98 = 89 962,98 lb/h; X_f = (60 000x 0,045)/89 962,98= 0,03

$$T.B.E. = 1{,}54 = \frac{\dot{m}_{v1} + \dot{m}_{v2}}{\dot{m}_s} = \frac{31276{,}6 + 29962{,}98}{\dot{m}_s} = \frac{61239{,}58}{\dot{m}_s};\ \dot{m}_s = 39765{,}9\ lb/h$$

b) $T_1 = 200^\circ F$, $X_1 = \%\ 9{,}4$ $\xrightarrow{D.D}$ $T_{1su} = 195^\circ F$; $H_{v1} = 1145{,}9$Btu/lb; Entalpi-Derişim:$h_1 = 153$Btu/lb

D.B.T ↓ $T_1 = 200^\circ F$ $X_1 = \%9{,}4$

$P_1 = 10{,}5$ psia $T_1 = 200^\circ F$

$T_2 = 70^\circ F$, $X_2 = \%\ 4{,}5$ $\xrightarrow{D.D}$ $T_{2su} = 65^\circ F$; Entalpi-Derişim:$h_2 = 37$ Btu/lb

D.B.T ↓ $X_2 = \%4{,}5$

$P_2 = 0{,}3056$ psia $T_2 = 70^\circ F$

$\dot{m}_s\lambda_s = \dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_{v1} H_{v1} - \dot{m}_2 h_2$; $39765{,}9x\lambda_s = 28723{,}4x153 + 31276{,}6x1145{,}9 - 60000x37 =$

$33765{,}9x\lambda_s = 4394680{,}2 + 35839855 - 2220000 = 38014535$; $\lambda_s = 955{,}96\ Btu/lb$; $P_S = 23 psia, T_s =$

T_s T_1 T_{1su} T_2 T_{2su}

ΔT_1	K.N.Y_1	ΔT_2	K.N.Y_2

$230^\circ F$ $200^\circ F$ $195^\circ F$ $70^\circ F$ $65^\circ F$

Şekil (5.18):Örnek (5.7)'deki sıcaklık diyagramı

EK-1BİRİMLER ve BİRİM SİSTEMLERİ

Fiziksel Özellikler	Boyutların Sembolleri	B i r i m cgs	S i s t e m l e r i fps	mks	SI
Uzunluk	L	cm	ft, in	m	m
Kütle	M	g	lb	kg	kg
Zaman	t	s	s, h	h	s
Kuvvet	$F=MLt^{-2}$	dyne	lb_f	kp	N
Basınç ⊥ ya da Kayma gerilimi ⇒	$P=FL^{-2}$ $\tau = FL^{-2}$	bar, $dyne/cm^2$ "	lb_f/in^2 lb_f/ft^2 "	atm, kp/m^2 "	$Pa=N/m^2$ "
Çizgisel hız	Lt^{-1}	cm/s	ft/h, in/s	m/h,km/h	m/s
Alan	L^2	cm^2	in^2, ft^2	m^2	m^2
Hacim	L^3	cm^3, l	in^3, ft^3	m^3	m^3
Yoğunluk	M/L^3	g/cm^3	lb/ft^3	kg/m^3	kg/m^3
Hacimsel hız	L^3/t	cm^3/s, l/s	ft^3/h	m^3/h	m^3/s
Kütlesel hız	M/t	g/s	lb/s	kg/h	kg/s
Kütlesel akı	$G=M/(L^2 t)$	$g/(cm^2 s)$	$lb/(ft^2 s)$	$kg/(m^2 h)$	$kg/(m^2 s)$
İvme	$a=L/t^2$	cm/s^2	ft/s^2	m/s^2	m/s^2
Viskozite	$\mu = M/(Lt)$ $= Ft/(L^2)$	g/(cm.s), cp	lb/(ft.s)	kg/(mh)	Pa.s
Kinematik viskozite	$\eta=\mu/\rho=L^2/t$	cm^2/s	in^2/s, ft^2/s	m^2/h	m^2/s
Sıcaklık	T	°C	°F , R	°C ,K	K
Enerji: İş Isı	$W=FL$ $Q=MC\Delta T$	erg cal	$ft.lb_f$ Btu	kp.m kcal	J=N.m J
Güç: İş'in Isının	$\dot{W}=FLt^{-1}$ $q=Q/t$	erg/s cal/s	$ft.lb_f/s$ Btu/h	kp.m/s, hp kcal/h	W W
Isı kapasitesi	$C=\frac{Q}{M.\Delta T}$	cal/(g °Cdif)	Btu/(lb.°Fdif)	kcal/ (kgKdif)	J/(kgKdif)
Isı akış hızı	q=Q/t	cal/s	Btu/h	kcal/h	W
Isıl iletkenlik katsayısı	$k=\frac{Q}{t.\Delta L.\Delta T}$	$\frac{cal}{cm.s.^oCdif.}$	$\frac{Btu}{ft.h.^oRdif}$	$\frac{kcal}{m.h.\ Kdif}$	$\frac{W}{m\ K\ dif}$
Isı aktarım (film) katsayısı	$h=\frac{Q}{L^2.t.\Delta T}$	$\frac{cal}{cm^2.s.^oCdif}$	$\frac{Btu}{ft^2.h.^oRdif}$	$\frac{kcal}{m^2.h.Kdif}$	$\frac{W}{m^2.Kdif}$

BAZI BİRİMSİZ SAYILAR

Sherwood Sayısı : $Sh=(k_{kütle} D/ D_v)$
Schmidt Sayısı : $Sc = \mu/ (D_v .\rho.)$
Eckert Sayısı : $Ec = u_\infty^2 /[C_p (T_\infty - T_w)]$
Fourier Sayısı : $Fo=(\alpha.t_T/s^2)$
Froude Sayısı : $Fr = u^2/(g.L$
Graetz Sayısı : $Gz = [\dot{m} C_p/(kL)]$
Grashof Sayısı : $Gr = (L^3 \rho^2 \beta \Delta T/\mu^2)$
Mach Sayısı : $Ma = (u/u_{ses})$
Nusselt Sayısı : $Nu = (hD/k)$
Peclet Sayısı : $Pe = Re.Pr$
Prandtl Sayısı : $Pr =(C_p \mu/k_{ısı})$
Rayleigh Sayısı : $Ra = Gr.Pr$
Reynolds Sayısı : $Re =(Du\rho/\mu)$

EK-2

ÇEVİRME ÇARPANLARI:

Uzunluk: 1 ft.= 12 in. = 30,48 cm
1 in. = 2, 54 cm
1 mile = 1609 m

Alan: $1\ ft^2 = 144\ in.^2$

Hacim: $1\ l = 1000\ ml = 10^{-3}\ m^3$
$1\ ft^3 = 0{,}0028317\ m^3 = 28{,}317\ l$
1 gal = 3,78 l ; 1 barrel = 42 gal = 0,15899 m^3

Kütle: 1 lb = 454 g = 0,454 kg
1 short T = 2000 lb ; 1 T = 2200 lb

Kuvvet: 1 kp = 9,81 N
$1\ N = 1\ kg.m/s^2 = 10^5$ dyne
1 dyne = 1 $g.cm/s^2$
$1\ lb_f = (32{,}174\ ft.lb/s^2)/g_c$

Enerji : 1 erg = 1 dyne.cm = g $cm^2/s^2 = 10^{-7}$ J
$1\ J = 1\ Nm = kg.m^2/s^2$
1 Btu = 251.996 cal = 778,17 $ft.lb_f$
1 cal = 4,187 J

Basınç: 1 atm = 76 cm Hg =1,033 at= 1,033 kp/cm^2
1 atm = 1,0133 10^6 $dyne/cm^2$ = 1,0133 10^5 Pa
1 atm = 14,7 psia = 2116,8 lb_f/ft^2
1 bar = 10^6 $dyne/cm^2 = 10^5$ Pa

Güç: 1 hp = 76,2 kp.m/s =550 $ft.lb_f/s$ = 746 W

Sıcaklık: $K = {}^\circ C + 273$; $R = {}^\circ F + 460$
$^\circ F = 1{,}8\ ^\circ C + 32$

Viskozite: 1 P = 1 g/(cm.s) = 10^2 cp
1 cP = 1 *m*Pa.s = 10^{-3} $N.s/m^2$
1 cP = 6,72 10^{-4} lb/(ft.s) = 2,42 lb/(ft.h)

Bazi Sabitler:

Yer çekimi ivmesi: $g = 980{,}665\ cm/s^2 = 9{,}81\ m/s^2 = 32{,}174\ ft/s^2$

Newton sabiti: g_c =9,81 kg.m/(kp.s^2) =32,174 ft.lb/(lb_f.s^2)

Doğal logaritma tabanı: e = 2,71828

Ideal gaz sabiti : $R = 82{,}057\ cm^3.atm/(gmol.K) = 1545\ ft^3.lb_f/(ft^2.lbmol.R)$
$R = 1{,}987$ cal/(gmol.K) = 8314,47 J/(kmol.K)

Avagadro Sayısı: $\tilde{N} = 6{,}023\ 10^{23}$ molecule/gmol

Boltzmann Sabiti: $\kappa = R/N = 1{,}3805\ 10^{-16}$ erg/(molecule.K)

Stephan-Boltzmann Sabiti: $\sigma = 0{,}1718\ 10^{-8}$ Btu/(ft^2.h.R^4)= 5,67 10^{-8} W/(mK^4)

Planck Sabiti : $h = 6{,}624\ 10^{-27}$ erg.s

Isıl iletkenlik katsayısı çevirme çarpanı: k = 1 Btu/(ft.h) = 1,7307 W/(mK)

Isı aktarım katsayısı çevirme çarpanı : h = 1 Btu/(ft^2.h.R) = 5,67 W/(m^2.K)

Ast katlar ve Üst katlar ile kısaltılmış Sembolleri

Power (sub)	*Name*	*Symbol*	*Power (super)*	*Name*	*Symbol*
10^{-1}	deci	d	10	deca	da
10^{-2}	centy	c	10^2	hecto	h
10^{-3}	milli	*m*	10^3	kilo	k
10^{-6}	micro	μ	10^6	mega	M
10^{-9}	nano	n	10^9	giga	G
10^{-12}	pico	p	10^{12}	terra	T
10^{-15}	femto	f	10^{15}	peta	P
10^{-18}	atto	a	10^{18}	ekza	E

EK-3

STANDART ÇELİK BORULAR İÇİN ASTM BORU STANDARTLARI

Nom. Çap inç.	Dış Çap cm	Liste No sch	Duvar Kalınlığı mm	İç Çap cm	İç Kesit Alan cm^2	Yan alan/Boy cm^2 /cm Dış	İç	1 m/s su Hızı Kapasitesi l/dak	Boru Ağırlığı kg/m^3
0,125	1,029	40	1,727	0,683	0,3716	3,23	2,15	2,22	0,357
		80	2,413	0,546	0,2323	3,23	1,72	1,40	0,461
0,250	1,372	40	2,235	0,925	0,6689	4,30	2,90	4,01	0,625
		80	3,023	0,767	0,4645	4,30	2,41	2,78	0,804
0,375	1,715	40	2,311	1,252	1,2360	5,39	3,93	7,40	0,848
		80	3,200	1,074	0,9100	5,39	3,38	5,46	1,101
0,500	2,134	40	2,769	1,580	1,9600	6,71	4,97	11,73	1,265
		80	3,734	1,337	1,5140	6,71	4,36	9,07	1,622
0,750	2,667	40	2,870	2,093	3,4470	8,38	6,58	20,68	1,682
		80	3,912	1,885	2,7870	8,38	5,91	16,70	2,189
1,000	3,340	40	3,378	2,664	5,5740	10,49	8,38	33,40	2,500
		80	4,547	2,431	4,6360	10,49	7,62	27,82	3,229
1,250	4,216	40	3,556	3,505	9,6620	13,25	11,0	56,75	3,378
		80	4,851	3,246	8,2770	13,26	10,21	45,55	4,465
1,500	4,826	40	3,683	2,089	13,136	15,15	12,83	78,73	4,089
		80	5,080	3,810	11,380	15,15	11,98	68,17	5,402
2,000	6,033	40	3,912	5,250	21,646	18,96	16,49	130,00	5,320
		80	5,537	4,925	19,045	18,96	15,48	114,00	7,471
2,500	7,303	40	5,156	6,271	30,860	22,95	19,72	185,00	8,617
		80	7,010	5,900	27,330	22,95	18,53	164,00	11,399
3,000	8,890	40	5,486	7,793	47,660	27,92	24,48	286,00	11,280
		80	7,620	7,366	42,610	27,92	23,13	255,00	15,254
3,500	10,16	40	5,740	9,012	63,820	31,91	28,32	382,00	13,557
		80	8,017	8,545	57,320	31,91	26,85	344,00	18,617
4,000	11,43	40	6,020	10,226	82,120	35,91	22,13	492,00	16,058
		80	8,560	9,718	74,190	35,91	30,54	445,00	22,293
5,000	14,13	40	6,553	12,819	129,10	44,38	40,26	774,00	21,757
		80	9,525	12,225	117,30	44,38	38,40	717,00	30,925
6,000	16,83	40	7,112	15,405	186,40	52,85	48,40	1118,0	28,231
		80	10,973	14,633	168,10	52,85	45,96	1007,0	42,519
8,000	21,91	40	8,179	20,272	323,00	68,82	63,67	1933,0	42,488
		80	12,700	19,368	295,00	68,82	60,84	1767,0	64,573
10,00	27,31	40	9,271	25,451	509,00	86,77	79,86	3065,0	60,242
		80	15,038	24,287	463,00	86,77	76,29	2774,0	95,840
12,00	32,39	40	10,312	30,323	722,00	101,7	95,40	4334,0	79,710
		80	17,475	28,890	656,00	101,7	90,83	3933,0	131,80

EK-4 DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU

T °C	P_v kPa	Özgül hacim m^3/kg		Entalpi kJ/kg		Entropi kJ/(kg.K)	
		Sıvı	Doy.buhar	Sıvı	Doy.buhar	Sıvı	Doy.buhar
0,01	0,6113	0,0010002	206,136	0,00	2501,4	0,0000	9,1562
3,00	0,7577	0,0010001	168,132	12,57	2506,9	0,0457	9,0773
6,00	0,9349	0,0010001	137,734	25,20	2512,4	0,0912	9,0003
9,00	1,1477	0,0010003	113,386	37,80	2517,9	0,1362	8,9253
12,00	1,4022	0,0010005	93,784	50,41	2523,4	0,1806	8,8524
15,00	1,7051	0,0010009	77,926	62,99	2528,9	0,2245	8,7814
18,00	2,0640	0,0010014	65,038	75,58	2534,4	0,2679	8,7123
21,00	2,4870	0,0010020	54,514	88,14	2539,9	0,3109	8,6450
24,00	2,9850	0,0010027	45,883	100,70	2545,4	0,3534	8,5794
25,00	3,1690	0,0010029	43,360	104,89	2547,2	0,3674	8,5580
27,00	3,5670	0,0010035	38,774	113,25	2550,8	0,3954	8,5156
30,00	4,2460	0,0010043	32,894	125,79	2556,3	0,4369	8,4533
33,00	5,0340	0,0010053	28,011	138,33	2561,7	0,4781	8,3927
36,00	5,9470	0,0010063	23,940	150,86	2567,1	0,5188	8,3336
40,00	7,3840	0,0010078	19,523	167,57	2574,3	0,5725	8,2570
45,00	9,5930	0,0010099	15,258	188,45	2583,2	0,6387	8,1648
50,00	12,349	0,0010121	12,032	209,33	2592,1	0,7038	8,0763
55,00	15,758	0,0010146	9,568	230,23	2600,9	0,7679	7,9913
60,00	19,940	0,0010172	7,671	251,13	2609,6	0,8312	7,9096
65,00	25,030	0,0010199	6,197	272,06	2618,3	0,8935	7,8310
70,00	31,190	0,0010228	5,042	292,98	2626,8	0,9549	7,7553
75,00	38,580	0,0010259	4,131	313,93	2635,3	1,0155	7,6824
80,00	47,390	0,0010291	3,407	334,91	2643,7	1,0753	7,6122
85,00	57,830	0,0010325	2,828	355,90	2651,9	1,1343	7,5445
90,00	70,140	0,0010360	2,361	376,92	2660,1	1,1925	7,4791
95,00	84,550	0,0010397	1,9819	397,96	2668,1	1,2500	7,4139
100,00	101,35	0,0010435	1,6729	419,04	2676,1	1,3069	7,3549
105,00	120,82	0,0010475	1,4194	440,15	2683,8	1,3630	7,2958
110,00	143,27	0,0010516	1,2102	461,30	2691,5	1,4185	7,2387
115,00	169,06	0,0010559	1,0366	482,48	2699,0	1,4734	7,1833
120,00	198,53	0,0010603	0,8919	503,71	2706,3	1,5276	7,1296
125,00	232,10	0,0010649	0,7706	524,99	2713,5	1,5813	7,0775
130,00	270,10	0,0010697	0,6685	546,31	2720,5	1,6344	7,0269
135,00	313,00	0,0010746	0,5822	567,69	2727,3	1,6870	6,9777
140,00	316,30	0,0010797	0,5089	589,13	2733,9	1,7391	6,9299
145,00	415,40	0,0010850	0,4463	610,63	2740,3	1,7907	6,8833
150,00	475,80	0,0010905	0,3928	632,20	2746,5	1,8418	6,8379
155,00	543,10	0,0010961	0,3468	653,84	2752,4	1,8925	6,7935
160,00	617,80	0,0011020	0,3071	675,55	2758,1	1,9427	6,7502
165,00	700,50	0,0011080	0,2727	697,34	2763,5	1,9925	6,7078
170,00	791,70	0,0011143	0,2428	719,21	2768,7	2,0419	6,6663
175,00	892,00	0,0011207	0,2168	741,17	2773,6	2,0909	6,6256
180,00	1002,1	0,0011274	0,19405	763,22	2778,2	2,1396	6,5857
190,00	1254,4	0,0011414	0,15654	807,62	2786,4	2,2359	6,5079
200,00	1553,8	0,0011565	0,12736	852,45	2793,2	2,3309	6,4323
225,00	2548,0	0,0011992	0,07849	966,78	2803,3	2,5639	6,2503
250,00	3973,0	0,0012512	0,05013	1085,36	2801,5	2,7927	6,0730
275,00	5942,0	0,0013168	0,03279	1210,07	2785,0	3,0208	5,8938
300,00	8581,0	0,0010436	0,02167	1344,00	2749,0	3,2534	5,7045

EK-5 KIZGIN SUBUHARI TABLOSU

(v: özgül hacim (m^3/kg) , H: entalpi (kJ/kg) , s: entropi (kJ/(kg.K))

P_v kPa (T_k °C)		100°C	150°C	200°C	250°C	300°C	360°C	420°C	500°C
10	v	17,196	19,512	21,825	24,136	26,445	29,216	31,986	35,679
(45,81)	H	2687,5	2783,0	2879,5	2977,3	3076,5	3197,6	3320,9	3489,1
	s	8,4479	8,6882	8,9038	9,1002	9,2813	9,4821	9,6682	9,8978
50	v	3,418	3,889	4,356	4,820	5,284	5,839	6,394	7,134
(81,33)	H	2682,5	2780,1	2877,7	2976,0	3075,5	3196,8	3320.4	3488,7
	s	7,6947	7,9401	8,1580	8,3556	8,5373	8,7385	8,9249	9,1546
75	v	2,270	2,587	2,900	3,211	3,520	3,891	4,262	4,755
(91,78)	H	2679,4	2778,2	2876,5	2975,2	3074,9	3196,4	3320,0	3488,4
	s	7,5009	7,7496	7,9690	8,1673	8,3493	8,5508	8,7374	8,9672
100	v	1,6958	1,9364	2,172	2,406	2,639	2,917	3,195	3,565
(99,63)	H	2672,2	2776,4	2875,3	2974,3	3074,3	3195,9	3319,6	3488,1
	s	7,3614	7,6134	7,8343	8,0333	8,2157	8,4175	8,6042	8,8342
150	v		1,2853	1,4443	1,6012	1,7570	1,9432	2,129	2,376
(111,37)	H		2772,6	2872,9	2972,7	3073,1	3195,0	3318,9	3487,6
	s		7,4193	7,6433	7,8438	8,0720	8,2293	8,4163	8,6466
400	v		0,4708	0,5342	0,5951	06548	0,7257	0,7960	0,8893
(143,63)	H		2752,8	2860,5	2964,2	3066,8	3190,3	3315,3	3484,9
	s		6,9299	7,1706	7,2789	7,5662	7,7712	7,9598	8,1913
700	v			0,2999	0,3363	0,3714	0,4126	0,4533	0,5070
(164,97)	H			2844,8	2953,6	3059,1	3184,7	3310,9	3481,7
	s			6,8865	7.1053	7,2979	7,5063	7,6968	7,9299
1000	v			0,2060	0,2327	0,2579	0,2873	0,3162	0,3541
(179,91)	H			2827,9	2942,6	3051,3	3178,9	3306,5	3478,5
	s			6,6940	6,9247	7,1229	7,3349	7,5275	7,7622
1500	v			0,13248	0,15195	0,16966	0,18988	0,2095	0,2352
(198,32)	H			2796,8	2923,3	3037,6	3169,2	3299,1	3473,1
	s			6,4546	6,709	6,9179	7,1363	7,3323	7,5698
2000	v				0,11144	0,12547	0,14113	0,15616	0,17568
(212,42)	H				2902,5	3023,5	3159,3	3291,6	3467,6
	s				6,5453	6,7664	6,9917	7,1915	7,4317
2500	v				0,98700	0,09890	0,11186	0,12414	0,13998
(223,99)	H				2880,1	3008,8	3149,1	3284,0	3462,1
	s				6,4085	6,6438	6,8767	7,0803	7,3234
3000	v				0,07058	0,08114	0,09233	0,10279	0,11619
(233,90)	H				2855,8	2993,5	3138,7	3276,3	3456,5
	s				6,2872	6,539	6,7801	6,9878	7,2338

EK-6 GAZLARIN 1 atm (101,33 kPa) BASINÇTA FİZİKSEL ÖZELLİKLERİ

T (K)	ρ (kg/m^3)	C_p kJ/(kgK)	$\mu \cdot 10^7$ (Pa.s)	$k.10^3$ W/(mK)	Pr
Amonyak					
300	0,6894	2,158	101,5	24,7	0,887
340	0,6059	2,192	116,5	29,3	0,872
380	0,5410	2,254	131,0	34,0	0,869
400	0,5136	2,287	138,0	37,0	0,853
440	0,4664	2,357	152,5	43,5	0,826
480	0,4273	2,430	166,5	49,2	0,822
500	0,4101	2,467	173,0	52,5	0,813
540	0,3795	2,540	186,5	57,5	0,824
580	0,3533	2,613	199,5	63,8	0,817
Azot					
250	1,3488	1,042	154,9	22,2	0,727
300	1,1233	1,041	178,2	25,9	0,716
350	0,9625	1,042	200,0	29,3	0,711
400	0,8425	1,045	220,0	32,7	0,704
450	0,7485	1,050	239,6	35,8	0,703
500	0,6739	1,056	257,7	38,9	0,700
550	0,6124	1,065	274,7	41,7	0,702
600	0,5615	1,075	290,8	44,6	0,701
800	0,4211	1,220	349,1	54,8	0,715
1000	0,3368	1,167	399,9	64,7	0,721
Hava					
250	1,3947	1,006	159,6	22,3	0,720
300	1,1614	1,007	184,6	26,3	0,707
350	0,9950	1,009	208,2	30,0	0,700
400	0,8711	1,014	230,1	33,8	0,690
450	0,7740	1,021	250,7	37,3	0,686
500	0,6964	1,030	270,1	40,7	0,684
550	0,6329	1,040	288,4	43,9	0,683
600	0,5804	1,051	305,8	46,9	0,685
650	0,5356	1,063	322,5	49,7	0,690
700	0,4975	1,075	338,8	52,4	0,695
750	0,4643	1,087	354,6	54,9	0,702
800	0,4354	1,099	369,8	57,3	0,709
850	0,4097	1,110	384,3	59,6	0,716
900	0,3868	1,121	398,1	62,0	0,720
950	0,3666	1,131	411,3	64,3	0,723
1000	0,3482	1,141	424,4	66,7	0,726
Karbondioksit					
280	1,9022	0,830	140	15,20	0,765
320	1,6609	0,872	156	18,05	0,754
360	1,4743	0,908	173	21,20	0,741
400	1,3257	0,942	190	24,30	0,737
450	1,1782	0,981	210	28,30	0,728
500	1,0594	1,020	231	32,50	0,725
600	0,8826	1,080	270	40,70	0,717
700	0,7564	1,130	305	48,10	0,717
800	0,6614	1,170	337	55,10	0,716

EK 6'nın devamı:

GAZLARIN ATMOSFERİK (101,33 kPa) BASINÇTA FİZİKSEL ÖZELLİKLERİ

T (K)	ρ (kg/m^3)	C_p kJ/(kgK)	μ . 10^7 (Pa.s)	k.10^3 W/(mK)	Pr
Karbomonoksit					
280	1,2038	1,042	166	23,6	0,733
320	1,0529	1,043	184	26,3	0,730
360	0,9357	1,045	202	29,1	0,725
400	0,8421	1,049	218	31,8	0,719
450	0,7483	1,055	237	35,0	0,714
500	0,67352	1,065	254	38,1	0,710
550	0,61226	1,076	271	41,1	0,710
600	0,56126	1,088	286	44,0	0,707
700	0,48102	1,114	315	50,0	0,702
800	0,42095	1,140	343	55,5	0,705
Hidrojen					
250	0,09693	14,06	78,9	157	0,707
300	0,08078	14,31	89,6	183	0,701
350	0,06924	14,43	98,8	204	0,700
400	0,06059	14,48	108,2	226	0,695
450	0,05386	14,50	117,2	247	0,689
500	0,04848	14,52	126,4	266	0,691
600	0,04040	14,55	142,4	305	0,678
700	0,03463	14,61	157,8	342	0,675
800	0,03030	14,70	172,4	378	0,670
1000	0,02424	14,99	201,3	448	0,673
Oksijen					
250	1,5420	0,915	178,6	22,6	0,723
300	1,2840	0,920	207,2	26,8	0,711
350	1,1000	0,929	233,5	29,6	0,733
400	0,9620	0,942	258,2	33,0	0,737
450	0,8554	0,956	281,4	36,3	0,741
500	0,7698	0,972	303,3	41,2	0,716
600	0,6414	1,003	343,7	47,3	0,720
700	0,5498	1,031	380,8	52,8	0,744
800	0,4810	1,054	415,2	58,9	0,743
900	0,4275	1,074	447,2	64,9	0,740
1000	0,3848	1,090	477,0	71,0	0,733
Subuharı					
380	0,5863	2,060	127,1	24,6	1,060
400	0,5542	2,014	134,4	26,1	1,040
450	0,4902	1,980	152,5	29,9	1,010
500	0,4405	1,985	170,4	33,9	0,998
550	0,4005	1,997	188,4	37,9	0,993
600	0,3652	2,026	206,7	42,2	0,993
650	0,3380	2,056	224,7	46,4	0,996
700	0,3140	2,085	242,6	50,5	1,000
750	0,2931	2,119	260,4	54,9	1,000
800	0,2739	2,152	278,6	59,2	1,010
850	0,2579	2,186	296,9	63,7	1,020

Ek:7 (1 atm 'de) İKİ BİLEŞENLİ GAZ KARIŞIMLARI İÇİN DİFÜZYON KATSAYILARI

Sistem	T(K)	$D_{AB}10^4$ m^2/s	Sistem	T(K)	$D_{AB}10^4$ m^2/s	Sistem	T(K)	$D_{AB}10^4$ m^2/s
Argon-NH_3	333	0,253	Helyum-Metanol	423	1,032	CO_2-O_2	293,2	0,153
Argon-Helyum	298	0,729	Helyum-Azot	298	0,687	CO_2-Su	307,2	0,198
Argon-Hidrojen	242,2 448 806 1069	0,562 1,76 4,86 8,10	Hidrojen-NH_3	298 358 473 533	0,783 1,093 1,86 2,149	Azot-NH_3	307,5 352,1	0,256 0,359
Argon-CO_2	276,2	0,133	Helyum-Oksijen	298	0,729	CO_2-Azot	298	0,167
Argon-Metan	298	0,202	Helyum-i Propanol	423	0,677	CO_2-NO_2	312,8	0,128
Argon-SO_2	263	0,077	Helyum-Su	307,1	0,902	CO-Azot	373	0,318
Hava-Etanol	313	0,145	Hidrojen-Aseton	296	0,424	CO_2-SO_2	263	0,064
Hava-Helyum	317,2	0,765	Hidrojen-Benzen	311,3	0,404	Metan-Su	352,3	0,356
Hava-CO_2	317,2	0,177	H_2 -siklohegzan	288,6	0,319	N_2-Benze.	311,3	0,102
Hava-nHegzan	328	0,093	Hidrojen-Metan	288	0,694	N_2-siklo hegzan	288,6	0,0731
Hava-nPentan	294	0,071	Hidrojen-Azot	298	0,784	Azot-Su	307,5 352,1	0,256 0,359
Hava-su	313	0,288	Hidrojen-Su	328,5	1,121	N_2-SO_2	263	0,104
Helyum-Benzen	423	0,61	Hidrojen-SO_2	473	1,23	O_2-Benze	311,3	0,101
Helyum-Etanol	423	0,821	Hidrojen-Tiyofen	302	0,400	O_2-CCl_4	296	0,0749
Helyum-Metan	298	0,675	CO_2 -Helyum	298	0,612	O_2-Su	352,3	0,352
O_2-siklohegzan	288,6	0,0749						

Ek :8 LENNARD-JONES POTANSİYEL PARAMETRELERİ

Molekül	$\sigma_A.10^{10}$	ε/κ,K	Molekül	$\sigma_A.10^{10}$	ε/κ,K	Molekül	$\sigma_A.10^{10}$	ε/κ,K
Ar	3,542	99,3	C_2H_6	4,443	215,7	HBr	3,353	449,0
He	2,551	10,22	C_2H_5OH	4,530	362,6	HCN	3,630	569,1
Kr	3,655	178,9	C_2H_5Cl	4,898	300,0	HCl	3,339	344,7
Ne	2,820	32,8	C_2N_5	4,361	348,6	HF	3,148	330,0
Xe	4,082	206,9	CH_2CHCH_3	4,678	298,9	HI	4,211	288,7
Hava	3,711	78,6	CH_3OCH_3	4,307	395,0	H_2	2,827	59,7
Brom	4,296	507,9	CH_3CCH	4,761	251,8	H_2O	2,641	809,1
CCl_4	5,947	322,7	C_3H_6	4,807	248,9	H_2O_2	4,196	289,3
CF_4	4,662	134,0	C_3H_8	5,118	237,1	H_2S	3,623	301,1
$CHCl_3$	5,389	340,2	nC_3H_7OH	4,549	576,7	I_2	5,160	474,2
CH_2Cl_2	4,898	356,3	CH_3COCH_3	4,600	560,2	NH_3	2,900	558,3
CH_3Br	4,118	449,2	CH_3COOCH_3	4,936	469,8	NO	3,492	116,7
CH_3Cl	4,182	350,0	nC_4H_{10}	4,687	531,4	NOCl	4,112	395,3
CH_3OH	3,626	481,3	nC_5H_{12}	5,784	341,1	N_2	3,798	71,4
CH_4	3,758	148,6	$C(CH_3)_4$	6,464	193,4	N_2O	3,828	232,4
CO	3,690	91,7	C_6H_6	5,349	412,3	O_2	3,461	106,7
COS	4,130	336.0	$CH_3COOC_2H_5$	5,205	521,3	PH_3	3,981	251,5
CO_2	3,941	195,2	C_6H_{12}	6,182	297,1	SF_6	5,128	222,1
CS_2	4,483	467,0	nC_6H_{14}	5,949	399,3	SO_2	4,112	335,4
C_2H_2	4,4033	231,8	Cl_2	4,217	316,0	$SnBr_4$	6,388	563,7
C_2H_4	4,163	224,7	F_2	3,357	112,6	UF_6	5,967	236,8

Ek: 9 LENNARD-JONES POTANSİYELLERİNDEN ELDE EDİLEN ÇARPIŞMA İNTEGRALLERİ

$\kappa T/\varepsilon$	Ω_D	$\kappa T/\varepsilon$	Ω_D	$\kappa T/\varepsilon$	Ω_D	$\kappa T/\varepsilon$	Ω_D	$\kappa T/\varepsilon$	Ω_D	$\kappa T/\varepsilon$	Ω_D
0,30	2,662	1,00	1,439	1,70	1,140	2,8	0,9672	4,2	0,8740	20	0,6640
0,35	2,476	1,05	1,406	1,75	1,128	2,9	0,9576	4,3	0,8694	30	0,6232
0,40	2,318	1,10	1,375	1,80	1,116	3,0	0,9490	4,4	0,8652	40	0,5960
0,45	2,184	1,15	1,346	1,85	1,105	3,1	0,9406	4,5	0,8610	50	0,5756
0,50	2,066	1,20	1,320	1,90	1,094	3,2	0,9328	4,6	0,8568	60	0,5596
0,55	1,966	1,25	1,296	1,95	1,084	3,3	0,9256	4,7	0,8530	70	0,5464
0,60	1,877	1,30	1,273	2,00	1,075	3,4	0,9186	4,8	0,8492	80	0,5352
0,65	1,798	1,35	1,253	2,10	1,057	3,5	0,9120	4,9	0,8456	90	0,5256
0,70	1,729	1,40	1,233	2,2	1,041	3,6	0,9058	5,0	0,8422	100	0,5130
0,75	1,667	1,45	1,215	2,3	1.026	3,7	0,8998	6,0	0,8124	200	0,4644
0,80	1,612	1,50	1,198	2,4	1,012	3,8	0,8942	7,0	0,7896	400	0,4170
0,85	1,562	1,55	1,182	2,5	0,9996	3,9	0,8888	8,0	0,7712		
0,90	1,517	1,60	1,167	2,6	0,9878	4,0	0,8836	9,0	0,7556		
0,95	1,476	1,65	1,153	2,7	0,9770	4,1	0,8788	10,	0,7424		

Ek: 10 SEYRELTİK SIVI ÇÖZELTİLERİNDE DİFÜZYON KATSAYISI

Çözünen	Çözücü	Sıcaklık °C	K	D $10^9 m^2/s$	Çözünen	Çözücü	Sıcaklık °C	K	D $10^9 m^2/s$
NH_3	Su	12	285	1,64	Asetik Asit	Su	9,7	282,7	0,769
		15	288	1,77			25	298	1,26
O_2	Su	18	291	1,98	HCl(9gmol/l)	Su	10	283	3,3
		25	298	2,41	(2,5gmol/l)		10	283	2,5
CO_2	Su	25	298	2,00	Benzoik Asit	Su	25	298	1,21
H_2	Su	25	298	4,80	Aseton	Su	25	298	1,28
Metil Alkol	Su	15	288	1,26	Asetik Asit	Benzen	25	298	2,09
Etil Alkol	Su	10	283	0,84	KCl	Etilen	25	298	0,119
		25	298	1,24		glikol			
nPropil Al.	Su	15	288	0,87	Su	Etanol	25	298	1,13
Formik Asit	Su	25	298	1,52	KCl	Su	25	298	1,870
Propiyonik As.	Su	25	298	1,01	Üre	Etanol	12	285	0,54

Ek: 11 NORMAL KAYNAMA NOKTALARINDA ATOMİK VE MOLAR HACİMLER

Madde	Hacimx10^3 (m^3/kmol)	Madde	Hacimx10^3 (m^3/kmol)	Madde	Hacimx10^3 (m^3/kmol)
C	14,8	H	3,7	Moleküller	
O	7,4	N:		Hava	29,9
O(karbonil)	7,4	Çift bağlı	15,6	O_2	25,6
O (2 maddeyle bağlı):		Prim. aminler	10,5	N_2	31,2
Aldehit-Keton	7,4	Sek. aminler	12,0	Br_2	53,2
Metil esterler	9,1			Cl_2	48,4
Metil eterler	9,9	I	37,0	CO	30,7
Etil esterler	9,9	S	25,6	CO_2	34,0
Yüksek esterler	11,0	P	27,0	H_2	14,3
Yüksek eterler	11,0	Halkalar:		H_2O	18,8
Asitler(-OH)	12,0	3 elemanlı	-6	H_2S	32,9
S,P,N	8,3	4 elemanlı	-8,5	NH_3	25,8
		5 elemanlı	-11,5	NO	23,6
Br	27,0	6 elemanlı	-15	N_2O	36,4
Cl:(RCHClR')de	24,6	Naftalin halkası	-30	SO_2	44,8
Cl: RCl uçta	21,6	Antrasen			
F	8,7	.halkası.	-47,5		

Ek: 12 SEYRELTİK BİYOLOJİK ÇÖZÜNENLERİN SULU ÇÖZELTİLERİNDE DİFÜZYON KATSAYILARI

Çözünen	Sıcaklık		$Dx10^9$	Molekül
	°C	K	m^2/s	ağırlığı
Üre	20	293	1,20	60,1
	25	298	1,378	
Gliserin	20	293	0,825	92,1
Glisin	25	298	1,055	75,1
Sodyum kaprilat	25	298	8,78	166,2
Bovin serum albumin	25	298	6,81	67500
Ürase	25	298	4,01	482700
	20	293	3,46	
Soya proteini	20	293	2,91	361800
İnsan serumu albumin	20	293	5,93	72300
γ Globulin,insan	20	293	4,00	153100
Kreatinin	37	310	1,08	113,1
Sakkaroz	37	310	0,697	342,3
	20	293	0,460	

Ek: 13 SULU ÇÖZELTİLERDE TİPİK BAZI SEYRELTİK BİYOLOJİK JELLERİN DİFÜZYON KATSAYILARI

Çözünen	Jel	Çözelti %si(ağ.)	Sıcaklık K	°C	$Dx10^9$ m^2/s
Sakkaroz	Jelatin	0	278	5	0,285
		3,8	278	5	0,209
		10,35	278	5	0,107
		5,1	293	20	0,252
Üre	Jelatin	0	278	5	0,880
		2,9	278	5	0,664
		5,1	278	5	0,609
		10,0	278	5	0,542
		5,1	293	20	0,859
Metanol	Jelatin	3,8	278	5	0,626
Üre	Agar	1,05	278	5	0,727
		3,16	278	5	0,591
		5,15	278	5	0,472
Gliserin	Agar	2,06	278	5	0,297
		6,02	278	5	0,199
Dekstroz	Agar	0,79	278	5	0,327
Sakkaroz	Agar	0,79	278	5	0,247
Etanol	Agar	5,15	278	5	0,393
NaCl(0,05M)	Agaroz	0	298	25	1,511
"	"	2	298	25	1,398

Ek: 14 KATILARIN DİFÜZYON KATSAYILARI VE GEÇİRGENLİKLERİ

Çözünen A	Katı B	T(K)	D_{AB} (m^2/s)	S Çözünürlük m^3çözünen/ (m^3katı.atm)	Geçirgenlik m^3çözünen/ ($s.m^2.atm/m$)
H_2	Vulkanize lastik	298	$0,85.10^{-9}$	0,040	$0,342.10^{-10}$
O_2		298	$0,21.10^{-9}$	0,070	$0,152.10^{-10}$
N_2		298	$0,15.10^{-9}$	0,035	$0,054.10^{-10}$
CO_2		298	$0,11.10^{-9}$	0,90	$1,01.10^{-10}$
H_2	Vulkanize neopren	298	$0,103.10^{-9}$	0,051	
		300	$0,180.10^{-9}$	0,053	
H_2	Polietilen	298			$6,53.10^{-12}$
O_2		303			$4,17.10^{-12}$
N_2		303			$1,52.10^{-12}$
O_2	Naylon	303			$0,029.10^{-12}$
N_2		303			$0,0152.10^{-12}$
Hava	İngiliz derisi	298			$0,15\text{-}0,68.10^{-4}$
H_2O	Mum	306			$0,16.10^{-10}$
H_2O	Selofan	311			$0,91\text{-}1,82.10^{-10}$
He	Payreks cam	293			$4,86.10^{-15}$
		373			$20,1.10^{-15}$
He	SiO_2	293	$2,4\text{-}5,5.10^{-14}$	0,01	
H_2	Fe	293	$2,59.10^{-13}$		
Al	Cu	293	$1,3.10^{-34}$		

Ek : 15: KATILARIN GÖZENEKLİLİĞİ İLE (Turtozite: τ) YOLUN BÜKÜMLÜLÜĞÜ İLİŞKİSİ:

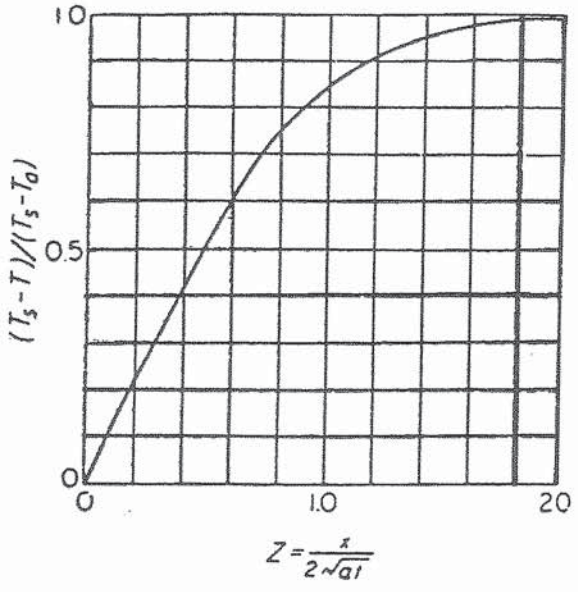
Cam küreler, kum, tuz, talk v.b.g. inert katı maddeler için $1<\tau<5$ arasında değişir. Bu değişim gözeneklilik ile de bağlıdır.

ε	0,2	0,4	0,6
τ	2,0	1,75	1,65

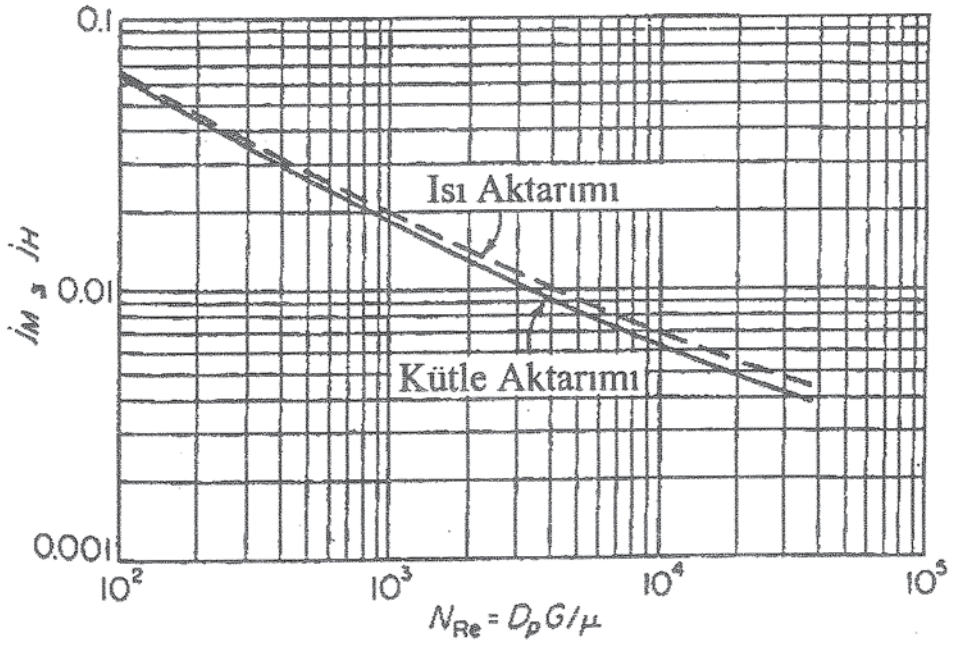
Ek : 16 SIVI SUYUN ÖZELLİKLERİ

Sıcaklık T°C	Viskozite μ (*m*Pa.s)	Isıl iletkenlik Katsayısı,k W/(mK)	Yoğunluk ρ (kg/m^3)
0	1,794	0,554	999,87
10	1,310	0,577	999,73
20	1,008	0,597	998,23
30	0,800	0,618	995,68
40	0,653	0,630	992,25
50	0,549	0,644	988,00
60	0,469	0,655	983,20
70	0,407	0,664	977,80
80	0,357	0,671	971,80
90	0,316	0,677	965,30
100	0,283	0,682	958,40
110	0,256	0,685	951,00
120	0,232	0,686	943,40
130	0,212	0,686	935,20
140	0,196	0,686	926,40
150	0,184	0,686	917,30
160	0,174	0,685	907,50

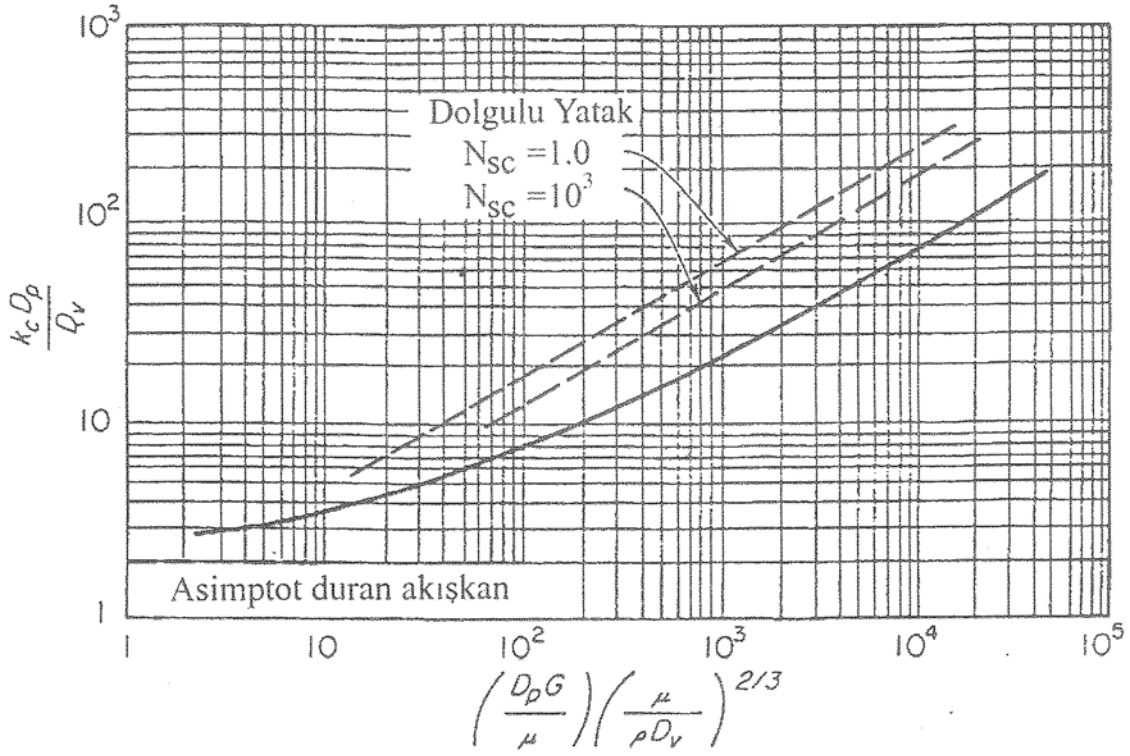
EK :17 Gauss Eğrisi



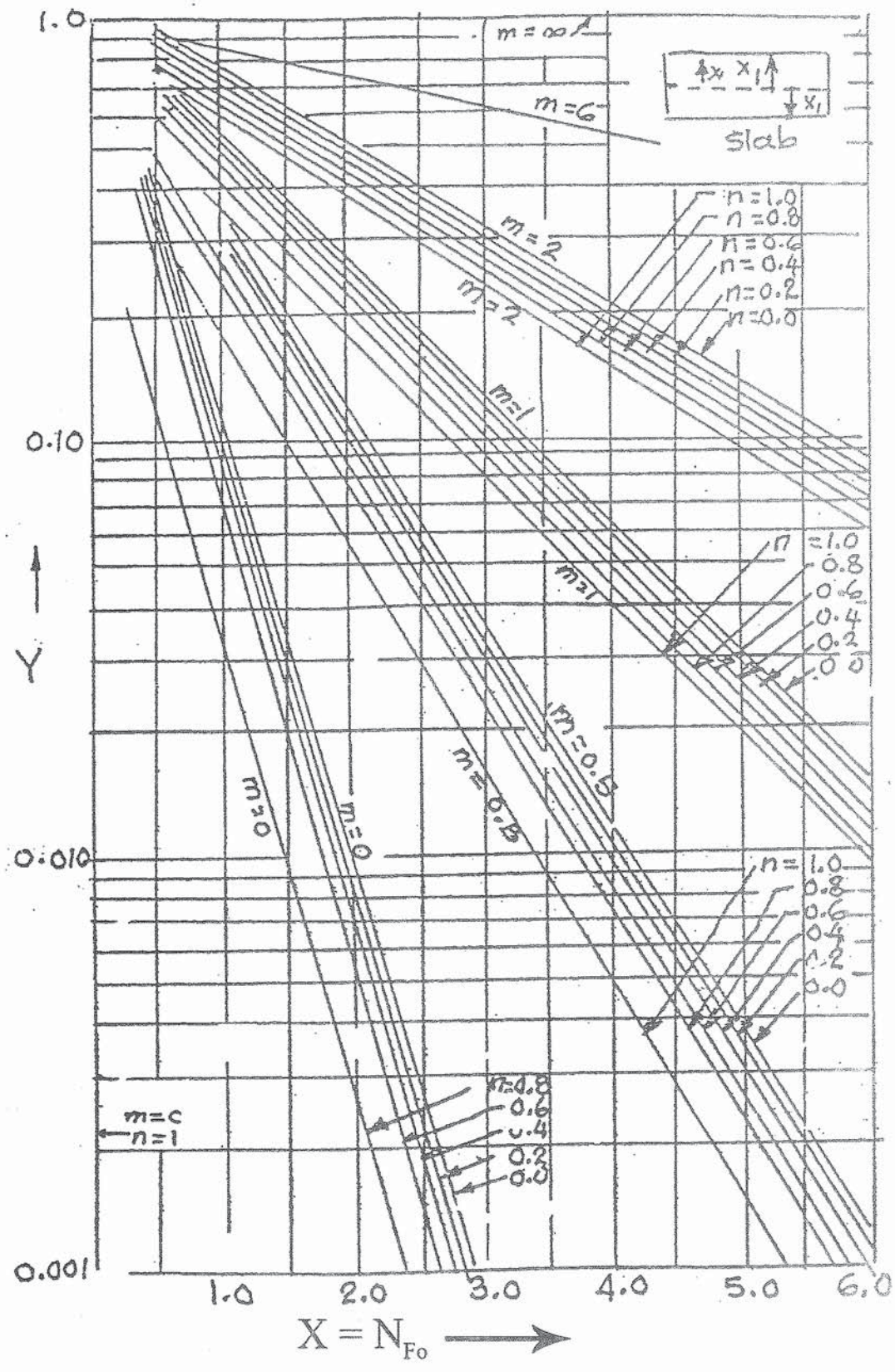
EK :18 Tek Silindire Akışta Isı ve Kütle Aktarım Katsayısı



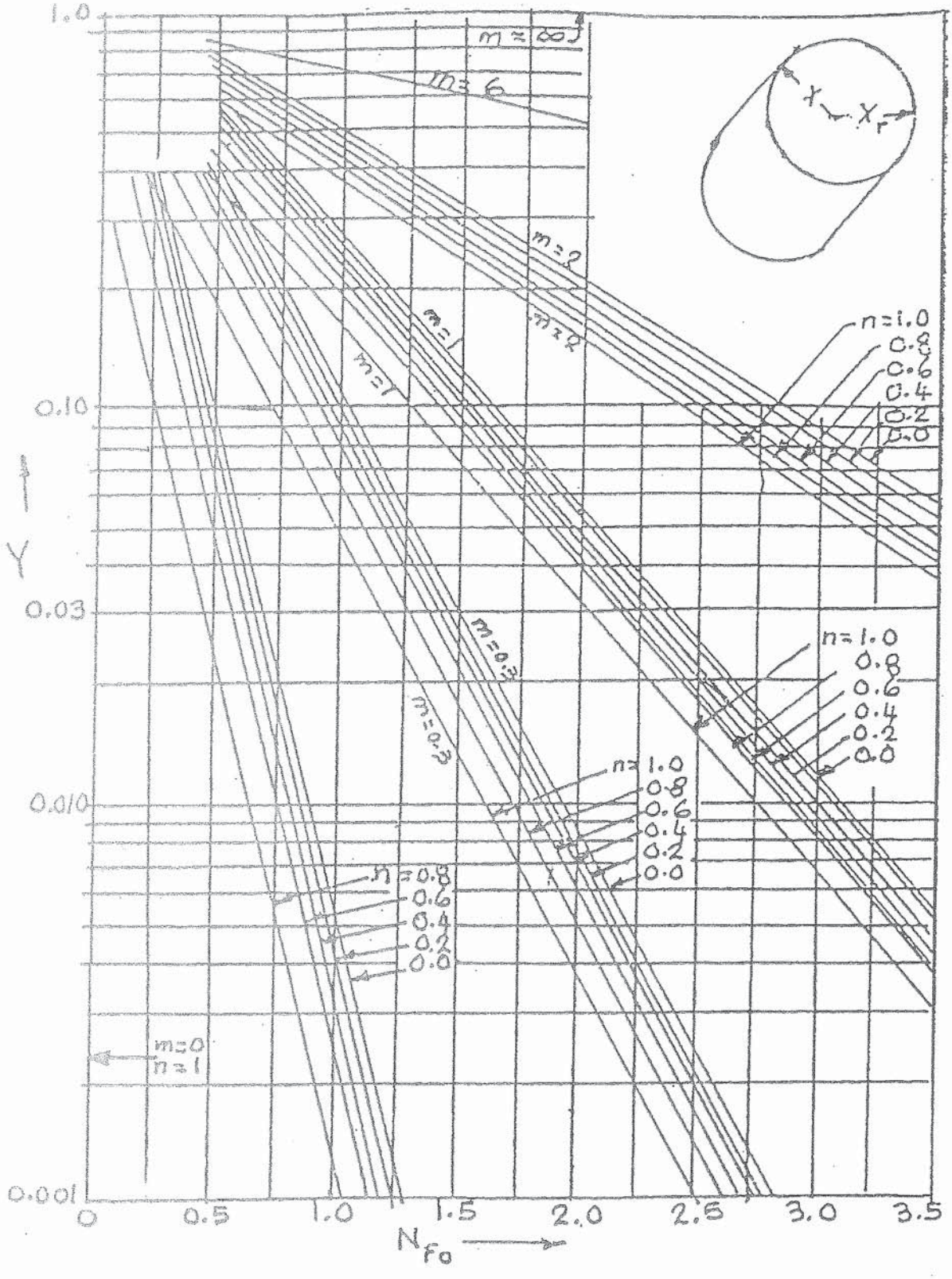
EK :19 Tek Küreye Akışta Isı ve Kütle Aktarımı Katsayısı



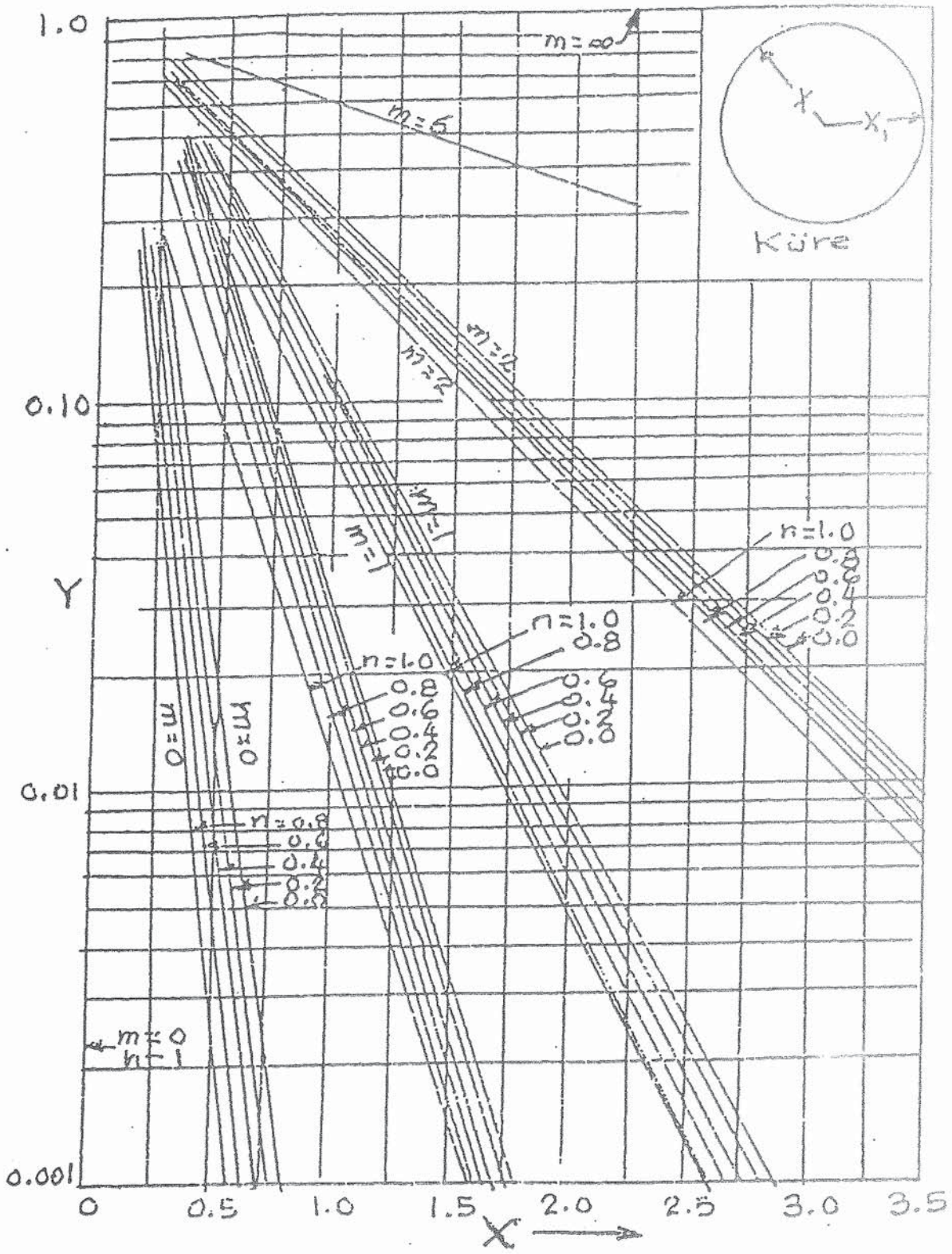
EK : 20 Yatışkın Olmayan Halde Levhaya Isı ve Kütle aktarımı (iç direnç varken)



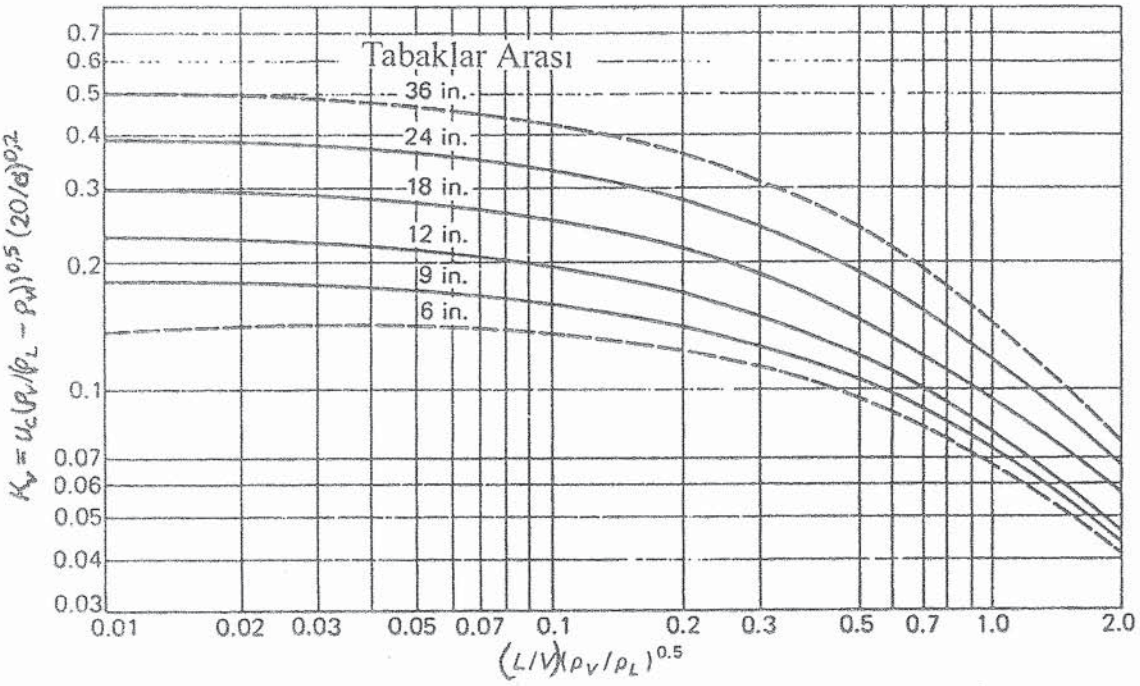
EK : 21 Yatışkın Olmayan Halde Silindire Isı ve Kütle Aktarımı (iç direnç varken)



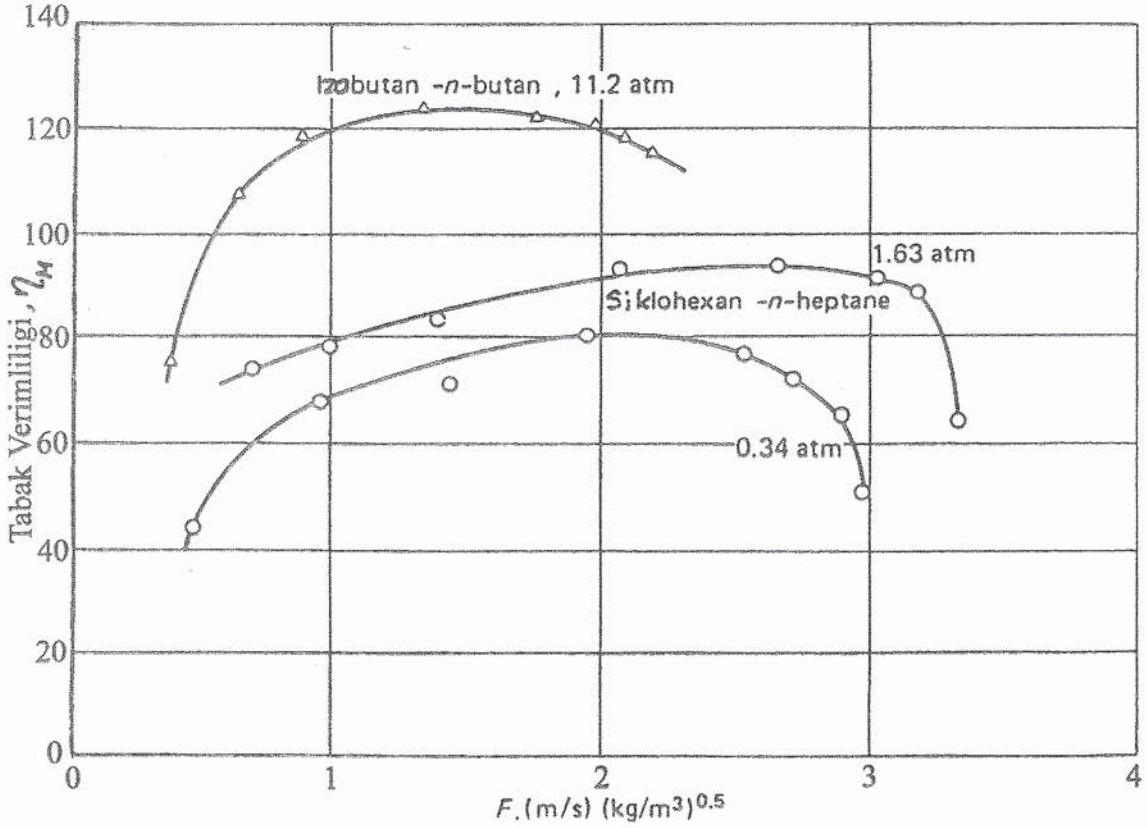
EK : 22 Yatışkın Olmayan Halde Küreye Isı ve Kütle Aktarımı (iç direnç varken)



EK : 23 Tabaklı Kolonlarda Taşma Eğrisi



EK : 24 Tabaklı Kolonlarda Verimlilik



EK: 25 : Tablo 4.1. Kolonlarda Dolgu Maddelerinin Fiziksel Özellikleri

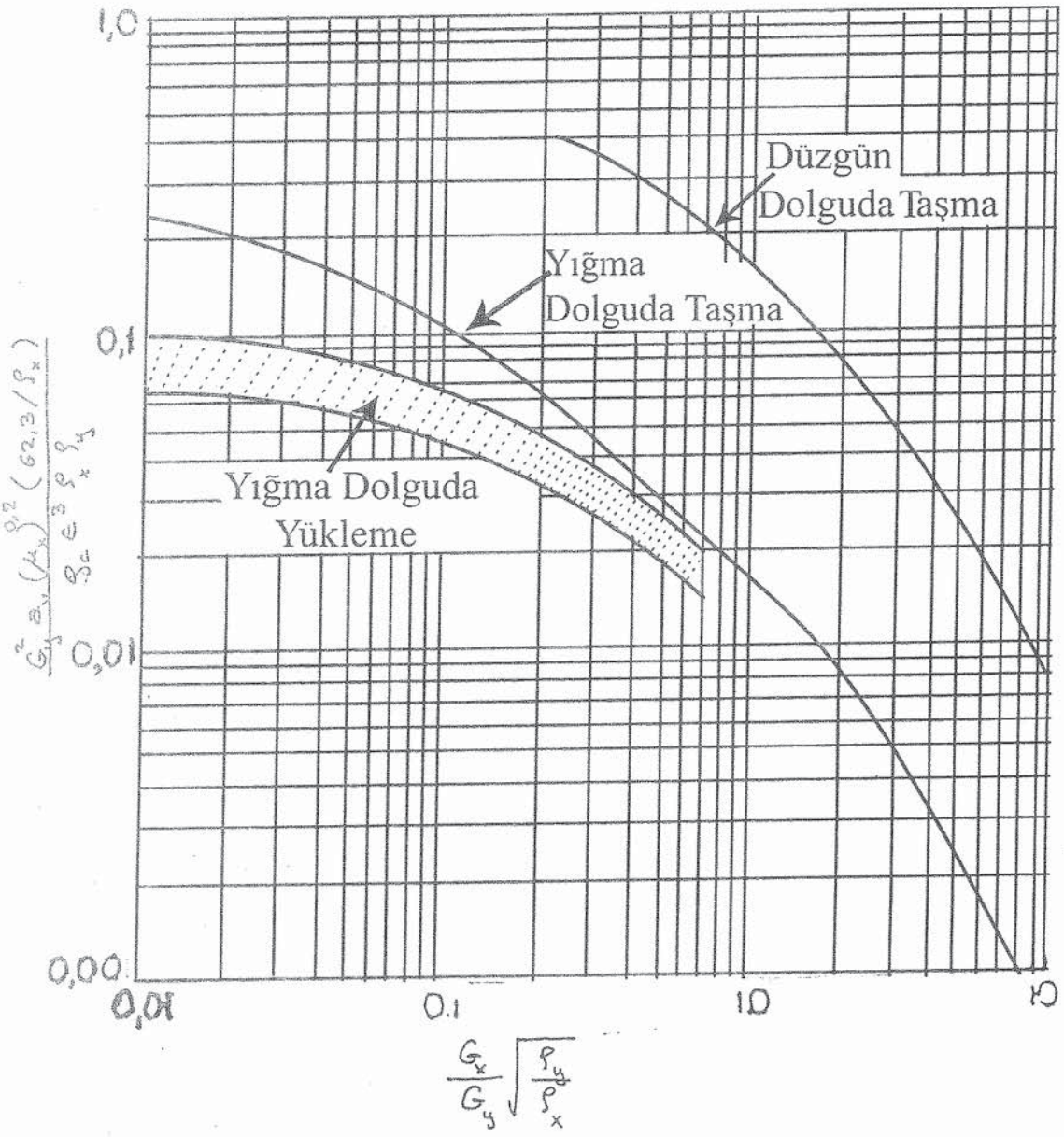
Dolgu Tipi	Malzeme	Boyut	YığınYoğunluğu		Yüzey Alanı		Gözenek	F_P
		in.	lb/ft^3k	kg/m^3k	ft^2/ft^3k	m^2/m^3k	ε	
Yığma Dolgu								
Berl Semeri	Seramik	1/2	54	866,27	142	465,874	0,62	240
Berl Semeri	Seramik	1	45	721,89	76	149,341	0,68	110
Berl Semeri	Seramik	1,5	40	641,89	46	150,917	0,71	65
Intalox Sem.	Seramik	1/2	45	721,89	190	623,352	0,78	
Intalox Sem.	Seramik	1	44	705,35	78	255,903	0,77	92
Intalox Sem.	Seramik	1,5	42	673,76	89	193,567	0,80	
Raschig hal.	Çelik	1/2x1/2	75	1203,2	122	400,257	0,85	
Raschig hal	Çelik	1x1	71	1139	56	183,725	0,86	
Raschig hal	Seramik	1/2x1/2	55	882,31	112	367,449	0,64	580
Raschig hal	Seramik	1x1	42	673,76	58	190,286	0,74	155
Raschig hal	Seramik	2x2	41	657,72	28	91,862	0,74	
Pall halkası	Çelik	1x1	30	481,26	63	206,69	0,94	56
Telleret	Hafif polietilen	1	10	160,42	76	249,341	0,83	
Düzgün Dizgi								
Tek spiral ha	Kum	3,25x3	52	834,18	34	111,547	0,66	
Tek spiral ha	Kum	4x4	55	882,31	28	91,862	0,60	
Tek spiral ha	Kum	6x6	51	818,14	19	62,335	0,70	
Raschig hal.	Porselen	2x2			32	104,895	0,80	

Yoğunluk ve alan: birim hacim dolgulu kolon içindir kısaca "k"

Halka tipli dolgu maddeleri: kısaca "ha" ya da "hal."

F_p basınç düşüşünde kullanılan faktör: $\Delta P_{Taşaş} = 0{,}115 F_p^{0,7}$;

EK : 26 DOLGULU KOLONLARDA KÜTLESEL AKILAR İLE TAŞMA ARASINDAKİ İLİŞKİ



a_v : birim hacim dolgulu kolonda dolgu yüzey alanı (ft^2 /1 ft^3 dolgulu hacim)

ε: Gözeneklilik

g_c :Newton sabiti : 4,17 .10^8 ft.lb/(lb_f .s^2)

G_x :Sıvının kütlesel akısı (lb/ft^2 st)

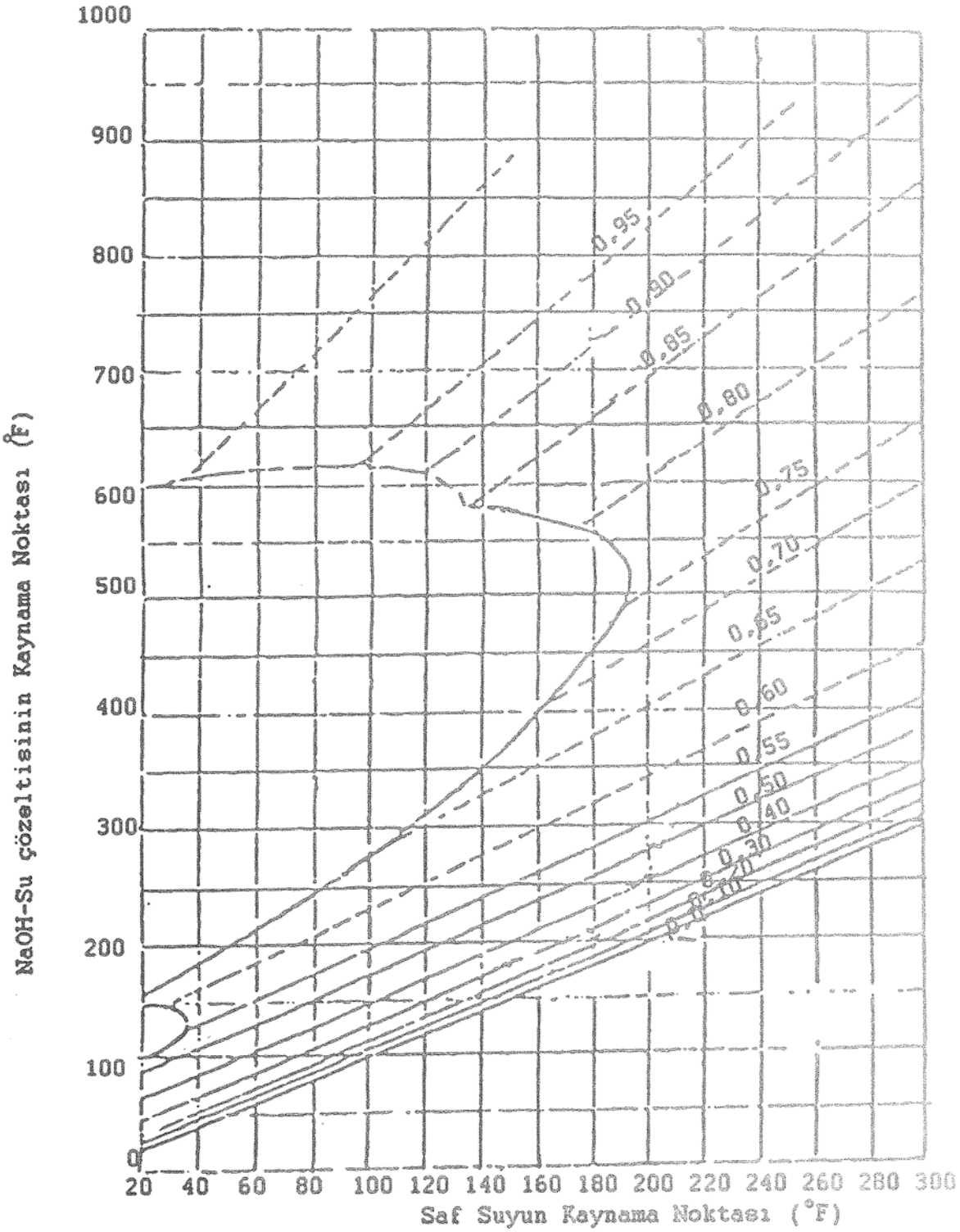
G_y :Gazın kütlesel akısı (lb/ft^2 st)

μ_x : Sıvının viskozitesi (cp)

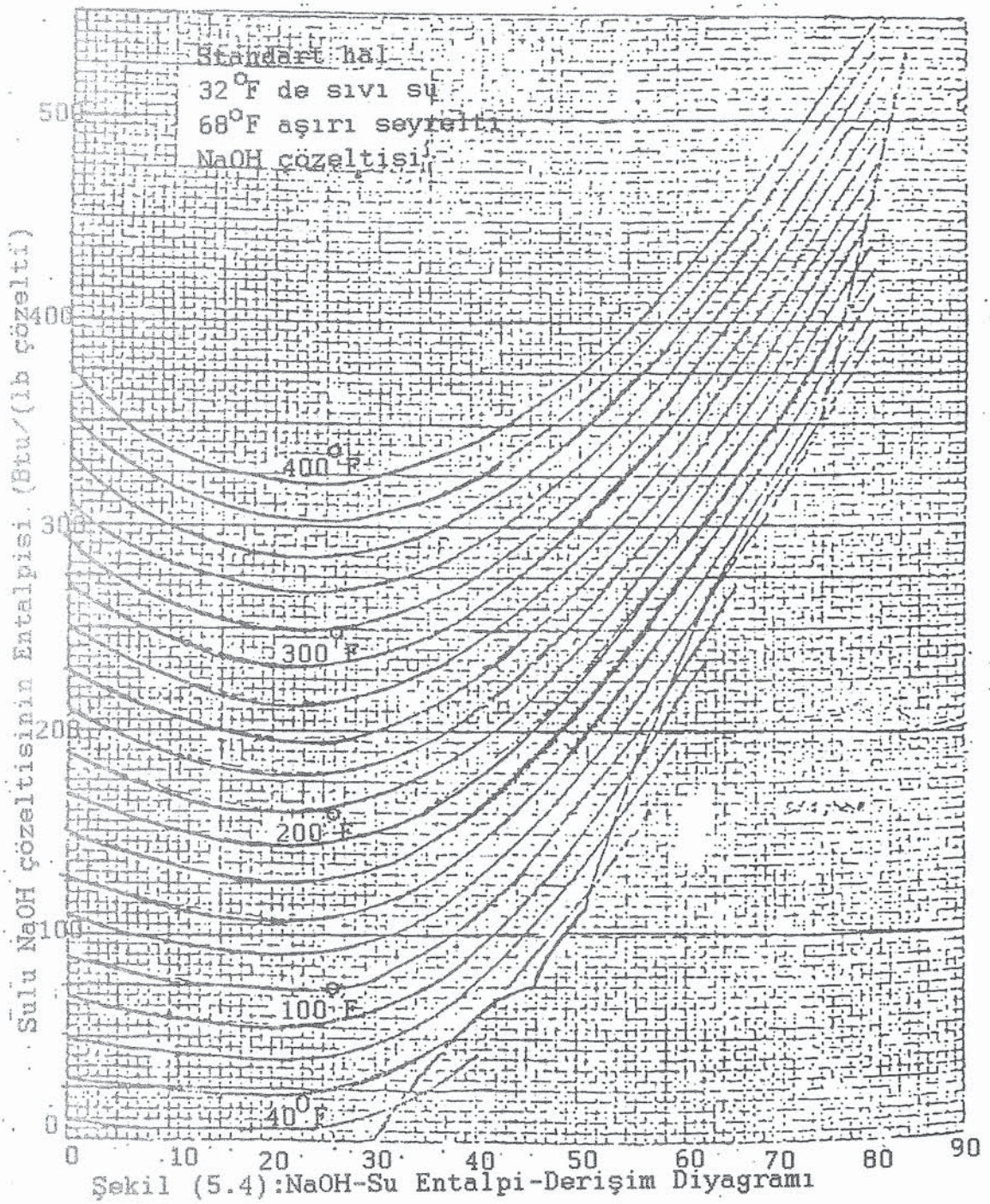
ρ_x : Sıvının yoğunluğu (lb/ft^3)

ρ_y :Gazın yoğunluğu

EK : 27 DÜHRİNG DİYAGRAMI



EK : 28 NaOH-SU ENTALPİ DİYAGRAMI



Şekil (5.4):NaOH-Su Entalpi-Derişim Diyagramı

SEMBOLLER

A : Alan (m^2)
C : Sabit sayı ya da ısı kapasitesi [J/(kg K); Btu/(lb °R)]
D : Çap (m)
D_v : Kütle difüzivite katsayısı (m^2/s; ft^2/s)
E : Enerji (J,Btu)
F : Kuvvet (N)
H : Entalpi (J/kg); ya da Yükseklik (m)
$\mathscr{H}$: Nemlilik (kg nem/kg kuru hava)
L : Uzunluk (m,ft)
N : mol akısı [kmol/(m^2.s)]
P : Basınç (Pa)
Q : Isı (J, Btu)
X : Serbest nem (kg nem/kg kuru katı), sıvı karışımlarında mol kesri
Y: Buhar karışımlarında mol kesri
R : İdeal gaz sabiti ya da Kurutma hızı [kg nem/(h.kg kuru katı)], yarıçap (m);direnç
S : Çözünürlük
T : Sıcaklık (°C , K)
U : İç Enerji (J:Btu)
W: İş (J,ft-lb_f)
$\dot{W}$:İş Hızı (W, hp,(ft-lb_f/s))
a : İvme (m/ s^2 ,ft/s^2)
d : Tam diferansiyel ya da Çap (m)
e : doğal logaritma tabanı (2,7184; gözeneklilik)
f : Sürtünme katsayısı, buhar kesri
g : Yerçekimi ivmesi (m/ s^2)
h : Sıvıların özgül entalpisi (J/ kg); ısı aktarım katsayısı [W/(m^2 K)]
k : Isıl İletkenlik Katsayısı (W /(mK))
$k_{kütle}$: Kütle aktarım katsayısı [mol/(h.m^2.mol kesri)]
κ : Boltzmann sabiti $1,3805x10^{-16}$ erg/(molekül.K)
m : Kütle (kg)
$\dot{m}$: Kütlesel Hız (kg/s)
n : Mol sayısı
Ω : Lennard-Jones çarpışma integrali
q : Isı aktarım hızı (W)
$\dot{q}$: Hacimsel akış hızı (m^3/s)
r :Yarıçap (m)
s : Yarı kalınlık (m)
t : Zaman (s , h)
u : Çizgisel hız (m/s)
x,y,z : Dik koordinat eksenleri

α : Isıl difüzivite katsayısı (m^2/s), açı,
β : Isıl Genleşme katsayısı (K^{-1})
δ : Hidrodinamik sınır tabaka kalınlığı (m)
δ_T : Isıl sınır tabaka kalınlığı (m)
σ : Yüzey gerilimi (dyne/cm)
ya da Stephan-Boltzmann sabiti $5,67\ 10^{-8}$ (W/(m^2 K^4))
∂ : Kısmi türev

Δ : Fark operatörü
∇ : Türev operatörü
ε : gözeneklilik
Φ : Potansiyel enerji (J) , ya da elek analizi kütle kesri
ϕ : Açı
φ : Fonksiyon operatörü
λ_+^o, λ_-^o = sıfır derişimlerde sınır iyonik iletkenlikler,A/cm^2 –(V/cm)-(eşdeğer g/cm^3)

λ : Buharlaşma gizli ısısı (J/kg)
μ : Viskozite (Pa.s; cp)
ν : Kinematik viskozite (m^2/s)
π : Pi Sayısı (3,1416)
θ : Boyutsuz sıcaklık yaklaşımı ya da Yatayla yapılan açı
ρ : Yoğunluk (kg / m^3)
σ : Stephan-Boltzmann Sabiti (5,67 10^{-8})
τ : Kayma Gerilimi (Pa) ; turtozite (bükümlülük) derecesi .
υ : Özgül Hacim (m^3 / kg)
ω : Açı ya da Açısal Hız (devir /s)

KISALTMALAR

Ec : Eckert Sayısı
Fo : Fourier Sayısı
Fr : Froude Sayısı
Gr : Grashof Sayısı
Gz .Graetz Sayısı
Nu : Nusselt Sayısı
Pr : Prandtl Sayısı
Ra : Raighleigh Sayısı
Re : Reynolds Sayısı
Sc : Schmidt Sayısı
Sh : Sherwood Sayısı

İNDİSLER

T : Toplam süre
L : Uzunluğa Dayalı
cr : Kritik
cs : Islak hava
ç : Çıkış
e : Eşdeğer
f : Akışkana ait
g : Giriş ya da gaza ait
i : İç
k: Kaynama noktasında
∞ : Sonsuzda ya da Duvardan Etkilenmeyen uzaklıkta
o: Çevre Koşullarında ya da Dış
p : Sabit Basınçta, ıslak çeper
s : Katıya ait
v : Sabit Hacimde ya da Buhara ait
w : Duvara ait, ağırlıkça

KAYNAKLAR

-Arın, E.G."Isı Aktarımı",Gazi Üniversitesi, Yayın No:150. Ankara,1987

-Arın, G « Yavaş Akımlarda Isı Aktarımı » Bilim Yayıncılık, ISBN 975-556-030-0, Ankara,1998

-Arın,G « Kimya Mühendisliğinde Ayırma Teknikleri »Önder Matbacılık ve Gaz.T.A.Ş, ISBN-9944-5130-0-8, Sivas, 2006

-Christi,J.,Geankoplis"Transport Processes and Unit Operations",3rd Ed.,Prentice Hall International Inc.,London.,1993.

-Foust,A.S,Wenzel,W.L.,Clump,C.W.,Maus,L.,Andersen.L.B. »Principles of Unit Operations »,John Wiley and Sons.Inc.,Pensyvania,1960.

-Hasan Can Okutan, Ekrem Ekinci, "Kütle İletimi",İTÜ, 1987.

-Mc Cabe W.L.,Smith,J.C.,.,Harriot,P."Unit Operations of Chemical Engineering", 2nd.Ed.,McGraw Hill Book Co.London.,1967

-Mc Cabe W.L.,Smith,J.C.,.,Harriot,P."Unit Operations of Chemical Engineering",5th.Ed.,McGraw Hill Book Co.London.,1993

-Perry,J.H.,Green,D.W.,Maloney,J.O.,"Chemical Engineering Handbook"7th.Ed,Mc Graw Hill Book Co.,New York.1997.

İNDEKS

Sayfa No

A

Absorplama....1
Absorplamada Çözümlü Problemler....82
Absorplamada Δx-Δy üçgenlerinde genel durum....80
Absorplama Problemleri....98-99
Absorplamada Tüm Kütle Aktarım Katsayıları....87
Absorplamada (TÜY) tüm aktarım ünitesi yüksekliği yöntemi....89
Absorplamada Sadeleştirme Yöntemleri....86
Absorplama Hızı....77
Absorplamada iki direnç teorisi....77
Absorplama Prensipleri....74
Adsorplama....1

B

Boltzmann eşitliği....12
Boyut Analizi....35
Buharlaştırma....100-120
Buharlaştırıcılarda Entalpi Dengesi....102

C

Chapmann-Enskog etkileşimi....12

Ç

Çarpışma integrali (Ω)....12,Ek(9)
Çarpışma çapı (σ)....12,Ek(8)
Çekme enerjisi (ϵ/κ)....12,Ek(8)
Çok Bileşenli Difüzyon....24
Çok Etkili Buharlaştırıcılarda Beslenme Çeşitleri....109
  İleri yönde besleme....109
  Karışık yönde besleme....111
  Paralel besleme....111
  Tek yönde besleme....110
Çok Katlı Etkili Buharlaştırıcılar....108
Çözümlü Problemler....25
Çözünürlüğü zayıf gazlarda absorpsiyon....92

D

Damıtmada Tabak Verimliliği....58
Desorpsiyon....98
Difüzivite (difüzyon katsayısı)....5-25
Difüziviteler arasındaki bağıntılar....5
Difüzivitelerin öngörümü....10
Difüzyon....1-25
  Bükümlülük (turtuozite)....17,Ek(15)

Sayfa No

Çözümlü Problemler.....25
Difüzyon Denklemlerinin yorumu.....6
Difüzyon hızları.....4
Difüzyon miktarları.....3
Difüzyon prensipleri.....1-25
Difüzyon teorisi.....3
Difüzyonun ısı aktarımı ile karşılaştırılması.....3
Dolgulu Kolonlarda Diferansiyel bir Kesitte Madde Dengesi.....76
Dolgulu Kolonlarda Sıcaklık Değişimleri.....76
Dolgulu Kolon Tasarımı.....67
Dolgulu Kolonlarda Taşma Eğrileri.....72,Ek(23,26)
Dolgulu Kolonlarda Katsayılar ve TÜY (Aktarım Birimi Yükseklik) 'leri.....93

E
Elektrolitik olmayan seyreltik çözeltilerde difüzyon.....14
Elektrolitik olmayan derişik çözeltiler.....16
Elektrolitik seyreltik çözeltiler.....16
Eşmollü difüzyon.....7-8

F
Fazlar arası kütle aktarımı.....1-25
Fick Yasası.....5,20,22,23
Film Teorisi.....27
Floro-triklor metan-Azot ikilisinin difüzivite katsayısı hesabı.....11

G
Gaz Absorpsiyonu.....67-99
Gazlarda difüzyon katsayıları.....10,Ek(7)
Gauss Eğrisi.....30,Ek(17)
Gean-Koplis'ten Örnekler.....46
Genel Madde Dengeleri.....19
Gözenekli Katılarda Difüzyon.....17
Gözenekli Katılarda Seyreltik Sıvı Çözeltilerinin Difüzyonu.....18
Gradyan
Sıcaklık gradyanı.....2
Derişim gradyanı.....2
Zorlanmış gradyan.....2

I
Isıl difüzyon.....2

İ
İki film teorisi ile Tüm Kütle Aktarım Katsayısı.....56
İdeal tabak sayısında absorpsiyon çarpanı yöntemi.....96

K

Sayfa No
Kademe Verimlilikleri....58
Karışık akımda difüzyon....18
Katıdan Özütlemede Kademe Verimliliği....63
Katı Özütlemesinde Murphree Kademe Verimliliği....65
Kaynama noktası yükselmesi ve Dühring Kuralı....101
Kolonlarda Doldu Maddelerinin Fiziksel Özellikleri....69,Ek(25)
Kütle Aktarımı....1
Kütle Aktarım Katsayıları ve Film Teorisi II....26
Kütle Aktarım Katsayısının Deneysel Ölçümü....32
Asılı Tanelere Kütle Aktarımı....42
Bilinen Alanlarda Kütle Aktarım Katsayıları....34
Çeşitli Geometrilerde Kütle Aktarım Katsayıları....35
Damlalara ve Taneciklere Kütle Aktarımı....43
Yassı Levhaların Dışındaki Paralel Akımlarda Kütle Aktarımı....35
Borular ve Silindirlerde Kütle Aktarımı....36
Boruların İçinden Akış....36
Tüpler Demetine Dik Akış....39
Tüplerin Dışında Eksene Paralel Akış....38
Tüplerin Dışında Tüplere Dik Akış....39
Dolgulu Yataklarda Kütle Aktarımı....41
Kütle Aktarımını sıvı direnci ya da gaz direnci kontrol ettiğinde....91
Knudsen difüzyonu....17

L
Lennard-Johns potansiyeli....12,Ek(8)
Lennard-Johns potansiyelinde elde edilen çarpışma integralleri....Ek(9)

M
Molar akış, çizgisel hız ve akı....4

N
NaOH-Su Entalpi-Derişim Eğrileri....107
Normal Kaynama Noktasında Atomik ve Molar Hacimler....15,Ek(11)
Nernst Denklemi....16

O
Osmoz olayı....1
Penetrasyon Teorisi....29
Parabolik Akılta Leveque Denklemi Grafiği....51

S
Seyreltik Sulu çözeltilerde Biyolojik Çözünenlerin Difüzyon Katsayıları....15, Ek (12)
Seyreltik sıvı çözeltilerin difüzyon katsayıları....13,Ek(10)
Sınır Tabaka Teorisi....29
Sıvı fazda kolay çözünebilen gazlarda absorpsiyon....91
Sıvılarda difüzyon....13

Sayfa No

Süreklilik Denklemi....23
Stoke-Einstein Denklemi....15

T
Tabaklı Kolonlarda Taşma Eğrisi....60
Tabaklı Kolonlarda Verimlilik Grafiği....61
Tanelere Kütle Aktarımı....40
Tek bileşenin kütle aktarımı....9
Tek Etkili Buharlaştırıcılar....102
Tek küreye akışta ısı ve kütle aktarımı katsayısı....42,Ek(19)
Tek silindire akışta ısı ve kütle aktarım katsayısı....40,Ek(18)
Tek yönlü difüzyonun etkisi....28
Tipik Biyolojik Jellerin Sulu Çözeltilerdeki Difüzyon Katsayıları....15, Ek (13)
Turtuozite....17,Ek(15)

W
Wilke-Chang Denklemi....14

Y
Yüzey Yenileme Teorisi....31
Yatışkın Olmayan Halde Küre'ye Isı ve Kütle Aktarımı Grafiği.(iç direnç varken)....49,Ek(22)
Yatışkın Olmayan Halde Levhaya Isı ve Kütle Aktarımı Grafiği (iç direnç varken)...47,Ek(20)
Yatışkın Olmayan Halde Silindire Isı ve Kütle Aktarımı Grafiği(iç direnç varken)....48,Ek(21)
Yatışkın Olmayan Hallerde Sonsuz Uzun
Levha,Silindir ve Kürelere Isı ve Kütle Aktarımı Grafiği (iç direnç yokken)....66

Z
Zorlanmış difüzyon....2