



KİMYA MÜHENDİSLİĞİNDE AYIRMA TEKNİKLERİ

Prof. Dr. Göneng A.R.N

Cumhuriyet Üniversitesi Mühendislik Fakültesi
Kimya Mühendisliği Bölümü

2006 SİVAS

KİMYA MÜHENDİSLİĞİNDE AYIRMA TEKNİKLERİ

Prof.Dr. Gönenc ARIN

*Cumhuriyet Üniversitesi Mühendislik Fakültesi
Kimya Mühendisliği Bölümü*

ISBN 9944-5130-0-8

BASKI: Önder Matbacılık ve Gaz.A.Ş.

Tel: 0 346 22458 84 - 85

SİVAS

ÖNSÖZ

Üç yıldır Sivas-Cumhuriyet Üniversitesi Kimya Mühendisliği Bölümünde ders vermekteyim. Büyük sevgi ve saygıyla karşılandığım bu okulda ben de çok büyük bir heves ve istekle çalıştım. Öğrencilerimin dersi izlemesinde dil sorunu yaşamamaları ve zamandan kazanıp pek çok bilgiyi onlara ulaştırabilmek için hazırladığım Türkçe ders notlarımı, bir kitapta toplayıp kalıcı bir esere dönüştürmek istedim. Onlara ve gelecek gençliğe yararlı bir armağan bıraktığımı düşünüyorum, bizlere özgür bir devlette eğitilme ve eğitme ortamı yaratan Türkiye Cumhuriyeti'nin Kurucusu Büyük Önder Mustafa Kemal Atatürk'ü minnet ve şükranla anıyorum.

Prof. Dr. Gönenç Arın

Mart.2006



İÇİNDEKİLER

Sayfa

Önsöz

1.Damıtma	1- 31
1.1.İdeal Gaz Yasaları	
1.1.a.Rault Yasası	1- 3
1.1.b.Henry Yasası	3
1.2. Sabit Kaynayan Karışımlar	4
1.3.Damıtma Cihazları.....	5
a. Dolgulu Kolonlar.....	5
b. Tabaklı Kolonlar	6
1.4. Damıtma tipleri	7
1.5. Kolon hesap yöntemleri:	
a.McCabe-Thiele yöntemi ile damıtma	9
b.Ponchon-Savarait yöntemi ile damıtma	21
2.Katı-Sıvı Özütleme	32-46
2.1.Hareketsiz katı yataklarda kaplama ile özütleme	32
2.2.Hareketli katı yatakta özütleme	33
2.3. Katıdan Özütleme Cihazı	33
2.4.Sürekli, ters akımlı özütleme yoluyla katı saflaştırmasının temelleri	34
2.4.1.Sabit alt akımda kademe sayısı	37
2.4.1.1.Örnek 2.1. (McCabe-Thiele yöntemi ile)	37
2.4.2.Değişen alt akımda kademe sayısı	39
2.4.2.1.Örnek 2.2 (McCabe-Thiele yöntemi ile)	39
2.5.Gean-Koplis'den Örnekler	42
2.6.Problemler	45
3.Sıvı-Sıvı Özütleme	47-73
3.1.Sıvı-sıvı özütleme cihazları	47-56
3.1.1.Karıştırıcı-Çöktürücüler	48
3.1.2.Püskürtmeli-dolgulu kuleler	50
3.1.3.Delikli tabak kuleleri	52
3.1.4.Perdeli Kuleler	53
3.1.5.Karıştırmalı Özütleme kuleleri	54
3.1.6.Darbe kuleleri	55
3.1.7.Santrifüjlü özütleyiciler	56
3.2. Özütleme Prensipleri	57
3.2.1.Denge-Faz bileşimi (I. Ve II. Tip sistemler)	57
3.2.1.1.McCabe-Thiele yönteminin kullanılması	59
3.2.1.1.1.Örnek 3.1. (I. Tipte McCabe-Thiele yöntemi ile)	60
3.2.1.1.2. II.tip Sistemle Geri Döngülü Ters Akımlı Özütleme	62-66
3.2.2. Süperkritik Akışkan Özütlemesi	66
3.2.1.1.2. Gean-Koplisten Örnekler	68-72
3.3. Problemler	73
4. Nemlendirme	74-100
4.1.1. Nemlilik	74
4.1.2. Doyma Nemliliği	74

	<u>Sayfa</u>
4.1.3. Bağlı Nemlilik	75
4.1.4. Nemli Isı Kapasitesi	75
4.1.5. Nemli Hacim	75
4.1.6. Nemli Gazın Entalpisi	76
4.2. Faz Dengesi	77
4.3. Adiabatik Doyma Sıcaklığı	79
4.4. Nemlilik Çizelgesi	82
4.4.1. Nemlilik Çizelgesinin Kullanılışı	83
4.4.2. Hava-Su'dan farklı sistemler için Nemlilik Çizelgesi	83
4.5. Yaş Termometre ve Nemin Ölçülmesi	83
4.5.1. Yaş Termometre Sıcaklığı	85
4.5.2. Yaş Termometre Sıcaklığı Teorisi	87
4.5.3. Sykrometrik Çizgiler ve Lewis Bağıntısı	87
4.5.4. Nemin Ölçülmesi	88
4.6. Nemlendirme Cihazı	89
4.7. Nemlendiriciler ve Nem Gidericiler	90
4.8. Nemlendirme İşleminin Teorisi ve Hesaplamaları	91
4.9. Gaz – Sıvı Etkileşim Mekanizması	93
4.10. Gaz-Sıvı Dokunumlarındaki Denklemler	95
4.11. Hava- Su Sistemi	96
4.12. Adiabatik Nemlendirme	96
4.13.a. Aktarım Birimi Yüksekliği Yöntemi	97
4.13.b. Aktarım Birimi Sayısı	97
4.14. Örnekler	77
4.14.1. Örnek (4.1)	82
4.14.2. Örnek (4.2)	97
4.14.3. Örnek (4.3.)	98
4.15. Problemler	101-142
5. Katıların Kurutulması	101
5.1. Kurutucuların Sınıflandırılması	102
5.2. Kurutulan Katılar	103
5.3. Kurutmanın Prensipleri	103
5.4. Kurutucularda Sıcaklığın Yolu	105
5.5. Kurutucularda Isı Aktarımı	106
5.5.1. Isı Aktarım katsayıları	107
5.5.2. Isı Aktarım Birimleri	107
5.5.7. Kurutucularda Kütle Aktarımı	108
5.5.8. Faz Dengesi	109
5.5.9. Denge Nemi ve Serbest Nem	109
5.5.9.1. Bağlı ve Bağlı Olmayan Su	111
5.5.10. Sabit Kurutma Şartları	111
5.5.10.1. Kuruma Hızı	112
5.5.10.1.a.Sabit Hız Dönemi	114
5.5.10.1.b. Kritik Nem İçeriği ve Hızın Düşme Dönemi	115
5.6. Kuruma Hız Eğrileri	116
5.6.1. Gözeneksiz Katılar ve Difüzyon Teorisi	116
5.6.1.1. Difüzyon Denklemleri	119
5.6.1.2. Büzülme ve Kabuk Oluşumu	119
5.6.2. Gözenekli Katılar ve Kapiler Akış	119

5.7. Sabit Kurutma Şatlarında Kurutma Süresinin Hesaplanması	121
5.7.a. İçerden Dolanımlı Kurutma	124
5.7.b. Asılı Tanelerin Kuruması	126
5.8. Kurutma Cihazları	127
5.8.1. Katıları ve Pastaları Kurutan Kurutucular	127
5.8.1.a. Tepsili Kurutucular	127
5.8.1.b. Elekli Kurutma Bantları	128
5.8.1.c. Kule Kurutucular	129
5.8.1.d. Döner Kurutucular	130
5.8.1.e. Vida Taşıyıcılı Kurutucular	132
5.8.1.f. Akışkan Yataklı Kurutucular	133
5.8.1.g. Flaş Kurutucular	134
5.8.2. Çözelti ve Sulu Çamurlar İçin Kurutucular	135
5.8.2.a. Püskürtmeli Kurutucular	136
5.8.2.b. İnce Film Kurutucu	138
5.8.2.c. Tamburlu Kurutucular	139
5.9. Kurutma Cihazının Seçimi	140
5.10. Örnekler	
5.10.1. Örnek (5.1)	114
5.10.2. Örnek (5.2)	118
5.10.3. Örnek (5.3)	123
5.10.4. Örnek (5.4)	124
5.10.5. Örnek (5.5)	131
6. Katı Tanecikler ile İlgili İşlemler	143-157
6.1. Katı Taneciklerin Tanımlanması	143
6.1.1. Tane Biçimi	143
6.1.2. Tane Boyutu	144
6.1.2.1. Standart Elek Serileri	144
6.1.2.2. Karışık Tane Büyüklükleri ve Elek Analizleri	144
6.1.2.3. Elek Analizleri ile Hesaplamalar	145
6.1.2.3.1. Karışımın Özgül Yüzeyi	146
6.1.2.3.2. Ortalama Tane Boyutu	147
6.1.2.3.3. İnce Tanelerde Boyut Ölçümleri	149
6.2. Taneli Yığınların Özellikleri	149
6.2.1. Katı Yığınlarının Ayrıcalıklı Özellikleri	149
6.2.2. Taneli Yığınlarda Basınç	150
6.3. Katıların Depolanması	152
6.3.1. Yığınak Deposu	152
6.3.2. Kapalı Depolama	152
6.3.2.1. Bunker, Hopır ve Silolarda Basınç	152
6.3.3. Depoların Boşaltılması	154
6.3.3.1. Ark Oluşumu	155
6.4. Örnekler	
6.4.1. Örnek(6.1.)	156
6.4.2. Örnek(6.2.)	156
6.5. Problemler	157
7. Ufalama	158-191

7.1. Ufalama Ürünlerinin Özellikleri	158
7.1.1. Ufalanmış Tanelerde Boyut Dağılımı	159
7.2. Ufalama İçin Gerekli Enerji ve Güç	162
7.2.1. Kırma Verimi	163
7.2.2. Rittinger Yasası	164
7.2.3. Bond Kırma Yasası ve İş İndeksi	164
7.3. Değirmen İşletmelerinin Kompüter Uyarlaması	166
7.4. Ufalama Cihazları	171
7.4.1. Kırıcılar	172
7.4.1.1. Çeneli	172
7.4.1.2. Jiratorlu Kırıcılar	173
7.4.1.4. Düzgün Merdaneli Kırıcılar	174
7.4.1.5. Dişli Kırıcılar	176
7.4.2. Öğütücüler	177
7.4.2.1. Çekiçli Değirmenler ve Vurucular	177
7.4.2.2. Döner Sıkıştırılmalı Makineler	178
7.4.2.3. Aşındırıcı Değirmenler	179
7.4.2.4. Döner Değirmenler	180
7.4.2.4.1. Öğütme Elemanları	181
7.4.2.4.2. Döner Değirmendeki Hareket	182
7.4.2.4.3. Döner Değirmenlerdeki Kapasite ve Güç Sarfıyatı	184
7.4.3. Ultra İnce Öğütücüler	184
7.4.3.1. Karıştırılmalı Değirmenler	186
7.4.4. Kesme Makineleri	186
7.5. Teçhizatın İşletmesi	187
7.5.1. Açık ve Kapalı İşletmeler	187
7.5.2. Besin Kontrolü	189
7.5.3. Değirmenin Boşaltılması	189
7.5.4. Isının Verilmesi ve Alınması	190
7.6. Örnekler	
7.6.1. Örnek(7.1.)	160
7.6.2. Örnek(7.2.)	164
7.6.3. Örnek(7.3.)	165
7.6.4. Örnek(7.4.)	167
7.7. Problemler	190
8. Filtreleme	192-206
8.1. Filtre Keklerinde Süzme Prensipleri	194
8.1.1. Filtre Keki Üzerindeki Basınç Düşüşü	195
8.1.2. Sıkıştırılabilen ve Sıkıştırılmayan Filtre Kekleri	196
8.1.3. Sabit Basınç Filtrasyonu	198
8.1.3.1. Kek Direnci için Ampirik Denklemler	199
8.1.4. Sürekli Filtrasyon	202
8.1.4.1. Sabit Filtrasyon Hızı	204
8.2. Örnekler	
8.2.1. Örnek(8.1.)	199
8.2.2. Örnek(8.2.)	204
8.3. Problemler	205
9. EKLER	

EK-1 BİRİMLER ve BİRİM SİSTEMLERİ

EK-2 ÇEVİRME ÇARPANLARI

EK-3 STANDART ÇELİK BORULAR İÇİN ASTM BORU STANDARTLARI

EK-4 DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU

EK-5 KIZGIN SUBUHARI TABLOSU

EK-6 GAZLARIN 1 atm (101,33 kPa) BASINÇTA FİZİKSEL ÖZELLİKLERİ

EK-7 BENZEN-TOLUEN KAYNAMA NOKTALARI DENGİ EĞRİSİ

EK-8 BENZEN-TOLUEN SIVIYA KARŞI BUHAR DENGİ EĞRİSİ

EK-9 SU-AMONYAK DENGİ EĞRİSİ (Entalpi-Kütle kesri)

EK-10 A) °C ile HAVA-SU DENGİ EĞRİSİ

B) °F ile HAVA-SU DENGİ EĞRİSİ

EK-11 DOLGULU KOLONLARDA TAŞMA EĞRİSİ

EK-12 ASETON-SU-MİK ÇÖZÜNÜRLÜK DENGİ EĞRİSİ

EK-13 ANİLİN-n HEPTAN-MCH ÇÖZÜNÜRLÜK DENGİ EĞRİSİ

EK-14 ASETİKASİT-SU-İZOPROPİL ETER ÇÖZÜNÜRLÜK DENGİ EĞRİSİ

EK-15 DİFÜZYONLU ISI-KÜTLE AKTARIMLARINDA ,BAZI GEOMETRİLERDE ZAMANA BAĞLI ORTALAMA DEĞİŞİM EĞRİLERİ

EK-16 TYLER ELEK STANDARTLARI

EK-17 BAZI METALLERİN TERMODİNAMİK ÖZELLİKLERİ

10. SEMBOLLER

11. KISALTMALAR, TERİMLER, İNDİSLER

12. KAYNAKLAR

Konu: 1

DAMITMA

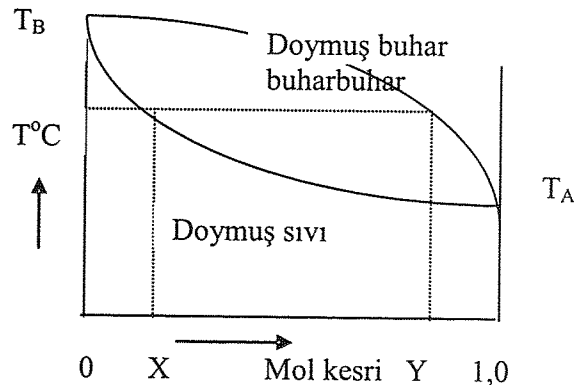
Damıtma: içinde iki ya da daha çok uçucu bileşeni bulunan bir sıvının kaynatılarak farklı yapıda oluşan buharından ayrılması, bu buharın yoğunlaştırılması ve bu işlemin tekrarlanması sonucunda buhar ve sıvının bileşenlerce zenginleştirilmesi işlemidir.

Buhar fazı bileşim bakımından sıvı ile aynı yapıda olursa bu saflaştırma yapılamaz. Her uçucu maddenin değişen sıcaklıklarda farklı birer buharlaşma miktarı vardır; bunun sonucu olarak da o saf maddenin her sıcaklıkta, kendine özgü bir buhar basıncı vardır. Buharlaşma tablosunda her sıcaklık için farklı bir buhar basıncı yer alır. Maddeler karıştırıldıklarında ise buhar basınçlarının yerini onlardan daha düşük olan kısmi basınçları alır ve bu basınçlar o maddelerin çözelti içindeki derişimleri ölçüsünde değişir.

Saf bir madde, ortam basıncının buhar basıncına eşit olduğu sıcaklıkta kaynamağa başlar ve madde sıvı fazdan buhar fazına geçer.

Uçucu maddeler karışımında ise kısmi basınçlar toplamının ortam basıncına eşit olduğu sıcaklıkta kaynama başlar ve maddeler sıvı fazdan buhar fazına geçer. Verilen ısı ayarlanabildiğinde sıvının tümü buharlaşacağı yerde bir kısmı buharlaşır ve sıcaklık sabitken, bir süre sonra sıvı ile buhar dengeye gelir. Damıtma olaylarının denetimi bakımından her sıcaklık ve her bileşimindeki sıvı karışımı için, kaynatma noktası denge eğrilerinin bilinmesi ve kullanılması gerekir. Bilgileri bulunan bir ikili karışımın sabit basınç altında, karışımın sıvıdaki bileşimine göre kaynama sıcaklığının

ve buhar bileşiminin değişimi Şekil 1.1'deki gibidir. Eğer aynı ikili karışım, gene sıvı bileşimleri göz önüne alınarak farklı ortam basıncında kaynatılacak olursa, bu defa da ortam basıncı arttıkça kaynama sıcaklığının yükseldiği ve faz denge eğrilerinde sıvı ile buhar eğrilerinin birbirine yaklaştığı görülür. (Şekil.1.2)



Şekil 1.1

Rault Yasası: Her sıvının her sıcaklık için bir buhar basıncı vardır. Madde saf olmayıp maddeler karışımı olduğunda

her maddenin her sıcaklık ve sıvı karışımı için bir kısmi basıncı vardır. Bu basınç o maddenin o sıcaklıktaki buhar basıncı ile homojen sıvı karışımındaki mol kesrinin çarpımına eşittir. Şekil 1.3' deki bilgiler kullanıldığında Şekil 1.1 elde edilir.

Örneğin 760 mm Hg basıncında sıvı

bileşiminde 0,263 Benzen ve 0,737 Toluen mol kesri varken 100°C'ta Benzenin kısmi basıncı $\bar{p}_A = 1350 \times 0,263 = 355 \text{ mm Hg C}$

Toluenin kısmi basıncı

$$\bar{p}_B = 556 \times 0,737 = 409 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Toplam basınç} \quad 764 \text{ mm Hg 'dır.}$$

Kısmi basınçlar toplamı da yaklaşık

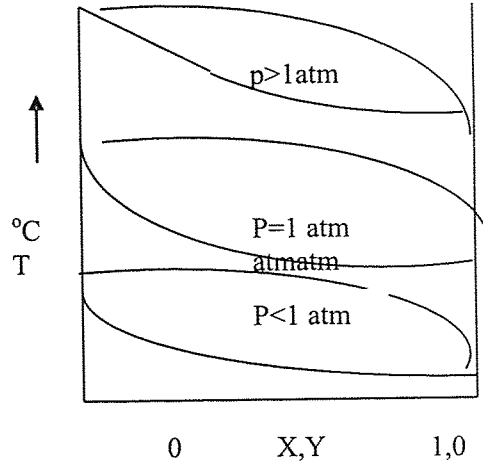
760 mm Hg olduğuna göre bu ortam

basıncında kaynama başlar ve sıvı ile dengede

olması beklenen buhar karışımındaki mol kesirleri:

$$y_A = 355/764,8 = 0,464 \quad y_B = 409,6/764,8 = 0,536 \text{ olur.}$$

Görüldüğü gibi $y_A + y_B = 0,464 + 0,536 = 1$ 'dir.



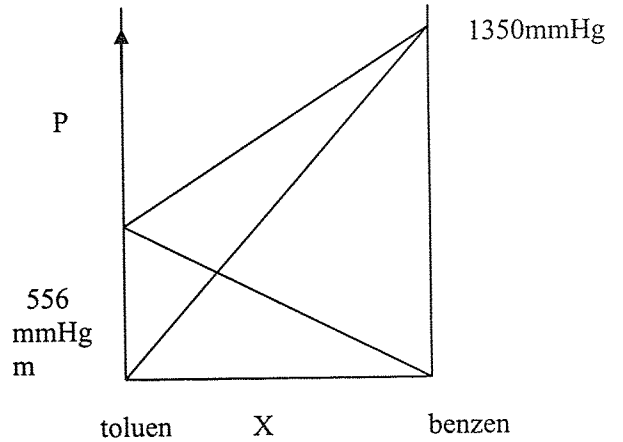
Şekil 1.2

Ayrıca değişik sıvı karışımlarının kaynama sıcaklıkları ve sıvı ile dengedeki buhar bileşimleri çizildiğinde Şekil 1.1'deki eğriler elde edilir. A bileşeni şekilde daha uçucu görülmektedir (benzen).

$$\bar{p}_A = P_A \times X, \quad \bar{p}_B = P_B (1 - X),$$

$$\text{Toplam basınç } P = \bar{p}_A + \bar{p}_B = P_A \times X + P_B (1 - X)$$

$$y = \frac{\bar{p}_A}{\bar{p}_A + \bar{p}_B} = \frac{P_A X}{P_A X + P_B (1 - X)} = \frac{P_A X}{P}$$



Şekil 1.3

Kısmi basınçlar

Tablo 1.1 çeşitli sıcaklıklarda benzen ve toluenin buhar basınçlarını göstermektedir.

Bu değerlerden yararlanarak her sıcaklıkta

kaynama sıvısının ve onun ile dengedeki buhar fazının bileşimleri çıkarılabilir. Şekil 1.1 den aşağıdaki örnek çözülebilir:

$$\text{Örneğin: } 82 \text{ } ^\circ\text{C'ta } P_A = 811 \text{ mm Hg, } P_B = 314 \text{ mmHg,}$$

$$811 X + 314 (1 - X) = 760 \text{ mm Hg} \quad X = 0,897 \quad y = (0,897 \times 811) / 760 = 0,958$$

$$\text{Örneğin: } 95,8 \text{ } ^\circ\text{C'ta } P_A = 1214 \text{ mm Hg, } P_B = 494 \text{ mm Hg,}$$

$$1214 X + 494 (1 - X) = 760 \text{ mm Hg} \quad X = 0,369 \quad y = (0,369 \times 1214) / 760 = 0,589$$

Rault Yasası, kimyasal yapı bakımından birbirlerine çok benzeyen ve molekülleri arasında etkileşim olmayan karışımlara uygulanabilir (benzen-toluen gibi). Alkol-su; Asetik asit-su; Metanol-Aseton gibi karışımlara uygulanamaz.

Tablo 1.1. Sıcaklıklara Göre Benzen-Toluen 'in Buhar Basınçları : mm Hg

T°C	80,4	82,0	84,8	88,0	90,8	93,0	95,8	99,0	101,8	104,0	106,8	110,0	110,6
Benzen	760	811	882	957	1137	1123	1211	1310	1412	1520	1625	1756	-
Toluen	-	314	345	378	412	452	494	538	585	635	689	747	760

Aseton-Karbon sülfür sisteminin 37,2°C 'ta kısmi basınç eğrileri kabaca Şekil 1.4'de görülmektedir. Yalnızca yüksek basınçtaki karışımlar için kısmi basınçlar Rault Yasasına uymaktadır.

Bu çok genel bir haldir ve "Rault Yasası çözücüye uygulanır" sözü ile özetlenir.

Bağıl Uçuculuk: A bileşenin B bileşenine kıyasla bağıl uçuculuğu şöyledir:

$$AB \frac{y_A / x_A}{y_B / x_B}$$

Burada, $AB = A$ 'nın B'ye göre bağıl uçuculuğu

y = Buhar fazındaki bir bileşenin mol kesri

x = Sıvı fazındaki bir bileşenin mol kesri

İki bileşenli sistemlerde ikinci bileşen için

$y_B = 1 - y$, $x_B = 1 - x$ yazılabilir.

$$\frac{y}{1-y} \cdot \frac{1-x}{x}$$

Sıvı fazı Rault Yasasına ($\bar{p}_A = P_A x$)

ve buhar fazı Dalton Yasasına

$$[y \frac{\bar{p}_A}{P} \frac{P_A}{P} x; 1-y \frac{\bar{p}_B}{P} \frac{P_B}{P} (1-x)]$$

uyacak olursa : $\bar{p}_A / P = P_A / P_B$ 'dir.

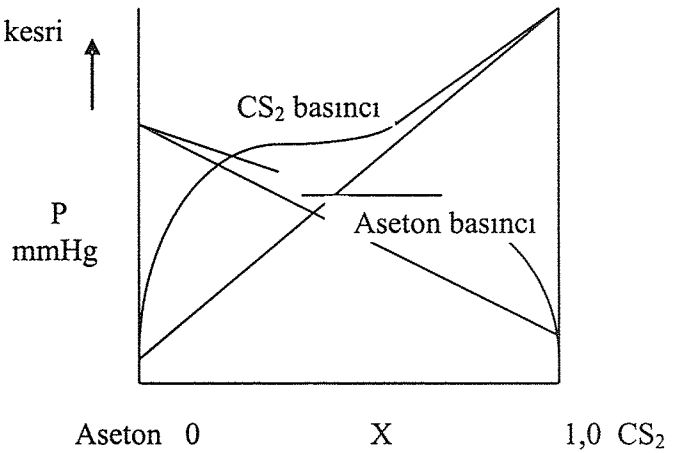
Henry Yasası: Bu yasa da Rault'a benzer, $\bar{p}_A = C x$

Burada, \bar{p}_A : A bileşenin kısmi basıncı,

x : A bileşenin sıvıdaki mol kesri,

C : Henry sabitidir. Bu değer her sıvı ve her sıcaklık için değişen bir sabittir.

Bu yasa elektrolitler dışında seyreltik çözeltiler için geneldir. Şekil 1.4'deki Karbon sülfür-Aseton grafiği göz önüne alındığında her bir bileşenin kısmi basınç eğrisi, o bileşenin

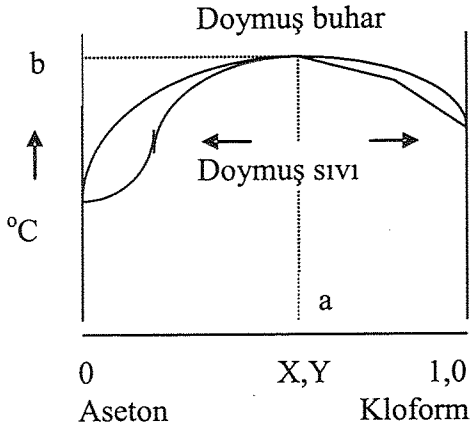


Şekil 1.4.

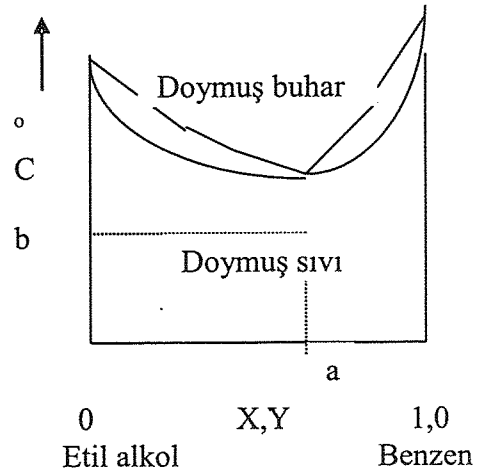
derişiminin yüksek olduğu bölgede hemen hemen düz bir doğru gibidir. Bu nedenle bu yasa seyreltik çözeltilere daha doğru uygulanabilir ve de çözüne uyarlanır.

Sabit Kaynayan (Azeotropik) Karışımlar: Şekil 1.5’de Kloroform-Aseton sistemi vardır. a bileşimindeki bir karışım için b noktasındaki gibi bir maksimum kaynama noktası vardır ve burada sıvı ile buhar bileşimleri aynıdır.

Şekil 1.6’da Benzen-Etilalkol sistemi vardır. a bileşimindeki bir karışım için b noktasındaki gibi bir minimum kaynama noktası vardır ve burada sıvı ile buhar bileşimleri aynıdır.



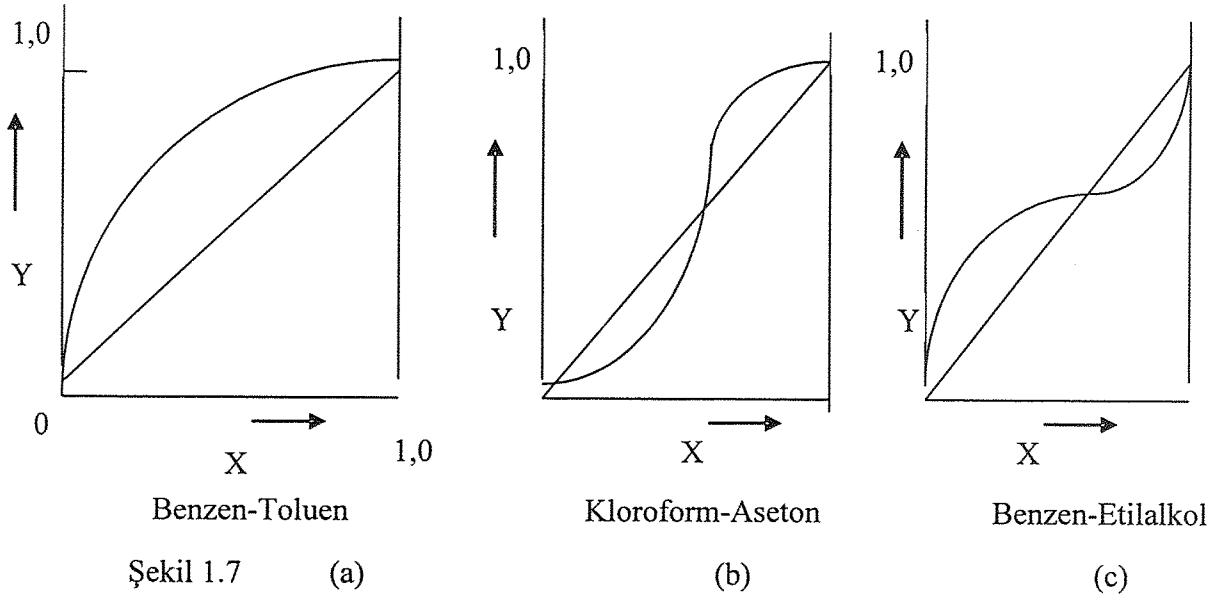
Şekil 1.5



Şekil 1.6

Bu sıvı ile buharının bileşimi aynı olan ve min. veya max. kaynama noktalarındaki karışımlara “Azeotropik karışımlar” denir. Sıvı ve buhar yapısı aynı olan karışımların damıtma ile bileşenlerine ayıramadığı hatırlatılmıştı. Ayrıca, sabit kaynayan karışımlarda bu noktanın bir tarafındaki karışımdan damıtma ile diğer tarafındaki karışıma geçmek de, özel önlemler alınmadıkça, olanaklı değildir. Ancak, sistemin toplam basıncı değiştirilirse ya da karışıma bileşenlerin birinden bir miktar saf madde ilavesi yapılacak olursa derişim bu noktanın ötesine geçeceğinden damıtmaya diğer bölümde devam edilebilir. Adı geçen önlemler bunlardır. Aşağıdaki Şekil 1.7’de üç tip eğri gösterilmektedir.

Ev Ödevi: Tablo1.1’de verilen Benzen ve Toluenin buhar basınçlarından yararlanarak 1atm. ortam basıncı için kaynama noktalarını gösteren ve gene, Y’ye karşı çizilmiş X değerlerini gösteren denge eğrilerini çizin.



Tablo 1.2 Benzen-Toluen Karışımın farklı kaynama sıcaklıklarında; Dengedeki Sıvı ve Buhar için Benzen mol kesirleri

T°C	84,8	88,0	90,8	93,0	95,0	99,0	101,8	104,0	106,8	110,0
x	0,773	0,659	0,555	0,459	0,370	0,288	0,211	0,141	0,075	0,013
y	0,897	0,831	0,757	0,678	0,591	0,496	0,393	0,281	0,161	0,031

Damıtma Cihazı:

İleride damıtma çeşitlerinin neler olacağı bir bir açıklanacaktır. Buna göre kullanılacak cihaz ayrı özellikler taşıyacaktır. Genel bir ayırma da

a. Dolgulu Kolonlar b. Tabaklı Kolonlar

olarak sınıflandırılır. Esas olan farklı yapıdaki sıvı ve buhar fazlarını, dengeden uzak yapıda karşılaştırıp bir süre kütle ve enerji aktarımına izin verecek dokunumu sağlayan kademeleri oluşturmaktır. Bu kademeler ya bir tabak üzerinde sıvı ve buharın birbirleri ile karışma olayıdır ya da Dolgulu bir Kulede kolonun belli bir yüksekliğindeki dolgu maddelerini ıslatan sıvının buhar ile dokunum olayıdır. Bundan sonra Kademe(basamak) denildiğinde ya bir tabak ile üzerindeki boşluk ya da Dolgulu Kulenin belli bir yüksekliği anlaşılacaktır.

a.Dolgulu Kolonlar: İleride Soğurma (Gaz Absorpsiyonu) konusunda ayrıntılı olarak yeniden ele alınacaktır. Çeşitli yapı malzemesinden oluşan halkalar ya da geometrik yapısı çeşitli, 0,50 cm ile 5,0cm. arasında değişen boyutlardaki küçük cisimlerle düzdün veya geliş güzel (yığma) yöntemiyle doldurulmuş kulelerdir. Boyutları çok büyük olmayan bu kulelerin

çapları, içlerine yerleştirilen dolgu maddelerinin bir tanesinin ana boyutunun yaklaşık 8 katıdır. Bu yüzden kapasitesi de çok büyük olmayan bu kolonlar gene küçük kapasiteli damıtma olaylarında kullanılır.

a. **Tabaklı Kolonlar:** Genel olarak Tabak türleri 4'e ayrılır.

1. **Çan Başlıklı Tabaklar (Şekil 1.8):**

Aşağıdan yükselen buhar Çan'ın içinden dolanıp sıvı tabakasının içinden geçtikten sonra boşluğa çıkabilmekte, Çan'ın çeperlerindeki yarıklardan dağılan buhar kabarcıkları sıvı içinde mükemmel bir karışım sağlamaktadır. Tabakların en gelişmiş tipi olan Çan başlıklılar yapımı pahalı fakat işletmesi en iyi olan Tabaklardır. Bu yüzden içinde 2'den fazla bileşeni bulunan petrolün bileşenlerine ayrılmasında özellikle seçilen Tabak türüdür.

2. **Delikli Tabaklar (Şekil 1.9):**

Madeni bir levhanın çeşitli yöntemlerle delinmesi ile meydana gelirler. Bu deliklerin diziliş düzeni Tabağın toplam alanına olan yüzdesi ve delinme yöntemi işletme üzerinde etkisi olan değişkenlerdir.

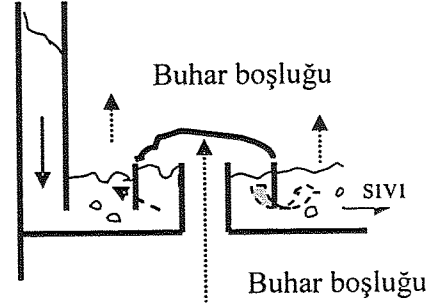
Yapımı oldukça ucuz olmasına karşın saflaştırma verimi Çan başlıklılar kadar yüksek olmayan bu Tabaklar, kalite olarak 2'nci sırayı alırlar.

3. **Izgaralı Tabaklar (Şekil 1.10):**

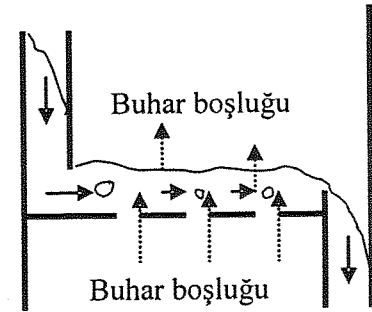
Metal şeritlerin birbirine dik düzende ördüğü bir kafes, izgaralı bir tabağı oluşturur. Yapımı ucuz olan bu Tabağın verimi önceki iki Tabaktan daha düşüktür.

4. **Şelale Tipli Tabaklar (Şekil 1.11):**

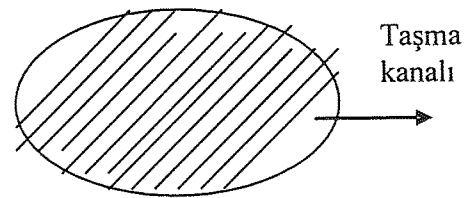
Üzerinde delik bulunmayan fakat kolonu birkaç parçada ve merdiven basamakları dizilişinde tamamlayan Tabak türüdür. Sıvı ve buhar bir Tabağın parçaları arasından geçip birbirleriyle karışırken kütle ve enerji aktarımı yer almakta, sıvının akması için ayrıca akma kanalı



Şekil 1.8. Bir çan başlıklı



Şekil 1.9. Delikli tabak



Şekil 1.10 Izgaralı tabak

bulunmaktadır. İki Tabak arası uzaklık bir; sağda geniş solda dar iken bir üst kademede, solda geniş sağda dar olmakta ve bu değişim Kolon boyunca devam etmektedir.

Bir damıtma cihazında esas olan birbirleriyle dengede olmayan sıvı ve buhar akımlarını bir süre birbiriyle dokunuma getirip az uçucu bileşenin buhar fazından sıvı faza, çok uçucu bileşenin de sıvı fazdan buhar fazına geçişini sağlamak olduğundan dolgu maddeleri ya da tabak malzemeleri, ne fiziksel ne de kimyasal bir katılmaya girebilir. Bunun için yapı malzemeleri damıtılacak maddeye uygun ve Kolon tasarımında boyutlar sıcaklık, basınç, bileşim,

yoğunluk, viskozite gibi özellikler göz önüne

alınarak teknik yollarla hesaplanmalıdır. Teknik yollar olarak adı geçen hesapların ders kapsamına giren kadarında: Tabak sayısı, Besinin gireceği tabağın numarası, Geri döngü oranı (Riflaks=Kolona geri verilen kısım/Üst ürün), Kaynatma kazanına verilen ısı ve Yoğuşturucudan alınan ısılar vardır. İki tabak arası uzaklığın hesapları Gaz Soğurma (Absorption) konusunda ele alınacaktır.

Damıtma konusunda tasarım hesapları için besinin ve ürünlerin derişimleri, besinin buhar kesri, geri döngü oranı (Riflaks oranı) ya önceden bilinmeli ya da bilinenlerden giderek öncelikle belirlenmelidir. Besinin giriş sıcaklığı kadar ürünlerin sıcaklıkları, doymuş sıvı olup olmamaları ve giren çıkan akımların miktarları da aynı derecede öncelik ve önem taşır.

Damıtma Tipleri:

I. Kararsız ve Kesikli Damıtma (Banyo Tipi ya da Batch).

a. Geri Döngülü (Riflaks) b. Geri Döngüsüz (Riflaks'sız)

II. Kararlı ve Sürekli Damıtma

1. Tek kademeli (Fleş) ; 2. Çok kademeli:

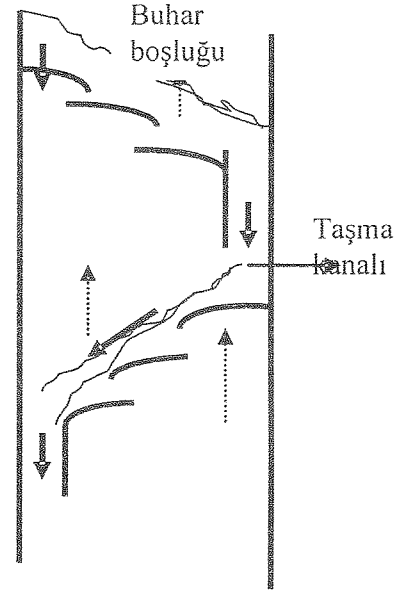
a. Geri döngülü (Riflaks'lı)

b. Geri döngüsüz (Riflak'sız)

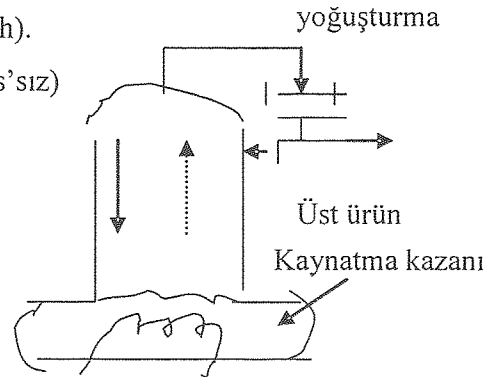
I. Banyo Tipi Damıtma (Şekil 1.12):

Buna diferansiyel tipte bir damıtma da denilebilir.

Bir kolonun dibinde bulunan toplama tankına başlangıçta yüklenen besin, damıtma süresince eksilirken buharlaşan



Şekil 1.11. Şelale tipi tabak



Şekil 1.12

kısım tankın üzerindeki kolonda kısmen yoğuşup sıvı olarak tanka geri akar. Buhar faz ile arada kurulan denge sonucu belirli zaman aralıklarında belirli ürünler verir. Besin öncelikle çok uçucu daha sonra daha az uçucu bileşenleri buhar fazına geçirilip yoğuşturulduktan sonra farklı ürünler oluşturacak şekilde damıtma devam eder. Toplama tankında madde kalmayınca işlem biter. Görüldüğü gibi her an geride değişik yapıda bir sıvı kalmakta ve bu sıvı daha da değişik yapıda bir buhar vermektedir. Bu damıtmada işletme şekline göre geri dönen üst ürün (Riflaks) olabilir ya da olmayabilir.

Zamana bağlı olarak $t=0$ iken F besin $t=t_1$ dF ($v=dF$) kadar azalır. Madde dengesi

$$(F-dF)(X_F - dX) + Vy = F X_F$$

$$FX_F - FdX - X_F dF + dFdX + dFy = F X_F$$

Çok küçük

X_F yalnızca $t=0$ iken vardır. Daha sonraki değer değişimlerini de gösterebilmek için X ile gösterirsek $-FdX + (y - X)dF = 0$

$$\int_{F_1}^{F_2} \frac{dF}{F} = \int_{X_{F_1}}^{X_2} \frac{dX}{y - X}$$

Bu integral alanın grafik metot ile hesaplanması en kolay yoldur.

II. Kararlı ve Sürekli Damıtma:

1. Flaş Damıtma
2. Çok Kademeli (Rektifikasyonlu) Damıtma.

Besinin giriş şartları ve ünitenin bütünüyle işletme şartları değiştirilmediği takdirde zamana göre değişmeyen yapıda alt ve üst ürünler alınır. Kolonun içinde raflar mevcuttur. Raf adedi arttıkça besin olarak giren karışımın daha saf alt ve üst ürünler vermesi olanağı sağlanmış olur. Önce tek raflı bir kolonda denge ve ürünleri anlamak üzere Flaş Damıtmayı görelim:

1. Flaş Damıtma (Şekil 1.13):

Belli bir X_F yapısına sahip bir karışım ısıtılıp basınç altında ve kaynama noktasında kolona verilir. Ani bir genişleme ile karşılaşan sıvı karışım birbiri ile dengede bulunan buhar ve sıvı fazlara ayrılır.

Ürünler yukarıdan alınan buhar ve aşağıdan alınan sıvıdır ve ürünlerin ne yapıda olacağı daha önceden bilinen denge eğrilerinden de hesap edilebilir.

Madde dengesine göre: $F = B + D$

$F = 1 \text{ mol}$ $B = f \text{ mol}$ $D = (1 - f) \text{ mol}$ dür.

$$1 X_F = f y_e + (1 - f) X_e \quad X_F = f y + X - f X$$

$$y = \frac{X_F}{f} - \frac{(1 - f)}{f} X \quad y = -\frac{1 - f}{f} X + \frac{X_F}{f}$$

$0 < f < 1$ olabilir. Şekil 1.14

$f = 0$ iken $m = -\frac{1 - f}{f} = \infty$ düşey çizgi

$f = 1$ iken $m = -\frac{1 - 1}{1} = 0$ yatay çizgi

diğer değerler ise düşey ile yatayın arasındaki çizgileri yapar. Bu doğruya "Besleme Doğrusu" denir.

$y = -\frac{1 - f}{f} X + \frac{X_F}{f}$ bağıntısında $X = X_F$ alındığında

$$y = -\frac{1 - f}{f} X_F + \frac{X_F}{f} = X_F$$

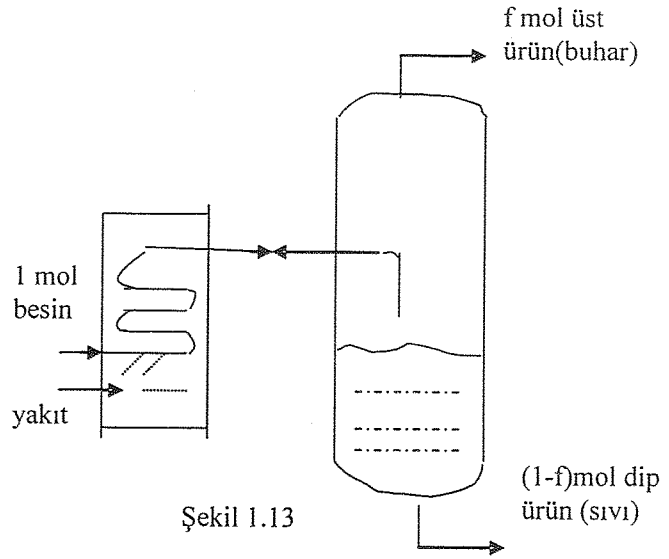
$y = X = X_F$ bu ise diagonal üzerinde bir noktadır.

2. Çok Kademeli Damıtma (Şekil 1.15):

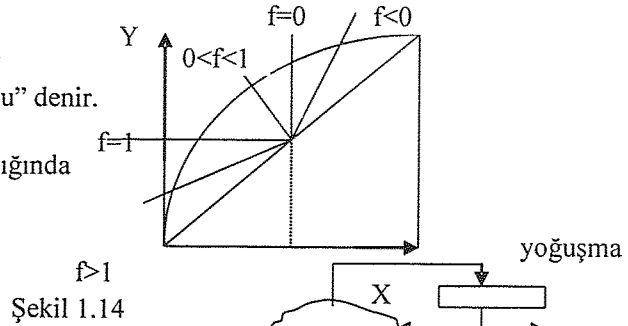
Ders kapsamında iki bileşenli karışımların damıtılması ele alınacaktır. Problemlerin çözümü için sıra ile önce McCabe – Thiele sonra Ponchon-Savarit yöntemleri gösterilecektir.

McCabe-Thiele Yöntemi:

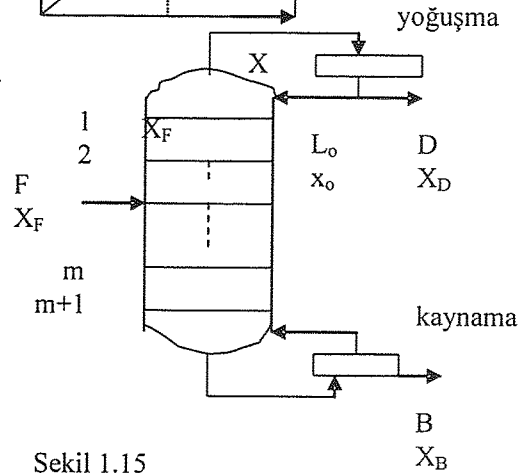
Örnek 1: % 50(molce) Benzen ,gerisi toluen olan bir karışım 1 atm basınçta flaş damıtma ile ayrıştırılacaktır. Aşağıdaki değerleri f 'in bir fonksiyonu olarak çiziniz. (Bu bir flaş damıtma örneğidir, ikinci yöntemde tekrarlanacaktır.)



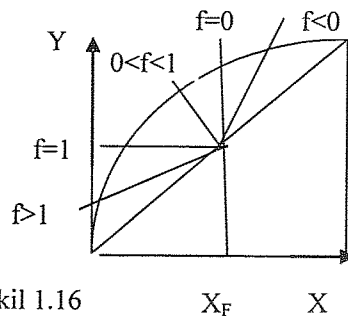
Şekil 1.13



Şekil 1.14



Şekil 1.15



Şekil 1.16

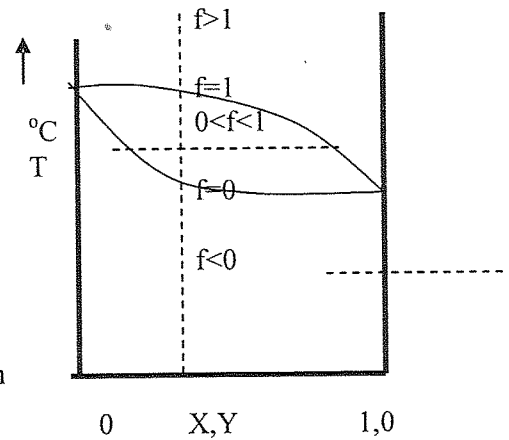
- Separatördeki sıcaklık
- Separatörü terk eden sıvının bileşimi
- Separatörü terk eden buharın bileşimi nedir?

Çözüm için f 'ye bir seri değer verilip eğimler hesap edilir.

(Bu hesaplar için Şekil 1.1 ve Şekil 1.3 'den yararlanılacaktır.)

Tablo 1.3.Flaş Damıtmada Besine bağlı Alt ve Üst ürünler

"f" kesirler	Eğim = $-\frac{1-f}{f}$	C ₆ H ₆ mol kesri		Sıcaklık °C
		Sıvı X _B	Buhar y _D	
0	∞	0,50	0,71	92,2
0,2	-4	0,455	0,67	93,7
0,4	-1,5	0,41	0,63	95,0
0,6	-0,67	0,365	0,585	96,5
0,8	-0,25	0,325	0,54	97,7
1,0	0	0,29	0,50	99,0



Tabloda hesaplanan f değerlerinin karşılığı olan eğimlerden

(X_F, X_F) noktasından geçen bir seri doğru çizilir. Bu

doğruların (Besleme doğruları) denge eğrisini kestiği Şekil 1.17

noktalar X_B ve y_D değerlerini verir (Şekil 1.16 ve Şekil 1.17).

f buharlaşmanın %0 ve %100 olduğu durumlar kabarcık(bubble) ve çiy (dew) noktalarına karşılık gelir.

II.2. Kararlı, Sürekli ve Çok Kademeli Damıtma Kolonları:

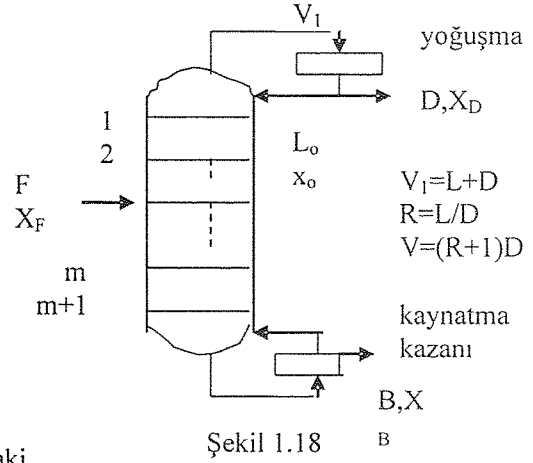
Her bir raf ya da tabakta yeni bir dengeye erişecek aralık bırakmak sureti ile besin tabağının üzerine çok sayıda tabak yerleştirildiği takdirde, üst ürün uçucu madde açısından giderek daha saf olmağa başlar ve buna buharın arıtılması anlamında rektifikasyon denir.

Aynı şekilde besin tabağının altına da teknik gereksinimlere uyarak çok sayıda tabak konulduğunda dip ürünün de yikanmışçasına, az uçucu madde açısından daha saflaşması sağlanır. Buna da sıyırma (stripleme) denir.

Geri Döngü (Riflaks) Oranı (Şekil 1.18):

Daha uçucu maddenin bulunduğu üst ürünün bütünü; buhar olarak alınıp, soğutucuda ya tamamen ya da kısmen yoğuşturulduktan sonra ürün olarak dışarı yollanırken, bu soğuk

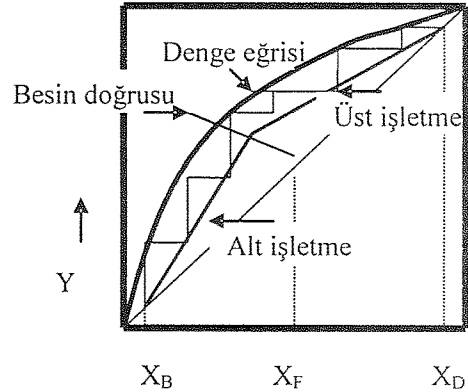
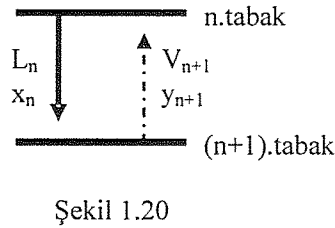
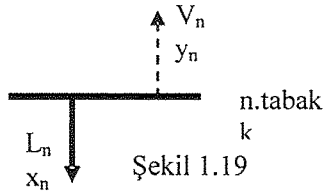
sıvının bir kısmı kolona geri verilir. Bu sıvı, dip üründe olacak yerde buhar fazına karışmış olarak üst ürüne kaçmakta olan az uçucu madde ile karşılaşır. Geri dönen sıvı, daha uçucu madde ile dolu ve oldukça saftır. Bu yüzden daha az uçucu olan maddenin ısını kolayca alıp kendisi buharlaşırken onun da sıvılaşmasını sağlayarak ve aynı işlemi aşağılara kadar devam ettirerek akar. Böylece daha az tabak kullanarak daha fazla saflaştırma yapılmış olur. Geri Döngü Oranı: $L/D=R$ ile gösterilir.



Denge ve İşletme Kavramları:

Şekil 1.19'da aynı rafı terk eden buhar ve sıvı arasındaki ilişkiyi denge eğrisi (Şekil 1.17) sağlar. Çünkü ideal bir raf üzerinde birbiri ile yeterince dokunumda kalabilen bu akımlar birbiri ile derişim dengesinde ve aynı sıcaklıktadır.

Şekil 1.20'de iki raf arasındaki buhar ve sıvının ilişkisi ise işletme (operasyon) şartlarının gereği kadardır ve bunların grafik üzerindeki noktalarını birleştiren doğrulara işletme doğrusu denir.



Kademe dizilişi Şekil 1.21'de görülmektedir.

Besinde buhar kesri: Beş tip durum ile karşılaşılabılır.

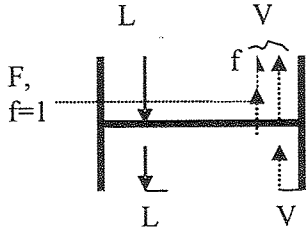
1. Bütün besin doymuş buhardır:(Şekil 1.22);

$$f=1; L = \bar{L}, \bar{V} + fxF = V$$

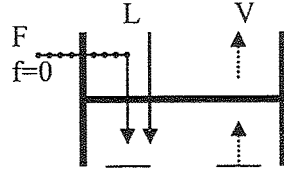
2. Bütün besin kaynama noktasında doymuş sıvıdır:

Şekil 1.21:Denge,işletme, besleme eğrileri ve tabaklar

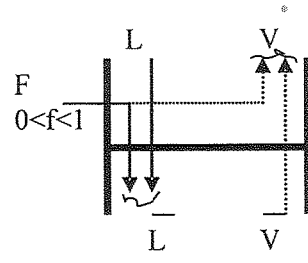
Şekil 1.23 $f=0$, $L + F = \bar{L}$, $V = \bar{V}$ 'dir çünkü $1-f=1$ 'dir.



Şekil 1.22



Şekil 1.23

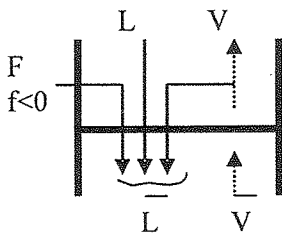


Şekil 1.24

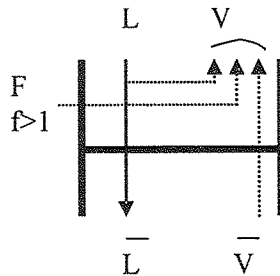
3. Besin kaynama noktasında kısmen sıvı, kısmen buhardır:

Şekil (1.24) ; $0 < f < 1$ $0 < (1-f) < 1$ $L + (1-f)F = \bar{L}$ $\bar{V} + fF = V$

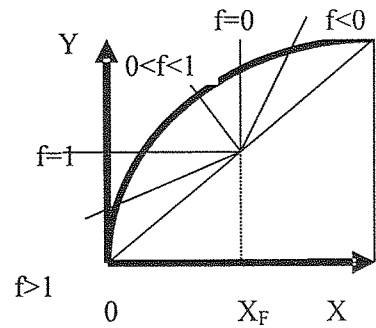
4. Bütün sıvı soğuk sıvıdır: Şekil (1.25). Kolona girdikten sonra kendi ısınırken bir kısım buharın soğuyup sıvı akımına karışmasına sebep olur. $f < 0$ (yani negatif bir değer): $V < \bar{V}$; $L < \bar{L}$



Şekil 1.25



Şekil 1.26



Şekil 1.27

5. Bütün besin (süper) kızgın buhardır : Şekil (1.26). Buhar olarak

aşağıdan yukarı yükselmekte olan buharlara karıştığı gibi bir kısım sıvının da buharlaşmasını sağlar: $f > 1$; $V > \bar{V}$; $L > \bar{L}$

Bu sonuçlar gösteriyor ki 1. raftan besin rafına kadar kabaca (Mc.Cabe- Thiele yönteminde yapılan varsayım) değişmeyen L ve V değerleri besin rafından sonra değişikliğe uğrar, bu da işletme doğrusunun besin rafından sonra farklı bir doğru ile tanımlanmasını zorunlu kılar. Flaş damıtma elde edilen doğru, çok kademeli damıtmadaki besin doğrusudur Şekil (1.27):

$$y = -\frac{1-f}{f}X + \frac{X_F}{f}$$

Yalnız son ürün besin doğrusunun denge eğrisini kestiği değerlerde değildir. Hatta beslenme tabağını terk eden, denge de olması gereken akımlar bile bir değil iki işletme doğrusu ile dengede olmak zorundadır.

İşletme doğrusunun denklemlerini bulabilmek için madde dengeleri kurulur. Zenginleştirme (Rektifikasyon) bölgesinde üst işletme doğrusu Şekil 1.28'den:

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_n X_n + DX_D; \quad y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} X_n + \frac{D}{V_{n+1}} X_D$$

V' lerin ve L' lerin kabaca mol olarak değişmediği kabul edilirse,

$$V_{n+1} = V = L + D \quad ; \quad y = \frac{L}{L+D} X + \frac{D}{L+D} X_D$$

$$y = \frac{L/D}{L/D + D/D} X + \frac{D/D}{L/D + D/D} X_D = \frac{R}{R+1} X + \frac{1}{R+1} X_D$$

Bu doğrunun çizimi Şekil (1.29) dur. Üst işletme doğrusunun irdelenmesi: $X = X_D$ için

$$y = \frac{R}{R+1} X_D + \frac{X_D}{R+1} = \frac{X_D}{R+1} (R+1) = X_D \quad y = X = X_D \quad \text{bu nokta } 45^\circ \text{lik doğrunun}$$

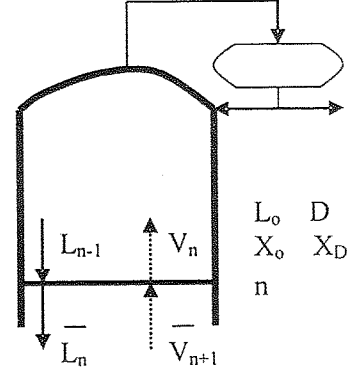
üzerindedir.

- $X = 0$ iken $y = \frac{R}{R+1} X + \frac{X_D}{R+1} = \frac{X_D}{R+1}$ doğrunun y eksenini kestiği noktadır.
- Eğim=0 iken; $\frac{R}{R+1} = 0 \quad R = 0 = \frac{L}{D} \quad L = 0$ Geri döngü (Riflaks) 0 demektir.
- Eğim=1 iken; üst işletme doğrusu 45° lik doğru ile çakışmıştır. Maksimum Geri döngü bu olabilir. Burada tabak sayısı minimumdur. Şekil (1.30)

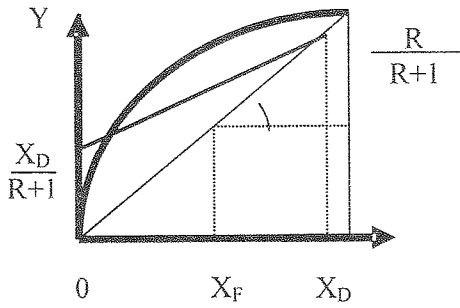
$$\frac{R}{R+1} = 1, \quad R = R+1, \quad D \left(\frac{L}{D} \right) = \left(\frac{L}{D} + 1 \right) D, \quad L = L + D, \quad D = 0 \quad \text{Bütün üst ürün}$$

(destilat) riflaks olarak kolona geri gönderiliyor demektir. Buna toptan riflaks denir.

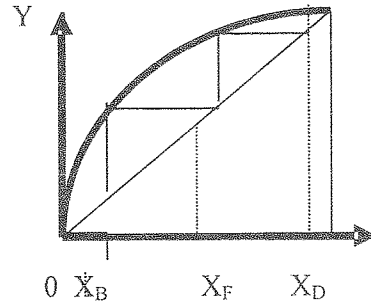
$$-0 < \frac{R}{R+1} < 1 \quad \text{iken ürün kısmen geri çevriliyordur.}$$



Şekil 1.28 Zenginleştirme bölgesi



Şekil 1.29. Üst işletme doğrusu

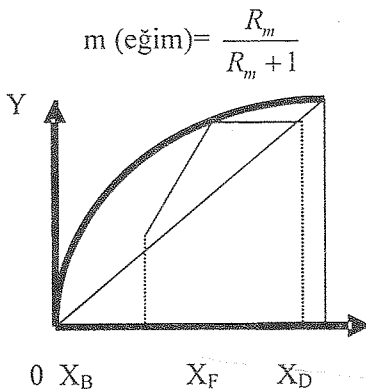


Şekil 1.30. Min. tabak sayısı

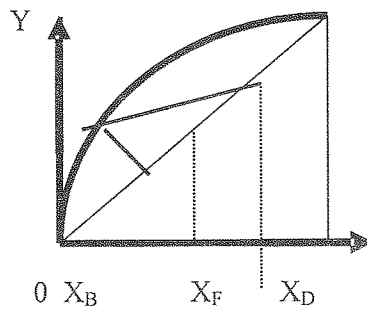
- Eğim minimum olduğunda riflaks da minimumdur. Riflaks'ın minimum olması için üç durum vardır.

1. Şekil 1.31'de üst işletme doğrusu ile beslenme doğrusunun kesim noktası denge eğrisinin içinde kalabiliyorsa eğim=0, R=0 olabilir.
2. Şekil 1.32'de beslenme eğrisi ile üst işletme doğrusunun denge eğrisi üzerinde kesişmesi durumu, işletme eğrisinin minimum eğimini verir.
3. Şekil 1.33'de beslenme eğrisinin, üst işletme eğrisinin ve denge eğrisinin aynı noktada birleşmesi durumunda üst işletme eğrisinin bir kere denge eğrisinin dışına çıkıp bir kere de içeri girmesi gerektiğinden bu mümkün değildir. Mümkün olan min. eğim $y = X = X_D$ ' den geçen ve denge eğrisine teğet olan doğrudur. Bu doğrunun eğimi min. Riflaksı belirler.

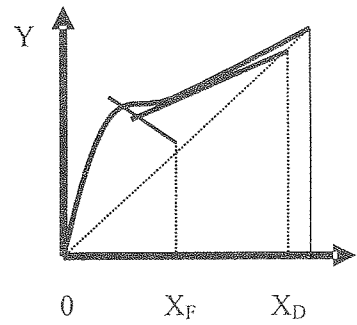
2 ve 3 durumlarına göre denilebilir ki R_{min} . olduğunda (genellikle) tabak sayısı max., ya da sonsuzdur.



Şekil 1.31



Şekil 1.32. Max. tabak sayısı



Şekil 1.33. Min. Geri döngü

Alt İşletme Doğrusu (Sıyırma Bölgesinde): Şekil 1.34 Madde dengesi

$$\bar{L}_{m-1} = \bar{V}_m + B \quad \bar{L}_{m-1}X_{m-1} = \bar{V}_m y_m + BX_B \quad y_m = \frac{\bar{L}_{m-1}}{\bar{V}_m} X_{m-1} - \frac{B}{\bar{V}_m} X_B$$

L ve V akımlarının alt yarı kolonda değişmediği varsayılırsa $y_m = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} X_{m-1} - \frac{B}{\bar{V}} X_B$

$$X = X_B \text{ iken } y_m = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} X_B - \frac{B}{\bar{V}} X_B \quad X_B = \frac{X_B}{\bar{V}} (\bar{L} - \bar{B}) \bar{L} = B + \bar{V} \quad \bar{V} = \bar{L} - \bar{B}$$

olduğundan $X=y=X_B$ noktası da 45°'lik doğru üstündedir.

Alt işletme doğrusunun; bir de üst işletme doğrusu ile beslenme doğrusunun kesiştiği noktadan geçme zorunluğu olduğundan, çizilişi ve eğimi o doğrulara bağlıdır. Şekil 1.34.

Grafik Çizimi:

1. X, y eksenlerinde denge eğrisi ve 45°'lik doğru çizilir.
2. X_B, X_D ve X_F ' in değerleri X ekseninde bulunarak 45°'lik doğruya kadar noktalı dikmeler çizilerek üzerinde işaret edilir.

3. f değerinden, beslenme eğrisinin eğimi olan $-\frac{1-f}{f}$

hesaplanarak $y=X=X_F$ noktasından geçen beslenme doğrusu çizilir.

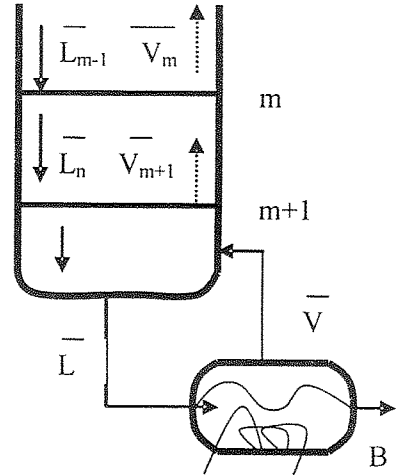
4. $y=X=X_D$ noktasından geçen, eğimi $\frac{R}{R+1}$ olan veya y eksenini $\frac{X_D}{R+1}$ 'de kesen üst işletme doğrusu çizilir.

5. $y = X = X_B$ ' den başlayıp, üst işletme doğrusunun beslenme doğrusu ile kesiştiği noktadan geçen alt işletme doğrusu çizilir.

6. X_D noktasından itibaren bir yatay çizip denge eğrisini kestiği noktadan bir düşeyle, işletme eğrisini kestirip bu noktadan tekrar yatay çizerek süregelen üçgenler oluşturulur ve böylece tabak sayısı ile beslenme tabağının numarası bulunur. Aynı işlem denge eğrisinin cebirsel ifadesi var olduğunda da hesaplama ile tekrarlanabilir:

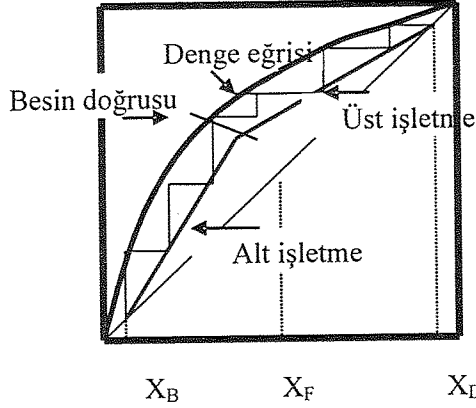
$y^* = m X^* + n$ denge eğrisinde y^* yerine y_1 yazılarak onunla dengedeki X_1^* bulunur.

$$y_n = \frac{R}{R+1} X_{(n-1)} + \frac{X_D}{R+1} \text{ üst işletme doğrusunda da } X_{(n-1)} \text{ yerine } X_1^* \text{ değeri konularak}$$



Şekil 1.34. Sıyırma bölgesi

işletme eğrisindeki y_2 hesaplanır.



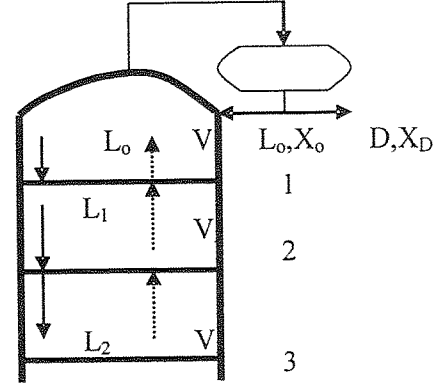
Şekil 1.35: Denge, işletme, besleme eğrileri ve tabaklar

Şekil 1.36'da da şematik olarak gösterilen akımların arasında bir faz derişim dengesi bir de işletme koşullarından gelen madde dengesi dönüşümlü olarak sürüp gittiğinden 6. maddede anlatılan basit üçgenler oluşmaktadır.

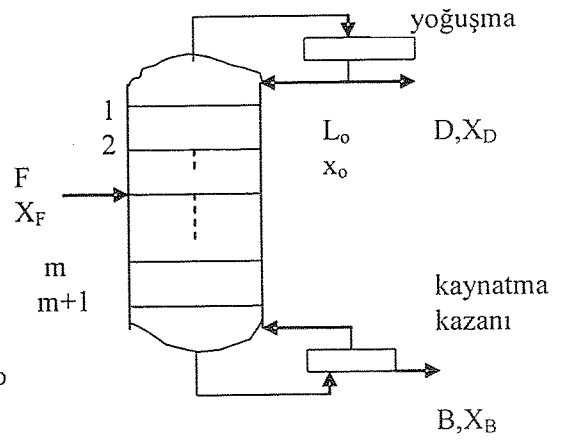
Kolonun tamamı Şekil 1.37'de görülmekte ve toplam dengeler aşağıdaki gibi olmaktadır:

$$\text{Madde Dengesi: } F = B + D ; F X_F = B X_B + D X_D$$

$$\text{Enerji Dengesi: } F h_F + q_r = D H_D + B h_B + q_c$$



Şekil 1.36 Zenginleşme bölgesi akımları



Şekil 1.37. Kolonun tamamı

Örnek 2: Bir ayırma kolonu saatte 30000 lb; ağırlıkça % 40'ı benzen olan toluenli karışımı damıtarak %97 benzenli üst ve % 98 toluenli dip ürünler elde edecektir. Geri döngü oranı 3,5 olacaktır.

Hem benzenin hem de toluenin 1 mol için gizli ısıları

7675 cal/gmol'dür.

- Bir saatte üst ve dip ürün mollerini hesaplayın.
- Besleme eğrisinin durumuna göre ideal tabak sayısını hesaplayın.
 - Eğer besin kaynama noktasında doymuş sıvı ise,
 - Eğer besin özgül ısı 0,44 Btu/(lb °F) olan 20°C'teki soğuk sıvı ise,
 - Eğer besinin 2/3'ü buhar, gerisi sıvı ise
- Eğer ısıtma için 20 lb/in.² geyc basıncındaki buhar kullanılır, ısı kayıpları ihmal edilir ve geri dönen sıvı doymuş bir sıvı olursa, buharın 1 saatteki tüketim hızı ne olur?

- a) Eğer soğutma suyu yoğuşturucuya 80°F'de girer ve 150°F'de çıkarsa 1 dakikada kullanılan soğutma suyu ne kadardır ?

Çözüm: $M_{\text{Benzen}}=78\text{lb/lbmol}$, $M_{\text{Toluen}}=92\text{ lb/lbmol}$

a) Temel: 100 lb giren besin Molce

$$\text{Besin: } X_F = \frac{\frac{40}{78}}{\frac{40}{78} + \frac{60}{92}} = 0,44 \quad \% 44$$

$$\text{Üst Ürün: } X_D = \frac{\frac{97}{78}}{\frac{97}{78} + \frac{3}{92}} = 0,974 \quad \% 97,4$$

$$\text{Dip Ürün: } X_B = \frac{\frac{2}{78}}{\frac{2}{78} + \frac{98}{92}} = 0,0235 \quad \% 2,35$$

Besinin ortalama mol ağırlığı: $0,44 \times 78 + 0,56 \times 92 = 85,8\text{ lb/lbmol}$

Beslenme hızı: $30000 / 85,8 = 350\text{ lbmol/st.}$

$$350 = B + D ; 350 \times 0,44 = B \times 0,0235 + (350 - B) \times 0,974$$

$$B = 196,6\text{ lbmol/st} , D = 153,4\text{ lbmol/st}$$

b). İlk adım olarak denge eğrisi çizilir ve düşey noktalı çizgilerle 45°lik doğru üzerinde X_D , X_F , X_B değerlerinin yerleri belirtilir.

i) İkinci adımda besin doğrusu çizilir. Burada $f = 0$ 'dır ve besin doğrusu $y = X = X_F$ ' den geçen düşey doğrudur.

Üçüncü adımda işletme doğruları çizilir. Üst işletme doğrusunun y eksenini kestiği nokta $\frac{X_D}{R+1} = \frac{0,974}{3,5+1} = 0,216$, eğimi $R/(R+1) = 0,778$ 'dir ve bu doğru $y = X = X_D$ noktasından geçmektedir.

Besin doğrusu ile üst işletme doğrusunun kesişme noktasından dip ürün noktasına birleştirilen doğru alt işletme (sıyırma bölgesi) doğrusudur.

Dördüncü adım, üçgenleri çizerek işletme doğruları ile denge eğrisi arasındaki tabakların yer ve sayılarını bulmaktır. Bu problem ve bu şıkta üst işletmeden alt işletmeye geçiş 7. tabakta olmaktadır. Adımlara devam edildiğinde kaynatma kazanından başka 11 tabak gerekmekte ve besin tabağı 7. tabak olmaktadır.

Şekil 1.1 a' da $T(\text{sıcaklığa})$ karşı $\rightarrow X, Y$ (derişim) grafiğinden $X_F = 0,44$ için kaynama sıcaklığı $T = 93,5^\circ\text{C}$ okunur.

Besinin özgül ısısı $0,44\text{Btu}/(\text{lb.}^\circ\text{F})$; Buharlaşma Gizli ısısı

$$\lambda = 7675 \times 1,8 (\text{Btu/lbmol}) / 85,8 (\text{lb/lbmol}) = 161 \text{ Btu/lb}$$

ii). 20°C'ta giren soğuk besinin 93,5°C'a ısıtılması için kaç mol buhar yoğunlaşmalıdır?

$$-f \times \lambda = 1 \text{ lbmol besin} \times 0,44 \text{ Btu/(lb.}^\circ\text{F)} \times 1,8 \times (93,5 - 20)^\circ\text{C fark}$$

$$f = -0,44(93,5 - 20) \times 1,8 / 161 = -0,37$$

$$\text{Besin doğrusunun eğimi: } -\frac{1-f}{f} = -\frac{(1+0,37)}{-0,37} = 3,7$$

Şekil 1.37a

Bu durumda tüm kademe sayısı 10 tabak + 1 kaynatma kazanı ve besin tabağı 5. tabaktır.

iii. Veriye göre $f=2/3$ ve eğim: $-(1-f)/f = -(1-2/3)/(2/3) = -0,5$

Şekil 1.37 b

Bu durumda 12 tabak + 1 kaynatma kazanı ve 7. tabak besin tabağıdır.

e). Zenginleştirme (rektifiye) kolonunda yükselen buhar:

$$V = 3,5 + 1 = 4,5 \text{ lbmol buhar / lbmol üst üründür.}$$

Bir saatte $4,5 \times 153,4 = 690 \text{ lbmol}$ olmaktadır.

$$\bar{V} = 690 - 350 f$$

Buharlaşma gizli ısı: $7675 \text{ cal/gmol} \rightarrow 7675 \times 1,8 = 13815 \text{ Btu/lbmol.}$

Doymuş Buhar Tablosundan $20 \text{ lb}_f / \text{in.}^2$ geç basınçtaki buharın yoğunlaşma gizli ısı 939

Btu/lb'dur. :

$$\dot{m}_s = \frac{q_r}{\lambda_s} = \frac{\bar{V} \lambda_c}{\lambda_s} = \bar{V} \frac{13815}{939} = \frac{13815(690 - 350f)}{939} = 10151,6 - 5148,5f$$

$$f=0 \rightarrow \dot{m}_s = 10151,6 \text{ lb/h}$$

$$f=0,37 \rightarrow \dot{m}_s = 12056,86 \text{ lb/h}$$

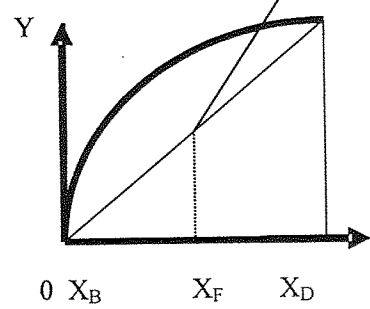
$$f=0,667 \rightarrow \dot{m}_s = 6716,97 \text{ lb/h}$$

d). Gerekli soğutma suyu

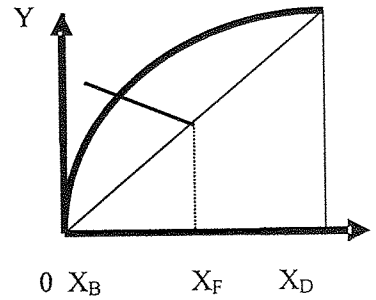
$$\dot{m}_c = -\frac{13815 \times 690}{(150 - 80)} = -13618 \text{ lb/h, ya da } 2272 \text{ lb/dak.'du.}$$

$$\dot{m}_c = -\frac{q_c}{C_p \Delta T} = -\frac{-V \lambda}{C_p \Delta T}$$

Bunun dışında kızgın (süper) buhar olarak besleme yapıldığında giren ısı fazlalığı, bir miktar sıvının daha buharlaşmasına neden olacağından,



Şekil 1.37a



Şekil 1.37b

$$f = 1 + \frac{C_{pv}(T_F - T_b)}{\lambda} \text{ olarak hesaplanır ve } f > 1 \text{ çıkar.}$$

Örnek 3: Molce % 35 Benzen içeren benzen+ toluen karışımı bir damıtma kolonuna 90° C'ta soğuk sıvı olarak girip % 98 saflıkta bir üst ürün alınırken giren benzenin % 95'i üste gitmektedir. Benzen ve toluenin ortalama gizli ısıları 95 cal/g; ortalama ısı kapasiteleri 0,43 cal/(g.°C fark) ve R=1,9 'dur.

- Giren-Çıkan akımların miktar ve derişimleri ?
- f'nin değeri, tabak sayısı, besin tabağının numarası?
- Saatte 300 kmol besin için q_r ve q_c ısıları?

Cözüm: Giren benzenin % 95'i üst ürüne gider, X_D = % 98, λ = 95 cal/g. , R = 1,9 , C_p = 0,43 cal/(g.°C), T_F = 90°C

Temel: 1 saatlik süre

$$F \times X_F \times 0,95 = 0,98 D$$

$$300 \times 0,35 \times 0,95 = 0,98 D ; D = 101,79 \text{ kmol/h}$$

$$B = 300 - 101,79 = 198,21 \text{ kmol/h.}$$

$$X_B = 300 \times 0,35 \times 0,05 / 198,21 = 0,0265 \rightarrow \% 2,65$$

$$f = -\frac{FC_p(T_b - T_F)}{\lambda}; F=1 \text{ kmol için hesap; } T_b=97^\circ\text{C (kaynama noktası denge diyagramından)}$$

$$f = -\frac{1 \text{ kmol} \times 0,43 \text{ cal} (97 - 90)^\circ\text{C}}{\text{g.}^\circ\text{C} \times 95 \text{ cal/g}} = -0,0317 \text{ kmol yoğuşan buhar/1 kmol besin}$$

$$\text{Besin doğrusunun eğimi: } m = -\frac{1-f}{f} = -\frac{1+0,0317}{-0,0317} = 32,55; \frac{X_F}{f} = \frac{0,35}{-0,0317} = -11,04$$

$$\text{Üst İşletme doğrusu} = \frac{X_D}{R+1} = \frac{0,98}{2,9} = 0,338 \text{ noktasında y eksenini keser.}$$

Grafik çiziminden 18 kademe bulunur: 17 tabak + 1 kaynatma kazanı ve 10. tabak besin tabağı.

$$\bar{M}_{\text{üst ürün}} = 0,98 \times 78 + 0,02 \times 92 = 78,28 \text{ kg/kmol}$$

$$\bar{M}_{\text{dip ürün}} = 0,9735 \times 92 + 0,0265 \times 78 = 91,629 \text{ kg/kmol}$$

$$q_c = V \times \lambda = D (R+1) \times \lambda = 2,9 \times 101,78 \times 78,28 \times 95 = 2 195 001,7 \text{ kcal/h}$$

$$q_r = \bar{V} \times \lambda = (V - F f) \times M = (295,162 + 300 \times 0,0317) \times 95 \times 91,692 = 2 652 095,1 \text{ kcal/h}$$

Örnek 4: Molce % 70 Toluenli bir benzen-toluen karışımı bir damıtma kolonuna kaynama noktasında giren % 40'ı sıvı, gerisi buhardır. Giren benzenin % 98'i ile toluenin % 9'u üst ürüne giderken geri döngü oranı minimumun 3,5 katıdır.

- Giren-çıkan akımların miktar ve derişimleri?
- f ve R'nin değerleri, grafik çizimi, tabak sayısı ve besin tabağının numarası?
- Benzen ve toluenin ortalama buharlaşma gizli ısıları 7600 cal/g ise 100 kmol besin için soğutucudan alınacak ve kaynatma kazanına verilecek ısılar?

Çözüm:

Temel: 100 kmol Besin (% 70 tolue+ % 30 benzen'dir)

a) $X_F = 0,30$: $100 \times 0,30 = 30$ kmol benzen girer.

$$30 \times 0,98 = 29,4 \text{ kmol benzen üst ürüne gider}$$

$$70 \times 0,09 = 6,3 \text{ kmol tolue üst ürüne gider}$$

D : Üst ürün toplamı : $29,4 + 6,3 = 35,8$ kmol

B : Dip ürün toplamı : $100 - 35,8 = 64,2$ kmol

$$X_D = 29,4 / 35,8 = 0,821 \quad \rightarrow \quad \% 82,1$$

$$X_B = 30 \times 0,02 / 64,2 = 0,00935 \quad \rightarrow \quad \% 0,935$$

b) $1 - f = 0,4$; $f = 0,60$; Besin Doğrusu eğimi: $m = - (1-f) / f = - 0,667$

$$\text{Grafikten } \frac{X_D}{R_{\min} + 1} = 0,275 \quad \rightarrow \quad R_{\min} = 1,985 \quad \rightarrow \quad R = 1,985 \times 3,5 = 6,95$$

$$\frac{X_D}{R+1} = \frac{0,821}{6,95+1} = 0,103 \text{ ile yapılan çizimden 8 kademe: 7 tabak + 1 kaynatma kazanı ve 4.}$$

tabak besin tabağı bulunur.

$$\bar{M}_{\text{üst ürün}} = 0,821 \times 78 + 0,179 \times 92 = 80,51 \text{ kg/kmol}$$

$$\bar{M}_{\text{dip ürün}} = 0,01 \times 78 + 0,99 \times 92 = 91,86 \text{ kg/kmol}$$

$$q_c = V \times \lambda = D(R+1) = 35,8 (6,91 + 1) \times 7600 \times 80,51 = 1,74 \times 10^8 \text{ kcal}$$

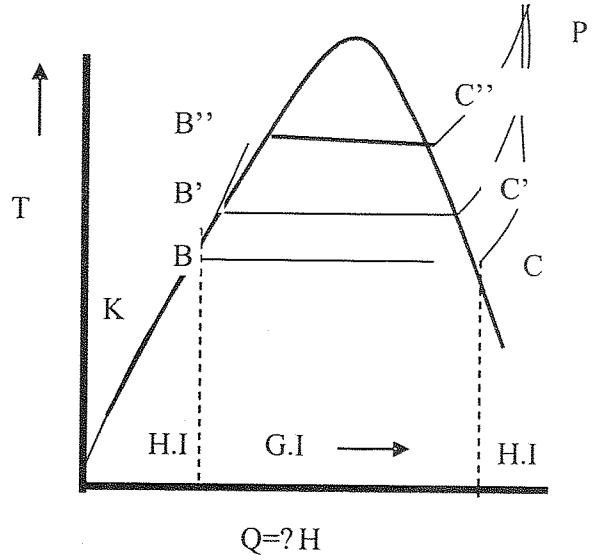
$$V = 284,61 \text{ kmol} ; \bar{V} = V - fF = 284,61 - 100 \times 0,6 = 224,61 \text{ kmol}$$

$$q_r = 224,61 \times 7600 \times 91,86 = 1,56 \times 10^8 \text{ kcal.}$$

Hatırlatma:

Burada sıvı ve gazların ısı artışlarına kısaca göz atılacaktır. Bir sıvının aldığı her birim ısı için sıcaklığında bir miktar artış oluyorsa buna hissedilir ısı(H.I) denir ve sıcaklık artışı, alınan ısının miktarına olduğu kadar sıvının bir fiziksel özelliği olan özgül ısı C_p 'sine

de bağlıdır. Kaynama noktasına erişen bir sıvıda ise alınan ilave ısılarla karşın sıcaklıkta hiçbir artış görülmez. Sıcaklık değişmemek kaydı ile alınıp depolanan ısıya gizli (G.I) ısı denir ve bu esnada sıvıda bir yandan faz değişikliği görülür. Şekil 1.38'de bu bölgenin başlangıcı olan B noktasında doymuş sıvı, bittiği C noktasında ise tamamının buharlaştığı doymuş buhar vardır. C noktasına erişen madde artık tümüyle gaz fazındadır ve



Şekil 1.38 Entalpi-kaynama

aldığı her ısıyı özgül ısısının izin verdiği kadar hissedilir ısı olarak tutar ve sıcaklığında artış olur. Gazların özgül ısıları sıvılara kıyasla genellikle çok daha küçüktür ve bir sıvı ile bir gazın aldığı aynı miktar ısı için gazın sıcaklık artışı daha fazla olur.

Şekil 1.38'de P noktasındaki bir kızgın buharı elde etmek için K noktasındaki bir soğuk sıvı ile başlandığı durumda; önce K 'nın sıcaklığından B (ya da B' veya B'') noktalarından birine ΔT kadar gitmek için gerekli hissedilir ısı (H.I) alınmalı ($q = \dot{m}_s C_{p,sıvı} \cdot \Delta T_1$); sonra B (B' veya B'') noktasındaki gizli ısı(G.I) $m\lambda$ ilave edilmeli, daha sonra da C (C' veya C'') noktasından P noktasına kadar olan sıcaklık farkı için ($q = \dot{m}_s C_{p,gaz} \cdot \Delta T_2$) kadar hissedilir ısı eklenmelidir. Ponchon Savarit yöntemi; yer değiştiren moleküller arasında entalpi değişimini esas alan bir yöntemdir, bu nedenle bu bilgilerin ışığında Örnek 2 ye tekrar bakılacaktır.

PONCHON-SAVARİT YÖNTEMİ

McCabe-Thiele yönteminde kütle aktarımı sonunda buhar fazındaki eksilmelerin sıvı fazındaki ilavelere mol sayısınca eşit; keza sıvı fazındaki eksilmelerin de gaz fazındaki ilavelere eşit olduğu kabulünden hareket edilmiş ve kolona dışardan giren ve dışarıya çıkan akımlar hariç ara bölmelerde sıvı ve buhar fazlarının eşit miktarlarda aktığı kabul edilmişti. Böyle bir yaklaşıklık ancak buharlaşma gizli ısıları birbirine çok yakın olan maddeler için olanaklıdır. Oysa buharlaşma gizli ısıları birbirinden çok farklı olan maddelerde bir mol uçucu madde buharlaşırken çok farklı sayıda az uçucu buhar molü yoğunacağından her tabağı terk

eden bir akım, bir sonraki tabakta çok daha farklı miktarlara değişmekte ve böyle olunca da zenginleştirme (rektifikasyon) bölgesinde tek tip L, V ve sıyırma (stripleme) bölgesinde de tek tip \bar{L} , \bar{V} den söz etmekte anlamsız olmaktadır.

Kısaca McCabe-Thiele yöntemi basınçtan yer değişimleri üzerine kurulan (yoğuşan mol=buharlaşan mol) madde dengesini; Ponchon-Savarit ise derişim değişimleri üzerine kurulan entalpi değişimlerini (ya da alınan ısı= verilen ısı' yı) temel almaktadır.

Bu nedenle üzerinde damıtma çalışmaları yapılacak ikili sistemler için elde; X, Y derişimlerine karşı sıvının h ve buharın H entalpilerini gösteren, Entalpi-Derişim Tabloları olmalıdır.

Hatırlatma:

Eğer üç akım birbiri ile hem madde hem de enerji dengesinde ise derişim- entalpi ya da derişim- debi diyagramlarında bu üç nokta aynı doğru üzerindedir.

Adiyabatik bir karışımın Şekil 1. 39:

Madde dengesi: $M + N = P$

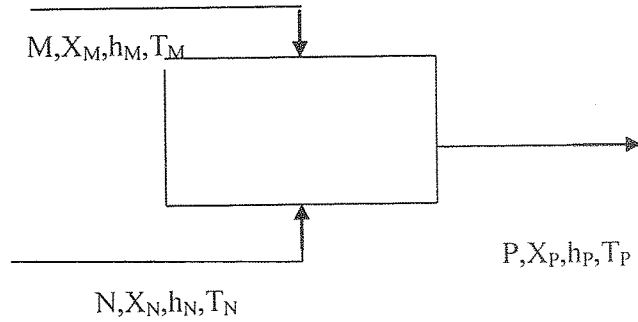
$$M X_M + N X_N = P X_P$$

Enerji Dengesi:

$$M h_M + N h_N = P h_P$$

$$X_P = \frac{M X_M + N X_N}{M + N}$$

$$h_P = \frac{M h_M + N h_N}{M + N}$$



Şekil.1.39

Şekil.1.40'daki 1-3 doğrusunun eğimi = $\frac{h_P - h_N}{X_P - X_N}$

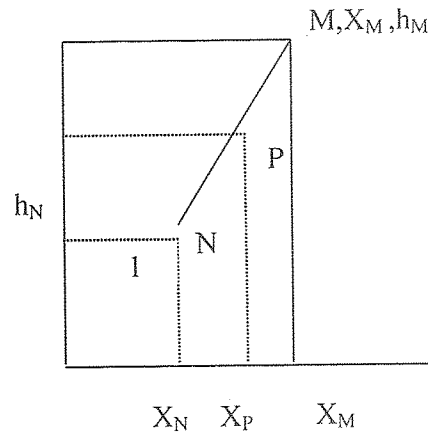
X_P ve h_P nin yukarıdaki değerleri Yerlerine konulursa:

eğim = $\frac{h_M - h_N}{X_M - X_N}$ bulunur. Bu aynı zamanda 1-2

doğrusunun eğimidir. 3 numaralı noktanın yerini M ve N

miktarları belirler. P nin M akımına oranı = $\frac{1-2}{1-3}$ oranıdır.

Yukarıdaki madde eşitliklerinden N 'i ortadan kaldıracak işlemler yapılırsa; $N=P-M$,



Şekil 1.40

$$M X_M + (P-M) X_N = P X_P; M X_M + P X_N - M X_N = P X_P; P (X_P - X_N) = M (X_M - X_N);$$

$\frac{P}{M} = \frac{X_M - X_N}{X_P - X_N}$ bulunur. Diğer benzer oranların eşitliğini bulmak için iki noktanın dışındaki

nokta destek noktası olarak alınmalıdır. Buna göre:

$$\frac{N}{M} = \frac{X_M - X_P}{X_P - X_N} = \frac{h_M - h_P}{h_P - h_N}, \quad \frac{P}{N} = \frac{X_M - X_N}{X_M - X_P} = \frac{h_M - h_N}{h_M - h_P} \text{ olacaktır.}$$

Adyabatik olmayan durumlarda ise Şekil.1.41 kullanılır: Burada 3 madde kolu 4 enerji kolu vardır fakat 4. enerji maddelerden birinin enerjisi ile birleştirilebilir. Bu durumda akımlar gene 3 akıma indirgenmiş olacağından üçü de aynı doğru üzerinde olacaktır. Madde Dengesi: $M+N=P$

$$MX_M + NX_N = PX_P$$

Enerji Dengesi:

$$Mh_M + Nh_N + q = Ph_P$$

$$q_M = \frac{q}{M}, \quad q_N = \frac{q}{N}, \quad q_P = \frac{q}{P}$$

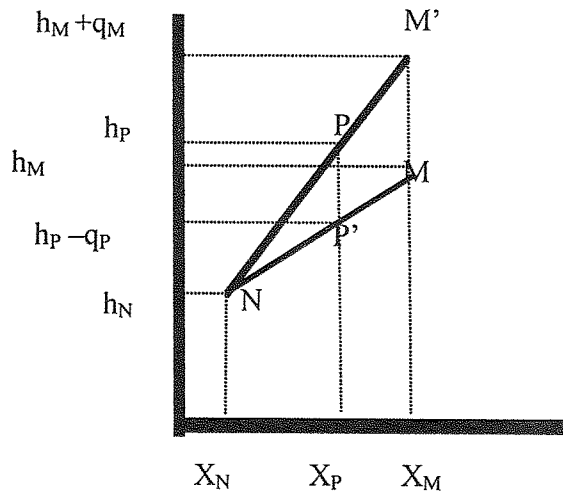
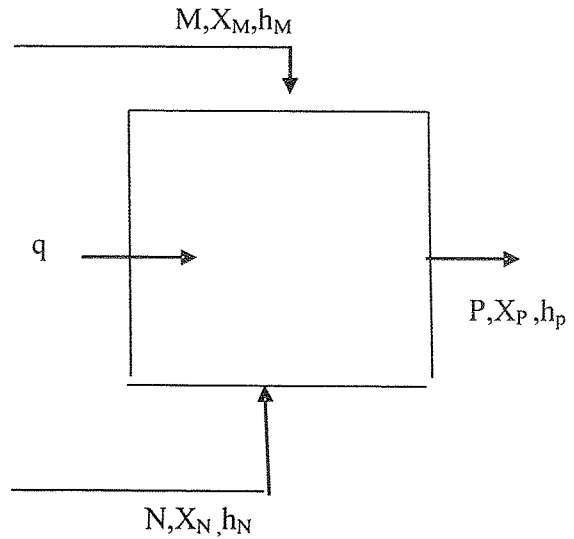
$$Mh_M + Nh_N = Ph_P - Pq_P = P(h_P - q_P);$$

$$h_P - q_P = \frac{Mh_M + Nh_N}{M + N}$$

Şekil 1.41'e göre ısıнын ilavesi ya da çıkarılması bileşenin yapısını değiştirmez.

$$R=L/D$$

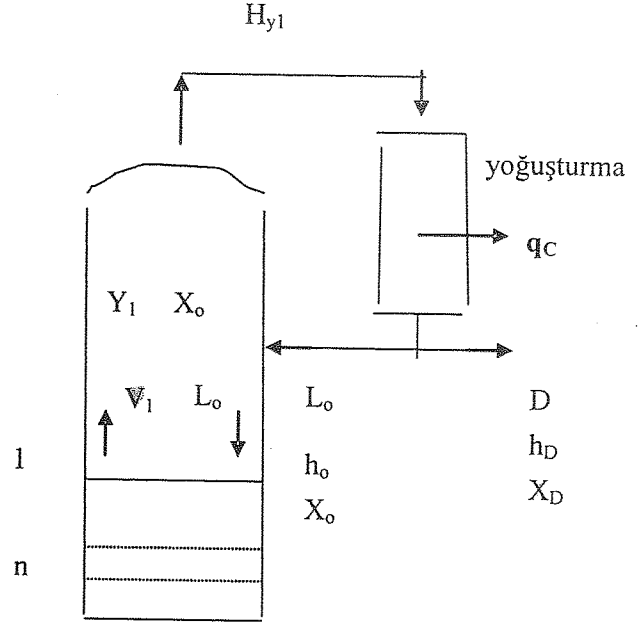
Bu çözümle adyabatik olmayan bir sistemi adyabatik yapmanın ve aynı doğru üzerinde bulunması gereken üç akımdan söz etmenin olabilirliği gösterilmektedir. Bu temel kural Ponchon-Savarit Yönteminin uygulanmasında sıklıkla kullanılacaktır.



Şekil.1.41 Adyabatik olmayan durum

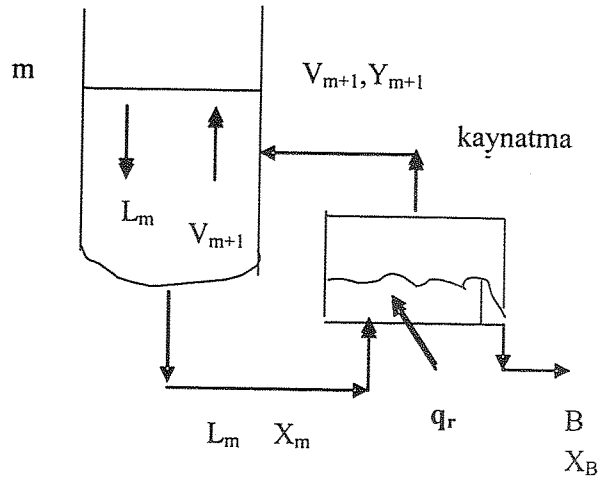
(ΔH entalpi farklarından bundan sonra H ya da h olarak söz edilecek ve temel entalpi olarak 0°C 'daki sıvı suyun entalpisi sıfır kabul edilecektir.)

Örnek 1.1b 'de entalpiler hesap edilirken "Hatırlatma" 'da olduğu gibi bir sisteme giren-çıkan ve birbiri ile madde ve enerji dengesinde bulunan üç akımın aynı doğru üzerinde olacağından söz edilmişti. Şekil 1.43'de görüldüğü gibi damıtma kolonunun tepesinde bulunan yoğuşturucuya giren ve 1 No'lu tabağı terk eden V_1 buharları, doymuş buhar olarak H_{y1} entalpisindedir ve q_c kadar ısıyı bıraktıktan sonra tamamı doymuş sıvı halinde ve $h_D = h_o$ entalpisi ile çıkan bu sıvı iki kola bölünmektedir. $Y_1 = X_o = X_D$ 'dir zira maddenin tamamı yoğuşmaktadır. q_c ısı h_D ile birleşecek olursa 4 enerji kolu 3'e inmiş olacak ve h_D yerine $h_D + (q_c/D) = H_D$ kabul edilmiş olacaktır. Bu noktada h_o , H_{v1} ve H_D 'nün hepsi aynı dikey $Y_1 = X_D$ derişim doğrusu üzerindedir.



Şekil 1.43 Kolonun üstü

Diğer taraftan damıtma kolonunun dibinde bir kaynatma kazanı vardır. Buraya $X_m = X_B$ derişiminde ve h_B entalpisinde gelen doymuş sıvı, q_r kadar ısıyı alıp H_B entalpili doymuş buhar olarak \bar{V} miktarında ve $X_m = Y_{(m+1)} = X_B$ derişiminde kolona geri döner. B miktar ürün ise h_B entalpisi ile dışarı çıkar. Bu üç akımdan B 'nin entalpisi $h_B = h_B - q_r/B$ ile 4.enerji kolu ortadan kaldırılmış olur. $H_B = h_B = h_B$ 'de aynı derişimde ve aynı dik doğru üzerindeki üç noktadır. Şekil 1.42



Şekil 1.44 Kolonun altı

Kolonun entalpileri Şekil 1.42'da görülmektedir. Burada besin, h_F entalpili ve X_F

derişimli noktadır ve F ile gösterilmektedir.

Kaldıraç kuramına göre $\frac{aF}{Fb} = \frac{\text{buhar}}{\text{sıvı}}$ oranını vermektedir. Rifleks oranı= L_o/D dir.

Enerji dengesine göre ise:

$$V_1 H_{y1} = h_o L_o + D h_D + q_C = h_o L_o + D \left(h_D + \frac{q_C}{D} \right)$$

$$V_1 = L_o + D ; \quad h_o = h_D$$

$$(L_o + D) H_{y1} = h_o L_o + D \left(h_D + \frac{q_C}{D} \right) = h_D L_o + D h_D + q_C$$

$$L_o (H_{y1} - h_D) = D (h_D - H_{y1})$$

$$R = \frac{L_o}{D} = \frac{h_D - H_{y1}}{H_{y1} - h_D} \text{ bağıntısı çıkar.}$$

Örnek 1.5: % 35 amonyak + % 65 su'dan oluşan karışım, 10 atm. basınçta ayrıştırılarak % 97,5 amonyaklı üst ve % 2,5 amonyaklı dip ürünler elde edilecektir. Besin 60° F'de girmekte ve geri döngü=2 uygulanmaktadır.

- 1 lb üst ürün için yoğuşturucudan ne kadar ısı alınıp kaynatma kazanına ne kadar ısı verilmelidir?
- Kaç ideal tabak kullanılmalı ve besin hangi tabaktan girmelidir?
- Kolonun her noktasındaki sıvı ve buhar akımları nasıldır?

Çizelge 1.4: NH₃ – H₂O sistemi için kaynama noktası entalpi-derişim denge değerleri

(Burada H ve h entalpileri Btu/lb olarak verilmiştir)

Doymuş Sıvı		Yardımcı Eğri		Doymuş Buhar	
h	X	H	y	H	y
340	0	1200	0	1200	0
200	0,17	1000	0,1	1100	0,24
50	0,45	800	0,27	1000	0,45
40	0,55	720	0,40	900	0,66
40	0,6	700	0,45	800	0,84
70	0,8	650	0,70	750	0,92
120	0,97	630	1,00	700	0,975
				630	1,000

$X_F = 0,35$ ve 60°F için $H_F = -40$ Btu/lb

D ve B noktaları doymuş sıvı eğrileri üzerindedir ve $X_D=0,975$ ve $X_B=0,025$ 'de işaretlenir. $H_{Y1}=690$ Btu/ lb ve $H_D=130$ Btu/ lb okunur. Burada geri döngü eşitliğine gidilir:

$$R_D = \frac{H'_D - H_{Y1}}{H_{Y1} - H_D} = 2 = \frac{H'_D - 690}{690 - 130} \rightarrow H'_D = 1810 \text{ Btu/ lb bulunur. Bu değer } D'$$

noktasının ordinatıdır. $X_D = 0,975$ de D' noktasının apsididir. D' ve F 'i birleştiren doğru uzatılıp $X_B = 0,025$ ile kesiştirildiğinde $h_B' = -1000$ Btu/ lb bulunur.

$$1 \text{ lb üst ürün için } F = \frac{0,975 - 0,025}{0,35 - 0,025} = 2,92 \text{ lb besin/ lb üst ürün' dür.}$$

$B = F - D = 2,92 - 1 = 1,92$ lb dip ürün demektir.

Üst ve dip ürünlerin özgül entalpileri 130 ve 300 Btu/ lb dur.

Yoğuşturucudan çekilen ısı $q_c = 1810 - 130 = 1680$ Btu/ lb

Kaynatma kazanına verilen ısı $q_r = 1,92(300 - 1000) = -2510$ Btu

b) $X_D=Y_1$ olduğundan V_1 'i temsil eden nokta $X=0,975$ değeri için doymuş buhar çizgisinin üzerindedir. V_1 den başlayan bağ çizgisi (denge çizgisi ya da tie line) çizildiğinde doymuş sıvı eğrisi üzerinde L_1 'e ulaşılır. L_1 ile D' nü birleştiren işletme doğrusunun doymuş buhar eğrisini kestiği nokta V_2 dir. Tekrar V_2 den başlayan denge eğrisi (tie line) çizilir ve doymuş sıvı eğrisini kestiği nokta L_2 yi verir. Bu çizimler devam ederken denge çizgilerinden besin derişiminin sol tarafına geçen ilk çizgi beslenme tabağını oluşturur. Bundan sonraki işletme çizgileri L 'leri B' ile birleştirerek elde edilir. Bu problemde 4 tabak + 1kaynatma kazanı bulunmakta ve besin 2. tabaktan verilmektedir.

c)Temel: 1 lb üst ürün alınır.

Tasarıma göre geri döngü oranı 2 olarak verildiğinden, en üst tabağa akan sıvı 2 lb'dur ve en üst tabaktan yükselen buhar 3 lb'dur. Grafik çizimi ile elde edilen derişimler:

$$X_1 = 0,50 ; X_2 = 0,20 ; X_3 = 0,06 ; X_B = X_4 = 0,025 ; X_D = Y_1 = 0,975$$

$$Y_2 = 0,72 ; Y_3 = 0,335 ; Y_4 = 0,080$$

$$\frac{V_2}{L_1} = \frac{X_D - X_1}{X_D - Y_2} = \frac{0,975 - 0,50}{0,975 - 0,72} = 1,86 ; \text{ İŞLETME EĞRİSİ } = \frac{V_{n-1}}{L_n} = \frac{X_D - X_n}{X_D - Y_{n+1}}$$

$$V_2 = L_1 + D \rightarrow 1,86 L_1 = L_1 + 1; L_1 = 1,16 \rightarrow V_2 = 2,16$$

Akımların miktarları

L_1	L_2	L_3	B	V_1	V_2	V_3	V_4
1,16	4,42	5,27	1,92	3	2,16	2,50	3,35

V_3/L_2 Denge eğrisinden $X_2=0,2$ ve $X_F = 0,35$ 'den daha küçük olduğundan işletme doğruları L ler B' ile birleştirilerek yapılır.

$$L_{m-1} = B + V_m$$

$$L_{m-1} X_{m-1} = B X_B + V_m Y_m \quad \rightarrow (L_{m-1} - V_m) X_B = V_3 Y_3$$

$$\frac{V_m}{L_{m-1}} = \frac{X_{m-1} - X_B}{Y_m - X_B} ; \frac{V_3}{L_2} = \frac{0,2 - 0,025}{Y - 0,025} \quad \rightarrow \text{Grafikten } Y_3 = 0,335 \text{ okunur.}$$

$$\frac{V_3}{L_2} = \frac{0,2 - 0,025}{0,335 - 0,025} = 0,565$$

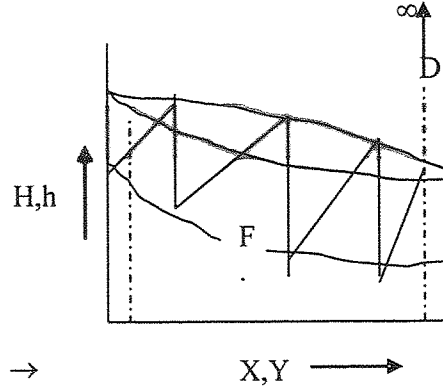
Grafikten $Y_3 = 0,335$ ile dengedeki $X_3 = 0,06$ okunur.

$$\frac{V_4}{L_3} = \frac{0,06 - 0,025}{0,08 - 0,025} = 0,636 \quad \rightarrow L_2 = V_3 + B \rightarrow L_2 = 0,565 L_2 + 1,92 \rightarrow L_2 = 4,42 \rightarrow V_3 = 2,5$$

$$L_3 = V_4 + B \rightarrow L_3 = 0,636 L_3 + 1,92 \rightarrow L_3 = 5,27 \rightarrow V_4 = 3,35$$

Görüldüğü gibi her tabaktaki entalpiler esas alındığından akım miktarları farklı olmaktadır.

En az (minimum) tabak sayısı: Üst ürünün tamamı geri döngü edildiğinden $D=0$ 'dır. Bu durumda $L/D \rightarrow \infty$ sonsuza gider. q_c ve q_r 'nin çok büyük değerler alması gerekir. B' ve D' sonsuza gidince işletme doğruları, birbirine paralel düşey doğrular haline gelir.

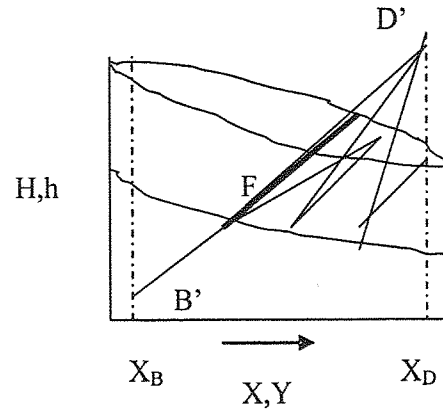


Şekil 1.45 →

En az (minimum) geri döngü oranı: Bir

denge bağı, entalpi işletme çizgisi ile çakıştığı zaman minimum geri döngü durumu olur. (Şekil 1.46) Bu durum beslemeden önce ya da sonra olabilir. Genellikle normal denge eğrisiyle entalpi -işletme çizgisinin ilk çakıştığı yer F den geçer. Bu durumda tabak sayısı sonsuz olur.

McCabe-Thiele yönteminde işletme eğrisinin; beslenme çizgisinin denge eğrisini kestiği noktadan geçmesi halinde minimum döngü



Şekil 1.46

olurdu. Bu durum da ona eşdeğerdir. Çakışmanın olduğu yer; F 'den geçen denge eğrisini uzatıp X_D den çıkılan dikmeyi kestirerek bulunacak D' yardımıyla, F'den geçen denge eğrisi de deneme yanılma ile bulunmalıdır. Sıra dışı denge eğrilerinde çakışma, beslemeden önce ya da sonra olabilir, bu durumu da deneme yanılma saptar.

$$R_{Dm} = \frac{H'_{Dm} - H_{Y1}}{H_{Y1} - h_D} \quad \text{Durumu kontrol eden denge eğrisi bulunduğundan sonra } X = X_D$$

çizgisine kadar uzatılıp kesiştirilerek H'_{Dm} nin yeri bulunur.

Örnek 1.6: Örnek 1.5'deki en az tabak sayısı ve en az geri döngü oranı nedir?

Grafikteki çözümüne göre 3 kademeye gereksinim vardır: 2 tabak+ 1 kaynatma kazanı Entalpi işletme çizgisi ile çakışan ilk denge çizgisi F'den geçmektedir. Bu çizginin X_D dikmesini kestiği D'_m noktasında $H'_{Dm} = 740$ Btu/lb 'dur. D'_m FB'_m doğrusu çizilir.

$$R_{Dm} = \frac{740 - 690}{690 - 130} = 0,089 \text{ lb/lb üst ürün}$$

H - X ile X - Y grafiklerinin karşılaştırması: H - X grafiği daha zor ve karmaşıktır ama doymuş sıvı ve doymuş buhar eğrileri düzgün doğrular olabildiğinde X - Y grafiğini kullanmak daha kolay olur.

Verimlilik: Eğer tabak verimliliği % 60 ise; örneğin 7 tabaklı bir kolonda gerçek tabak sayısı $7/0,6 = 11,67 \approx 12$ olmalıdır.

Üç tip verimlilik vardır:

1. Toplam verimlilik η_o ile gösterilir, bütün kolon içindir. İdeal tabak sayısının gerçek tabak sayısına oranıdır.
2. Mörfri verimliliğidir: Tek bir tabaktaki durumu ele alır.

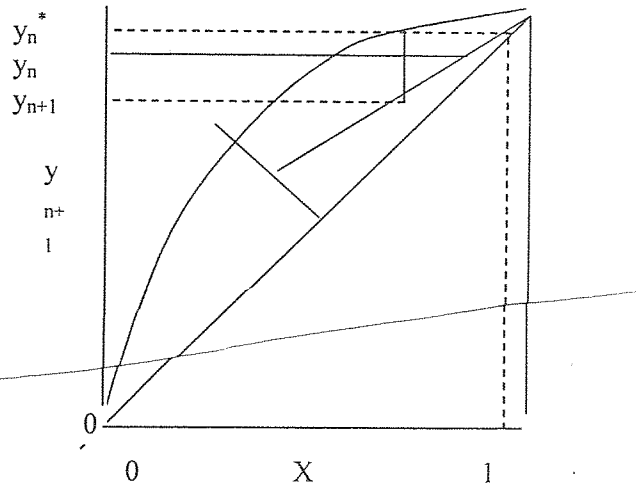
$$\eta_m = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

y_n : n'inci tabağı terk eden buharın gerçek derişimi

y_{n+1} : n'inci tabağa giren buharın gerçek derişimi

y_n^* : n'inci tabağı terk eden sıvı ile gerçek dengede olarak o tabağı terk etmesi gereken buharın derişimi.

3. Yerel (lokal) verimlilik: Belirli bir noktada Gelen ve giden buhar akımları ile denge derişimleri arasında benzer bir bağıntıdır. η_i



Şekil 1 46 Verimlilik

Örnek 1.7: 140° F de alınan 2000 lb

(ağırlıkça)%75'i su olan amonyaklı karışım bir kolonda damıtılarak %95 NH₃ 'a deriştirilmiş bir üst ürün alınacaktır. Geri döngü çözültisi kaynama noktasında doymuş sıvıdır. Suda kalan amonyağın olabildiğince uçurulması istenmektedir. Kaynatma kazanını terk eden sulu karışım 340° F'de doymuş sıvıdır. 2. tabağı terk eden buharda (ağır.)% 78 NH₃ vardır.

- Dip ürün derişimi ve kolona giren-çıkan akımların miktarları?
- I. Tabağı terk eden sıvı derişimi, D' nün yeri, q_C (soğutucudan alınan ısı) miktarı ve riflaks oranı?
- Tabak sayısı ve besin tabağının numarası?
- Kaynatma kazanını 340° F'de tutabilmek için gerekli q_r?

Çözüm: Temel: 2000 lb (% 25 NH₃ 'lı) besin

$$a) F = B + D \rightarrow D = (F - B) = 2000 - B$$

$$F \times 0,25 = 2000 \times 0,25 = B \times 0,04 + (2000 - B) \times 0,95 = 500 = 1880 - 0,91B,$$

$$B = 1390 / 0,91 = 1516,48 \text{ lb} \rightarrow D = 483,52 \text{ lb.}$$

- b) Grafik çizimine göre: H_{D'} = 1180 Btu/lb ; H_{Y1} = 720 Btu/lb ; h_D = 115 Btu/lb
h_{B'} = 300 Btu/lb ; h_B = 281 Btu/lb. ; X₁ = 0,42

$$\frac{q_C}{D} = H_{D'} - h_D = 1180 - 115 = 1065 \text{ Btu/lb} \quad q_C = 1065 \times 483,52 = 515 \text{ 048,80 Btu}$$

$$R = \frac{H_{D'} - H_{Y1}}{H_{Y1} - h_D} = \frac{1180 - 720}{720 - 115} = 1,748 \approx 1,75$$

- c) 4 tabak+1 kaynatma kazanı. Besin tabağı 2. tabak.

$$a) q_r = B(h_B - h_{B'}) = 1516,48(280 - 300) = 879 \text{ 558,4 Btu}$$

Örnek 1.8: Bir damıtma kolonuna giren amonyaklı su damıtıldıktan sonra derişimi 3 kat artmış olarak üstten % 90'lık ürün alınırken giren amonyağın % 95'i kazanılmış oluyor. Soğutma suyunu ve kaynatma kazanındaki buhar tüketimini azaltmak amacıyla 60° F'de bir ön ısıtıcıya giren besin ısıtılarak 250 Btu/(lb.besin) ısı aldıktan sonra kolona giriyor. Soğutucuya 60° F'de giren soğutma suyu 65° F'de çıkarken 1 lb üst ürün için 220 lb soğutma suyu kullanılmaktadır.

- 400 lb/h. besin için bütün akımların miktar ve derişimleri nelerdir?
- Tabak sayısı, besin tabağının numarası ve geri döngü oranı nedir?
- Saatteki q_r ve q_C ile ön ısıtma ısı hızları nelerdir?

Çözüm: Temel: 1 saatlik süre

$$a) X_D = 0,90 \text{ NH}_3 \rightarrow 3X_F = X_D \rightarrow \frac{DX_D}{FX_F} = 0,95 ; \dot{m}_c = 220 \text{ lb soğutma suyu/lb üst ürün}$$

$$h_F = (h_F' + 250) \text{ Btu/lb besin} ; X_F = 0,90/3 = 0,30 ; D = 0,95 \times 400 \times 0,30 / 0,90 = 126,67 \text{ lb/st.}$$

$$B = F - D = 400 - 126,67 = 273,33 \text{ lb/st.}$$

$$X_B = \frac{FX_F \times 0,25}{B} = 0,022 \rightarrow X_B = \% 2,2$$

$$b) T_f = 60^\circ \text{F grafikten} \rightarrow h_F' = -40 \text{ Btu/lb} \rightarrow h_F = -40 + 250 = 210 \text{ Btu/lb}$$

$$\frac{q_C}{D} = \dot{m}_c C_{pc} (T_2 - T_1) = 220 \times 1 \times (65 - 60) = 1100 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Grafikten } h_D' = 100 \text{ Btu/lb.} \rightarrow h_D' = h_D + q_C/D = 100 + 1100 = 1200 \text{ Btu/lb;}$$

$$\text{Grafikten } h_B' = -250 \text{ Btu/lb}$$

Grafik çiziminde 6 kademe çıkmıştır: 5 tabak+1 kaynatma kazanı, 2. tabak besin tabağıdır.

$$R = \frac{H_D' - H_{Y1}}{H_{Y1} - h_D} = \frac{1200 - 760}{760 - 100} = 0,67$$

$$c) H_D' = 1200 \text{ Btu/lb} ; h_B' = -250 \text{ Btu/lb} ; q_C = (H_D' - h_D)D = (1200 - 100)126,67 = 139337 \text{ Btu/st}$$

$$h_B = 300 \text{ Btu/lb} , q_r = (h_B - h_B')B = (300 - (-250))273,33 = 150331,5 \text{ Btu/st}$$

$$\text{Ön ısıtma için } q = 250 \times 400 = 100000 \text{ Btu/st.}$$

KATIDAN ÖZÜTLEME (Leaching)

Bu konuda bir katı içindeki çözünebilen bir bileşenin (çözünen) bir sıvı çözücü içine çekilişi anlatılmaktadır. Bu tür teknikler ikiye ayrılır. Birincisi katıdan özütleme (leaching)'dir; maddeyi içinde çözünmediği bir katı ile yaptığı karışımdan bir çözücüde çözme şeklinde uygulanır. İkincisi; çözüneni bir sıvıdan çekip başka bir sıvıda özütleme (extraction)'dir; birbiri içinde çözünen iki sıvıdan birini, içinde daha fazla çözüldüğü diğer bir sıvı çözücüye çekip almak şeklinde gerçekleşir. Her iki işlemin ortak temelleri olsa da kullanılan cihazlar ve bir ölçüde de teorideki ayrılıklar nedeniyle ayrı başlıklar altında incelenmektedir.

Katıdan Özütleme:

Katıdan özütleme, çeşitli süzgeçlerden (filtrelerden) geçen katının yıkanmasından farklıdır ama cihazlar arasında çok büyük benzerlikler vardır. Katıdan özütlemede katıdan uzaklaştırılan çözünür madde miktarı, filtrasyonla yıkamadakinden çok daha fazladır zira **özütleme sonunda katının özellikleri değişebilir. İri, sert ve granüllü katı besin, içindeki çözünür madde çekilip alındıktan sonra ufalanarak çamur haline dönüşebilir.**

Katıdan Özütleme Cihazı:

Özütleme süresince katılar açık ve geçirimli bir kitle oluşturabiliyorsa, karıştırılmayan (non agitated) bir yatakta katı, çözücü ile kaplanabilir (percolated). Geçirimsiz olup özütleme sırasında ufalanan katılar ya da maddeler, çözücü içine dağılır ve daha sonra da ondan ayırmak gerekir. Yöntemlerin ikisi de kesikli (banyo) ya da sürekli olabilir.

Hareketsiz Katı Yataklarda Kaplama ile Özütleme:

Hareketsiz katı yataklarının içinde delikli ikinci bir taban vardır ve bu taban, üzerindeki katıları taşıırken çözücünün de deliklerden süzülüp aşağı akmasını sağlar. Katılar tanka beslenir, üzerlerine çözücü püskürtülür, içindeki çözünür maddenin çözünüp ekonomik bir minimum seviyeye inişine kadar püskürtmeye devam edilir ve sonra dışarı alınır. Bazı hallerde çözünme hızı o kadar yüksektir ki, çözücünün besin üzerinden tek geçişi yeterlidir. Gene de çözücünün bir seri tank bataryası üzerinden katıya ters yönde geçirilişi daha yaygın bir uygulamadır. Bu yöntemde taze çözücü, neredeyse çözünen maddenin tamamına yakınının katıdan çekilmiş olduğu son katı tankına verilir, bir seri tanktan ters yönde geçirilir ve son olarak taze katının beslendiği ilk tanka girer. Bu tip tanklar serisine özütleme bataryası denir. Herhangi bir tanktaki katı, özütleme tamamlanıncaya kadar hareketsizdir. Uygun boru sistemi

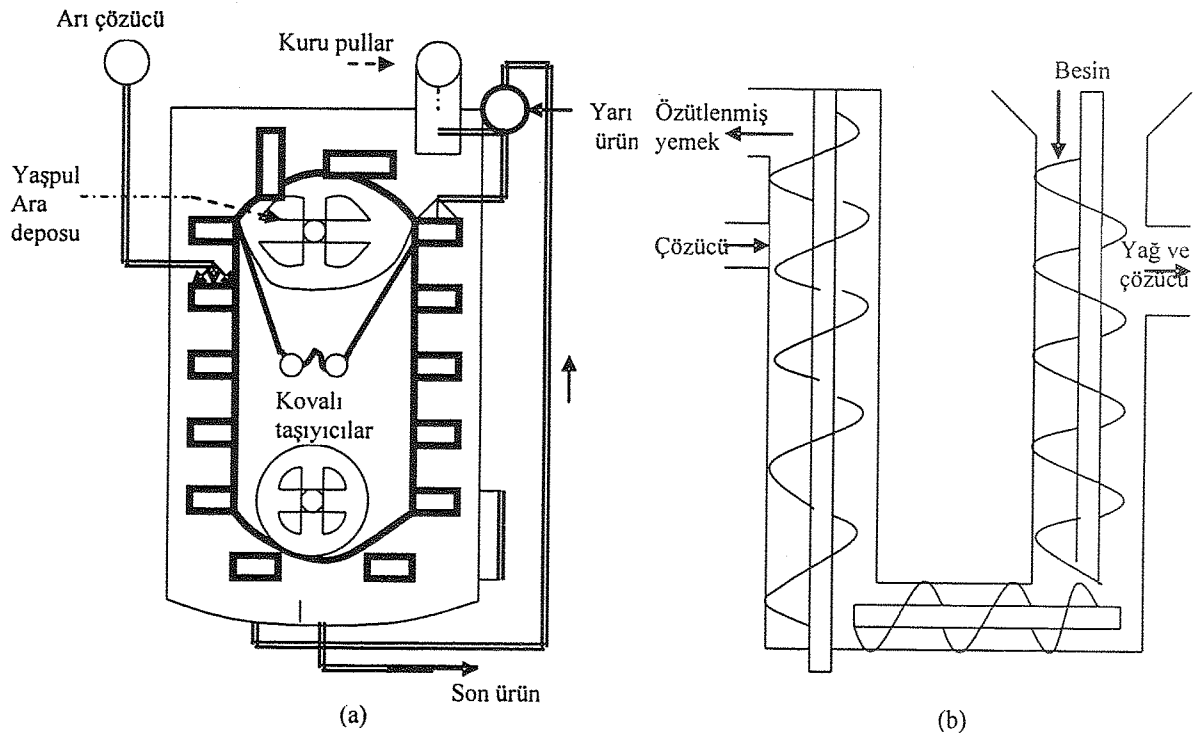
yapılarak taze çözücünün herhangi bir tanka beslenmesine ya da derişik çözeltilinin herhangi bir tanktan dışarı alınmasına olanak sağlanır. Bataryadaki diğer tanklar ters akım işletiminde tutulurken aynı anda tankların doldurulması ve boşaltılması yapılabilir. Böyle bir yöntem bazen Schank İşlemi (Schank's Process) denir.

Bazı katı yatak özütlemelerinde çözücü çok uçucudur, işletim ancak basınçlı kaplarda yapılabilir. Basınç, bazen daha az geçirimli yataklarda çözücüye akmağa zorlamak için de gerekebilir. Bu tip bir tank serisine Sızma (Diffusion) Bataryası da denir.

Hareketli Katı Yatakta Özütleme:

Şekil 2.1' de gösterilen makinalarda katılar pek az karıştırılır ya da hiç karıştırılmaz ve çözücüye doğru ilerletilir. Şekil 2.1.a'daki Bullman Özütleyicisi, kapalı bir ceket içinde kovalı bir taşıyıcı (elevatör, asansör) taşımaktadır. Her kovanın dibinde delikler vardır. Şeklin sağ üst köşesinden kovalara pul gibi katı soya fasulyesi yüklenir ve onlar aşağı doğru hareket ederken üzerlerine yarı ürün (miscel) püskürtülür.

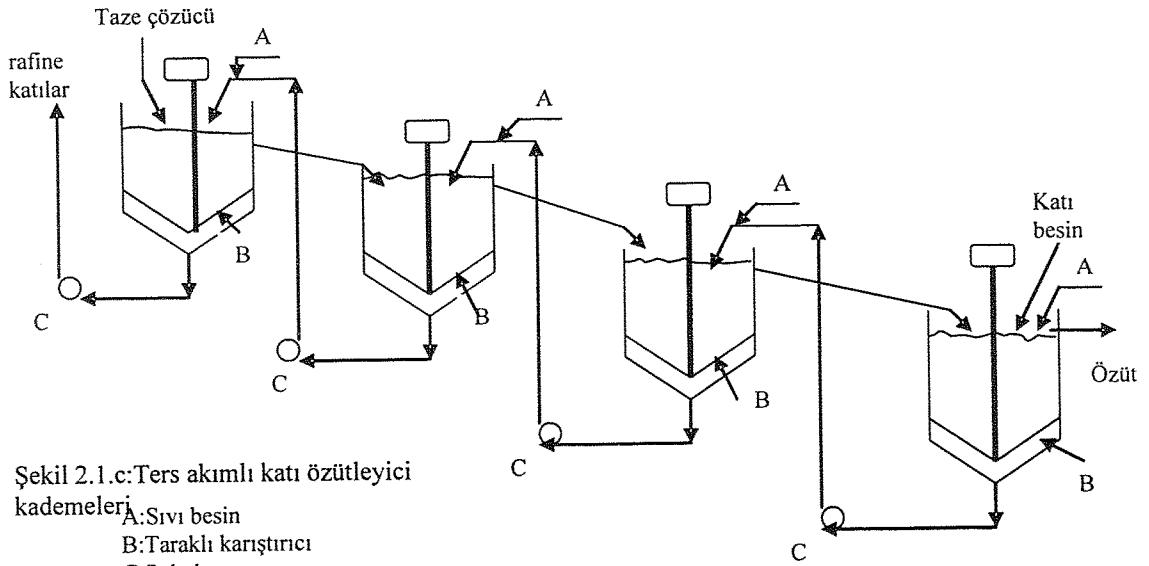
Yarı ürün, bir ara çözeltilde bulunan bir kısım yağ ile biraz da katı taneler içerir. Katılar ve çözücü; makinanın sağ tarafından aşağı doğru birbirine paralel akarken çözücü biraz daha yağ



Şekil 2.1: Katı özütleme yatakları; (a) Bullman tipi (kovalı), ;(b) Hildebrant tipi (vidalı)

çeker. Gene aynı şekilde ince katılar çözücünden filtreleme ile süzülerek ayrılır ve temiz ürünün tümü, ceket tabanının sağından “özüt” olarak dışarı pompalanır. Kısmen saflaştırılmış katı taneler ceketin sol tarafından yukarı doğru yükselirken ters yönde üzerlerine gönderilen temiz çözücü ile kaplanır. Çözelti ceketin sol alt köşesinde toplanır ve pompa ile yarı ürün deposuna basılır. Kovalardaki tamamen özütlenmiş katılar “rafinat” olarak, makinanın tepesinden, taşıma bantlarıyla taşınmak üzere bir ara depoya (hopper) boşaltılır.

Şekil 2.1.b’de Hildebrant Özütleyicisi denilen, içinde helis şeklinde her bölüme ayrı ayrı yerleştirilmiş vidalı taşıyıcıların bulunduğu U biçimli özütleme cihazı görülmektedir. Bu helisler farklı hızlarda döndürülerek yatay tabanda katıların toplanmasını sağlar. Katılar U’nun bir ucundan beslenirken çözücü, ters akım yapmak üzere öbür uçtan beslenir.



Dağıtılmış Katılarda Özütleme:

Katı özütlenmesinden önce ya da esnasında geçirimsiz yatak oluşturan katılar, tank ya da akışlı katıştırıcıda mekanik bir karıştırıcı ile çözücü içine dağıtırlar. Rafinat (özütlenmiş katı kalıntısı), daha sonra çöktürme ya da süzme (filtreleme) yolu ile içinde kalan kuvvetli çözücünden ayrılır.

Bu yöntemle küçük miktarlar, karıştırmalı bir tankta banyo tipli katı özütlemesi gördükten sonra çöktürülüp süzülerek tankın dibinden “özüt” olarak alınabilir. Sürekli, ters akımlı katı özütlemesi Şekil 2.1.c’de görülen bir dizi çöktürmeli kıvamlaştırıcıda, ya da kıvamlaştırıcılarda yeterince dokunum sağlanamıyorsa, cihazlar katarında her iki kıvamlaştırıcıdan sonra bir karıştırıcı yerleştirilerek yapılabilir. Bundan başka, eğer katı

taneler ağırlıkları ile çöktürülemeyecek kadar küçük ise üründeki katılar, helisli taşıyıcısı olan sürekli santrifüjlerin katı teknesinde ayrılarak saflaştırma geliştirilir. Özel durumlar için çözücü ve özütlenecek katıya göre tasarım farklılıkları olan birçok özütleme cihazı geliştirilmiştir. Çözünen madde, ya buharlaştırma ya da kristalleştirme ile çözücünden geri kazanılır.

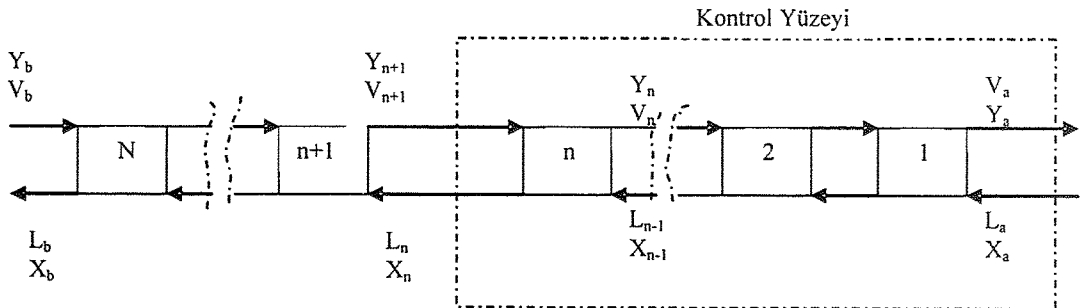
Sürekli, Ters Akımlı Özütleme yoluyla Katı Saflaştırılmasının Temelleri:

Katı özütlemesinin en önemli yöntemi, kademelerden oluşan ters akımlı, sürekli yöntemdir. Katı tanelerinin fiziksel olarak kademedan kademeye hareket etmediği bir özütleme bataryasında bile besin herhangi bir hücrede, ters akımlı bir sistemde kademedan kademeye derişimi azalan bir sıvı akımı gibi düşünülür.

Önemli olduğu için de burada yalnızca, sürekli ve ters akımlı yöntem irdelenecektir. Ayrıca, normalde kademe yöntemi kullanıldığı için, diferansiyel dokunum yöntemi ele alınmayacaktır. Diğer şelale kademeler işletmelerinde de ortak olarak önce ideal kademeler düşünülecek, daha sonra kademe verimliliğine geçilecektir.

Ters Akımlı Katıdan Özütlemeye İdeal Kademeler:

Şekil 2.2'de şelale tipli sürekli ters akımda madde dengesi görülmektedir. Kademeler katıların akış yönünde numaralanmıştır. V fazı kademedan kademeye katılara ters yönde ilerleyen sıvıyı göstermekte ve çözünen madde (solüt) N inci kademedan 1 inci kademeye doğru ilerlemektedir. L fazı 1 inci kademedan N inci kademeye doğru ilerleyen katıdır. İçi boşaltılmış katı N inci kademedan, derişimi en yüksek olan çözücü ise 1 inci kademedan çıkmaktadır.



Şekil 2.2 Ters akımlı Katıdan özütleme basamakları

Yapılan varsayıma göre çözünen elemanın dışındaki katı, çözücüde çözünmemekte ve bu nedenle baştan sona akış hızı sabit kalmaktadır. Katı, gözenekli olup az bir miktar çözücü taşımakta ve bu da sabit ya da değişken olabilmektedir. L' nin bu alt akımda kalan çözücüye

ve V'nin üst akımdaki çözeltiyi temsil ettiği düşünülür. V ve L akımları birim zamandaki kütleyle ya da çözünensiz kuru katının belli bir akış hızına dayalı olabilir. Standart harflendirmeğe göre son derişimler şöyledir:

Giren Katı'daki çözelti derişimi x_a

Çıkan Katı'daki çözelti derişimi x_b

Sisteme giren taze çözücü derişimi y_b

Sistemden çıkan derişik çözelti derişimi y_a

Soğurma (absorption) ve Damıtmada olduğu gibi ters akımlı bir sistemin sayısal verimliliği bir denge eğrisi ve bir işletme doğrusunun analizi ile yapılır ve yöntem bu eğrilerin düz doğru ya da eğri oluşuna göre belirlenir.

Denge Eğrisi:

Katıdan özütlemeye, giren katıdaki bütün çözünür maddeyi çözmeye yetecek kadar çözücünün beslendiği ve de (katının bu maddeyi geri soğurmaması kaydıyla) çözünebilen madde tamamen çözüldüğünde bir dengenin sağlandığı ve oluşan çözeltinin derişiminin düzgün dağılımlı olduğu kabul edilir. Bu şartlar, katının yapısına göre kolay ya da zor sağlanır. Bu etkiler kademe verimliliği tartışılırken göz önüne alınacaktır. Şimdilik, denge şartlarının yerine getirildiği varsayılacaktır. Sonra herhangi bir kademeyi terk eden katıda takılıp kalan sıvı derişimi ile o kademeyi terk eden çözeltinin aynı derişimde olduğu kabul edilir. Denge şartları basitçe $x_e = y_e$ dir.

İşletme Eğrisi:

İşletme eğrisi, Şekil 2.2'deki noktalı çizgilerle çevrilen, ilk n kademeyi içine alan sistemdeki madde dengeleri ile elde edilir. Bu dengeler

$$\text{Tüm madde dengesi} \quad V_{n+1} + L_a = V_a + L_n \quad (2.1)$$

$$\text{Çözünen madde} \quad V_{n+1} y_{n+1} + L_a x_a = V_a y_a + L_n x_n \quad (2.2)$$

Buradan y_{n+1} çözümlürse daha önce de olduğu gibi kademeli bir işletmenin işletme eğrisi elde edilir.

$$y_{n+1} = \left(\frac{L_n}{V_{n+1}} \right) x_n + \frac{V_a y_a - L_n x_a}{V_{n+1}} \quad (2.3)$$

Her zamanki gibi işletme eğrileri (x_a, y_a) ve (x_b, y_b) noktalarından geçer ve eğer akış hızları sabit ise eğim=L/V'dir.

Sabit ve Değişen Alt Akım :

İki durum düşünölmelidir. Eğer çözüñür maddenin çözeltildeki derişimi arttıkça yoğunluk ve viskozitede önemli değişiklikler oluyorsa, küçük numaralı kademeleri terk eden katılarda tutulan çözeltil miktarı, büyük numaralı kademelerdekenden daha büyüktür. O zaman Denk 2.3'de de göröldüğü gibi işletme eğrisinin eğimi kademededen kademeye değişir. Oysa katının alıkoyduğı çözeltil kütlesi, derişimden bağımsız ve L_a sabit olduğunda, işletme eğrisi düz bir doğrudur. Bu durum, « Sabit Çözeltili Alt Akım » olarak anılır. Alt akım sabit olursa üst akım da sabit olur. Sabit ve değişen alt akımlar farklı biçimde ele alınmalıdır.

Sabit Alt Akımda İdeal Kademe Sayısı :

İşletme eğrisi düz bir doğru olduğunda McCabe-Thiele yöntemi ile ideal kademe sayısı hesaplanabilir, fakat katıdan özütlemeye denge eğrisi de daima düz doğru olduğundan, sabit üst akım için geçmişte çıkarılan bağıntı kullanılabilir:

$$N = \frac{\ln[(y_b - y_b^*)/(y_a - y_a^*)]}{\ln[(y_b - y_a)/(y_b^* - y_a^*)]} \quad (2.4)$$

Bu denklemin burada kullanılması özellikle $y_a^* = x_a$ ve de $y_b^* = x_b$ olduğı için kolaydır.

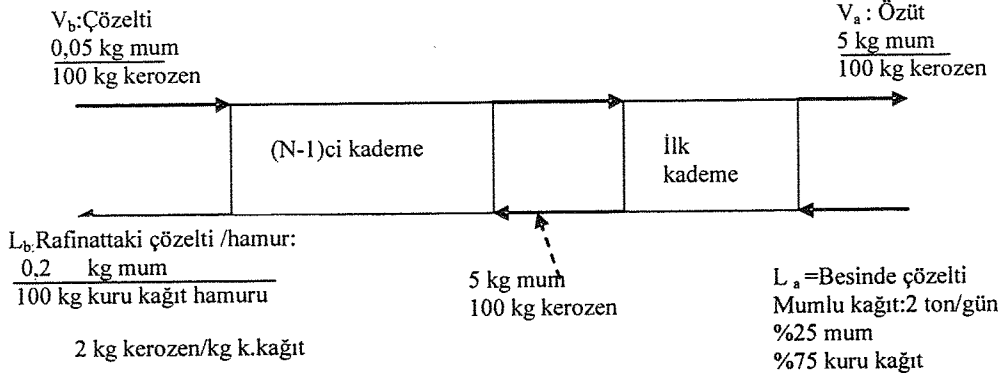
Eğer henüz özütlenmemiş katılarla sisteme giren çözücü L_a , herhangi bir kademeyi terk eden alt akım L 'den farklı ise Denklem(2.4) tüm kademelere uygulanamaz. Bu şartlarla denklemler çıkarılmışlardı ama ilk kademeye madde dengesi uygulandıktan sonra kalan kademelere Denklem(2.4)'ün uygulanması kolaylık getirir.

Örnek 2.1: Kerozenle özütlemek üzere günde 2 ton mumlu kağıt sürekli, ters akımlı ve ideal kademelerden oluşan bir özütleme sisteminde mumundan arındırılacaktır. Mumlu kağıt ağırlıkça %25 parafin mumu ve % 75 kağıt içermektedir. Özütlenmiş kağıt, içinde kalan kerozenin buharlaşması için buharlaştırıcıya verilir. Buharlaştırıcıdan çıkan kağıtta kalan özütlenmemiş mum; 100 kg kuru kağıt başına 0,2 kg mumdan fazla olmamalıdır. Özütlemeye kullanılan kerozen; 100 kg temiz kerozen başına 0,05 kg mum taşımaktadır. Deneylere göre kademededen kademeye geçen (kerozensiz ve mumsuz) her kg kağıt için 2 kg kerozen, kağıtta alıkonulmaktadır. Bataryadan çıkan özüt her 100 kg temiz kerozen için 5 kg mum içermektedir. Kaç kademe gereklidir?

Çözüm: Birimler tutarlı ve alt ve üst akımlar sabit olduğı sürece Denklem(2.4)'e uygun herhangi bir birim kullanılabilir. Bu nedenle mol kesirleri, kütle kesirleri ya da çözünenin kütlesinin çözücü kütlesine oranları derişim yerine kullanılabilir. Yapılacak seçim sabit alt akım vermelidir. Bu problemde kerozenin kağıda oranı sabit olduğundan akış hızları kg kerozen olarak verilir. Sonra da bütün derişimler kg mum/kg temiz kerozen olarak alınır.

Özütlenmemiş kağıtta kerozen yoktur bu nedenle ilk kademe ayrı olarak ele alınmalıdır. Daha sonra geri kalan kademe sayısı için Denklem(2.4) kullanılabilir.

Akış hızları ve derişimler Şekil 2.3'de verilmektedir. Taze çözücü olarak giren kerozen, tüm mum dengesinden sonra bulunur.



Şekil 2.3: Örnek(2.1)'in made dengesi

Temel: 100 kg (mumsuz, kerozensiz) kağıt

Taze çözelti ile giren kerozen s kg olsun.

Mum dengesi (kg olarak): Giren kağıttaki mum: $100 \times (25/75) = 33,33$

Giren Çözücüdeki mum: $0,0005 s$

Giren Toplam mum: $33,33 + 0,0005 s$

Çıkan kağıttaki mum: $100 \times 0,002 = 0,200$

Çıkan özütteki mum: $(s-200)0,05 = 0,05 s - 10$

Çıkan toplam mum: $0,05 s - 9,8$

Buna göre: Giren = Çıkan

$$33,33 + 0,0005 s = 0,05 s - 9,8$$

Buradan: $s = 871$ kg. Tükenmiş kağıt hamurunda kalan kerozen 200 kg'dır.

En derişik çözeltideki kerozen: $871 - 200 = 671$ kg

Bu çözeltideki mum: $671 \times 0,05 = 33,55$ kg

İkinci üniteye giren alt akım derişimi, ilk ünitenin üst akımına eşittir ya da $0,05$ kg mum/1 kg kerozen'dir.

İkinci üniteye giren alt akımdaki mum: $200 \times 0,05 = 10$ kg

İkinci üniteden çıkıp ilk üniteye giren üst akımdaki mum, ilk ünite çevresindeki madde dengesinden,

$$10 + 33,55 - 33,33 = 10,22 \text{ kg}$$

Bu akımın derişimi: $10,22/871 = 0,0117$

Denklem(2.4)'e gereken derişimler: $x_a = y_a^* = 0,05$; $y_a = 0,0117(y_2)$

$$x_b = y_b^* = \frac{0,2}{200} = 0,001 ; \quad y_b = 0,0005$$

Birinci kademe hesaplandığına göre kalan kademeler Denklem(2.4)'den:

$$N-1 = \frac{\ln[(0,0005 - 0,001)/(0,0117 - 0,05)]}{\ln[(0,0005 - 0,0117)/(0,001 - 0,050)]} = \frac{\ln[(0,05 - 0,0117)/(0,001 - 0,0005)]}{\ln[(0,050 - 0,001)/(0,0117 - 0,0005)]} = 3$$

Toplam kademe sayısı: $N=3+1=4$

Değişen Alt Akım için İdeal Kademe Sayısı:

Kademeden kademeye alt ve üst akımlar değiştiğinde kademe sayısı hesabı için McCabe-Thiele grafik yönteminin uyarlanmış bir şekli uygulanabilir. İşletme doğrusunun uç noktalarındaki derişimler, Örnek 2.1'deki gibi madde dengelerinden bulunur. Alt akımdaki L 'nin alt akım derişiminin bir fonksiyonu olarak bilindiği kabul edilerek, L_n 'i belirlemek üzere bir x_n ara değeri seçilir ve Denklem(2.1)'den V_{n+1} hesaplanır. Sonra Denklem(2.2)'den y_{n+1} derişimi hesaplanır ve (x_n, y_{n+1}) noktasının da üzerinde bulunduğu işletme eğrisi, uç değerler kullanılarak çizilir. L ve V 'de çok büyük değişiklikler olmadığı ya da denge eğrisi işletme eğrisine çok yakın olmadığı sürece bir ara değer yeterlidir.

Örnek 2.2:

Sürekli ve ters akımlı bir özütleme sistemi kullanılarak yemekteki yağ, benzen ile çekilecektir. Sistemde 1000kg (tükenmiş katı temelinde)yemek/saat işlenecektir. İşlenmemiş yemekte 400 kg yağ ve 25 kg benzen vardır. Taze çözücüde 10 kg yağ ve 655 kg benzen vardır. Tükenmiş katıda 60 kg yağ kalıntısı bulunmaktadır. Yapılan batarya tasarımına uygun olarak yürütülen deneylerde, derişime bağlı olarak katıda tutulan çözelti miktarları Tablo 2.1'deki gibidir. Bir saatlik miktarlar temelinde aşağıdaki değerleri bulun:

- Keskin çözeltinin ya da özütün (ekstraktın) derişimi (y_b)
- Katı fazda (özütlenen katılarda) kalan çözeltinin derişimi (x)
- Katı fazda (özütlenen yemekle beraber) giden çözücünün kütlesi (L)
- Özütün (çözeltinin) kütlesi (V_a)
- İdeal kademe sayısı (N)

Tablo 2.1. Örnek 2.2'nin Bilgileri: Çözeltinin derişimine (y_A) karşılık alt akımdaki katıda kalan çözelti(L) Miktarları aşağıda verilmektedir:

Çözüm: Temel :1000 kg salt yemek/saat

X ve y alt ve üst akımlarda kalan yağın derişimi olsun.

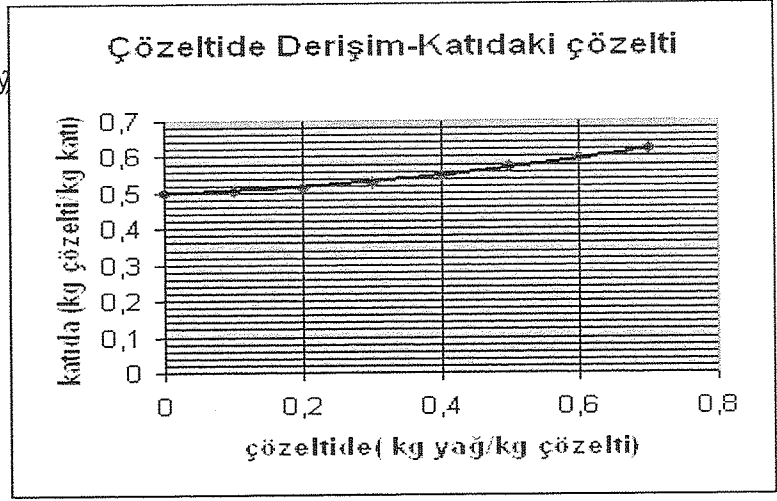
Giren çözücüde: $V_b = 10 + 655 = 665$ kg çözelti/st

$$y_b = 10/665 = 0,015$$

Deneme yanılma yöntemi ile tükenmiş katıda kalan çözeltinin derişimi belirlensin.

Kabul: Eğer $y_b = 0,1$ ise Tablo 2.1'den takılan çözelti 0,505 kg/kg katı olacaktır.

Y_A (kgyağ/kgçözelti)	(L) (kgçözelti/kgkatı)
0	0,5
0,1	0,505
0,2	0,515
0,3	0,53
0,4	0,55
0,5	0,571
0,6	0,595
0,7	0,62



$$L_b = 0,507(1000) = 507 \text{ kg/st}$$

$$x_b = 60/507 = 0,118 \approx 0,119 \text{ (oldukça yakındır)}$$

$$\text{Alt akımdaki benzen } L_b = 507 - 60 = 447 \text{ kg/st}$$

$$\text{Katı girişinde } L_a = 400 + 25 = 425 \text{ kg çözelti/st}$$

$$x_a = 400/425 = 0,941$$

$$\text{Çıkan çözültideki yağ} = \text{Giren yağ} - 60 = 10 + 400 - 60 = 350 \text{ kg/st}$$

$$\text{Çıkan çözültideki benzen} = 655 + 25 - 447 = 233 \text{ kg/st}$$

$$V_a = 350 + 233 = 583 \text{ kg/st}$$

$$y_a = 350/583 = 0,600$$

(a) 'dan (d)'ye kadar olan şıkların cevapları:

$$\text{a) } y_a = 0,60 \text{ ; b) } x_b = 0,118 \text{ ; c) } L_b = 507 \text{ kg/st ; d) } V_a = 583 \text{ kg/st}$$

e) İşletme eğrisi üzerinde bir ara nokta belirlemek üzere $x_n = 0,50$ seçilsin,

$$L_n = \text{Katıya takılan çözelti} = 0,571(1000) = 571 \text{ kg/st}$$

$$\text{Denklem (2.1)'deki Toplam madde dengesinden, } V_{n+1} = 583 + 571 - 425 = 729 \text{ kg/st}$$

$$\text{Yağ dengesinden, } V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + V_a y_a - L_a x_a =$$

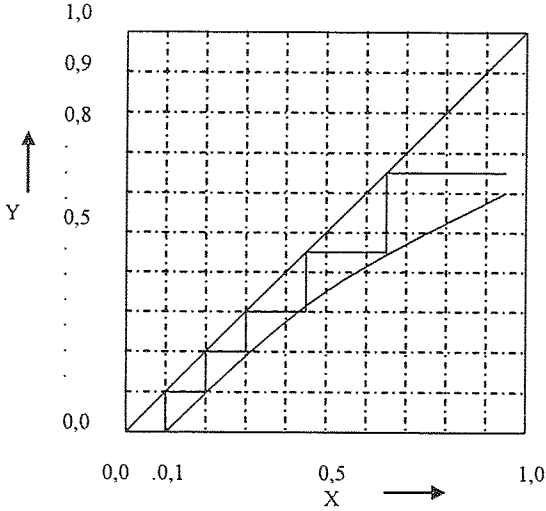
$$571 \times 0,5 + 583 \times 0,6 - 400 = 235,3 \text{ kg/h}$$

$$y_{n+1} = 235,3/729 = 0,323$$

$(x_a, y_a) = (0,941; 0,6)$ ve $(x_b, y_b) = (0,1; 0,118)$ noktalarına $(x_n, y_{n+1}) = (0,5; 0,323)$ noktası

eklenince işletme eğrisinin Şekil 2.4'deki gibi hafif eğri olduğu görülür. Yaklaşık 4

kademedен daha fazlası gerekir. $N = 5$.



Şekil 2.4:
Örnek(2.2) için
Katıdan özütlemeye
Mc-Cabe Thiele yöntemi

Doymuş Derişik Çözeltiler:

Çözünen maddenin (solute) çözücü içindeki çözünürlüğü sınırlı olduğunda ya da çözücü, derişik çözeltilerde doymuş hale geldiğinde katıdan özütlemenin bir özel durumu ile karşılaşılır. Bu durum yukarıda anlatılan yöntemlerle çözülür. N inci kademeye giren çözücü birinci kademedan buyana üst akımın en çok olduğu çözeltilerdir ve bu kademedan önceki kademelerde katıya takılan çözeltilerin hiçbiri doymuş değildir. Eğer çok az çözücü kullanılır ve ilk kademe dışındaki kademelerde doymuş hale gelirse, bir kademe dışındaki doymuş kademelerin hepsi gereksizdir ve N inci kademedan gelen alt akımdaki derişim gerekenden yüksektir.

Kademe Verimliliği:

Bazı katıdan özütleme işlemlerinde katı tamamen geçirgen ve çözücüye karşı tepkisiz (inert)'dir ve yüzeyinde derişik bir çözeltiler tabakası taşır. Böyle durumlarda işlem basitçe çözeltiler (extract) ortamındaki derişimin, katıya takılana eşitlenmesinden ibarettir. Böyle bir işlem (process) hızlı olur ve makul bir sürede dengeye gelir. Şekil 2.1.c. de görülen ters akımlı katıdan özütleme işlemi bu tiptir ve hesaplamalarda kademe verimliliği 1 alınır.

Diğer durumlarda çözünecek madde (solute) az çok geçirimli katının içine dağılmıştır. Burada katıdan özütleme, kütle aktarımında ele alınan difüzyon kurallarının kontrolü altındadır.

Aşağıda Gean-Koplis'den alınan ve farklı bir yöntemle çözülen problemler sunulacaktır. Tek basamak özütlemeye semboller:

A: Katıda çözülmüş olup çözücü ile özüte geçmesi beklenen çözünebilir madde (çözünen),

B: Katının çözünmeyen yapısı (salt ya da kuru katı, inert katı)

C: Çözücü,

M: Toplam sıvı akış hızı ($L + V$) ya da ($A+C$); çözelti ve katıya takılan çözelti.

N: kg çözünmeyen katı (kuru katı)/kg çözelti

Madde Dengeleri: Şekil 2.A-B-C eşliğinde izlenmelidir.

Tüm madde dengesi: $L_0 + V_2 = L_1 + V_1 = M$

Çözünen madde dengesi: $L_0 x_{A0} + V_2 y_{A2} = L_1 x_{A1} + V_1 y_{A1} = M x_{AM}$

Katı madde dengesi: $B = N_0 L_0 + 0 = N_1 L_1 + 0 = N_M M$

Burada Üst akım V 'nin bileşimi y_A ; ve L alt akımın bileşimi x_A 'dir.

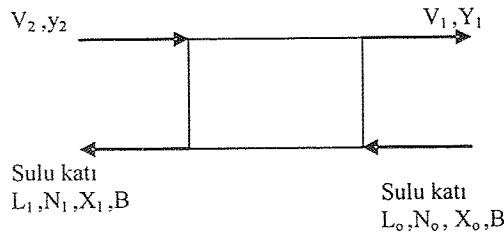
Burada çözünen madde derişimini gösteren x ve y sembolleri, alt akımdaki çözelti derişimi ile üst akımdaki çözelti derişimlerini göstermektedir.

Örnek 2.3 (G.K'den): Yaprak soyanın Tek-kademede özütlenmesi

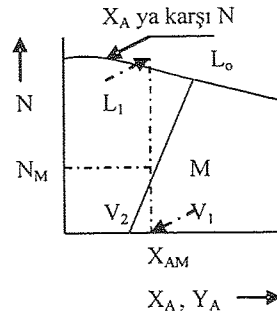
İçinde % 20 soya yağı bulunan 100 kg soya fasulyesinin yaprak biçimine getirilip, içindeki yağın tek kademeli bir özütleyicide 100 kg taze hegzan çözücüsü ile özütlenmesi istenmektedir. N {kg k.katı/[kg çözelti=(çözücü+çözünen)]}'in değeri temelde 1,5 kg /kg Çözelti olarak sabit tutulmaktadır. Kademeyi terk eden üst akım V_1 ve alt akım L_1 'in miktar ve bileşimini bulun.

Çözüm: Temel 100 kg yaprak soya fasulyesi

İşlemin akım şeması Şekil 2.5 (a)'daki gibidir.

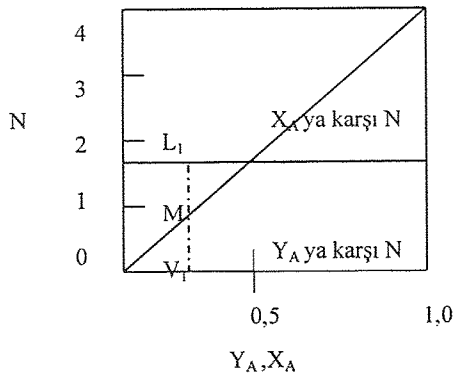


(a)



(b)

Şekil 2.5: Tek kademeli katı özütleme: (a) Akım şeması ; (b) Madde dengesi



Şekil 2.6

Veriler: Giren Çözücü $V_2 = 100$ kg , $y_{A2} = 0$, $y_{C2} = 1,0$,

Giren katı-sıvı karışımında (sulu çamurda):

$$B = 100(1,0 - 0,2) = 80 \text{ kg çözünmez katı, } L_0 = 100(1 - 0,8) = 20 \text{ kg A}$$

$$N_0 = 80/20 = 4,0 \text{ kg katı/kg çözelti, } x_{A0} = 1,0$$

$$M \text{ noktasının hesaplanması: } L_0 + V_2 = 20 + 100 = 120 \text{ kg} = M$$

$$L_0 x_{A0} + V_2 y_{A2} = 20(1,0) + 100(0) = 120 x_{AM}$$

$$\text{Buradan : } x_{AM} = 0,167$$

$$B = N_0 L_0 = 4,0(20) = 80 = N_M(120) \rightarrow N_M = 0,667$$

V_2 ile L_0 'ı birleştiren çizgi üzerindeki M noktası Şekil 2.6' da gösterilmiştir. Düşey denge eğrisi çizilerek birbiri ile dengedeki L_1 ve V_1 yerleştirilmiş olur. O zaman:

$$N_1 = 1,5 , \quad x_{A1} = 0,167 , \quad y_{A1} = 0,167 \text{ 'dir.}$$

Madde denkliklerini ve kaldırma kolu kuralını uygulayarak:

$$L_0 + V_2 = L_1 + V_1 = M ; \quad B = N_0 L_0 + 0 = N_1 L_1 + 0 = N_M M$$

$$L_1 = 53,3 \text{ kg ve } V_1 = 66,7 \text{ kg' dır.}$$

Örnek 2.4(G.K'den): Yemekten ters akımlı özütleme ile yağın alınması

Sürekli ters akımlı özütleme ile yemekteki yağ (B3) benzen çözücüsü ile dışarı çekilecektir. İşlemden 2000 kg inert katı/ st, 800 kg yağ (A) ve 50 kg benzen (C) taşıyarak girecektir. 1 saatte giren taze çözücü ise 1310 kg benzen ve 20 kg yağ taşımaktadır. Özütleyiciden çıkan katıda (rafinatta) 120 kg yağ bulunacaktır. Çöktürme denemeleri göstermiştir ki takılan çözeltideki derişim, çözücüdeki derişime bağlıdır. (B3) ile ilgili bilgiler aşağıdaki tabloda verilmektedir:

N (kg inert katı/kg çözelti)	2,00	1,98	1,94	1,89	1,82	1,75	1,68	1,61
y_A (kg yağ/kg çözelti)	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7

İşlemi terk eden akımların miktar ve derişimlerini ve de kademe sayısını hesaplayın.

Çözüm: Temel: 2000 kg katı besin/saat

Verilen tablodaki değerler Şekil 2.7'de y_A 'ya karşı N olarak çizilmiştir. Giren çözücü ve işlenmemiş katı için; $L_0 = 800 + 50 = 850$ kg/st; $y_{A0} = 800/(800 + 50) = 0,941$;

$$B = 2000 \text{ kg/st; } N_0 = 2000/(800 + 50) = 2,36$$

Giren özütleme çözücüsü bakımından: $V_{N+1} = 1310 + 20 = 1330$ kg/st; $y_{AN+1} = 20/1330 = 0,015$.

V_{N+1} ve L_0 noktaları çizilir. L_N noktası Şekil 2.7'de N - x_A çizgisi üzerine düşer. :

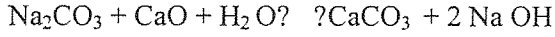
$$N_N/x_{AN} = (\text{kg katı/kg çözelti})/(\text{kg yağ/kg çözelti}) = \text{kg katı/ kg yağ} = 2000/120 = 16,67;$$

Böylece $x=0$, $N=0$ başlangıç noktasından geçen kesikli çizilmiş çizginin 16,67 eğimle çizildiğinde

N - x_A çizgisini kestiği nokta L_N 'dir. Bu noktanın koordinatları;

PROBLEMLER:

1. 5 kademeli, ters akımlı bir özütleyicide, aşağıdaki reaksiyondan çıkan karışımdan çamur ayrılacaktır.



Kademeler arasında CaCO_3 çökeltisi, içinde ağırlığının 1,5 katı kadar çözelti taşımaktadır. NaOH 'ın % 99'u geri kazanılmak istenmektedir. İlk kademeye giren reaksiyon ürünlerinde her kg CaCO_3 için 0,6 Kg su bulunmakta çıkan alt akım çözeltisi ise % 24 NaOH lik olmaktadır.(Gean-Koplis yöntemi ile)

i) Her kg CaCO_3 için ne kadar yıkama suyu kullanılacaktır.

ii) CaCO_3 'ün tamamıyla çözünmez olduğu varsayılırsa her kademedeki çıkan çözeltinin bileşimi nedir? (Atom ağırlıkları denklemdeki sıra ile :23;12;16;40;1 kg/katom dur.)

2. 1 No lu problemdeki çamurun içinde kalan çözeltinin aşağıda verilen tablodaki derişimlere göre değişmesi halinde eğer % 12 NaOH çözeltisi elde edilecekse NaOH'in % 97 sini geri kazanmak için kaç kademe gereklidir?

NaOH,(ağ.%si)	0	5	10	15	20
Kgçözelti/kg CaCO_3	1,50	1,75	2,20	2,70	3,60

3. Kavrulmuş bakır cevherinden CuSO_4 , ters akımlı bir özütleme sisteminde saf su ile özütlenecektir. Her saat 10 tonluk curuf içinde 1,2 ton bakır sülfat ve 0,5 ton su işlenmektedir. Elde edilen özütte % 90 su ve gerisi CuSO_4 bulunmaktadır. CuSO_4 'ün kazanımı cevherdekinin %98 idir. Her kademedeki sonra 1 ton inert curuf içinde 2 ton bakırsülfatlı su kalmaktadır. Her kademe de denge sağlanmaktadır. Kaç kademe gereklidir?

4. Yaprak şekline getirilip içindeki soya yağı hegzanla özütlenecek olan soya fasulyesi başlangıçta %25 yağ içermektedir ve özütleme birimine 150 kg/s hızla girerken içine 18 kg/s hegzan katılmaktadır. Özütlenmeden sonra yağın % 2'sinin rafinatta kalabilmesi için 100kg/s saf hegzanla ters akımlı özütleme yapılacaktır. Her kademe de katıda kalan çözelti 2,2 kg katı/kg çözelti oranında sabittir. Giren, çıkan akımların miktar ve bileşimleri ile bu ayırmaya gerekli kademe sayısını bulun.(Gean –Koplis yöntemi ile çözün)

5. 100 kg/h hızla çok kademeli özütleyiciye giren sulu karışımda % 2,5 nikotin vardır. Nikotini özütlemek için ters yönden 220 kg/h hızla giren saf kerozen kullanılacaktır. Çıkan suda % 0,1 kadar nikotinin kalabilmesi için giren çıkan akımların miktar ve bileşimleri ile kademe sayısı nedir?

Not:Sudaki ve kerozendeki nikotin denge değerleri aşağıda verilmiştir

x	0,001010	0,00246	0,00500	0,00746	0,00988	0,0202
y	0,000806	0,001959	0,00454	0,00682	0,00904	0,0185

6. 100 kg/h krom cevher; % 10 $Cr_2(SO_4)_3$ tuzu, % 25 su ve gerisi çözünmeyen curuf içermektedir. Cevherin tuzu, sürekli ve ters akımlı bir özütleme sisteminde 300 kg/h saf su kullanılarak özütlenecek ve rafinattaki çözelti içinde % 3,5 kadar tuz kalacaktır. Alt akımdaki çözelti oranı 0,9 lb çözelti/lb curuf olarak başlayıp rafinatta 1,5 olarak bitecek ise;

-Giren çıkan akımların miktar ve bileşimleri, özütte kazanılan tuz %si, kademe sayısı ne olacaktır? (Gean-Koplis yöntemi ile)

7. Pisi balığı ciğerinden ters akımlı özütleme ile eter kullanılarak yağ çıkarılacaktır. Granül haline getirilmiş ciğerin içinde kaçan çözelti miktarı aşağıdaki tabloda belirtildiği gibidir. Kademelerin beslemesi 100 lbtükenmiş ciğer/kademe dir. Özütlenmemiş ciğerde 0,043 gal yağ/lb tükenmiş ciğer vardır. Yağın % 95'i kazanılmak isteniyor. Son özütte 0,65 gal yağ/gal özüt olacaktır. Sisteme beslenen eterde yağ yoktur. Her ciğer yüklemesi için kaç galon eter gereklidir ve sistemde kaç kademe olmalıdır?

1 lb kuru ciğerde kalan çözelti(gal)	Çözelti derişimi (gal yağ/gal çözelti)	1 lb kuru ciğerde Kalan çözelti(gal)	Çözelti derişimi (gal yağ/gal çözelti)
0,035	0	0,068	0,4
0,042	0,1	0,081	0,5
0,050	0,2	0,099	0,6
0,058	0,3	0,120	0,68

3. SIVI-SIVI ÖZÜTLEMESİ

Damıtma ile ayırma çok zor ya da etkisiz olduğunda sıvı-sıvı özütlemesi son çaredir. Kaynama noktası birbirine yakın olup damıtma sıcaklıklarına vakum altında dahi dayanamayacak olan maddeler, içlerindeki safsızlık yapan katkılardan bu özütleme yoluyla ayrılırlar. Bu yol basınç farkları yerine kimyasal farklılıklardan yararlanır. Örneğin penisilin, bir fermentasyon karışımından; pH'ı uygun bir dağılma katsayısı verecek seviyeye düşürüldükten sonra, bütilasetat çözücüsünde ayrılır. Sonra çözelti, tampon (bafır) bir fosfat çözücüsü ile özütleme işlemine sokularak saf, sulu bir çözelti elde edilir, daha sonra da kurutma yoluyla saf penisilin elde edilir. Özütleme işlemi, sulu çözeltilerinden asetik asit eldesinde de kullanılır ki bunun için damıtma ile ayırma da yapılabilir, ancak özütleme yoluyla çok miktarda suyun buharlaştırılmasına gerek kalmamış olur.

Sıvı-sıvı özütlemesinin kullanımının en önemli alanlarından biri, kimyasal yapıları farklı olduğu halde kaynama noktaları birbirine çok yakın olan petrol ürünlerinin ayrılmasıdır. Kaynama noktası 300° C'in üzerindeki yağlama yağları (lube oil)'nin içindeki aromatikler; fenol, furfural, metil-pirolidin gibi kaynama noktası düşük polar çözücülerle özütlenirler ve geriye çoğunlukla parafin ve naftenlerden oluşan bir yağ bırakırlar. Aromatikler sıcaklık-viskozite ilişkisinde zayıf özelliklere sahiptir ama kaynama aralıkları üst üste çakıştığından dolayı damıtma ile birbirlerinden ayıramazlar. Benzer bir işlemde aromatikler; yüksek kaynama sıcaklıklı polar bir çözücü ile katalitik reformattan özütlenirler ve özütten daha sonra damıtmayla saf benzen, toluen, ksilen gibi kimyasal ara ürünler elde edilir. Burada kullanılacak en mükemmel çözücü olarak; kaynama noktası 290° C, uçuculuğu düşük, aromatikleri özellikle seçen bir siklik bileşen olan Sulfolan (C₄H₈SO₂) örneği verilebilir.

Hem özütleme hem de damıtmanın yapılabildiği koşullarda seçim genellikle (ısıtma ve soğutma kullanıldığı halde) damıtma olur. Sıvı-sıvı özütlemede çözücünün geri kazanımı çoğu kez gene damıtmadır ve bu birleşik işletme, özütlemesiz alelade damıtmadan çok daha karmaşık ve masraflıdır. Bununla beraber özütleme; farklı sıcaklıklar, farklı tip ve miktarda çözücüler seçebilmek gibi, işletme koşulları bakımında birçok seçenek esnekliği sağlar. Bu açıdan özütleme; damıtmadan çok gaz absorpsiyonuna benzer. Çoğu problemde, damıtma ve sıvı-sıvı özütlemesi arasında karşılaştırmalı bir çalışmadan sonra seçim yapılmalıdır.

Sıvı-sıvı özütlemesi, ikiden fazla bileşenin ayrılmasında kullanılabilir ve bazı uygulamalarda tek bir çözücü yerine çözücüler karışımı gerekebilir. Ancak bunlar bu dersin kapsamı dışındadır.

Sıvı-sıvı Özütleme Cihazı :

Sıvı-sıvı özütlemesinde; damıtma ve gaz absorpsiyonunda olduğu gibi, iki faz iyi bir dokunuma getirilmeli, aralarında madde geçişi olduktan sonra ayrılmalıdırlar. Absorpsiyon ve damıtmada katışma ve ayrışmalar kolay ve hızlıdır. Oysa sıvı-sıvı özütlemesinde iki fazın yoğunlukları birbirine yakın ve eğer ağırlıkla akış sağlanacak ise, katışma ve ayrışmaları için gereken enerji küçük, hatta bir gazın bir sıvıdan ayrılması için gerekenden çok daha küçüktür. Genellikle bu iki fazın ayrılması da katışması da çok zordur. Her iki fazın viskoziteleri oldukça yüksek, çoğu özütleme cihazındaki lineer hızları da düşüktür. Bu nedenle bazı özütleyici tiplerinde, katıştırma ve ayırma için gereken enerji mekanik olarak dışardan verilir.

Özütleme işlemi kesikli de sürekli de olabilir. Bir miktar sıvı besin, bir kap içinde bir miktar çözücü ile katıştırılıp karıştırılabilir ve sonra çöktürülen tabakalar birbirinden ayrılabilir. Özüt (ekstrakt), içine çözüneni almış olan çözücünün yaptığı çözeltili tabakasıdır; rafinat ise içindeki çözünen maddeyi çözücüye vermiş olan tabakadır. Özüt (ekstrakt) rafinattan daha hafif ya da ağır olabilir, ona göre bazı cihazlarda aşağıdan yukarıya diğerlerinde ise yukarıdan aşağıya akıyor gösterilebilir. Elbette birden fazla dokunum birimi gerektiğinde işlem tekrarlanabilir ama miktarlar büyük olduğunda ve birçok dokunum birimi gerektiğinde sürekli akım daha ekonomiktir. Çoğu özütleme cihazı ya parçalı (diferansiyel) ya da sürekli ardışık kademelerden meydana gelir. Örnekler olarak; katıştırma çöktürücüler, ağırlıkla akışa dayalı çeşitli düşey kuleler, katıştırma kule özütleyicileri ve santrifüjlü özütleyiciler verilebilir. Çeşitli sıvı-sıvı özütleme cihazları Tablo 3.1.de görülmektedir.

Sıvı-sıvı özütleme işlemi gözenekli perdelerle de yapılabilir (ayrı bir konudur). Bu yöntem zor ayrımlar için umut vericidir.

Katıştırıcı-Çöktürücüler: Kesikli sıvı-sıvı özütlemesinde katıştırıcı da çöktürücü de aynı ünite olabilir. En çok kullanılan, içinde bir türbin ya da pervaneli katıştırıcı bulunan bir tanktır. Katıştırma işleminin sonunda katıştırıcı durdurulur, tabakalar çökerek ayrılmaya bırakılır, özüt (ekstrakt) ve rafinat (kalıt) tabandaki (gözleme pencereleri olan) boşaltma borularıyla farklı toplama kaplarına alınır. Bir özütlemeye gereken katma ve çöktürme zamanları deneylerle belirlenir: katma için 5 dakika, çöktürme için 10 dakika süre tipik olmakla beraber daha kısa ve daha uzun sürelere de çok rastlanır.

Sürekli akışlarda genellikle katıştırıcı ve çöktürücüler farklı cihazlardadır. Katıştırıcı, girişi ve çıkışı ve de kısa devreyi önleyecek şaşırtma perdesi (bafıl) olan bir katıştırma tanktır ya da hareketsiz bir katıştırıcı veya diğer akışlı katıştırıcılardandır. Çöktürücü genellikle bir

Tablo 3.1 Ticari sıvı-sıvı özütleme cihazlarının verimleri

Tip	Birleşik Sıvı Kapasitesi [ft ³ /(ft ² .st)]	ABY (ft)	% kademe ya da tabak verimliliği	Tabaklar Arası boşluk (in.)	Tipik Uygulamalar
Katıştırıcı çöktürücü			75 -100		Duo-Sol Yağlama yağı İşlemi
Sprey kolonu	50-250	10-20			Tuzdan Kostik soda ile amonyak özütü
Dolgulu kolon	20-150	5-20			Fenol geri kazanımı
Delikli tabak kolonu	10-200	1-20	6-24	30-70	Furfural yağlama yağı işlemi
Bafil kolonu	60-105	4-6	5-10	4-6	Asetik asit geri kazanımı
Karıştırmalı kule	50-100	1-2	80-100	12-24	Eczalar ve organik kimyasallar

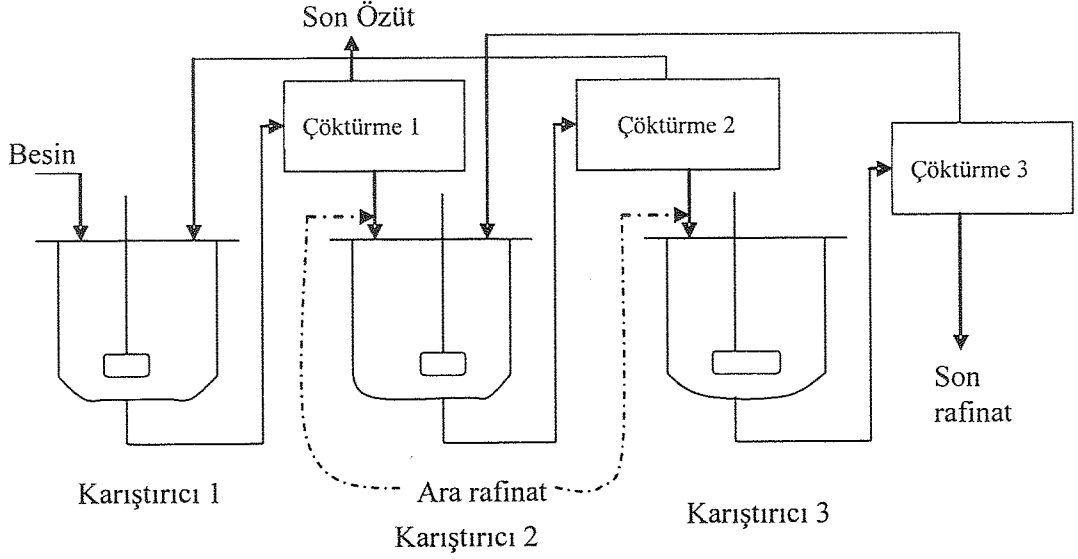
ABY (HTU): Aktarım birimi yüksekliği

Bafil: Şaşırtma perdesi

Yağlama yağı (lube oil)

sürekli, ağırlıklı çöktürücü (dekantör)'dür. Kolayca emülüsyon yapan sıvılarda ağırlıkla çöktürmeden önce dağılmış, yakın yoğunluktaki damlacıkların bir elekten ya da cam elyaf dolgudan geçirilerek bir araya toplanması gerekir. Daha da zor ayırmalarda tüplü ya da disk tipli santrifüjler kullanılır.

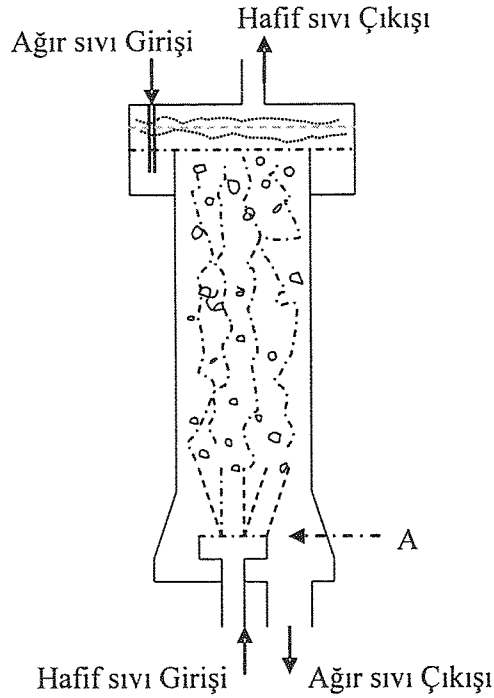
Genellikle olduğu gibi eğer çeşitli dokunum kademeleri gerekirse Şekil 3.1' deki gibi ters akımlı bir katıştırıcı-çöktürücüler katarı kullanılır. Her çöktürücüden çıkan (rafinat) kalıt bir sonraki katıştırıcıya beslenir ve orada taze çözücü ya da ara özüt ürününe rastlayabilir. Temel kurallar Şekil 2.1 .c'de gösterilen sürekli,ters akımlı katıdan özütleme ile aynıdır.



Şekil 3.1.:Karıştırıcı-Çöktürücü Sistem

Spreyli(Püskürtmeli) ve Dolgulu Özütleme Kuleleri:

Bu özütleme kuleleri dokunum kademesi değil diferansiyel dokunum sağlarlar, katma ve çöktürme sürekli ve benzer şekilde devam eder. Şekil 3.2'de görülen püskürtmeli kulelerde daha hafif olan sıvı alttan A başlığından beslenerek küçük damlacıklar halinde dağıtılır. Hafif



Şekil 3.2. Püskürtme Kulesi A:Hafif sıvı dağıtıcısı

sıvı damlacıkları, sürekli aşağı doğru akmakta olan ağır sıvı kitlesinin içinde yükselir. Damlalar üstte toplanarak kuleyi üstten terk eden hafif sıvı akımını oluşturur. Ağır sıvı kuleyi alttan terk eder. Şekil 3.2'de ağır sıvı sürekli ortamı, hafif sıvı dağılık damlacıkları oluşturmaktadır. Bu ters çevrilebilir hafif sıvı sürekli ortamı yerinde, dağılmış ağır sıvı damlacıkları da olabilir ve o zaman, ağır sıvı damlacıkları hafif sıvı içinde düşüşe geçer. Hangisinin seçileceği sıvıların akış hızlarına, viskozitelerine, ıslatma özelliklerine bağlıdır ve deneylere dayandırılır.

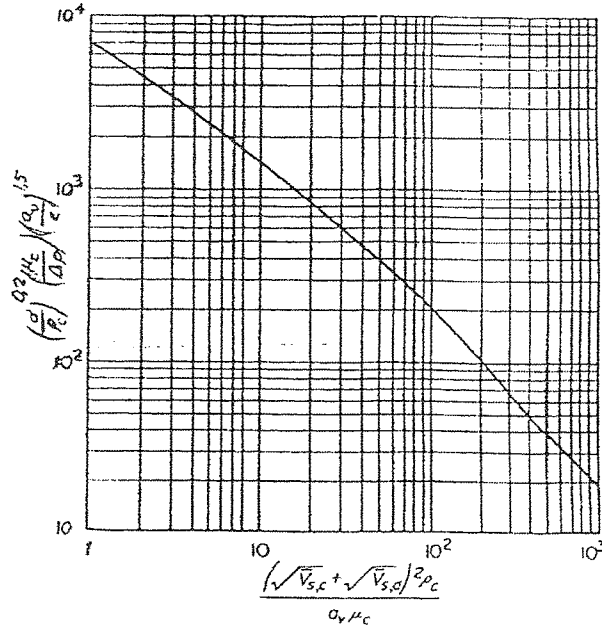
Akış hızı daha yüksek olan daha çok ara yüzey oluşturmak üzere dağıtılır ama viskoziteler çok farklı ise, viskozitesi yüksek olan da daha hızlı çöktürülmek üzere dağıtılır. Bazılarına göre dolgulu kolonlarda sürekli faz dolguları ıslatır fakat iyi bir işletim için bu gerekli değildir. Hangi faz dağılmış olursa olsun, damlaların kolondan sabit bir hızla aşağı düşüşü, dağılmış fazdaki sıvıyı diğer fazla taze dokunuma getirir ki bu da katıştırıcı-çöktürücü birimler serisine eşdeğer bir işlem olur.

Burada fazlar arasında sürekli madde aktarımı olur ve bu da kule boyunca fazların bileşimlerini değiştirir. Elbette hiçbir seviyede dengeye ulaşılmaz ama zaten dengeden uzak olduğu sürece madde aktarımı olabilir. Damıtma ve soğurmaya (absorpsiyona) kıyasla burada madde aktarım hızı düşüktür ve çok yüksek bir kule, ancak birkaç mükemmel aktarım kademesine karşılık gelebilir.

Gerçek spreyli (püskürtmeli) kulelerde, eğer damlalar oluşabiliyorsa, damlalarla sürekli faz arasında kule boyunca gerçekleşen dokunumda en yüksek verim damlaların olduğu bölgededir. Bunun nedeni, yeni oluşan damlalardaki yüksek hızlı kütle aktarımı ya da sürekli fazın geri katılması olabilir. Her nasıl olursa olsun, kule boyunu daha uzun yapmak, kütle aktarımına aynı oranda bir artış kazandırmaz. Onun yerine damlaları sık aralarla yeniden diğer faz içine saçmak daha etkilidir. Bu da kuleyi halka ya da semer tipli dolgu maddeleri ile doldurarak başarılabilir. Tablo 3.1'de de gösterildiği gibi dolgu maddeleri, damlaların birleşip yeniden oluşumuna neden olur. Herhangi bir korozyon ya da basınç problemini düşük maliyetle giderebilmek ve kolaylık sağlamak amacıyla dolgulu kolonlar giderek püskürtmeli kolonlara dönüştürülmüştür. Dolgulu kolonların en önemli sakıncaları, katı dolgu maddelerinin kümeleşme ve kanallaşma etkileridir.

Dolgulu Kolonlarda Taşma Hızları:

Sürekli ya da dağılmış fazın hızı sabitken diğer fazın hızında sürekli bir artış varsa, dağılmış fazın topaklaştığı bir noktaya ulaşılır ve o fazın hacmi artar ve sonunda her iki faz da sürekli faz çıkışından birlikte çıkarlar. Tıpkı bir absorpsiyon kolonunda olduğu gibi bu etkiye Taşma



Şekil 3.3 Dolgulu Özütleme Sisteminde taşma hızları

denir . Taşma halinde fazlardan birinin akma hızı büyüdükçe diğeri küçülür. Elbette bir kolon taşma hızının altında çalıştırılmalıdır.

Dolgulu kolonlardaki taşma hızları Şekil 3.3'den önerilebilir. Bu şekilde apsisde $\frac{(\sqrt{\bar{V}_{s,c}} + \sqrt{\bar{V}_{s,d}})^2 \rho_c}{a_v \mu_c}$; ordinatta $\frac{\mu_c}{\Delta \rho} \left(\frac{\sigma}{\rho_c}\right)^{0.2} \left(\frac{a_v}{\varepsilon}\right)^{1.5}$ gurupları vardır. Burada,

$\bar{V}_{s,c}, \bar{V}_{s,d}$ = Sıra ile sürekli ve dağılmış fazların yüzeysel hızlarıdır (ft/h).

μ_c = Sürekli fazın viskozitesi, (lb/(ft.h))

σ = Fazlar arası yüzey gerilimi (din/cm),

ρ_c = Sürekli fazın yoğunluğu (lb/ft³)

$\Delta \rho$ = Fazlar arası yoğunluk farkını, (lb/ft³)

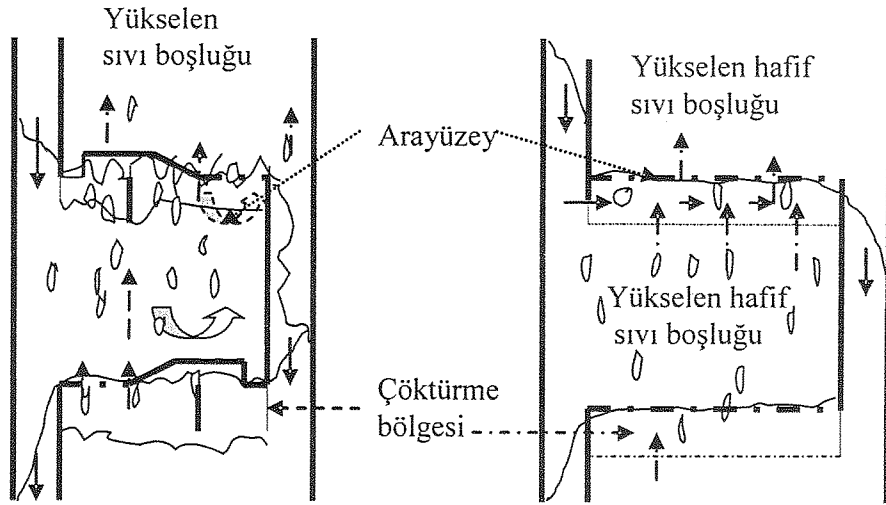
a_v = Kolonun birim hacmindeki özgül dolgu yüzeyi (ft² /ft³)

ε = Dolgulu bölgenin boşluk kesri

Şekil 3.3'deki logaritmik eksenlerin gurupları birimsiz olmadığından, verilen birimlere sadık kalınmalıdır.

Delikli Tabak Kuleleri: Sıvı damlalarının tekrar dağılması, damıtma konusunda görüldüğü gibi delikli tabakları enine kat eden akımlar olduğunda sağlanabilir. Bir özütleme kulesinde delik çapları 1,5 – 4,5 in. aralığında değişir. Tabaklar arası uzaklık 150-600 mm (6 –24 in.) arasındadır. Genellikle hafif sıvı dağılan fazdır ve taşma kanalları, sürekli fazı oluşturan ağır

akışkanın bir tabaktan alttakine akmasını sağlar. Şekil 3.4 (b)'da gösterildiği gibi hafif sıvı her tabağın altında ince bir tabaka halinde toplanır ve üstünde duran kalın, ağır sıvı tabakasının içine bir jet gibi fırlar. Yeniden düzenlenmiş şekli Şekil 3.4.(a)'de görülmektedir ve delikler bir katta tabağın bir tarafında ise bir sonraki katta diğer tarafa yerleşmiştir. Hemen hemen bütün özütleme deliklerin üzerindeki katıştırma bölgesinde gerçekleşmekte, hafif sıvı (yağ)



Şekil 3.4. (a) Bir şelale (kaskad) kolonu kolonukolonubaşlığı

(b)Delikli tabak kolonu

Şekil 3.4. (a) Bir şelale (kaskad) kolonu kolonukolonubaşlığı ağır sıvı içinde yükselip üste çıkarak üstteki tabağın altında toplanmakta ve sonra su setini enine aşır yeni delikler takımına ulaşmaktadır. Sürekli ortam ağır sıvısı (çözücü) yatay olarak akıp katıştırma bölgesinden çökme bölgesine geçmektedir. Burada kalmış herhangi bir küçük, hafif sıvı damlası varsa da ortamda yükselip üst boşluğa kaçabilir ve bir üst tabağa da geçebilir. Bu tasarım genellikle yağın çözücü ile birlikte aşağı taşınması oranını düşürür ve özütleyicinin etkinliğini artırır.

Perdeli (Bafıllı) Kuleler:

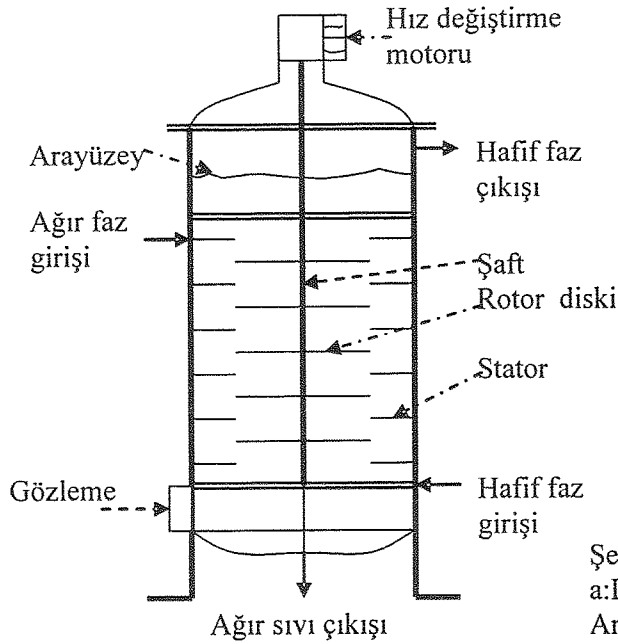
Bu özütleme kuleleri yatay, perdeli (bafıllı) tabaklar takımından oluşur. Ağır sıvı her bir bafılın üzerinden aşır ve bir alt basamağa akarken hafif sıvı her bafılın altından akıp ağır sıvının kenarından geçip yukarı doğru püskürür. En çok kullanılanlar; disk-ve-kabuk tipli bafıllar, ve daire kesmesi ya da yan yana duran bafıllardır. Her iki tipte de bafıllar arası uzaklıklar 100-150 mm (4-6 in.)'dir.

Bafıllı kulelerdeki delikler ne tıkanacak kadar küçük ne de korozyondan genişlemiş olmalıdır. Bu kulelerde asılı katılar taşıyan kirli çözeltiler işlenebilir; bir geliştirilmiş tipinde disk-ve kabuk bafıllı vardır ve bafıl kenarlarında biriken katılar bir kazıyıcı ile uzaklaştırılır. Sıvının akışı düzgün ve her yöne eşit olduğundan çizgisel hızlarda ve yönlerde ani değişimler

yoktur. Bu nedenle kolay emülsiyon yapan sıvılar için bafilli kuleler çok değerlidir. Bununla beraber, aynı nedenle de onlar çok etkili katıştırıcılar değildir ve her bir bafil, ideal bir kademenin 0,05 ila 0,1'ine eşdeğerdir.

Karıştırmalı Özütleme Kuleleri:

Karıştırmalı çöktürücüler iki sıvı faza da mekanik enerji ekledikleri halde buraya kadar anlatılan kuleler eklemeyiz. Onlar hem karıştırmak hem de ayırmak için ağırlıklı akışa dayanarak çalışır. Bazı kule özütleyicilerinde ise mekanik enerji merkeze yerleştirilen bir shaft takılmış iç türbin ya da karıştırıcıdan sağlanır. Şekil 3.5(a)'da gösterilen döner disk dokunum birimlerinde, yassı diskler sıvıyı dağıtır ve onları dışarı, kule duvarlarına doğru atarken hareketsiz, sabit halkalar iki fazın birbirinden ayrılmasını sağlayan sakin bölgeler oluştururlar. Diğer tasarımlarda karıştırıcı takımları, durgun bölgelerle birbirinden ayrılmış ve

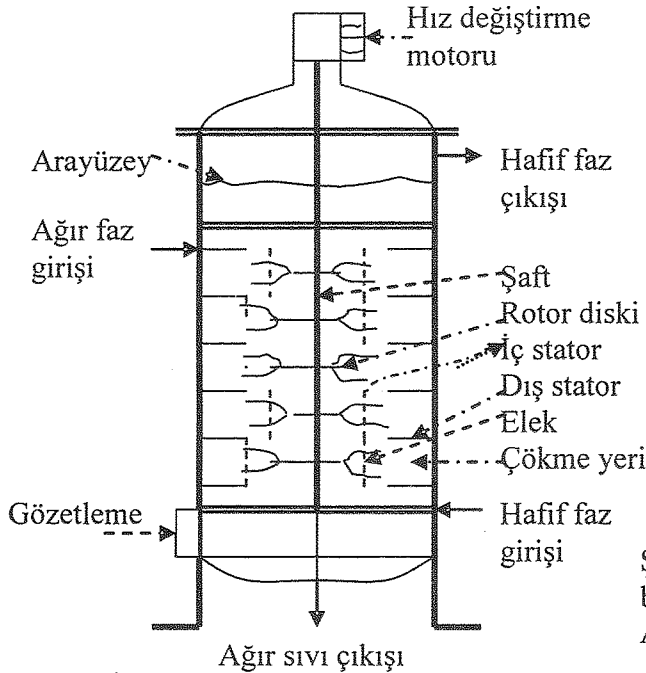


Şekil 3.5. Karıştırmalı Özütleme Kulesi
a: Döner diskli birim
Arayüzey dipte ya da tepede olabilir

birbirinin üzerinde yer alan katıştırıcı-çöktürücüler oluşmuştur. Şekil 3.5(b)'de resmedilen York-Scheibel özütleyicisinde katıştırıcıların etrafındaki bölgeler fazların toplaşması ve ayrılmasını kolaylaştırmak için tel ızgaralarla doldurulmuştur. Özütlemelerin çoğu karıştırma bölgesinde yer almaktaysa da bir kısmı da durgun bölgelerde gerçekleşir. Bu nedenle her bir katıştırıcı-çöktürücü birimde verimlilik bazen %100'ü geçer. Tipik bir katıştırıcı-çöktürücünün yüksekliği 300-600 mm (1-2 ft) arasındadır bu da bir çok teorik dokunum birimlerinin çok kısa kuleler olması demektir. Oysa bu kuleler, içerdeki hareketli parçaların korozif sıvılara karşı korunum ve bakımının sağlanmasında çok sakıncalıdır.

Darbe (Puls) Kuleleri:

Karıştırma işi, bir darbe (puls) kolonunda olduğu gibi, dışardan da yapılabilir. Bir pistonlu pompa, sık aralarla kolonun içindekilerin tümüne darbe verir ve böylece küçük genlikli, hızlı hareket eden bir pistonun darbeleri üst üste gelerek sıvı fazların olağan akışını sağlar. Kule çok görülen dolgulu ya da delikli raflı tipte olabilir. Bir dolgulu kolonda darbeler; sıvıları dağıtır, kanallaşmayı yok eder ve fazlar arası dokunumu çok fazla geliştirir. Delikli tabaklı darbe kolonlarında delikler, darbesizlerdekinden daha küçüktür, 1,5-3 mm çap aralığındadır ve bir tabaktaki toplam açık alan kolon kesit alanının %6-23'ü arasında değişir. Bu tip kulelerin tamamı, aşırı korozif, radyoaktif sıvıların işlenmesinde kullanılır. Aşağı akış veren taşma boruları yoktur. İdealde, darbeler yukarı vurduğunda hafif sıvının ağır içinde dağılımını, aşağı vurduğunda da ağır sıvının hafifin içine jet gibi püskürmesini sağlar. Bu şartlar altında kademe verimliliği % 70 'e varır. Bunun olabilmesi için sıvıların hacimleri birbirine yakın olmalı ve özütleme sırasında hacim değişimi olmamalıdır. Çok rastlanan durumlarda, ard arda gelen dağılmalar daha az etkili olabilmekte ve bir faz bir yönde geri katışmaktadır. Bu durumda tabak verimliliği % 30'a geri düşer. Buna rağmen, hem dolgulu



Şekil 3.5. Karıştırmalı Özütleme Kulesi
b: York Schiebel Özütleme birimi
Arayüzey tepede ya da dipte olabilir

hem de delikli tabaklı darbe kolonlarında, verilen sayıdaki teorik bir dokunum kademesi için gereken yükseklik, darbesiz bir kolona gerekenin 1/3'ü kadar daha azdır.

Santrifüjlü Özütleyiciler:

Fazların dağılması ve ayrılması, santrifüj kuvvetlerle büyük ölçüde hız kazanır ve birçok ticari özütleyici bundan yararlanır. Podbielniak özütleyicisinde ağır, metal bir kabuğun içindeki içi boş bir şaftta sarılmış delikli, spiral bir şerit vardır ve sıvılar buradan doğru girip çıkar. Hafif sıvı, santrifüj kuvvetleri yenmek için 3-12 atm basınçta, spiralin dışına pompalanır; ağır sıvı ise merkeze beslenir. Sıvılar, şeritle dış kabuğun oluşturduğu geçitlerde ters akımla-akarlar. Ağır sıvı, spiralin dış yüzü boyunca dışarı doğru akarken hafif sıvı, iç yüzünden içeri doğru, yer değiştirmeğe zorlanır. Sıvı-sıvı ara yüzeyinde oluşan yüksek kayma gerilimi, hızlı kütle aktarımıyla sonuçlanır. Ayrıca, sıvının bir kısmı şeritteki deliklerden doğru püskürürken türbülansı artırır. 3-10 dokunum kademesi daha çok kullanıldığı halde tek bir makinede 20 teorik dokunum kademesine kadar elde edilebilir. Santrifüj özütleyiciler çok pahalı olduğundan sınırlı kullanım alanları vardır. Onların, küçücük bir hacimde, 4 saniye gibi kısa bir sürede birçok teorik dokunum sağlamak gibi yararları vardır. Bu nedenle, vitaminler ve antibiyotikler gibi hassas ürünlerin özütlenmesinde çok yararlıdırlar.

Yardımcı Cihazlar:

Bir özütleme cihazında dağılmış fazın bir noktada birleşerek sürekli bir tabaka oluşturması ve bir ürün akımının oradan dışarı alınması istenir. Bu tabaka ile daha önceden hakim olan sürekli faz arasındaki arayüzey, dolgulu kolonun ya en üst ya da en altındaki açık alana denk getirilir; delikli-tabaklı kolonda ise, dağılan sıvı hafif sıvı olduğunda en üstteki boşluğa getirilir. Ağır sıvı dağılmış olduğunda, arayüzey kulenin en altında tutulur. Arayüzey seviyesi, sürekli bir ağırlık dekantöründe olduğu gibi, ağır sıvı için ventilli bir taşma ayağı ile otomatik kontrol edilebilir. Büyük kolonlarda arayüzey genellikle, bir seviye kontrolörünün ağır sıvı çıkışındaki bir vanaya kumanda etmesiyle, istenen noktada tutulabilir.

Sıvı-sıvı özütlemesinde hemen hemen her zaman çözücü ya çözültiden, ya rafinattan ya da her ikisinden de ayrılmalıdır. Bu nedenle buharlaştırıcılar, ısıtıcılar ve yoğunlaştırıcılar gibi yardımcı birimler bütün özütleme sistemlerinin ana parçalarını oluştururlar ve de özütleyicinin kendisinden daha pahalıya mal olurlar. Bu bölümün başında da açıklandığı gibi, bir ayırma işleminde hem özütleme hem de damıtma söz konusu olduğunda ekonomik hesaplar genellikle damıtma lehine sonuçlanır. Özütleme; yalnız damıtmayla çözümlenemeyecek problemlerin çözümünde yapılırsa da ayırma sisteminin bir bölümü olarak damıtma veya buharlaştırmaya olan gereksinimi ortadan kaldırmaz.

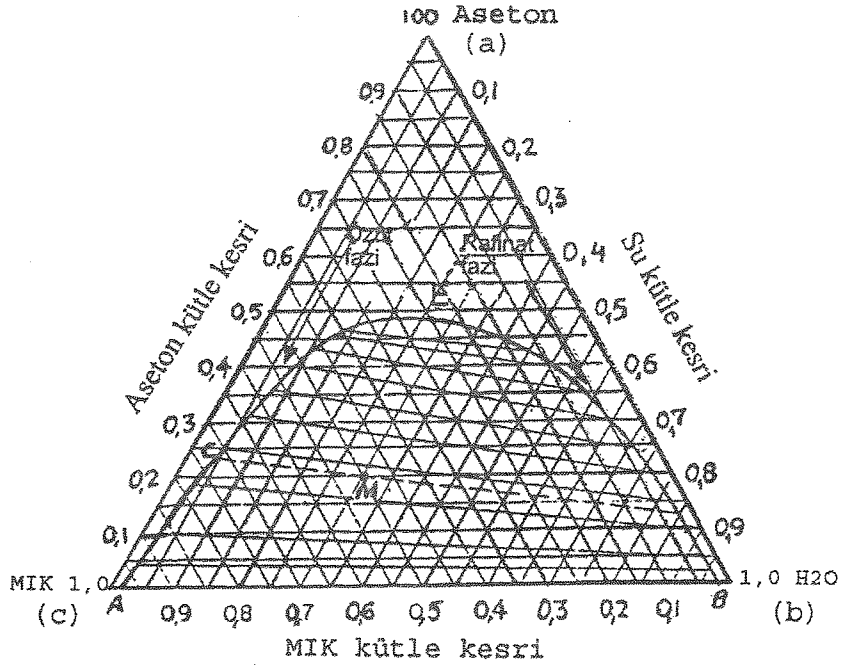
ÖZÜTLEME PRENSİPLERİ:

Sürekli Özütleme Yöntemleri; biri hafif diğeri ağır sıvı olan, iki faz arasında ters akım dokunumunu kullandığından, ters akımlı gaz absorpsiyonu ve damıtmanın zenginleştirme temellerinin çoğu, sıvı-sıvı özütlemesinde de uygulanır. Böylece sıvı-sıvı özütlemeye de damıtmada olduğu gibi; ideal kademeler, kademe verimliliği, iki akım arasında minimum oran ve cihazın boyutları gibi soruların cevaplanması önem taşır.

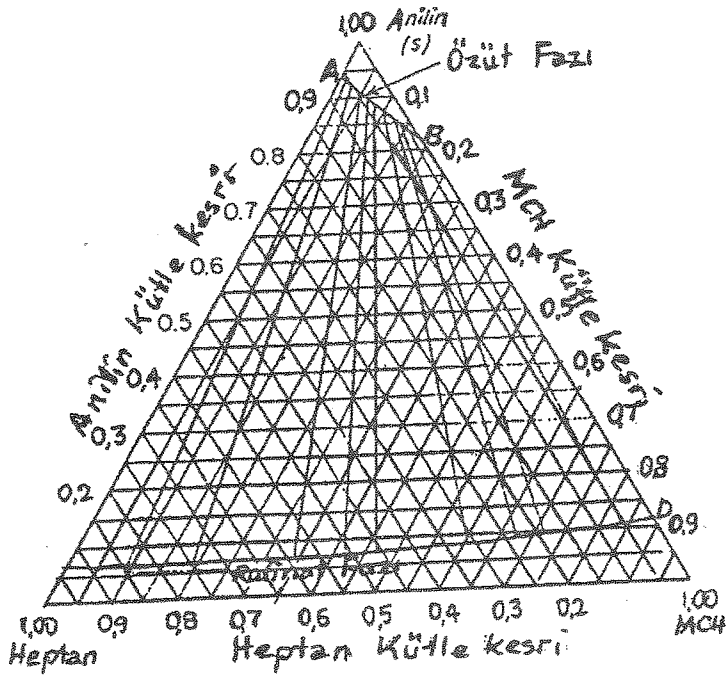
Denge ve Faz Bileşimi:

Genellikle sıvı-sıvı özütlemesi, diğer ayırma işlemlerinden daha karmaşıktır zira ortamda üç ya da daha fazla sıvı vardır ve bunların bazıları her fazda vardır. Denge bilgileri çoğu kez Şekil 3.6 ve Şekil 3.7'deki gibi bir üçgen diyagramda verilir. Şekil 3.6'da, I. Tip sisteme örnek olarak verilen aseton-su-MIK (metil-izobütil-keton) dengesidir ve burada çözücü olan MIK;seyreltici olan suda kısmen çözünürken, özütlenmesi istenen asetonda tamamen çözünebilir. Şekil 3.7'de II inci tip sisteme örnek olarak verilen Anilin-n heptan-metil siklo hegzan (MCH) 'da çözücü olan anilin diğer ikisi ile de kısmen çözünebilir. Özütleme işleminin bazı unsurları Şekil 3.6'da örneklenmiştir. Aseton-Su karışımına çözücü eklendiğinde karışımın son bileşimi; saf çözücü ile başlangıçtaki ikili karışımın bileşimini birleştiren doğrunun üzerindedir. Yetecek kadar çok çözücü eklendiğinde tüm bileşim kubbeli eğrinin altına düşer ve karışım iki faza ayrılır. Fazların bileşimlerini oluşturan noktalar bir denge doğrusu (tie-line) ile birleştirilir ve bu doğru tüm son karışımın bileşim noktasından da geçer. Açık anlaşılır olabilmesi için noktaların bazıları birleştirilmiştir, bunların dışındakiler interpolasyonla elde edilebilir. ACE eğrisi MIK tabakasını (özütü) , ve BDE eğrisi de rafinat denilen su tabakasını gösterir. Tüm karışımında asetonun derişimi arttığından, iki fazın bileşimleri birbirine yaklaşır ve E noktasında birbirine eşitlenir.

Şekil 3.6'daki denge çizgileri sol tarafta giderek dikleşir ve özütteki aseton rafinattakinden daha zengin olur. Buna göre ılımlı miktarda çözücü kullanarak asetonun çoğu, sudan dışarı çekilebilir. Denge çizgileri yatay ya da sağda dikleşiyor olsaydı, özütleme hala yapılabilirdi; sadece, son özüt asetonca daha zengin olamayacağından, daha fazla çözücü kullanmak gerekirdi.

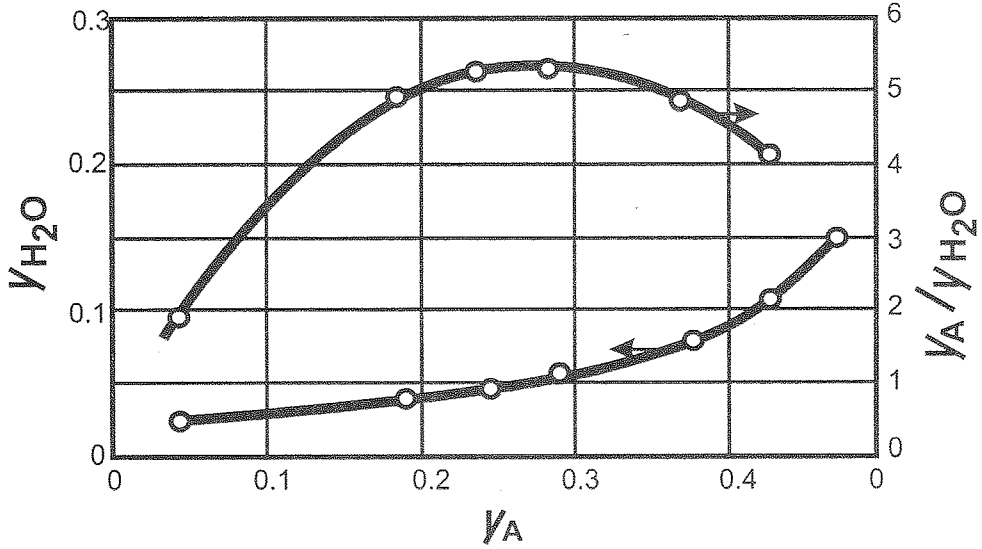


Şekil 3.6 Aseton-su-MIK sistemi 25°C ta



Şekil 3.7. Anilin-n heptan-MIC sistemi 25°C ta

Kolay bir özütleme işleminde istenen ürün asetonun seyreltgen suya oranı yüksek olmalıdır. Suyun MIK çözücüsündeki çözünürlüğü yalnız % 2 olduğundan, aseton derişimi arttıkça özüt çözeltisindeki su içeriği de artacaktır. Şekil 3.6'daki değerler Şekil 3.8'de; aseton içeriği y_A ile su içeriğindeki (y_{H_2O}) artışı göstermek için yeniden çizilmiştir.



Şekil 3.8. MIK-aseton-H₂O için özüt fazının yapısı

(y_A/y_{H_2O}) oranındaki artış, özütteki aseton %27 olduğunda bir maksimumdan geçer. Daha yüksek bir aseton derişimi elde edilebilir, ama özütte de daha fazla su bulunacağından, bu işlem istenmez. Tek kademe özütlemesinde ortaya çıkan faz bileşimleri üçgen diyagramından kolayca bulunur. Örneğin; % 40 aseton-%60 su karışımı eşit miktarda MIK çözücüsü ile dokunuma getirilirse, tüm karışımın bileşimi Şekil 3.6'daki M noktasına gelir. Yeni bir denge çubuğuna göre özüt bileşiminin 0,232 aseton, 0,043 su olduğunu verirken MIK 0,725 olur. Rafinat faz ise 0,132 aseton, 0,845 su ve 0,023 MIK 'dir. Rafinat fazının yeniden taze çözücü ile dokunumu ile en çok aseton geri kazanılabilir, buna çapraz özütleme denir ama, ters akımlı çok basamaklı (kaskad) 'a kıyasla çok büyük hacimlerde çözücü kullanılması gerektiğinden daha az verimlidir.

McCabe-Thiele Yönteminin Kullanılması:

Çok kademeli, ters akımlı bir kaskad sisteminde yapılan ayırmada ideal kademe sayısı üçgen diyagram kullanılarak belirlenebilir de burada anlatılacak olan geliştirilmiş McCabe-Thiele yöntemi daha basit ve çoğu kez oldukça doğru sonuç veren bir yöntemdir. Bu yöntem özüt ve rafinattaki çözünen derişimine odaklanmıştır ve diyagram, özütteki seyreltici ve rafinattaki çözücü derişimlerini göstermez. Bununla beraber her iki fazdaki bu küçük miktarlı

bileşenler, toplam özüt ve rafınatın akış hızlarının hesaplanmasında dikkate alınacaklardır ki bu hızlar da işletme eğrisinin duruşunu belirlerler.

McCabe-Thiele yöntemini özütlemeye uygulamak için, denge eğrisi dik koordinatlı bir grafiğe çizilmiştir, burada; çözünenin özütteki kütle kesri ordinatta, rafınattaki kütle kesri ise apsiste yer almıştır. I. tip sistemde denge eğrileri derişimlerinin eşit olduğu tepe noktasında birleşir. Üçlü bir sistemi karakterize etmek için tek bir bileşenin derişimini kullanmak garip gelebilir ama eğer bir kademeyi terk eden fazlar dengede ise, her iki fazın yapısını da belirlemek için bir bileşenin derişimini bilmek yeterlidir.

Özütleme diyagramında işletme eğrisi Denklem 2.3'e dayalıdır ve bu; n. kademeyi L fazında terk eden çözünen derişimi ile (n+1). kademedeki gelen V fazındaki çözünenin derişimi arasındaki ilişkiyi verir. İşletme eğrisinin uç noktaları (x_a, y_a) ve (x_b, y_b) ; üçlü denge bilgilerini gözönüne alarak tüm madde dengelerinden bulunur. Kolon boyunca L rafınat fazındaki azalış ve V özüt fazındaki artış nedeniyle işletme eğrisi kavislidir. Kademelerin bir parçası üzerindeki madde dengesi, işletme eğrisi üzerinde bir ya da daha çok ara noktanın belirlenmesini sağlar. Bundan sonra ideal kademelerin sayısı, normal basamak çizimi ile bulunur.

Eğer ideal kademe sayısı belirtilirse, deneme yanılma yöntemi ile özütlenecek çözünen kesri ve son derişim bulunur. Özütlenecek çözünen kesri ya da son özüt bileşimi kabul edilir, sonra kavisli işletme eğrisi kurulur. Eğer çok kademeye gereksinim varsa, küçük bir özüt kesri kabul edilir ve hesaplamalar tekrarlanır. Özütleme hesaplamaları için kompüter programları vardır.

Örnek 3.1: Ters akımlı bir Özütleme tesisinde (A) aseton; su ile yaptığı bir karışımdan metil izobütül keton (MIK) çözücüsü ile 25° C'ta özütlenecektir. Besinde % 40 aseton, %60 su vardır. Özütleyecek sıvı olarak besin ile eşit kütlede saf çözücü kullanılacaktır. Besindeki asetonun % 99'unu özütlemek için kaç ideal kademe gereklidir? Çözücü uzaklaştırıldıktan sonra özütün bileşimi nedir?

Çözüm: Temel: $F=100$ kütle birimi/saat

Şekil 3.6'daki bilgiler kullanılarak Şekil 3.9'daki y_A ya karşı x_A denge değerlerini veren üst eğri oluşturulur. Özüt tabakasındaki su ve rafınattaki MIK miktarına pay ayırarak madde dengesinden işletme eğrisinin uç değerleri bulunur.

n: özütteki H_2O ' nun kütle hızı,

m: rafınattaki MIK 'in kütle hızı olsun.

A'nın % 99'unu geri kazanmak için; özütte $0,99 \times 40 = 39,6$ A ve rafınatta 0,4 A olmalıdır.

Tüm akış hızları: Üstte, $L_a = F = 100 = 40 A + 60 H_2O$

$$V_a = 39,6 A + n H_2O + (100-m) \text{ MIK} = 139,6 + n - m$$

$$\text{Altta, } V_b = 100 \text{ MIK}$$

$$L_b = 0,4 A + (60 - n) H_2O + m \text{ MIK} = 60,4 + m - n$$

. m ve n 'ler küçük olduğundan toplamları, V_a ve L_b de birbirini götürecektir. Toplam $V_a \approx 140$ civarında olacak ve $y_{A,a} \approx 39,6/140 = 0,283$ çıkacaktır. $x_{A,b} \approx 0,4/60 = 0,0067$ dir. Bu tahminler, m ve n hesaplandıktan sonra ayarlanacaktır. Şekil 3.6'dan $y_A = 0,283$ için $y_{H_2O} = 0,049$ okunur.

$$n = \frac{0,049}{1 - 0,049} (39,6 + 100 - m)$$

Eğer m çok küçük ise, $n \approx (0,049/0,951)(139,6) = 7,2$ birim kütle/saat

Şekil 3.6'dan $x_A = 0,007$ için $x_{\text{MIK}} = 0,02$ 'dir.

$$m = \frac{0,02}{1 - 0,02} (0,4 + 60 - n) \approx \frac{0,02}{0,98} (0,4 + 52,8) = 1,1 \text{ birim kütle/saat}$$

Geri kontrol ile: $n = (0,049/0,951)(139,6 - 1,1) = 7,1$ birim kütle/saat

$$V_a = 139,6 + 7,1 - 1,1 = 145,6 \text{ birim kütle/saat}$$

$$y_{A,a} = \frac{39,6}{145,6} = 0,272$$

$$L_b = 60,4 + 1,1 - 7,1 = 54,4 \text{ birim kütle/saat}$$

$$x_{A,b} = \frac{0,4}{54,4} = 0,0074$$

Bu iki nokta; (0,0074; 0) ve (0,40; 0,272), işletme eğrisinin uçlarını belirlemek üzere çizilir.

İşletme eğrisi üzerinde bir ara nokta bulmak için $y_A = 0,12$ seçilir ve V ve L hesaplanır.

Şekil 3.6'dan $y_{H_2O} = 0,03$ ve $y_{\text{MIK}} = 0,85$ 'dir. Rafinat fazda MIK % 2-3 arasında olduğundan özütteki MIK miktarı beslenen çözücünün tamamına eşit ve 100 alınabilir:

$$100 \approx V y_{\text{MIK}} \quad ; \quad V \approx 100/0,85 = 117,6 \text{ birim kütle/saat}$$

Çözücünün girdiği alt yerden ara kademeye kadar olan bölgede tüm madde dengesi alınırsa;

$$V_b + L = L_b + V$$

$$L \approx 54,4 + 117,6 - 100 = 72,0 \text{ birim kütle/saat}$$

Aynı bölgede A maddesi için madde dengesi $x_A y_1$ verir:

$$L x_A + V_b y_b = L_b x_b + V y_A$$

$$L x_A \approx 0,4 + 117,6 (0,12) - 0$$

$$x_A \approx 14,5/72 = 0,201$$

Bu değerler yeterince doğru olabilir ama V, L ve x_A için düzeltilmiş değerler bulunabilir

$x_A = 0,201$ için Şekil 3.6'dan $x_{\text{MIK}} \approx 0,03$ 'dür. Çözücü girişinden ara noktaya kadar olan bölgede MIK için yapılan bir madde dengesinden;

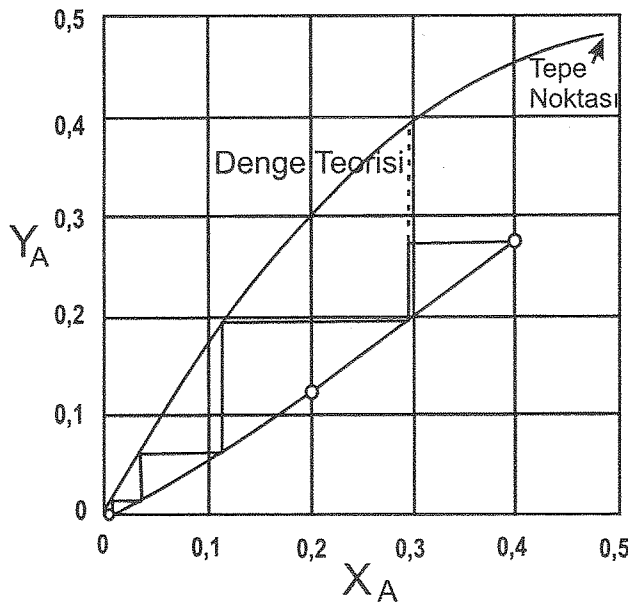
$$V_b + L x_{\text{MIK}} = L_b x_{\text{MIK},b} + V y_{\text{MIK}}$$

$$V y_{\text{MIK}} = 100 + 72 (0,03) - 1,1$$

Geri düzeltme:
$$V = \frac{101,1}{0,85} = 118,9$$

$$L = 54,4 + 118,9 - 100 = 73,3$$

Grafiğe $x_A = 0,20$, $y_A = 0,12$ noktası yerleştirildiğinde işletme eğrisine hafif kavis verir.



Şekil 3.9. Örnek 3.1'deki özütlemeye McCabe-Thiele çizimi

Şekil 3.9'dan $N = 3,4$ kademedir.

II. Tip Sistemle, Geri Döngü (Reflux) Kullanarak Ters Akımlı Özütleme:

Tıpkı damıtmada olduğu gibi, besindeki bileşenlerin ayrılmasında gelişim sağlamak amacıyla, ters akımlı özütlemeye de geri döngü kullanılabilir. Bu yöntem özellikle II.tip sistemlerde etkili olmaktadır, zira ortadan beslemeli çok kademelilerde geri döngü kullanılması halinde, her iki bileşen de saflığa yakın ürünler halinde elde edilebilmektedir.

Geri döngülü, ters akımlı bir özütlemenin akım şeması Şekil 3.10'da görülmektedir. Damıtmadaki ayırma ile buradaki ayırma arasındaki benzerlikleri vurgulamak için tabakları yukarıdan aşağı sıralanan tabaklı kolon şeklinde çizilmiştir. Bununla beraber herhangi bir kaskad tipi de kullanılabilir. Yöntemin gereksinimine göre kaskadı terk eden özütten, geride rafinat bırakmağa yetecek kadar çözücü ayrılabilir ve bunun bir kısmı kolona geri döngü

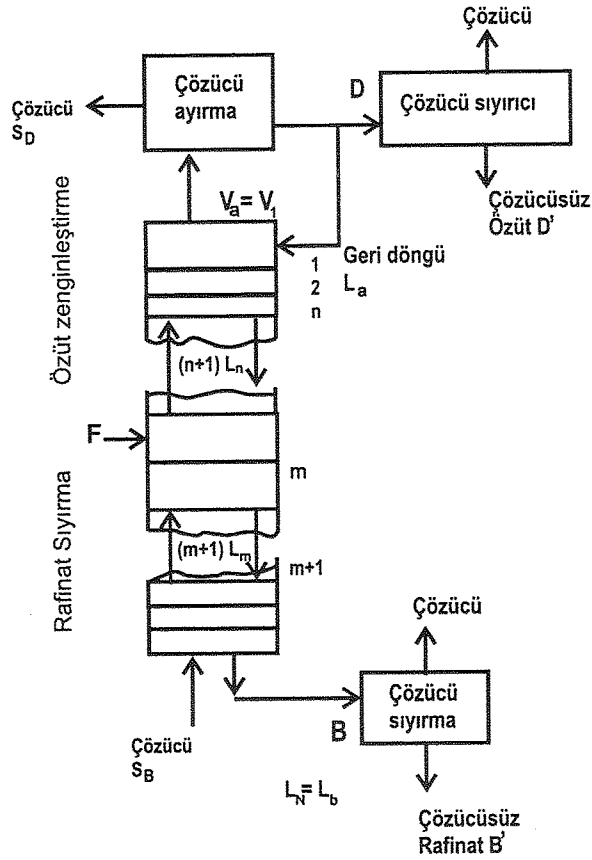
olarak gönderilebilmelidir. Kaskadın dibinden dip ürün olarak rafinat alınır ve taze çözücü doğrudan dibe verilir. Hiçbir dip ürün (rafinat) geri döngü olarak kullanılamaz zira rafinat, kolonun dibine geri dönse de dönmese de raf sayısında bir değişiklik olmaz. Buradaki durum sürekli damıtmadaki gibi değildir, orada dip ürünün bir kısmı buharlaştırılarak kolona ısı desteği verir.

Çözücünün ayrıldığı yer, Şekil 3.10'da da görüldüğü gibi basit bir kazandır. Şekil 3.10'da da görüldüğü gibi çözüneni saf ürün halinde elde etmek için çözücü, ya zenginleştirme ile ya da suyla yıkama ile çözümlenmiş uzaklaştırılır.

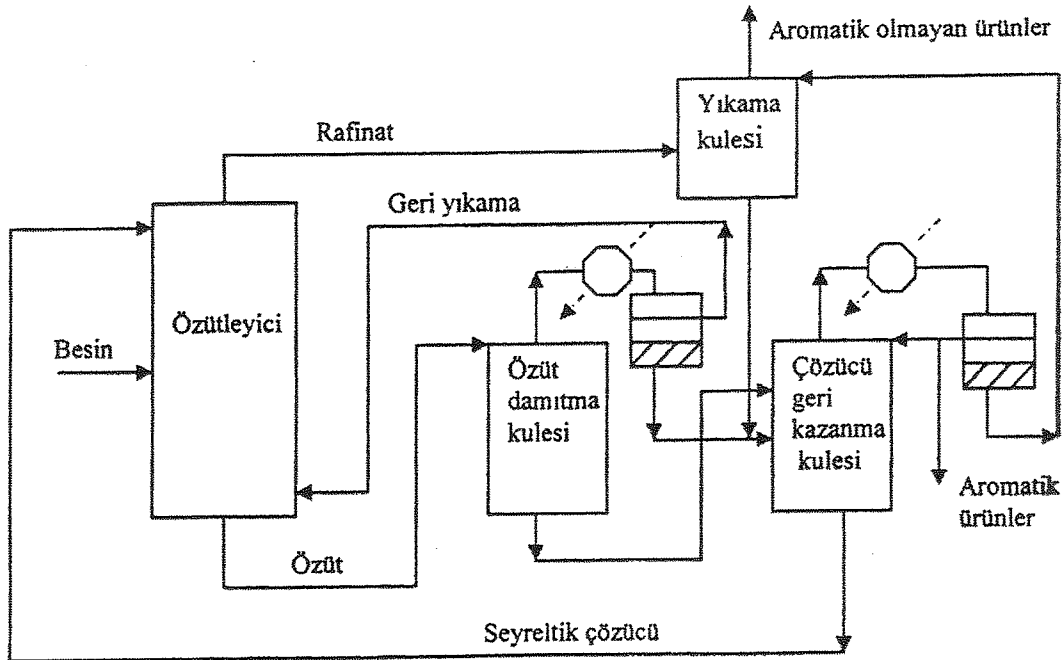
Her ikisinde de geri döngü kullanılan damıtma ve özütleme arasındaki benzerlikler Tablo 3.2 de gösterilmiştir. Dikkat edilecek husus, damıtmada ısının yaptığı etkinin özütlemeye çözücü tarafından yapılmasıdır.

Tablo 3.2.:İkisi de Geri Döngü kullanan Damıtma ile Özütlemenin Karşılaştırması

Damıtma		Özütleme	
Kademelerde buhar akışı	V	Kademelerde özüt akışı	V
Kademelerde sıvı akışı	L	Kademelerde rafinat akışı	L
Üst ürün	D	Özüt ürünü	D
Alt ürün	B	Rafinat ürünü	B
Yoğuşturucu		Çözücü ayırıcı (separator)	
Alt ürün soğutucu		Rafinattaki çözücüyı sıyırıcı (stripper)	
Kaynatma kazanına ısı	q_r	Kademelere çözücü	s_B
Yoğuşturucudan alınan ısı	q_c	Ayırıcıdan uzaklaştırılan çözücü	s_D
Geri döngü oranı	$R_D=L_a/D$	Geri döngü oranı	$R_D=L_a/D$
Zenginleştirme bölgesi		Özüt zenginleştirme bölgesi	
Sıyırma bölgesi		Rafinat sıyırma bölgesi	



Şekil 3.10. Geridöngülü, ters akımlı özütleme



Şekil 3.11. Sulfolan özütleme işlemi

Gerı Döngünün Sınırları:

Damıtmada olduğu gibi ters akımlı özütlemedeki geri döngüde de iki sınır durum vardır. Gerı döngü oranı R_D aşırı büyük olduğunda tabak sayısı en aza (minimuma) yaklaşırken R_D çok küçüldüğünde de tabak sayısı sonsuza yaklaşır. Minimum tabak sayısı ya da minimum geri döngü oranı da tıpkı damıtmada uygulanan yöntemlerle bulunur.

Gerı Döngülü Özütlemeye Uygulanan Örnekler:

Şekil 3.10'daki gibi basit gösterilebilen uygulama örneği varsa da pek azdır. Şekil 3.7'de gösterilen anilin-heptan-metilsiklohegzan gibi sistemlerde, özütteki MCH'nın heptana oranı, rafınattakinden biraz daha yüksektir dolayısıyla; çok saf ürün elde etmek için çok kademe gereklidir. Ayrıca her iki çözünenin de anilindeki çözünürlüğünün düşük olması çok yüksek çözücü akışı yapılacak demektir. Bununla beraber, özütlemeli ayırma için geliştirilmiş bir geri döngü kavramı birçok endüstriyel işleme uygulanmıştır. Özütün zenginleştirilmesi, ters yönde başka bir sıvı ile yıkanmasıyla sağlanır. Yapılan seçime göre, bu sıvının küçük miktarı özütte çözünür ve kolayca da uzaklaştırılır. Aromatiklerin özütlenmesinde sulfolan işlemi, böyle bir örnektir.

Sulfolan İşlemi:

Şekil 3.11'de Sulfolan işleminin akım şeması gösterilmektedir. Özütleyicinin ortasından hidrokarbon besini, tepesinden ağır çözücü verilir. Yukarı kısımda, aromatiklerin hemen tamamı rafınattan özütlenir fakat bu noktadaki çözücü, içinde az miktar parafin ve naftenler taşır. Kaynama aralıkları üst üste geldiğinden saf aromatiklerin bu maddenin damıtılması ile eldesi kolay değildir. Hem de sulfolan ile hidrokarbonlar, denge eğrisinin tepe noktası yassı olan I.tip sistemi oluştururlar. Bundan dolayı çözücüsüz özütten geri döngü yaparak parafinsiz aromatik eldesi olanaksızdır.

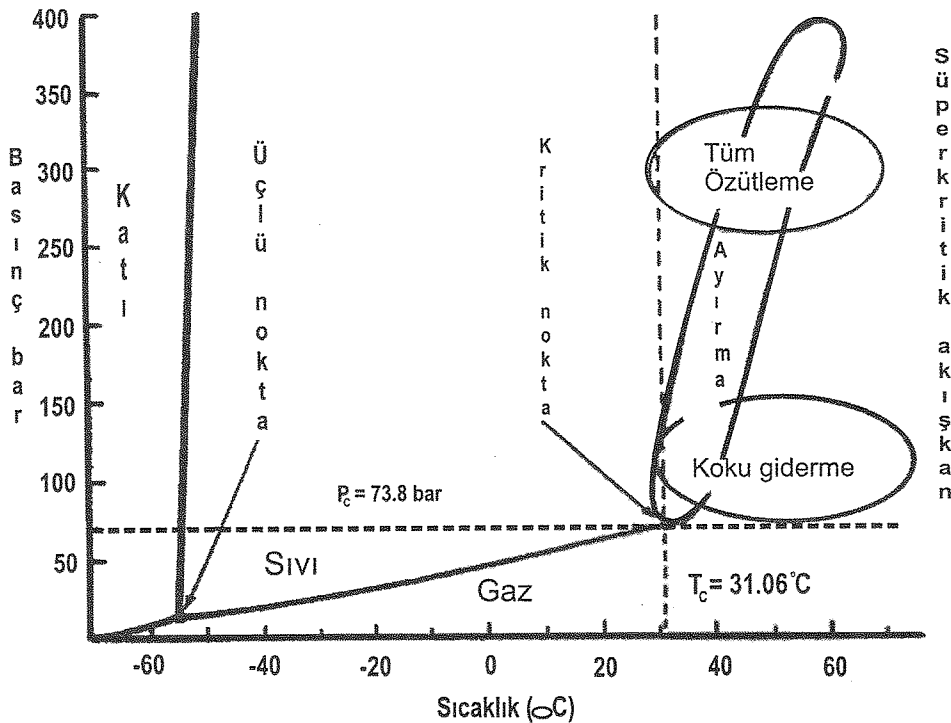
Özütleyicinin aşağı bölgesinde orta ve yüksek kaynamalı parafinler; özütün damıtılmasıyla elde edilen düşük kaynamalı parafinlerle karşılaştırılıp onlarla yer değiştirerek, özütten çıkarılırlar. Bu sistemde su vardır ve hafif hidrokarbonlarla, düşük kaynamalı bir azeotropik karışım oluşturur ve damıtma da azeotropik bir damıtmadır. Kolondan yükselen buharlar yoğunlaştırılır ve iki faza ayrılır ve hidrokarbon fazı geri yıkama için özütleme kolonuna gönderilir. Özütleyicinin aşağı bölgesinde, orta ve ağır parafinlerin rafinat fazına tamamen gönderilmesine yetecek kadar kademe vardır. Özüt özütleyici kolonu hafif hidrokarbonlarca doymuş olarak terk eder fakat bunlar, azeotropik damıtma kolonunda uzaklaştırılırlar.

Çözücü; yüksek saflıkta aromatikler elde etmek amacıyla, organik faza geri döngü uygulanan, vakumlu bir buhar damıtma kolonunda ikinci bir damıtmayla geri kazanılır. Son kolon, rafinattaki çözücüyü suyla yıkayan çok kademeli bir özütleme kolonudur. Çözücü kaybını en aza indirmek için, su çevirimi kapalı bir çevirimdir ve pek az miktarda suyun özütleme çözücüsü içinde kalmasına izin verilebilir.

Geri yıkama akımı bazen geri döngü ya da ters çözücü olarak anılır; “geri döngü” kelimesi daha çok, üst ürün ile aynı bileşimdeki geri döngüye denilir. Geri yıkamanın, düşük molekül ağırlıklı maddeden olması gerekli değildir; Sulfolan işleminin bir çeşidinde özütten ve rafinattan kolaylıkla ayrılabilen ağır parafinler kullanılmaktadır.

Süperkritik Akışkan Özütlemesi:

Bazı bileşikler; katılardan ya da sıvılardan, kritik basınç ve sıcaklığın üzerindeki çözücülerle özütlenir. Katı ve sıvıların kullanıldığı böyle bir işleme “Süper kritik Özütleme” denir. Onun seçici çözücü gücüne ilaveten, bir süper kritik çözücünün çok bilinen çözücülere kıyasla, çeşitli yararları vardır. Onun yoğunluk ve viskozitesi düşüktür ve çözünen, diğer çözücülere kıyasla çok (yaklaşık 100 kat daha) yüksek bir sızma (penetration) özelliği ile çözücüye girer. Sonuçta süper kritik akışkan gözenekli ve lifli katılara kolayca girer. Diğer yollar da denenmekle beraber, sıcaklık ve basınç değiştirilerek, çözülmüş madde süper kritik



çözüldüğüden geri kazanılabilir. Süper kritik çözücü özütlemesinin en büyük sakıncası yüksek basınçlar gerektirmesidir.

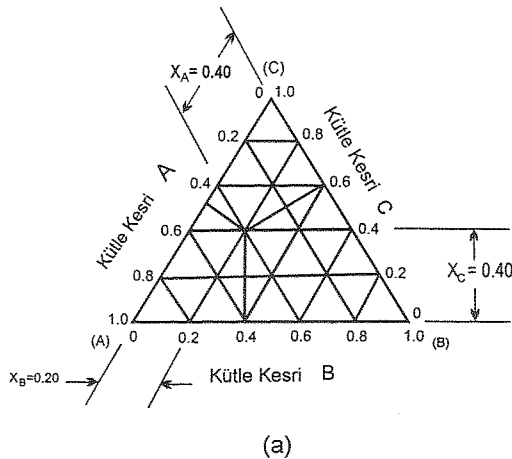
Faz Dengesi:

Özellikle gıda endüstrisinde; süper kritik özütlemede çok kullanışlı bir çözücü CO₂ 'dir. Onun kritik noktası 31,06° C ve 73,8 bar (1070 psia)'dır. Saf CO₂ 'in faz diyagramı; katı, sıvı, gaz ve süper kritik akışkan bölgeleri ile aralarındaki denge bölgeleri Şekil 3.12'de gösterilmiştir. Süper kritik bölgede sıvı ve gaz arasında hiçbir ayırım olmadığı gibi bu bölgeler arasında geçiş de yoktur; süper kritik akışkan yoğun bir gaz gibi ya da hafif bir taşınabilir sıvı gibi davranır.

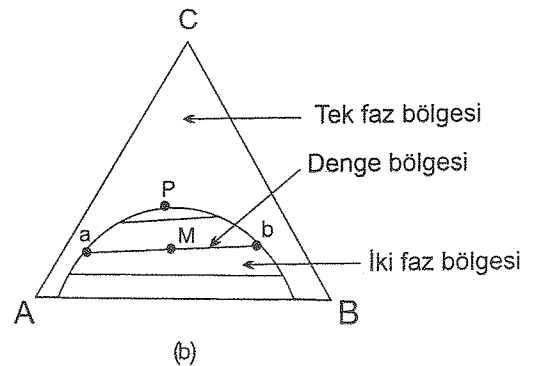
Bir süper kritik akışkanda çözünürlük ve seçicilik, sıcaklık ve basınçla pek fazla bağlantılıdır. Şekil 3.12'de gösterildiği gibi süper kritik CO₂ 'de çözünenin tamamına yakınının özütlenmesi için işlemin; çözünürlük de en yüksek orada olduğu için, en yüksek basınçta olması gereklidir. Daha sonra yüklenen çözücü; içindeki sıcaklık ve basıncın kademeli olarak değiştirildiği bir seri ayırma kabından geçirilir ve buna çok kademeli ayırma (fractionation) denir. Seçip, koku üreten uçucu bileşenleri kritik nokta civarında gidermek yararlıdır. Burada çözünürlükler küçüktür ama çoğu uçucu maddenin seçilme şansı yüksektir.

Bir ya da daha çok çözünenin süper kritik CO₂ ve diğer çözücülerdeki denge-faz diyagramı çok karmaşıktır. Pek az denge diyagramı yayınlanmıştır; bu eksiklik yüksek basınçlı kapların pahalılığı ve kir birikimi ile birleşince süper kritik akışkan özütlemesinin ticari uygulamasını sınırlamıştır.

Genel olarak SIVI-SIVI özütlemesinde yararlanılacak değerler Şekil 3.13 'de gösterilmektedir:



Bir üçgen grafikte koordinatlar



A ve B sıvıları kısmen çözünür olduğunda sıvı-sıvı özütlemesi

Şekil 3.13 SIVI-SIVI özütlemesinde denge derişim ilişkileri

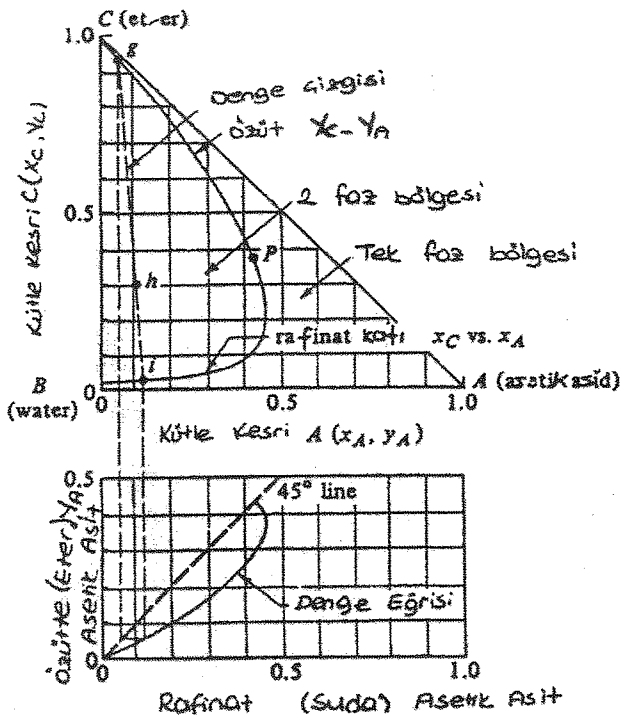
Ticari İşlem: Süper kritik akışkan özütlemesine ticari amaçlı bir uygulama örneği olarak kahvenin kafeinsizleştirilmesi gösterilebilir. Kahve taneleri; özütlemenin seçiciliğini artırmak için, önce suda ıslatılır, sonra bir özütleme kabına yüklenir ve kafeini çözmek üzere üzerinden süper kritik CO₂ devrettirilir. Aynı bir sıyırma kabında kafein, gene yüksek basınçta, CO₂ 'den ayrılıp suyun içine alınır. Başlangıçta % 0,7-3 arasında kafein içeren taneler, % 0,02' den az kafein içerinceye kadar özütlemeye devam edilir. Banyo devirlerinin sonunda suyun basıncı düşürülüp damıtma yapılarak su kafeinden ayrılır. Diğer bir kafeini CO₂ 'den ayırma işlemi, aktif karbonda adsorplayarak yapılır. İkisinde de kahvenin lezzet ve kokusu değişmez.

Örnek 3.2:(G.K'den) Dengeli tabakalarda Madde Dengesi

Başlangıçta 30 kg izopropil eter (C), 10 kg asetik asit (A) ve gerisi H₂O olan 100 kg karışım, birbiri ile dengede iki faza ayrılacaktır. Bu dengedeki fazların bileşimleri nedir?

Çözüm: Temel: 100 kg başlangıç karışımıdır.

Başlangıç karışımının bileşimi: $x_C = 0,30$, $x_A = 0,10$ ve $x_B = 0,60$ 'dir. Bu $x_C = 0,30$ ve $x_A = 0,10$ bileşimleri Şekil 3.14'de h noktası olarak yerleştirilir. (h) noktasından geçen denge çubuğu (tie line) deneme yanılma ile çizilerek gi oluşturulur. Eterdeki özüt bileşimi g'den kütle kesri olarak $y_A = 0,04$, $y_C = 0,94$ ve $y_B = 1,00 - 0,04 - 0,94 = 0,02$ bulunur. (i) noktasından da rafinat (su tabakası) fazındaki bileşimler $x_A = 0,12$, $x_C = 0,02$ ve $x_B = 1,00 - 0,12 - 0,02 = 0,86$ dir.



Şekil 3.14 293 K' de A (asetik asit) - B(su)-C(izopril eter için sıvı-sıvı faz çizelgesi

Örnek 3.3.:(G.K'den): Çözücü ile Özütlemeyen Faz Miktarları

Örnek 3.2'deki denge tabakalarının bileşimleri: V özüt için $y_A=0,04$, $y_B= 0,02$ ve $y_C = 0,94$ ve L rafinat için $x_A= 0,12$, $x_B= 0,86$ ve $x_C = 0,02$ 'dir. Başlangıç karışımı 100 kg $x_A= 0,10$ 'dur. V ve L miktarlarını bulun.

Cözüm: Temel 100 kg başlangıç karışımıdır.

Toplam dengeden: $V + L = M = 100$

Asetik Asit dengesinde: $V(0,04) + L(0,12) = M(0,10)$

Bu iki bağıntının birlikte çözümünden: $L = 75,0$ ve $V = 25,0$ 'dir. Bir başka yoldan da çözüm yapılabilir: Şekil 3.14'deki denge çubuğundan $hg = 4,2$ birim ve $gi = 5,8$ birimdir.

$$\frac{L}{M} = \frac{L}{100} = \frac{hg}{gi} = \frac{4,2}{5,8}$$

Buradan $L=72,5$ ve $V= 27,5$ çözülür. Bu sonuçlar önceki madde dengesi ile tutarlıdır.

Örnek 3.4: (G.K'den) : Çok Kademeli Ters Akımlı İşlemden Madde Dengesi

Ters akımlı, çok kademeli bir özütleyicide; ağırlıkça % 30 asetik asit içeren bir sulu karışım ($L_o = 200$ kg/h , $V_{N+1}= 600$ kg/h) hızla çözücü olarak giren saf, izopropil eter ile özütlenecektir. Sulu fazdaki çıkan asetik asit bileşimi % 4 olacaktır. V_1 özütünün miktar ve bileşimi ile L_N sulu rafinatının miktar ve bileşimi nedir? (Eklerdeki Denge Bilgilerini Kullanın)

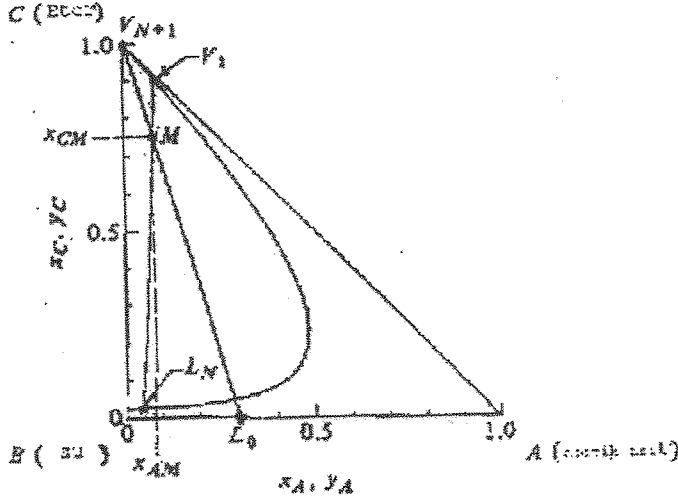
Cözüm: Temel:1 saatlik süre:

Veriler: $V_{N+1} = 600$, $y_{A(N+1)}= 0$, $y_{C(N+1)}= 1,0$, $L_o = 200$, $x_{A0}=0,30$, $x_{B0}=0,70$, $x_{C0}=0$ ve $x_{AN}=0,04$ 'dür.Şekil 3.15'de V_{N+1} ve L_o çizilmişlerdir. Ayrıca L_N faz sınırında olduğundan $x_{AN}=0,04$ için grafiğe yerleştirilebilir. Şekil 3.15'deki M karışımı için madde dengesinde:

$$x_{CM} = \frac{L_o x_{C0} + V_{(N+1)} y_{C(N+1)}}{L_o + V_{(N+1)}} = \frac{200(0) + 600(1,0)}{200 + 600} = 0,75$$

$$x_{AM} = \frac{L_o x_{A0} + V_{(N+1)} y_{A(N+1)}}{L_o + V_{(N+1)}} = \frac{200(0,30) + 600(0)}{200 + 600} = 0,075$$

Bu koordinatlar kullanılarak M noktası Şekil 3.15'de yerleşmiştir. L_N den gelip M'den geçen çizgi çizilir ve faz sınırını kestiği nokta V_1 'dir. Buna göre $y_{A1} = 0,08$ ve $y_{C1} = 0,90$ 'dır. L_N için $x_{CN} = 0,017$ elde edilir. Madde dengelerinden $L_N = 136$ kg/h ve $V_1 = 664$ kg/h bulunur.



Şekil 3.15: Örnek 3.4 'ün tüm madde dengesi için yöntem hazırlığı

Örnek 3.5.(G.K)'den: Ters akımlı özütlemde kademe sayısı

450 kg/h hızla akan saf izopropil eter kullanılarak, saatte 150 kg hızla akan ve içinde ağırlıkça % 30 asetik asit (A) bulunan sulu bir çözelti, ters akımlı çok kademeli bir özütleyicide özütlenecektir. Sulu fazda çıkan asit derişimi ağırlıkça % 10'dur. Gerekli kademe sayısını hesaplayın.

Çözüm:

Veriler: $V_{(N+1)}=450$, $y_{A(N+1)}=0$, $y_{C(N+1)}=1,0$; $L_0=150$, $x_{A0}=0,30$, $x_{B0}=0,70$, $x_{C0}=0$, $x_{AN}=0,10$

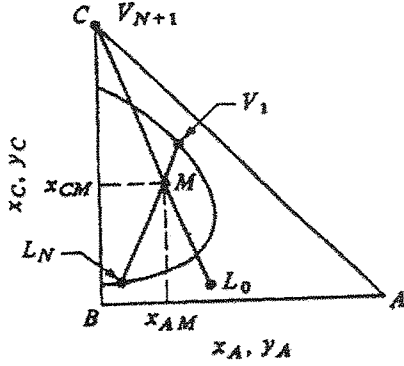
Şekil 3.17'da M noktası çizilip L_N ile birleştirilip uzatılınca faz sınırında V_1 bulunmuştur. Bu noktada $y_{A1}=0,072$ ve $y_{C1}=0,895$ 'dir. Bu yapılış Örnek 3.4'de de verilmişti.

L_0V_1 ve $L_NV_{(N+1)}$ çizgilerinin kesişme noktası Δ işletme noktasıdır. Ayrıca bu noktanın koordinatları aşağıdaki madde dengesi denkleminde de hesaplanabilir.:

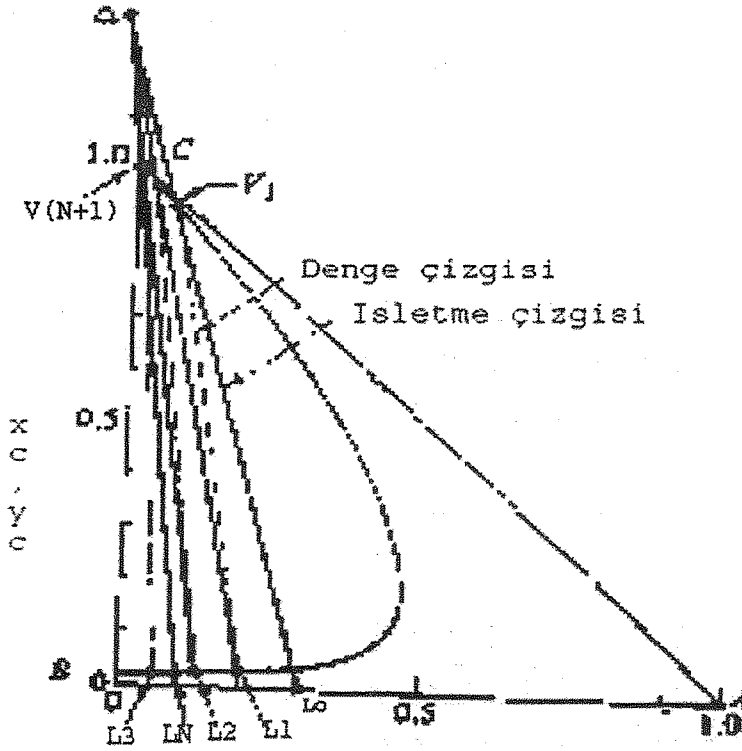
$$x_{\Delta} = \frac{L_0 x_0 - V_1 y_1}{L_0 - V_1} = \frac{L_n x_n - V_{(n+1)} y_{(n+1)}}{L_n - V_{(n+1)}} = \frac{L_N x_N - V_{(N+1)} y_{(N+1)}}{L_N - V_{(N+1)}} \quad (3.1)$$

Bu noktalar ve $V_{(N+1)}$, L_0 , ve L_N değerleri Şekil 3.16'de çizilmiştir. Karışıma ait M noktası, tüm madde ve bir bileşen için kullanılan madde denklemlerine yerleştirilince $x_{CM}=0,75$ ve $x_{AM}=0,075$ bulunur

L_0 dan başlayarak $L_0 \Delta$ çizilir ve bu da V_1 in yerini belirler. Sonra V_1 'den geçen denge çizgisi onunla dengedeki L_1 'i buldurur. (Denge çizgilerinin ayrıntılı hali Şekil 3.15'in büyütülmesi ile elde edilir). Daha sonra V_2 'yi bulmak için $L_1 \Delta$ çizilir. V_2 'den geçen denge çizgisi ile L_2 bulunur. $L_2 \Delta$ ile V_3 , V_3 'den geçen denge çizgisi ile L_3 bulunarak devam eder ve istenen L_N 'in diğer tarafına geçen denge çizgisi ile son basamak bulunmuş olur. Yaklaşık 2,5 kademedir.



Şekil 3.16



Şekil 3.17 Ters akımlı çözücü özütlemesinde M karışım noktasından tüm madde dengesine geçiş.

Örnek 3.6: Çözünmeyen bir sıvıdan nikotinin özütlenmesi

100 kg/st hızla giren bir sulu karışımda ağırlıkça 0,010 kadar (A) nikotin vardır ve nikotin kerozen çözücüsü ile sıyrılacaktır. Kerozen 200 kg/st hızla ters yönde kademeli özütleyiciye

girmekte ve 0,0005 ağırlık kesri kadar nikotin içermektedir. Su ile kerozen esasen birbirinde çözünür değildir. Çıkan su'daki nikotin derişimi ağırlıkça 0,0010'a düşürölmek istenmektedir. Teorik kademe sayısını bulun. Nikotinin sudaki ve kerozendeki denge derişimleri x ve y olarak aşağıda verilmiştir:

x	0,001010	0,00246	0,00500	0,00746	0,00988	0,0202
y	0,000806	0,001959	0,00454	0,00682	0,00904	0,0185

Çözüm: Temel: 100 kg (su-nikotin besini)/st

Veriler: $L_o=100$ kg/h , $x_o=0,010$, $V_{(N+1)}=200$ kg/h , $y_{(N+1)}=0,0005$, $x_N=0,0010$

Birbiri içinde çözünmeyen Su ve Kerozen'e inert akımlar denir ve bunlar sıra ile L' ve V' olarak gösterilir.

$L' = L(1 - x) = L_o(1 - x_o) = 100(1 - 0,010) = 99,0$ kg su/st

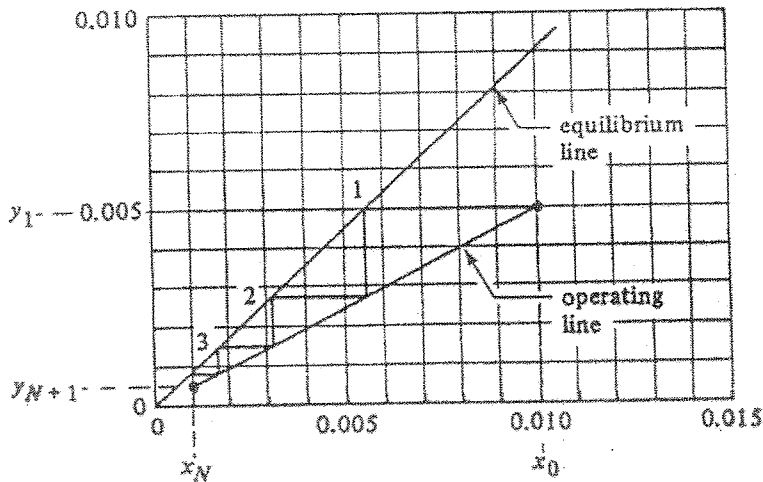
$V' = V(1 - y) = V_{(N+1)}(1 - y) = 200(1 - 0,0005) = 199,9$ kg kerozen/st

Aşağıdaki tüm madde dengesini veren denklem kullanılarak:

$$L' \left(\frac{x_o}{1 - x_o} \right) + V' \left(\frac{y_{(N+1)}}{1 - y_{(N+1)}} \right) = L' \left(\frac{x_N}{1 - x_N} \right) + V' \left(\frac{y_1}{1 - y_1} \right)$$

çözüm yapılırsa $y_1 = 0,00497$ bulunur.

Şekil 3.18'de işletme doğrusunun uç noktaları yerleştirilir. Çözeltiler çok seyreltik olduğunda çizgiler birer doğrudur. Denge eğrisi de çizilir. Basamaklar grafiğe geçirildiğinde kademe sayısı $N = 3,8$ teorik çıkar.



Şekil 3.18 Örnek 3.6'daki çözünmeyen sıvılarla özütlemenin çözümü

PROBLEMLER

1. İçinde % 20 anilin,%65 heptan, gerisi MCH olan 200 kg lık bir karışım birinci kademedden çıkan rafinatın tekrar özütlenmesi şartı ile iki kez tek kademeli sıvı-sıvı özütlemeye sokuluyor. Çözücü olarak her defasında 200 kg % 90 anilin ve gerisi MCH olan bir karışım kullanılıyor. Özütteki kazanımlara bakarak anilin, heptan ve MCH açısından sonucu yorumlayın.
2. İçinde % 45 aseton bulunan sulu bir karışımdaki aseton, eşit miktardaki saf bir MIK çözücüsü ile özütlenecektir. Asetonun % 95'inin özüte gidebilmesi için kaç kademe gereklidir?(McCabe_Thiele ile çözün)
3. Bileşiminde %55 heptan, %45 Metilsiklohegzan(MCH) olan bir karışım yarısı kadar saf bir anilin çözücü ile karıştırılıyor. Karışım tek kademedede birbiri ile dengede özüt ve rafinata ayrıldığında her birinin yapısı nasıl olur?
4. İçinde % 40 asetik asit bulunan bir sulu karışımdan asetik asit özütlenecek ve 100 kg besin için 200 kg saf izopropil eter çözücüsü kullanılacaktır. Özütün % 10 asetik asit taşıyarak sistemden ayrılması için kaç kademe gerekli ve kazanılan asetik asit %si nedir?

NEMLENDİRME -4-

Nemlendirme ve nemini alma, bir sıvı içinde çözünmeyen bir gaz ile saf sıvı faz arasındaki kütle aktarımıdır. Bu işlemler soğurmadan da sıyırmadan da daha basittir. Zira sıvı tek bileşenli olduğundan, sıvı faz içinde derişim farkı da, kütle aktarımına direnç de bulunmaz. Diğer taraftan hem ısı aktarımı hem de kütle aktarımı önemlidir ve birbirini etkiler. Nemlendirme ve kurutma konularında görülen bu çift etki nedeni ile sıcaklık ve derişim birlikte değişime uğrarlar.

Tanımlar: Mühendislik hesaplarında en çok kullanılan temel, buharsız gazın birim kütlesine düşen buhar miktarıdır. Burada sıvının gazlaşan miktarına "buhar" adı verilirken yalnız gaz fazında bulunan bileşene de "gaz" denir. Gaz fazındaki buhara A bileşeni ve sabit gaza B bileşeni denilecektir.

Gaz-Buhar karışımlarının özellikleri toplam basınçla değişmeyeceğinden, basınç sabit kabul edilecektir. Özellikle farklı bir durum işaret edilmedikçe toplam basınç 1 atm. alınacaktır. Gene gaz ve buhar karışımı ideal - gaz yasalarına uyacak gibi düşünülecektir.

" \mathcal{A} " nemliliği; buharsız gazın birim kütlesinin içerdęi buharın kütlesidir. Tanım böyle olunca nemlilik, sabit toplam basınçta karışımındaki buharın kısmi basıncına bağlıdır. Buharın kısmi basıncı \bar{p}_A atm ise, buharın gaza mol oranı $\bar{p}_A/(1-\bar{p}_A)$ ' dir.

$$\text{O zaman..... } \mathcal{A} = \frac{M_A \bar{p}_A}{(1-\bar{p}_A)M_B} \quad (4.1)$$

Burada, M_A ve M_B , A ve B bileşenlerinin mol ağırlıklarıdır. Nemlilik gaz fazında mol kesrine bağlı olduğuna göre,

$$y = \frac{\mathcal{A} / M_A}{\frac{1}{M_B} + \frac{\mathcal{A}}{M_A}} \quad \text{.....(4.2)}$$

\mathcal{A} / M_A , $1/M_B$ ile kıyaslandığında çok küçük olduğundan y'nin doğrudan doğruya \mathcal{A} ile orantılı olduğu düşünülebilir.

Doymuş gaz: İçindeki buharın o gaz sıcaklığında, sıvı ile dengede olduğu gazdır. Dalton yasasına göre doymuş gazın buharının kısmi basıncı, gazın sıcaklığındaki sıvının buhar basıncına eşittir. Doyma nemliliğine \mathcal{A}_S , sıvının buhar basıncına p_A denirse

$$\mathcal{A}_S = \frac{M_A p_A}{M_B (1-p_A)} \quad \text{.....(4.3)}$$

“Bağıl Nemlilik \mathcal{C}_R ”, gaz sıcaklığında sıvının buharının kısmi basıncının buhar basıncına oranıdır. Çoğunlukla % olarak ifade edilir. %100 nemlilik doymuş gazı, % 0 nemlilik ise buharsız gazı ifade eder. Tanıma göre

$$\mathcal{C}_R = 100 \frac{\bar{p}_A}{p_A} \dots\dots\dots(4.4)$$

Doyma Derecesi “Nemlilik yüzdesi \mathcal{C}_A ”, gaz sıcaklığındaki gerçek nemliliğin (\mathcal{C}) doyma nemliliğine (\mathcal{C}_S) oranıdır ve bu da % olarak ifade edilir.

$$\mathcal{C}_A = 100 \mathcal{C} / \mathcal{C}_S = 100 \frac{\bar{p}_A / (1 - \bar{p}_A)}{p_A / (1 - p_A)} = \mathcal{C}_R \frac{1 - p_A}{1 - \bar{p}_A} \dots\dots\dots(4.5)$$

% 0 ve % 100’ün dışındaki bütün nemliliklerde Nemlilik Yüzdesi, Bağıl Nemlilikten daha küçüktür.

Nemli Isı Kapasitesi C_S , gazın birim kütle için ve içindeki ilave nemi 1 derece ısıtmak için gereken ısı miktarıdır.

$$C_S = C_{pB} + C_{pA} \mathcal{C} \dots\dots\dots(4.6)$$

Burada, C_{pB} ve C_{pA} sıra ile gaz ve buharın özgül ısılarıdır.

Nemli hacim v_H , nemsiz gazın birim kütle için 1 atm basınç ve gaz sıcaklığındaki hacmi ile içindeki nemin hacminin toplamına eşittir. Gaz Yasalarından

$$v_H = \frac{22,4 T}{273} \left[\frac{1}{M_B} + \frac{\bar{h}}{M_A} \right] \dots\dots\dots(\text{SI birimleriyle}) \dots\dots\dots(4.7a)$$

$$v_H = \frac{359 T}{492} \left[\frac{1}{M_B} + \frac{\bar{h}}{M_A} \right] \dots\dots\dots(\text{fps birimleriyle}) \dots\dots\dots(4.7b)$$

Burada T Kelvin (K ya da °R), v_H m³/kmol (ya da ft³/lbmol)’dür. Buharsız gazda $\mathcal{C}=0$ ve v_H sabit gazın hacmidir. Doymuş gazda $\mathcal{C} = \mathcal{C}_S$ ve v_H doymuş hacimdir.

Çiy noktası, buharlı bir gazın sabit nemlilikte soğutulması ile doymuş hale geldiği sıcaklıktır.

Toplam entalpi H_y gazın birim kütle için ve içindeki buharın toplam entalpisidir. H_y ’yi hesaplamak için biri gaz için, diğeri buhar için iki başlangıç hal seçilir. T_0 her iki bileşen için başlangıç sıcaklığı olursa A bileşeninin sıvısının ama B bileşeninin gazının bu sıcaklıktaki entalpileri başlangıç alınabilir. Gazın sıcaklığı T ve nemliliği \mathcal{C} olsun. Toplam entalpi, üç elemanın toplamı olacaktır; buharın hissedilir ısısı, sıvının T_0 ’daki buharlaşma gizli ısısı ve buharsız gazın hissedilir ısısı. Böylece,

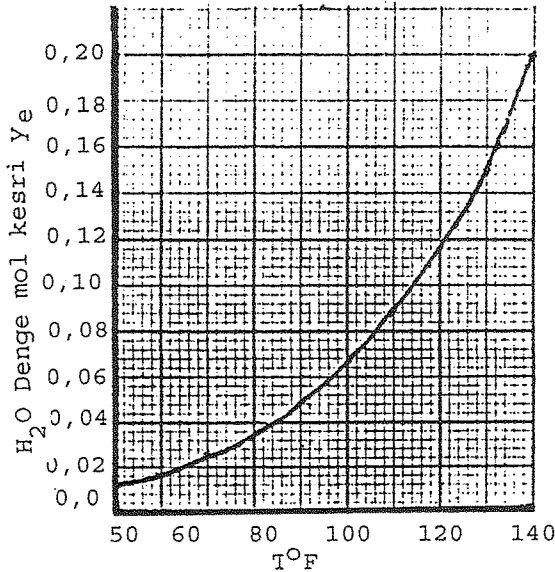
$$H_y = C_{pB} (T - T_0) + \mathcal{C} \lambda_0 + C_{pA} \mathcal{C} (T - T_0) \dots\dots\dots(4.8.)$$

Burada, λ_0 buharlaşan sıvının T_0 'daki buharlaşma gizli ısısıdır. Denklem (4.6)'dan

$$H_y = C_S (T - T_0) + \mathcal{C} \lambda_0 \dots\dots\dots(4.9)$$

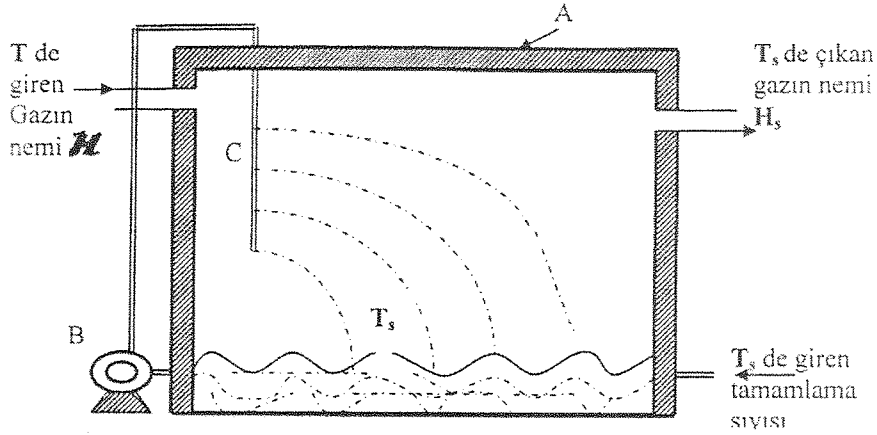
Faz Dengesi: Nemlendirme ve nem giderme işlemlerinde sıvı faz tek bileşenli ve saftır. Bu nedenle sistem üzerindeki toplam basınç sabit tutulduğunda çözünenin gaz fazındaki denge kısmi basıncı yalnız sıcaklığın bir fonksiyonudur. Ayrıca ılımlı toplam basınçlarda denge kısmi basıncı hemen hemen toplam basınçtan bağımsızdır ve sıvının buhar basıncına eşittir. Dalton Yasasından yararlanarak denge kısmi basıncından gaz fazındaki y_e denge mol kesri elde edilebilir. Sıvı saf olduğundan x_e daima 1 'dir. Denge bilgileri genellikle; Şekil (4.1.a)'da 1 atm basınçta hava-su sistemi için gösterildiği gibi, sıcaklığa karşı çizilmiş y_e mol kesirleri olarak verilir. Denge mol kesri y_e Denklem(4.10)'da doyma nemine bağlı olarak verilmektedir:

$$y_e = \frac{\hbar_s / M_A}{1 / M_B + \hbar_s / M_A} \dots\dots\dots(4.10)$$



Sekil.4.1a:1 atm'de Hava-Su Sistemi

Şekil 4.1a:1 atm' de Hava-Su sistemi



Şekil.(4.1.b):Adiyatik doyrucu
A:Püskürtme odası, B:Devir pompası, C:Spreyler

Adiyatik Doyma Sıcaklığı: Şekil (4.1b)'deki adiyatik doyma işlemi ele alınacaktır.

İlk nemi \mathcal{H} ve sıcaklığı T olan gaz spreylere A'dan akıp geçmektedir. Oda yalıtılmış olduğundan işlem adiyatiktir. Sıvı, dipteki havuzdan B pompası ile alınıp C spreylere geri püskürtülmektedir. Odadan gelip geçen gaz soğutulup nemlendirilmektedir. Sıvının dengeli haldeki T_s sıcaklığına adiyatik doyma sıcaklığı denir.

Giren gaz doymuş olmadığı sürece adiyatik doyma sıcaklığı, giren gazın sıcaklığından daha düşüktür. Dokunum, sıvı ile gazın dengeye gelmesine yetecek kadar sürebildiğinde, çıkan gaz T_s sıcaklığında doymuş gazdır. Gazın içinde buharlaşan sıvı, odadan eksildiğine göre sıvının takviyesi gerekir. Bu da havuza T_s sıcaklığında beslenir.

Bu işlem üzerine entalpi dengesi yazılabilir. Pompa işi ihmal edilir ve entalpi dengesi T_s başlangıç sıcaklığı üzerine kurulur. Bu durumda ilave sıvının entalpisi sıfır, giren gazın toplam entalpisi de çıkan gazınkine eşit olur. Sonrakinin sıcaklığı başlangıç sıcaklığı olduğundan \mathcal{H}_s doymuş gazın nemi ve λ_s de T_s 'deki gizli ısı ise, entalpi basitçe $\mathcal{H}_s \lambda_s$ 'dir. Denklem (4.9)'dan giren gazın toplam entalpisi $C_s(T - T_s) + \mathcal{H} \lambda_s$ ve entalpi dengesi,

$$C_s (T - T_s) + \mathcal{H} \lambda_s = \mathcal{H}_s \lambda_s$$

$$(\mathcal{H} - \mathcal{H}_s) / (T - T_s) = - \frac{C_s}{\lambda_s} = - \frac{C_{pB} + C_{pA} \dot{n}}{\lambda_s} \dots \dots \dots (4.11)$$

Havadan farklı gazların adiyatik doyma sıcaklığı arandığında Denklem(4.11) kullanılabilir.

Örnek(4.1): 320° F ve 1 atm basınçtaki baca gazları su püskürtülerek soğutulacaktır. Gazlar % 14 CO₂, %7 H₂O , % 3 O₂ ve % 76 N₂ içermektedir.

a) Eğer su spreyi 80° F'de girerse adiyatik doyma sıcaklığı nedir?

b) Suyun T_s sıcaklığında girmesi halinde hesapları tekrarlayın

Çözüm: a) Temel=100 lbmol gaz. T_s için 120°F varsayımını yapın ve $(320+120)/2=220^\circ\text{F}$ ortalama sıcaklıkta her bir gaz için C_p ısı kapasitesini (Btu/(lbmol.R)) olarak hesaplayın:

Gaz	Mol sayısı, n	Molar ısı kapasitesi C_p	nC_p
CO ₂	14	9,72	136,08
H ₂ O	7	8,11	56,77
O ₂	3	7,14	21,42
N ₂	76	6,98	530,48
Toplam	$\sum n=100$		$\sum nC_p=744,75$

Buharlaşan z mol su için enerji dengesi yapılınsın:

$$\sum nC_p(T - T_s) = z \lambda_s + 18z C_{psu} \quad (120 - 80) = z(\lambda_s + 720)$$

Ek 1'den 120°F için: $\lambda_s = 1025,8(\text{Btu/lb}) \times 18(\text{lb/lbmol}) = 18464 \text{ Btu/lbmol}; C_{psu} = 1 \text{ Btu}/(\text{lb}^\circ\text{F})$

$$744,75(320 - 120) = z(18464 + 720) = 19184 z$$

$$z = 7,76 \text{ lbmol}$$

Çıkan gazda toplam su molları: $7 + 7,76 = 14,76 \text{ lbmol}$

Çıkan gazda suyun kısmi basıncı : $\bar{p}_{H_2O} = (14,76/107,76) \times 760 = 104,1 \text{ mm Hg}$

Fakat 120°F 'de suyun buhar basıncı $P_{H_2O} = 87,5 \text{ mm Hg}$ dir. Doyma sıcaklığı bundan daha yüksek olmalıdır.

Yeniden $T_s = 126^\circ\text{F}$ denenir. $P_{H_2O} = 103,2 \text{ mm Hg}$ ve $\lambda_s = 1022,3 \times 18 = 18401 \text{ Btu/lbmol}$. C_p

'de olabilecek değişiklikleri ihmal ederek:

$$744,75(320 - 126) = z[18401 + 18(126 - 80)] = 19229 z$$

$$z = 7,51$$

Toplam su molları: $7 + 7,51 = 14,51$

$$\bar{p}_{H_2O} = (14,51/107,51) \times 760 = 102,6 \text{ mmHg}$$

Bu değer buhar basıncına oldukça yakındır. Burada $T_s = 126^\circ\text{F}$ dir.

b) Eğer suyun giriş sıcaklığı $T_{giriş} = T_s$ olursa enerji dengesindeki son terim düşer.

$$T_s = 126^\circ\text{F} \text{ için } 744,75(320 - 126) = z(18401)$$

$$z = 7,85$$

$$\bar{p}_{H_2O} = (14,85/107,85) \times 760 = 104,6 \text{ mm Hg}$$

Bu değer 126° F'deki 103,2 mm Hg olan buhar basıncından daha büyüktür.

Yeniden $T_s = 127^\circ\text{F} > 126^\circ\text{F}$ denenmelidir. Bu değer için $P_{H_2O} = 106,0$ ve $\lambda_s = 18 \times 1021,7 = 18391$ Btu/lbmol'dür.

$$z = \frac{744,75(320 - 127)}{18391} = 7,82 \text{ lbmol}$$

$$\bar{p}_{H_2O} = (14,82 / 107,82) \times 760 = 104,5 \text{ mmHg}$$

Burada 127° F çok yüksek, 126° F de çok düşüktür. Bu nedenle $T_s = 126,5^\circ\text{F}$ uygundur.

Dikkat edilirse suyun giriş sıcaklığını değiştirmenin adiabatik doyma sıcaklığına pek az etkisi olmuştur.

Nemlilik Çizelgesi: Sabit bir gaz ile yoğuşabilen bir buharın yaptığı karışımların özelliklerini gösteren bir diyagrama nemlilik çizelgesi denir. 1 atm'de hava ile suyun yaptığı böyle karışımların çizelgesi Şekil(4.2)'dedir.

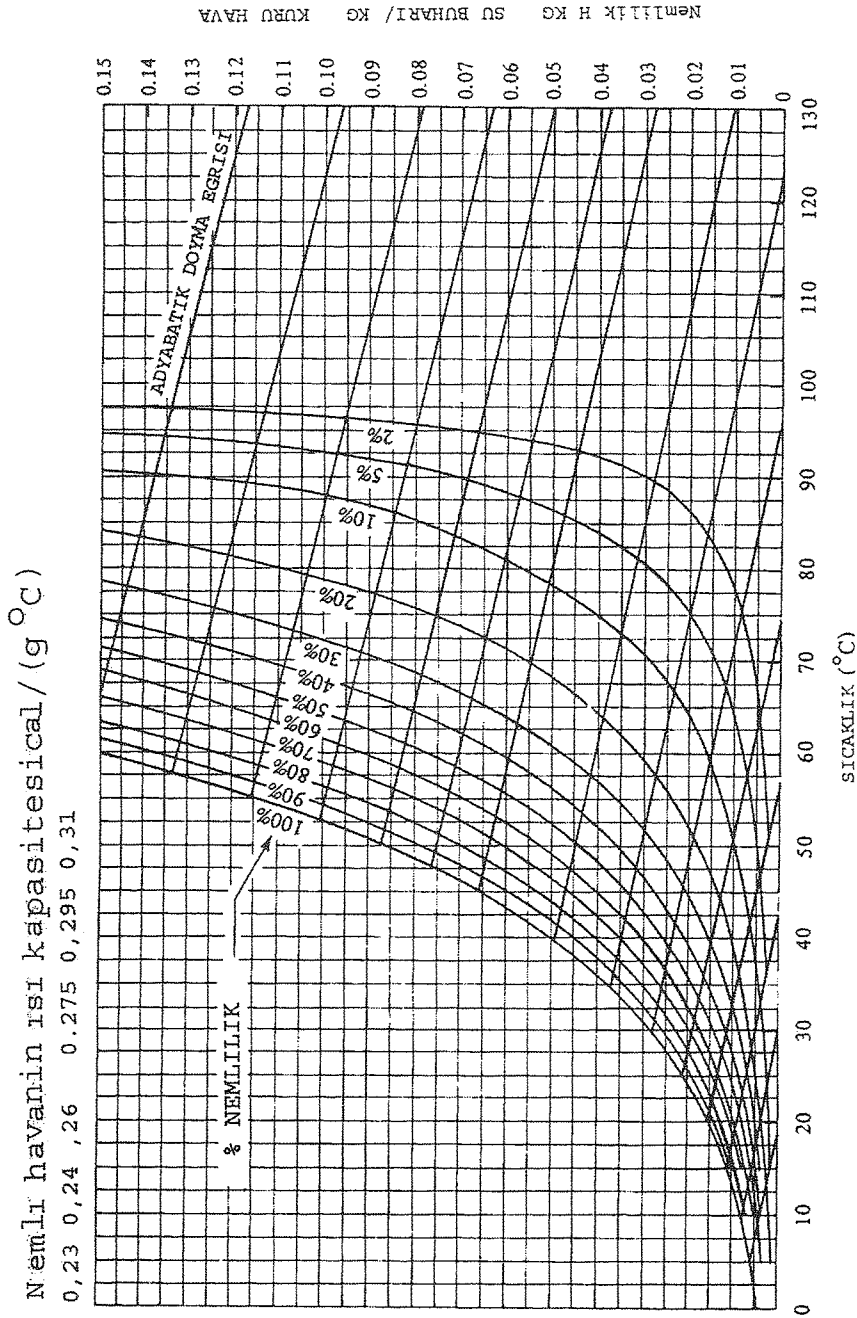
Şekil(4.2)'de sıcaklıklar apsiste, nemlilikler ise ordinattadır. Çizelgedeki herhangi bir nokta belli bir sıvı-hava karışımını temsil eder. % 100 olarak işaretlenen eğri, hava sıcaklığının bir fonksiyonu olarak doymuş havanın nemini verir. Suyun buhar basıncını kullanarak bu eğri üzerindeki noktaların koordinatları Denklem (4.3)'den bulunur. Doyma eğrisinin üstünde ya da solundaki herhangi bir nokta doymuş hava ile sıvı suyun karışımını temsil eder. Bu bölge sis oluşumunu kontrol etmede önemlidir. Doyma eğrisi altındaki herhangi bir nokta nemli havayı ve sıcaklık eksenini üzerindeki ise kuru havayı verir. Sıcaklık eksenini ile doymuşluk eğrisi arasında kalan homojen eğriler hava ile suyun çeşitli nemliliklerdeki doyma derecelerinin % nemliliklerine aittir. Denklem (4.5) ile de gösterildiği gibi doymuşluk eğrisi ile sıcaklık eksenini arasında interpolasyon yapılarak diğer bir nemlilik eğrileri oluşturulabilir.

Sola, yukarı doyma eğrisine doğru tırmanan eğik doğrulara adiabatik-soğuma doğrusu denir. Bunlar Denklem (4.11)'in çizilmesi ile elde edilmişlerdir ve her biri sabit bir adiabatik-doyma sıcaklığı için çizilmiştir. Verilen bir T_s sıcaklığı için hem \mathcal{C}_s hem de λ_s sabit

olduğundan T' ye karşı \mathcal{C} 'ı gösteren doğrular çizilebilir ve \mathcal{C} 'in bir değeri için T buradan hesaplanabilir. Denklem (4.11)'in incelenmesinden adiabatik soğuma eğrileri dikdörtgen

koordinat sistemine çizildiğinde eğim $-\frac{C_s}{\lambda_s}$ 'dir ve Denklem (4.6)'ya göre de bu eğim

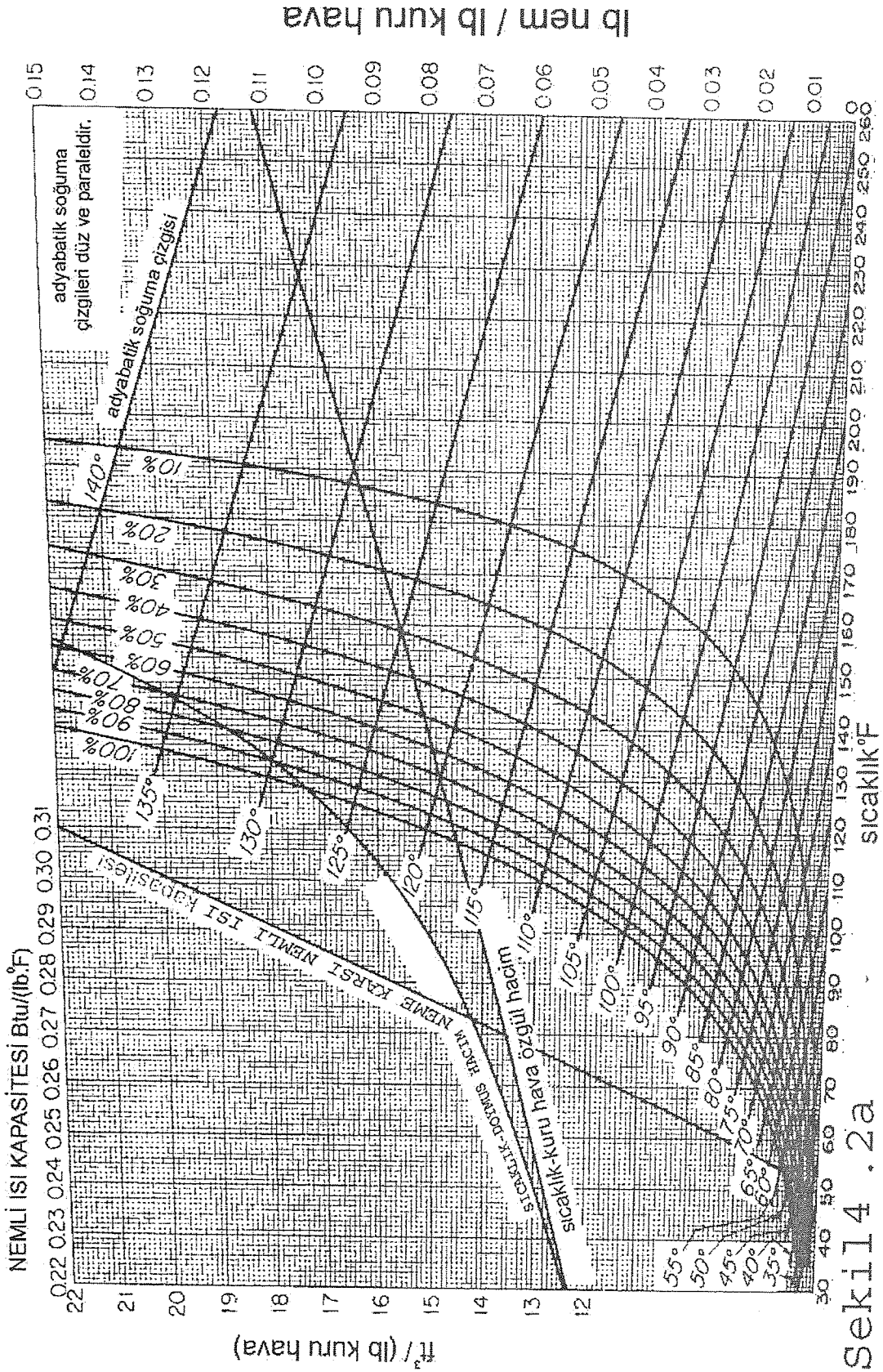
nemliliğe bağlıdır. Gene dikdörtgen koordinatlarda bu doğrular ne pek düzgün doğru ne de paraleldir. Şekil (4.2)'de ordinatlar yeterince kaydırılarak adiabatik eğriler düzgün ve paralel yapılmışa çalışılmıştır. Bu durumda aralarında interpolasyon yapmak da daha kolaydır.



SEKİL. 4.2 101330 Pa da Hava-Subuharı ikilisinin nemliliğin diyagramı

Adiyabatik eğrilerin uçları adiyabatik doyma sıcaklıklarıdır.

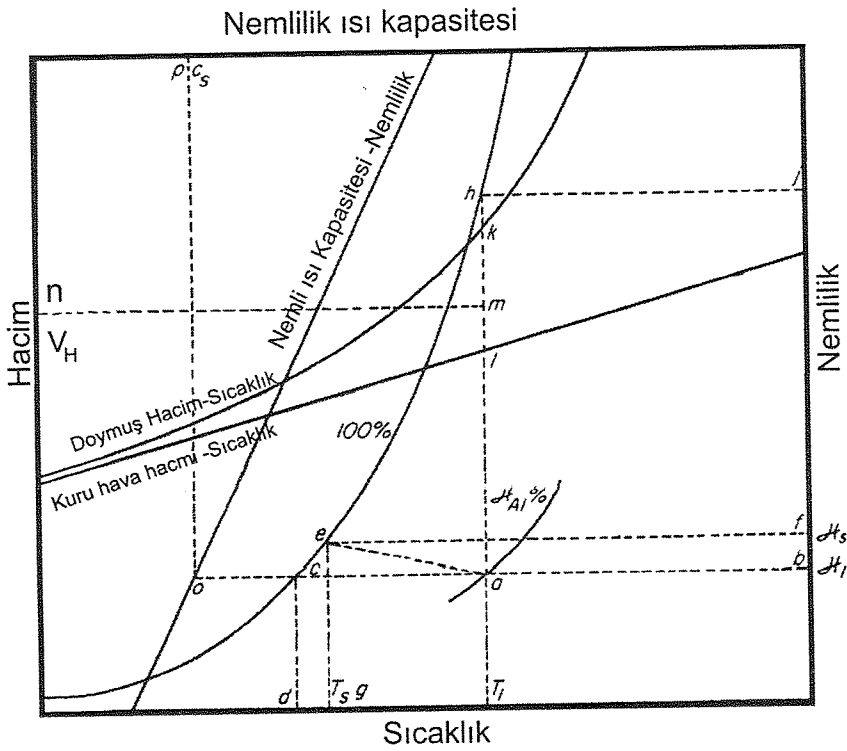
Şekil (4.2a)'da aynı grafik fps birimleri ile tekrar verilmektedir ve buradaki diğer iki doğrudan biri kuru havanın özgül hacmi, diğeri ise doymuş havanınkindir. Her iki doğru da sıcaklığa karşı çizilmiş hacimlerdir ve soldaki eksenden okunurlar. Bu doğrular üzerindeki noktalar, Denklem (4.7)'nin yardımı ile hesaplanmışlardır. % nemliliği esas alarak iki eğri arasında yapılan lineer interpolasyondan doymamış havanın hacmi bulunur. Ayrıca Şekil (4.2a)'da nemli ısı kapasitesi C_s ile nemlilik arasında da bağıntı kuran bir doğru vardır. Bu doğru da Denklem (4.6)'nın çizimidir. C_s değerleri grafiğin tepesinden okunmaktadır



Sekil 4 .2a

Nemlilik çizelgesinin kullanılışı:

Bu çizelgenin kullanılabilmesi için Şekil(4.3)'ten yararlanılır. Doymamış bir havanın sıcaklığı T_1 ve % nemliliği \mathcal{H}_{A1} olsun ve Şekil(4.3)'te a noktası ile gösterilsin. Bu nokta T_1 sabit sıcaklık doğrusu ile sabit \mathcal{H}_{A1} % nemlilik çizgisinin kesişme noktasıdır. Havanın \mathcal{H}_1 nemi b noktasından okunur. Çiğ noktası a' dan geçen sabit nem çizgisinin % 100'lük eğriyi kestiği c noktasının sıcaklığı olan d' den okunur. Adiabatik doyma sıcaklığı T_s , e den geçen adiabatik soğuma çizgisinin doymuş eğriyi kestiği noktanın apsisi olan g' dedir. Adiabatik doymanın nemliliği, a' dan geçen adiabatik çizginin % 100 nemli eğriyi kestiği e noktasının, sağdaki nem ekseninde f noktasından okunan \mathcal{H}_s ordinatıdır. Adiabatik çizgiler arasında interpolasyon gerekebilir. İlk hava sabit sıcaklıkta doyurulacak olursa, a' dan geçen sabit sıcaklık dikmesinin % 100 doymuş eğriyi kestiği h noktasının nemi olan j' den nem okunur



Şekil 4.3 Nemlilik çizelgesinin kullanımı

İlk havanın nemli hacmi, doymuş ve kuru havanın hacim doğruları üzerinde T_1 sıcaklığına karşı gelen k ve l noktaları yerleştirilerek bulunur. M noktası ise k doğrusu üzerinde, l' den $(\mathcal{H}_A/100) \times kl$ kadar uzağa konular. Nemli hacim v_H , hacim eksenindeki n' den okunur. Havanın nemli ısı kapasitesi C_s ise, a' dan geçen sabit nem çizgisinin nemli ısı kapasitesi çizgisi ile kesiştiği, o noktasından yukarıdaki apsise indirilen dikmenin ayağı olan p noktasından okunur.

Örnek(4.2): Bir kurutucuya giren havanın sıcaklığı ve çiğ noktası sıra ile $65,6^\circ \text{C}$ (150°F) ve $15,6^\circ \text{C}$ (60°F)'dir. Nemlilik çizelgesinden, başka hangi bilgiler çıkartılabilir?

Çözüm: Havanın bu nemliliğinde doyma eğrisinin üzerindeki noktanın sıcaklığı, çiğ noktasıdır. $15,6^{\circ}\text{C}$ (60°F)’de doymuş olan havanın nemliliği $0,011\text{ g su/g kuru hava}$ (ya da $0,011\text{ lb su/lb kuru hava}$)’dır. Havanın sıcaklık ve nemliliğinden çizelge üzerinde bu noktanın yeri belirlenir. Burada $\mathcal{C}=0,011$, $T = 65,6^{\circ}\text{C}$ (150°F) , nemlilik %’si $\mathcal{C}_A=5,9$, adiabatik soğuma doğrusunun % 100 doyma eğrisini kestiği noktanın sıcaklığı $29,4^{\circ}\text{C}$ (85°F)’dır ve buna adiabatik doyma sıcaklığı denir. Bu sıcaklıktaki doymuş havanın nemi $0,026\text{ g su/ g kuru hava}$ (ya da $0,026\text{ lb su/lb kuru hava}$)’dır. Havanın nemli ısı kapasitesi $1,03\text{ J/ (g kuru havaxK)}$ ya da $(0,245\text{ Btu/(lb kuru havaxR)}$)’dir. $65,6^{\circ}\text{C}$ (150°F)’deki doymuş hacim $1,29\text{ m}^3/\text{kg kuru hava}$ (ya da $20,7\text{ ft}^3/\text{lb kuru hava}$)’dır . $T = 65,6^{\circ}\text{C}$ (150°F)’deki kuru havanın hacmi ise $0,958\text{ m}^3/\text{kg kuru hava}$ (ya da $15,35\text{ ft}^3/\text{lb kuru hava}$)’dır. Nemli hacim ise:

$v_H = 0,958 + 0,059 (1,29 - 0,958) = 0,978\text{ m}^3/\text{kg kuru hava}$ ya da $15,67\text{ ft}^3/\text{lb kuru hava}$ ’dır.

Hava-Su’dan farklı Sistemler için Nemlilik çizelgesi: Herhangi bir sistem için istenen bir basınçta nemlilik çizelgesi oluşturulabilir. Gerekli bilgiler; yoğuşabilen bileşenin buhar basıncı, buharlaşma gizli ısı, saf gaz ve buharın özgül ısıları ve her iki bileşenin mol ağırlıklarıdır. Bu çizelge mol temelinde isteniyorsa bütün bağıntıların mol için dönüştürülmesi lazımdır. Çizelge 1 atm basınçtan farklı bir basınçta isteniyorsa gene dönüşümler yapılmalıdır. Hava-su ikilisinden farklı, çok bilinen birçok sistem için de çizelgeler yayınlanmıştır.

YAŞ TERMOMETRE VE NEMİN ÖLÇÜLMESİ

Yukarıda tartışılan özellikler ve çizelgelerde gösterilenler statik ve denge değerleridir. Dengede olmayan sıvı ve gazlar arasındaki ısı ve kütle aktarım hızlarını bilmek de aynı derecede önemlidir. Bu hızların ikisinden de etkilenen kullanışlı bir değer yaş termometre sıcaklığıdır.

YAŞ TERMOMETRE SICAKLIĞI

Yaş termometre sıcaklığı; küçük miktarda bir sıvının sürekli bir gaz akımına bırakılması sonucunda adiabatik, yatışkın fakat dengesiz koşullarda buharlaşmasıyla ortaya çıkan sıcaklıktır. Gaz fazına kıyasla sıvının kütlesi o kadar küçüktür ki gazın özelliklerinde çok az değişiklik olur ve işlem yalnız sıvıya etki eder. Şekil(4.4)’de yaş termometre sıcaklığının ölçülmesi görülmektedir. Bir termometre ya da ısılıçift gibi sıcaklık ölçen bir alet yaş bir bezle sarılır ve T sıcaklığında, \mathcal{C} nemliliğindeki bir gaz akımına sarkıtılır. Bezi ıslatan sıvının ilk

sıcaklığının gazinkine eşit olduğu kabul edilirse, gaz doymuş olmadığından sıvı buharlaşır ve işlem adiabatik olduğundan, buharlaşma gizli ısı önce ıslak bezdeki sıvıdan alınır. Bu sırada gazdan daha soğuk sıcaklığa gelen sıvıya gazın hissedilir ısı aktarılır. Sonunda bir yatışkın hale ulaşılır ve bu T_w sıcaklığına yaş termometre sıcaklığı denir. Buharlaşan suya gereken gizli ısı önce sıvıdan alınmış, sıvı soğumuş ve sıvıya da gazın hissedilir ısı aktarılarak gaz da soğumuştur. Bu T_w hem T 'nin hem de \mathcal{C} 'in bir fonksiyonudur.

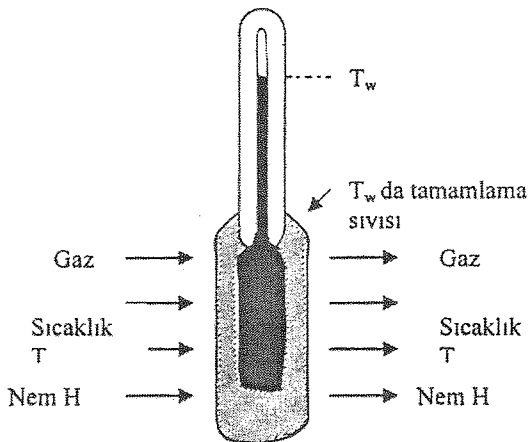
Yaş termometre sıcaklığını hassas olarak ölçebilmek için üç önlem alınmalıdır:

- 1) Bez ya da pamuk sıvı ile tamamen ıslatılmış olmalı ve gaz ile dokunumda olan alan hiçbir yerinde kuru olmamalıdır.
- 2) Gazın akış hızı öylesine büyük olmalı ki, daha sıcak olan çevreden ışınlama ısı aktarımı önemsizken, daha çok gazdan termometrenin balonuna dokunum ve dolanım ile hissedilir ısı aktarımı olmalıdır.
- 3) Eğer termometre balonuna sıvı ilavesi gerekiyorsa bu da yaş termometre sıcaklığında olmalıdır.

Bu önlemler alındığında yaş termometre sıcaklığı, çok geniş akış hızları aralığında gaz hızından bağımsız olur.

Yaş termometre sıcaklığı yüzeysel olarak adiabatik doyma sıcaklığına (T_s) benzer. Aslında hava-su karışımlarında bu iki sıcaklık hemen hemen eşittir. Bu durum bir rastlantıdır zira hava-su dışındaki karışımlarda böyle değildir ve yaş termometre sıcaklığı adiabatik doyma sıcaklığından farklıdır. Adiabatik doyma esnasında, gazın sıcaklık ve nemi değişir ve son sıcaklık dinamik yatışkın olmayıp gerçek bir denge sıcaklığıdır.

Genellikle üzeri sarılmamış bir termometre, yaş termometrenin yanı sıra T gerçek sıcaklığını ölçmek için kullanılır. Bu sıcaklığa kuru termometre sıcaklığı denir.



Şekil(4.4):Yaş Termometre

Yaş Termometre Sıcaklığı Teorisi: Yaş termometre sıcaklığında gazdan sıvıya aktarılan ısı hızı; buharlaşma hızının, buharlaşma ısı ve buharın hissedilir ısıları toplamı ile çarpımına eşittir. Işıma önemsiz kabul edileceğine göre bu enerji dengesi:

$$q = M_A N_A [\lambda_w + C_{pA} (T - T_w)] \dots \dots \dots (4.12)$$

burada, q : sıvıya aktarılan hissedilir ısı hızıdır.

N_A : molce buharlaşma hızıdır.

λ_w : sıvının T_w yaş termometre sıcaklığındaki buharlaşma gizli ısısıdır.

Isı aktarım hızı; Newton soğuma yasasına göre, alan, sıcaklık farkı ve ısı aktarım katsayısı cinsinden de yazılabilir:

$$q = h_y A (T - T_i) \dots \dots \dots (4.13)$$

burada, h_y : gaz ile sıvı yüzeyi arasındaki ısı aktarım katsayısıdır.

T_i : ara yüzey sıcaklığı

A : sıvının yüzey alanıdır.

Kütle aktarım hızı da ; kütle aktarım katsayısı, alan ve itici güç olarak da buharın mol kesirleri farkı cinsinden yazılabilir :

$$N_A = \frac{k_y}{(1 - \bar{y})_L} (y_i - \bar{y}) A \dots \dots \dots (4.14)$$

burada, N_A : buharın molce aktarılma hızı (mol sayısı/zaman)

y_i : ara yüzeyde buharın mol kesri

\bar{y} : buharın hava akımı içindeki mol kesri

k_y : kütle aktarım katsayısı [mol/(birim alanxbirim mol kesri farkıxbirim zaman)]

$(1 - \bar{y})_L$: tek- yön difüzyon çarpanı

Pamuk tamamen ıslak ise ve üzerinde hiçbir kuru nokta yok ise, onun alanının tamamında ve eşit alanda hem ısı hem de kütle aktarımı yapılabilir ve Denklem(4.13) ile (4.14)'e uyulacaktır. Sıvının sıcaklığı sabit olduğundan, sıvı içinde ısı aktarımını yürütmek için hiçbir sıcaklık farkı gerekmeyecektir. Sıvının iç sıcaklığı yüzeydeki T_i 'ye ve her ikisi de T_w 'a eşit olacaktır. Sıvı saf olduğundan içinde derişim değişikliği bulunmayacak ve ara yüzey denge derişimi y_i ise T_w sıcaklığındaki doymuş gazın mol kesri olacaktır. Denklem (4.14)'deki mol kesirlerini, Denklem(4.2)'yi kullanıp, nemliliklerle yer değiştirmek mümkündür. Buna göre y_i , yaş termometre sıcaklığındaki \mathcal{C}_w doyma nemliliğine eşit olmaktadır. Denklem(4.13)'deki q ve (4.14)' N_A değerlerini Denklem (4.12)'ye yerleştirerek:

$$h_y (T - T_w) = \frac{k_y}{(\bar{I} - \bar{y})_L} \left(\frac{\bar{h}_w}{1/M_B + \bar{h}_w/M_A} - \frac{\bar{h}}{1/M_B + \bar{h}/M_A} \right) [\lambda_w + C_{pA}(T - T_w)] \dots (4.15)$$

Bu denklemde bazı sadeleştirmeler yapılabilir :

- i) $(\bar{I} - \bar{y})_L$ in değeri yaklaşık 1'dir,
- ii) $C_{pA}(T - T_w)$ ise λ_w yanında çok küçük kalır ve ihmal edilebilir.
- iii) Paydada bulunan \bar{h}_w/M_A ve \bar{h}/M_A değerleri $1/M_B$ 'ye kıyasla çok küçüktür ve nemlilik terimlerinden çıkarılabilir. Bu sadeleştirmelerden sonra:

$$h_y (T - T_w) = M_B k_y \lambda_w (\mathcal{E}_w - \mathcal{E})$$

$$\text{ya da } \frac{\bar{h} - \bar{h}_w}{T - T_w} = - \frac{h_y}{M_B k_y \lambda_w} \dots (4.16)$$

Verilen bir yaş termometre sıcaklığı için hem λ_w hem de \mathcal{E}_w sabittir. \mathcal{E} ile T arasındaki bağlantı h_y/k_y deki orantıya dayanır. Isı ve kütle aktarımı arasındaki benzerlikler bu oranın büyüklüğü ve ona etki eden nedenler hakkında yeterli bilgiye ulaşmayı sağlar.

Isı aktarımı konusunda bir katı ile bir akışkan akımı ya da sınır tabaka arasındaki dokunum ve dolanım ile ısı aktarımları Reynolds sayısı DG/μ ve Prandtl sayısı $C_p \mu/k$ 'ya bağlı idi. Aynı şekilde Kütle aktarımı konusunda da kütle aktarım katsayısının Reynolds sayısı ve Schmidt $\mu/(\rho D_v)$ sayılarının fonksiyonu olduğu görülmüştü. Buna göre, bu işlemler aynı sınır tabakanın kontrolü altında olduğunda bu denklemler benzerdir. Gaz akımının türbülen olduğu durumlarda bu denklemler:

$$\text{Isı aktarımında } \frac{h_y}{C_p G} = b \text{Re}^n \text{Pr}^{-m} \dots (4.17)$$

$$\text{ve kütle aktarımında } \frac{\bar{M}k_y}{G} = b \text{Re}^n \text{Sc}^{-m} \dots (4.18)$$

burada b,n,m: sabitlerdir.

\bar{M} : gaz akımının ortalama mol ağırlığıdır.

Denklem(4.17)'deki h_y 'yi ve Denklem(4.18)'deki k_y ,yi Denklem(4.16)'ya; $\bar{M} = M_B$ varsayarak, yerleştirince

$$\frac{\bar{h} - \bar{h}_w}{T - T_w} = - \frac{h_y}{M_B k_y \lambda_w} = - \frac{C_p}{\lambda_w} \left(\frac{\text{Sc}}{\text{Pr}} \right)^m \dots (4.19)$$

$$\text{ve } \frac{h_y}{M_B k_y} = C_p \left(\frac{\text{Sc}}{\text{Pr}} \right)^m \dots (4.20)$$

Eğer $m=2/3$ alınırsa, $h_y / (M_B k_y)$ 'nin öngörülen değeri $0,24(0,62/0,71)^{2/3} = 0,22$ Btu/(lb° F) ya da $0,92$ J/(g° C) olur. Deneysel değer ise; ışıma ile aktarılan ısı nedeniyle, $0,26$ Btu/(lb° F) ya da $1,09$ J/(g° C) gibi biraz daha büyüktür. Hava içindeki organik sıvılar için $0,4-0,5$ [Btu/(lb° F)] ya da $(1,6 -2,0$ J/(g° C)) gibi daha da büyük değerler aralığındadır. Fark; Denklem(4.20)'de de görüldüğü gibi su ile organik sıvıların Sc/Pr sayıları oranının farklı olmasındandır.

Saykrometrik çizgiler ve Lewis bağıntısı: Verilen bir yaş termometre sıcaklığı için Denklem(4.19) bir nemlilik grafiğine eğimi $[-h_y / (M_B k_y \lambda_w)]$ olan doğrular şeklinde çizilebilir ve %100 nemlilik çizgisini kestiği nokta da T_w yaş termometre sıcaklığı olur. Bu doğruya saykrometrik doğru denir. % 100'lük çizgi üzerindeki aynı nokta için hem Denklem (4.19)'daki saykrometrik çizgi hem de Denklem(4.11)'deki adiabatik çizgi çizildiğinde doğrular arasındaki ilişki C_s ile $h_y / (M_B k_y)$ 'nin büyüklüklerine bağlıdır.

Normal şartlarda Hava-su sistemi için nemli ısı kapasitesi C_s , özgül ısı kapasitesi C_p 'ye eşittir ve aşağıdaki denklem yaklaşık doğrudur:

$$\frac{h_y}{M_B k_y} \cong C_s \dots\dots\dots(4.21)$$

Denklem(4.21)'e Lewis bağıntısı denir. Bu bağıntının geçerli olduğu durumlarda saykrometrik doğru ile adiabatik doğru çakışır. Bu nedenle Şekil(4.2)'deki hava-su grafiğinde her ikisi için de aynı çizgi kullanılabilir. Diğer sistemlerde saykrometrik doğrular için farklı çizgi kullanılmalıdır. Havanın hemen hemen bütün diğer organik buharlarla yaptığı karışımlarda saykrometrik çizgiler adiabatiklerden daha diktir ve doymuş nokta dışında, herhangi bir karışımın yaş termometre sıcaklığı adiabatik doyma sıcaklığından daha yüksektir.

NEMİN ÖLÇÜLMESİ

Bir akımın ya da gaz kütesinin nemi; ya çiy noktası, ya yaş termometre sıcaklığı ya da doğrudan absorpsiyon yöntemiyle ölçülür.

Çiy Noktası Yöntemi: Parlak yüzeyli soğuk, metal bir disk nemi bilinmeyen bir gaza daldırılır ve diskin sıcaklığı yavaş yavaş düşürülürse, ilk çiyin yoğuştuğu metal yüzey sıcaklığına çiy noktası denir. Bu çiyin oluştuğu sıcaklık, gaz fazındaki buhar ile sıvının sıcaklığının dengede olduğu sıcaklıktır. Bu sıcaklık çiy noktasıdır. Kontrol etmek için metalin

sıcaklığı yükseltilir ve çiyin kaybolduğu sıcaklık okunur. Çiyin oluştuğu ve kaybolduğu sıcaklıkların ortalamasından nem diyagramındaki nem okunur.

Saykrometrik Yöntem: Nem ölçmede en çok kullanılan yöntem aynı anda yaş ve kuru termometre sıcaklıklarını ölçmektir. Okunan yaş termometre sıcaklığından çıkılan dikmenin doymuş nem eğrisini kestiği noktadan geçen saykrometrik çizgi ile sağa, aşağıya inerken kuru termometre sıcaklığından çıkılan dikme ile kestirilir. Bu noktanın ordinatı, o gazın nemini verir.

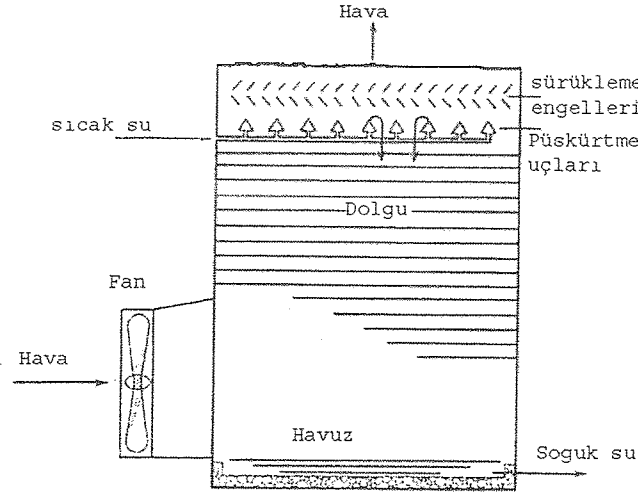
Direkt Yöntem: Gazın bilinen bir hacmi analitik ölçme cihazından geçirilerek nemi doğrudan ölçülür.

NEMLENDİRME CİHAZI

Doymamış bir gaz ile ılık bir sıvı dokunuma geldiğinde sıvının bir kısmı buharlaşır ve sıvının sıcaklığı düşer. Özellikle hava-su gibi birçok gaz-sıvı karşılaştırma işlemlerinde asıl amaç da sıvının soğutulmasıdır. Büyük miktarlardaki su, geniş püskürtme havuzlarında ya da hava akımının doğal ya da üfleçler aracılığı ile aktığı yüksek kulelerde soğutulur. Tipik bir zorlanmış akımlı soğutma kulesi Şekil (4.5)'de görülmektedir. Soğutma kulelerinin amacı soğutma suyunu soğutarak tekrar kullanmaktır. Genellikle yoğuşturucu ya da ısı aktarım birimlerinden gelen sıcak su kulenin tepesine gönderilip dağıtılmış bir şekilde ızgaralı katmanlar arasından aşağı akarken hava-su dokunumu için geniş bir dokunma yüzeyi elde edilmiş olur. Hava kulenin tepesine bir fan (üfleç) yardımıyla gönderilir.

Temelde bir soğutma kulesi, özel bir dolgulu kuledir. Eski tip kulelerde dolgular yarıklı kırmızı ağaçtan yapılırdı ve su üzerlerine çarpardı. Şimdilerde bu dolguların yerini hücresel dolgular ya da yüksek kulelerde, havanın çapraz geçirildiği V-biçimli polivinil klorür çubuklar almıştır. Hücresel dolgular açılı yüzeyleri olan korrüge (ondülinli=dalgalı) plastik levhalardan oluşmaktadır. Kulede suyun bir kısmı havada buharlaşır ve sıcak suyun hissedilen ısı soğutma havasına verilir. Her iki işlem de suyun sıcaklığını düşürür. Suyu dengelemek için yalnızca, buharlaşarak ya da rüzgarda sürüklenerek eksilen suyun tamamlanması gerekecektir.

Buharlaşmayı sağlayan itici güç; suyun buhar basıncı ile havanın yaş termometre sıcaklığındaki buhar basınçları farkıdır. Açıkça bellidir ki, su yaş termometre sıcaklığının altına soğutulamaz. Uygulamalarda dışarı çıkan suyun sıcaklığı, yaş termometre sıcaklığından 4 – 5° F daha farklıdır. Bu fark „sıcaklık yaklaşımı“olarak bilinir. Suyun giriş- çıkış sıcaklıkları arasındaki fark „soğuma aralığı“dır. Böylece eğer 95° F de giren su 80° F'de çıkıyorsa ve yaş termometre sıcaklığı 70° F ise; soğuma aralığı 15° F, sıcaklık yaklaşımı 10° F'dir.



Sekil.1.5.: Zorlanmış akımlı Soğutma Kulesi

Eğer bir soğutma kulesinde soğutulacak su proses suyu olacak ise, kule tasarımında; soğutma suyunda istenen sıcaklığa en çok yaklaşımın yapılacağı tasarım seçilmelidir. Buna göre de o yerleşim yerinde kullanılacak havanın; yalnızca en yüksek kuru termometre sıcaklığına değil aynı zamanda alacağı en yüksek yaş termometre sıcaklığına da dikkat edilmelidir. Amerikanın ve dünyanın birçok yerinin en yüksek kuru hava sıcaklıkları ve yaş hava sıcaklıklarını veren tablolar mevcuttur.

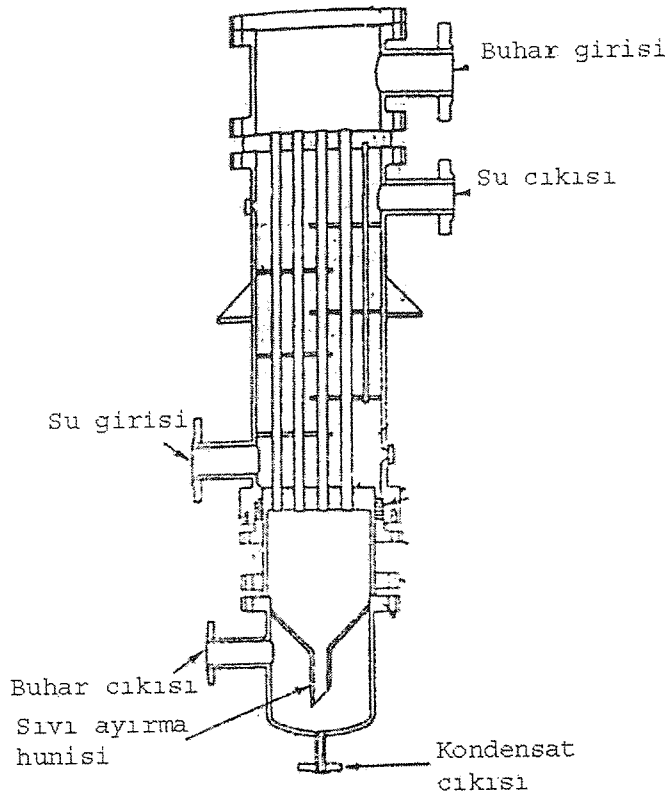
Soğutma esnasında buharlaşma ile su kayıpları, 1 lb suyu buharlaştırmak için 1000 Btu gerektiğinden, küçüktür. 1 lb suyu buharlaştırarak 100 lb su 10°F soğutulabilir. Böylece 10° F'lik soğuma için % 1 buharlaşma kaybı vardır. Ayrıca mekanik püskürtmeden doğan kayıplar vardır fakat iyi tasarlanmış bir kulede bunun miktarı sadece % 0,2'dir. Yukarıda belirtilen şartlarda bir soğutucudaki su kayıpları: $1 \times 15 / 10 + 0,2 = \%1,7$ 'dir. Suyun dışındaki sıvıların soğutulmasında da buharlaşma kayıpları; gene küçük olsa da sudan daha küçük buharlaşma gizli ısısına sahip olduklarından, sudan daha büyüktür.

NEMLENDİRİCİLER VE NEM GİDERİCİLER Gaz-sıvı dokunumları yalnızca sıvının soğutulması için değil gazı nemlendirme ve nem giderme işlemlerinde de kullanılır. Nemlendirme işleminde sıvı, sıcak doymamış gaz akımına püskürtülür ve hissedilen ısı ve kütle aktarımları adiabatik doyurma işlemlerindeki gibi yer alır. Gaz adiabatik olarak nemlenir ve soğur. Son denge noktasına gelinmesi şart değildir, gaz püskürtme odasını tam doyma olmadan terk edebilir.

Sıcak doymuş gaz, soğuk su ile dokunuma getirilerek nem gidermeye uğrayabilir. Gazın sıcaklığı çiy noktasının altına düşürülebilir, sıvı yoğuşur ve gazın nemi düşer. Nemi düştükten sonra gaz eski kuru termometre sıcaklığına tekrar ısıtılabilir. Nem giderme cihazları için sıvı damlalarının gaza doğrudan püskürtüleceği, dondurma makaralarından geçen spreyle ya da sıvısı olmayan soğuk yüzeyler kullanılabilir. Nem giderme soğutucu-yoğuşturucuyu Şekil (4.6) göstermektedir.

NEMLENDİRME İŞLEMİNİN TEORİSİ VE HESAPLAMALARI

Doymamış bir gaz ile sıvının yaş termometre sıcaklığındaki etkileşimleri yaş ve kuru termometre sıcaklıkları tanımlanırken tartışılmıştı. İşlemin; sıvı-gaz arayüzeyine ısı akışı ve buharın arayüzeyden gaz fazına difüzyonu şeklindeki kütle aktarımının kontrolünde olduğu gösterilmişti. Bu etkenler; sıvı sıcaklığının sabit tutulduğu adiabatik nemlendirmenin



Şekil(1.6) :Dışardan dolgululu Nem giderici

anlaşılabilmesine yeterli olduğu halde, nem giderme ve sıvı soğutmada sıvının sıcaklığı değiştiği için sıvı fazdaki ısı aktarımı da göz önüne alınmalıdır.

Adiabatik bir nemlendiricide, sıvı adiabatik doyma sıcaklığında sabit tutulur ve sıvı içinde sıcaklık gradyanı yoktur. Oysa nem giderme ve sıvı soğutmada sıvı içinde sıcaklık değişimi vardır ve hissedilen ısı sıvıya ya da sıvıdan dışarı akar ve bir sıcaklık gradyanı oluşur. Bu da

ısı aktarımına karşı bir direnç oluşturur. Diğer taraftan, saf bir sıvı içinde derişim gradyanı olmayacağından kütle aktarımına bir direnç olmaz.

GAZ-SIVI ETKİLEŞİM MEKANİZMASI

Sivi-buhar dokunumunun bütün koşullarında ısı ve kütle aktarımının ilişkisinin resmini doğru çıkarmak çok önemlidir. Şekil(4.7a) ve (4.7b) de arayüzeye dik uzaklıklar apsise, sıcaklık ve nemlilikler ordinata yerleştirilmişlerdir. Her iki şekilde de

T_x = sıvının yığın sıcaklığı

T_i = arayüzey sıcaklığı

T_y = gazın yığın sıcaklığı

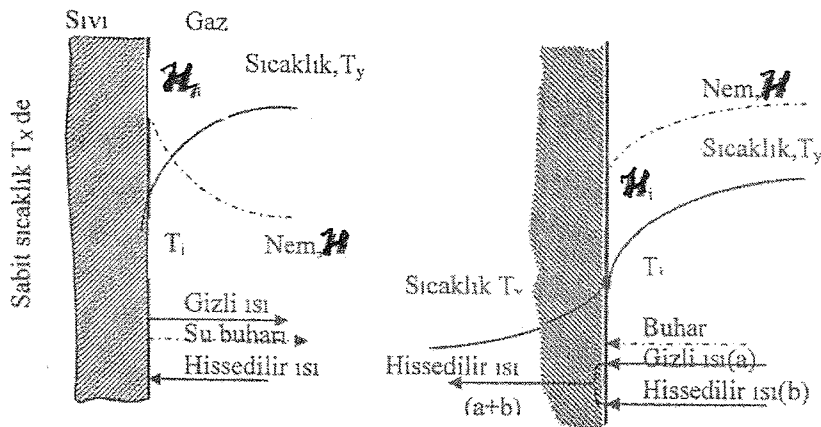
\mathcal{C}_i = arayüzeydeki nemlilik

\mathcal{C} = gazın yığın nemliliğidir.

Kesikli çizilen oklar buharın gaz fazına difüzyonunu, dolu çizilen oklar gazda ve sıvıdaki (gizli+hissedilen) ısı aktarımlarını göstermektedir. Her çeşit işlemde T_i ve \mathcal{C}_i denge şartlarını temsil ettiği için Nemlilik Çizelgesinde doyma eğrisi üzerindeki noktalara aittir.

Sıvının sabit sıcaklıkta tutulduğu ve en basit durum olan adiabatik nemlendirme Şekil(4.6a)'da gösterilmektedir. Sıvıdan gaza geçen gizli ısı gazdan sıvıya geçen hissedilir ısı ile dengeye gelmektedir ve sıvıda sıcaklık gradyanı bulunmamaktadır. Gazın sıcaklığı T_y arayüzey sıcaklığı T_i den daha yüksek olmalıdır ki hissedilir ısı arayüzeye doğru akabilsin ve \mathcal{C}_i de \mathcal{C} dan daha yüksek olmalı ki gazın nemi artabilsin.

Bir nem gidericinin bir noktasındaki koşullar Şekil(4.7b)'de gösterilmektedir. Burada \mathcal{C} \mathcal{C}_i dir ve bu yüzden buhar ara yüzeye doğru difüzlenmelidir. T_i ve \mathcal{C}_i doymuş gazı temsil



Şekil (4.7): (a) Adiabatik Nemlendirme
(b) Nem Giderme koşulları

ettiklerinden $T_y > T_i$ olmalı, aksi halde gaz yığını aşırı doymuş (supersaturated) olur.

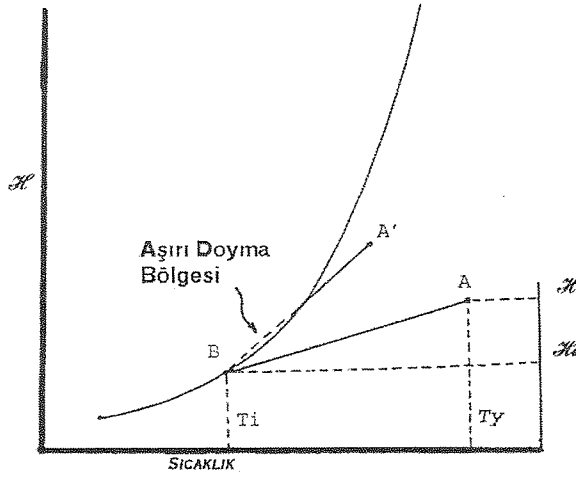
Bu irdelemeye göre doymamış bir gaz yığını doyma noktasına kadar getirilmeden, yeterince soğuk sıvılarla doğrudan dokunuma getirilerek, buharı giderilebilir. Bu işlem Şekil (4.8)'de gösterilmektedir. A noktası nemi giderilecek noktayı işaret etmektedir. Eldeki soğuk sıvının bulunduğu arayüzey sıcaklığındaki doyma sıcaklığının B noktasında olduğunu varsayın. Deneyler, böyle bir işlemde nem değişim eğrisinin A-B doğrusunu izlediğini göstermiştir. Sıcaklık ve nem gradyanlarının sonucunda hem hissedilir ısı hem de buhar, gazdan arayüze doğru akmıştır. Buharın yoğuşması ile gizli ısı açığa çıkmış, hem gizli hem de hissedilen ısılar sıvıya bırakılmıştır. Bunun için sıvıda $T_i - T_x$ farkı gereklidir.

Bir soğutucu-yoğuşturucu Şeki(4.7)'da gösterilmektedir; sıvı dışardan soğuk su ile soğutulan tüplerin içinden aşağı doğru akar. Aşağı akan havadaki subuharı ısınıyı bırakarak yoğuşur; bu da gerekli sıcaklık farkını koruyarak tüplerden birlikte akan gaz-sıvı karışımından daha fazla buharın yoğuşmasını sağlar. Karışım yoğuşan madde açısından giderek daha seyreltik hale gelirken sıvı tabakası kalınlaşır. Bu kalın sıvı tabakası hava akımı ve yer çekimi sayesinde tüplerden aşağı sürüklenir.

Bazen nem giderme işleminde sis (fog) oluşur. İlk durum Şekil(4.8)'deki A' noktası ile gösterilsin. Bu durumda nem giderme işlemi A'B çizgisini izler ve bir ara aşırı doymuş bölgeden geçer. Sıcaklık değişiminden kaynaklanan ısı aktarım hızı kütle aktarım (nem değişim) hızını aşar ve gaz aşırı doymuş hale gelir. Eğer gaz, toz ya da diğer parçacıkları taşıyorsa bunlar damlalar için çekirdek görevi yaparlar ve sis sıvı yüzeyinden ziyade bunların üzerinde yoğuşur, aşırı doymuşluk da ortadan kalkar. Bu durum sisin devamına yol açar ki, bundan kaçınmak için gazın ilk sıcaklığının A noktası gibi denge sıcaklığının çok üzerinde olduğundan emin olmak gerekir ve hatta gerekirse nem giderme sırasında gaz ısıtılır.

Ters akımlı bir kule soğutucuda şartlara bağlı olarak, gazın sıcaklığı sıvı ile arayüzay sıcaklığının ya altında ya da üzerindedir. İlk durumda, soğutma kulesinin üst yarısındaki durum Şekil(4.7a)'da gösterilmiştir. Burada ısı ve buharın akışı (bunlardan dolayı da sıcaklık ve nemin yönü) kesinlikle Şekil(4.7b)'dekine terstir. Sıvı hem buharlaşma hem de hissedilir ısının aktarılması nedeniyle soğur, ve sıvı içinde gelişen $T_x - T_i$ sıcaklık farkı, her iki ısının hızlı bir şekilde aktarılmasına yetecek kadar büyüktür.

Soğutma kulesinin alt kısmında gazın sıcaklığı arayüzey sıcaklığının üzerindedir ve koşullar Şekil.(4.7b)'de görülmektedir. Burada su soğutulmaktadır ve bundan dolayı arayüzey



ŞEKİL(1.8):SOĞUK SIVI İLE NEM GİDERME

sıcaklığı da sıvının yığın sıcaklığının altındadır ve sıvıdan başlayıp arayüze kadar değişen sıcaklık gradyanı da $T_x > T_i$ olacak şekildedir. Diğer taraftan gaz yığınından arayüze bir hissedilen ısı akışı olmalıdır ve bunun için $T_y > T_i$ olmalıdır. Arayüzeyden kalkan buhar arayüze her iki yönden beslenen bütün hissedilen ısıyı gizli ısı olarak alıp götürmektedir. Ortaya çıkan $T_x T_i T_y$ sıcaklık profili Şekil(4.7b)'de gösterildiği gibi V biçimindedir.

GAZ-SIVI DOKUNUMLARINDAKİ DENKLEMLER

Şekil(4.9)'daki ters akımla sıvıyı-gazla dokunduran kolon şeması düşünülün. Nemi \mathcal{C}_{yb} ve sıcaklığı T_{yb} olan gaz, kolona alttan girer ve nemi \mathcal{C}_a , sıcaklığı T_{ya} olarak üstten çıkar. Sıvı üstten T_{xa} sıcaklığında girer ve alttan T_{xb} sıcaklığında çıkar. Gazın kütleli akışı G'_y ; gazın nemsiz kütleli hızının kolon kesitinin birim alanına birim zamanda düşen miktarıdır. Sıvının giriş, çıkış kütleli akıları sıra ile G_{xa} ve G_{xb} dir. Kolonun dokunum bölgesinde zeminden z kadar yüksekte bir dz kalınlığında bir kesit alınsın. Z yüksekliğinde sıvının kütleli akışı G_x , gazın ve sıvının sıcaklıkları sıra ile T_y ve T_x ve de nem \mathcal{C} olsun. Gaz ile sıvı arayüzeyindeki sıcaklık T_i , nemlilik \mathcal{C}_i olsun. Kulenin kesit alanı S , toplam dokunum yüksekliği z_T dir. Sıvının gazdan daha sıcak ve şartların Şekil (4.7a)'daki gibi olduğu varsayılınsın. Diferansiyel Sdz hacim elemanı için aşağıdaki denklemler yazılabilir:

$$\text{Entalpi dengesi:} \quad G'_y dH_y = d(G_x H_x) \dots \dots \dots (4.22)$$

burada, H_y ve H_x sıra ile gaz ve sıvının toplam entalpileridir.

$$\text{Sıvıdan arayüze ısı aktarım hızı:} \quad d(G_x H_x) = h_x(T_x - T_i) a_H dz \dots \dots \dots (4.23)$$

burada, h_x :sıvıdan arayüze ısı aktarım katsayısı

a_H : birim dokunum hacminde ısı aktarım alanı

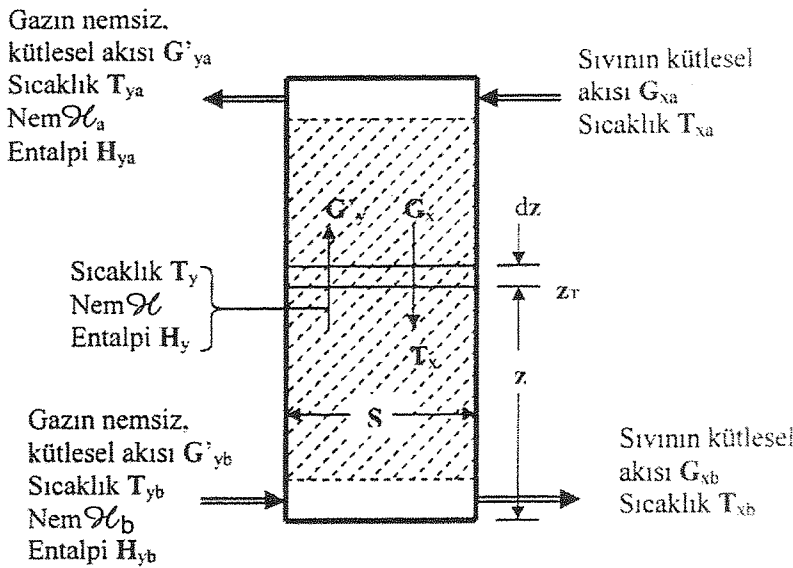
Ara yüzeyden gaza ısı aktarım hızı: $G'_y C_s dT_y = h_y(T_i - T_y) a_H dz$(4.24)

Ara yüzeyden gaza buhar kütle aktarım hızı: $G'_y d\mathcal{C} = k_y M_B (\mathcal{C}_i - \mathcal{C}) a_M dz$(4.25)

burada a_M : birim dokunum hacminde kütle aktarım alanıdır. a_M ve a_H eşit olmak zorunda değildir. Dokunumu sağlayan cihaz bir dolgu kolon ise ve dolgu maddelerinin her noktası ıslanamamışsa, bütün dolgu yüzeyleri ısı aktarım alanı olurken kütle aktarım alanı ıslanabilen alanla sınırlı kalacaktır.

Bu denklemler sadeleştirilip yeniden düzenlenebilir. Önce kule boyunca sıvı akışı G_x deki değişim ihmal edilsin ve sıvının entalpisi yazılsın:

$H_x = C_L(T_x - T_o)$(4.26)



Şekil.(4.9):Ters akımlı sıvı-gaz dokunum sistemi

burada, C_L : sıvının özgül ısı kapasitesi

T_o : entalpi için başlangıç sıcaklığı.

Sonra: $d(G_x H_x) = G_x dH_x = G_x C_L dT_x$(4.27)

Denklem (1.27)'yi (1.23)'de yerine koyarak:

$G_x C_L dT_x = h_x(T_x - T_i) a_H dz$

Bu da yeniden: $\frac{dT_x}{T_x - T_i} = \frac{h_x a_H}{G_x C_L} dz$(4.28)

Denklem(4.24) yenilenirse: $\frac{dT_y}{T_i - T_y} = \frac{h_y a_H}{C_s G'_y} dz$(4.29)

Denklem (4.25) yenilenirse: $\frac{d\dot{h}}{\dot{h}_i - \dot{h}} = \frac{k_y M_B a_M}{G'_y} dz \dots\dots\dots(4.30)$

Nihayet, Denklem (4.22) ve (4.27)'den $\frac{dH_y}{dT_x} = \frac{G_x C_L}{G'_y} \dots\dots\dots(4.31)$

Artık, ileride kullanılacak olan üç işletme denklemi çıkarılabilir. İlk olarak Denklem(4.25) λ_o ile çarpılıp Denklem (4.24) ile toplansın:

$$G'_y(C_s dT_y + \lambda_o d\mathcal{C}) = [\lambda_o k_y M_B (\mathcal{C}_i - \mathcal{C}) a_M + h_y (T_i - T_y) a_H] dz \dots\dots\dots(4.32)$$

Eğer dolgu maddesi sıvı ile tamamen ıslatılmış ise, ısı aktarım alanı kütle aktarım alanına eşit olur, $a_M = a_H = a$ dır. C_s in \mathcal{C} ile değişimi ihmal edilirse, Denklem(4.9)un türevinden

$$dH_y = C_s dT_y + \lambda_o d\mathcal{C} \dots\dots\dots(4.33)$$

Buradan dH_y alınıp Denklem(4.32)'de yerleştirilince:

$$G'_y dH_y = [\lambda_o k_y M_B (\mathcal{C}_i - \mathcal{C}) a + h_y (T_i - T_y) a] dz \dots\dots\dots(4.34)$$

HAVA-SU SİSTEMİ

Hava-su sisteminde, Denklem (4.34)'deki h_y 'yi yok edip Lewis bağıntısını kullanarak;

$$G'_y dH_y = k_y M_B a [(\lambda_o \mathcal{C}_i + C_s T_i) - (\lambda_o \mathcal{C} + C_s T_y)] dz \dots\dots\dots(4.35)$$

Eğer H_i arayüzeydeki havanın entalpisi ise

$$H_i = \lambda_o \mathcal{C}_i + C_s (T_i - T_o)$$

H_i nin bu tanımı ve H_y 'nin Denklem (4.35)'deki ifadesinden; Denklem(4.35)'deki parantezin içi basitçe $H_i - H_y$ olacaktır.

$$G'_y dH_y = k_y M_B a (H_i - H_y) \quad \text{ya da}$$

$$\frac{dH_y}{H_i - H_y} = \frac{k_y M_B a}{G'_y} dz \dots\dots\dots(4.36)$$

Denklem(4.22) ve (4.23)'den

$$G'_y dH_y = h_x (T_x - T_i) a dz \dots\dots\dots(4.37)$$

Denklem(4.36) ve (4.37)'den dz yok edilirse Denklem (4.21)'in yardımı ile

$$\frac{H_i - H_y}{T_i - T_x} = -\frac{h_x}{k_y M_B} = -\frac{h_x C_s}{h_y} \dots\dots\dots(4.38)$$

Denklem(4.29) Denklem(4.36) ile bölününce,

$$\frac{dT_y / (T_i - T_y)}{dH_y / (H_i - H_y)} = \frac{h_y}{k_y M_B C_s}$$

Bu denklemin sağ tarafı denklem(4.21)'den 1 e eşittir.

$$\frac{dT_y}{dH_y} = \frac{T_i - T_y}{H_i - H_y} \dots\dots\dots(4.39)$$

Dikkat edilirse bu denklemlerin türetilmesinde Lewis bağıntısı kullanılmıştır bu nedenle Denklem(4.36) (4.38) ve(4.39) yalnızca hava-su sistemine ve de dolgu maddelerinin tamamen ıslatıldığı, $a_M = a_H$ koşuluna uygulanabilir. Bu konunun devamı olan aşağıdaki konu, hava-su dokunumu tartışmaları ile sınırlıdır.

ADİABATİK NEMLENDİRME

Adiabatik nemlendirme, adiabatik doyumluk ile aynıdır yalnız çıkan gaz doymuş olmak zorunda değildir ve tasarım yapılırken dokunma bölgesinin boyutlarını hesaplayabilmek için hız bağıntıları da gözönüne alınmalıdır. Suyun giriş-çıkış sıcaklıkları eşittir. Tamamlama suyu adiabatik doyma sıcaklığında giriyor ve hacimsel alan çarpanları a_H ve a_M eşit olsunlar.

$$T_{xa} = T_{xb} = T_i = T_x = T_s = \text{sabit}$$

burada, T_s giren havanın adiabatik doyma sıcaklığıdır. Denklem(4.29) yeniden yazılırsa,

$$\frac{dT_y}{T_s - T_y} = \frac{h_y a}{C_s G'_y} dz \dots\dots\dots(4.40)$$

Nemlendirici içinde ortalama \bar{C}_s nemli ısı kapasitesi ile integral alınırsa,

$$\int_{T_{yb}}^{T_{ya}} \frac{dT_y}{T_s - T_y} = \frac{h_y a}{\bar{C}_s G'_y} \int_a^{z_T} dz$$

$$\ln \frac{T_{yb} - T_s}{T_{ya} - T_s} = \frac{h_y a S Z_T}{\bar{C}_s G'_y S} = \frac{h_y a V_T}{\bar{C}_s \dot{m}} \dots\dots\dots(4.41)$$

burada, $V_T = S Z_T =$ Toplam dokunum hacmi

$$\dot{m} = G'_y S = \text{Toplam kuru hava kütleli akış hızı}$$

Denklemin kütle aktarımına dayalı bir benzeri adiabatik nemlendirme için yazılan Denklem(4.30)'dan çıkarılabilir :

$$\frac{d\hat{h}}{\hat{h}_s - \hat{h}} = \frac{k_y M_B a}{G'_y} dz$$

T_s doyma sıcaklığında doyumluk nemi \mathcal{C}_s sabit olduğundan bu denklem de Denklem(4.40) gibi aynı şekilde integre edilebilir :

$$\ln \frac{\hat{h}_s - \hat{h}_b}{\hat{h}_s - \hat{h}_a} = \frac{k_y M_B a}{G'_y} Z_T = \frac{k_y M_B a V_T}{\dot{m}} \dots\dots\dots(4.42)$$

Aktarım Birimi Yüksekliği (HTU) Yöntemi : Aktarım Birimi Yüksekliği Yöntemi, Adiabatik Nemlendirmeğe uygulanabilir. Tanım gereği :

$$N_t = \ln \frac{\hat{h}_s - \hat{h}_b}{\hat{h}_s - \hat{h}_a} \dots \dots \dots (4.43)$$

burada, N_t =aktarım birimi sayısıdır. H_t nin tanımı, Denklem (4.42) ve(4.43)'den:

$$H_t = \frac{Z_T}{N_t} = \frac{G'_y}{k_y M_B a} \dots \dots \dots (4.44)$$

burada, H_t bir nem aktarım birimi yüksekliği.

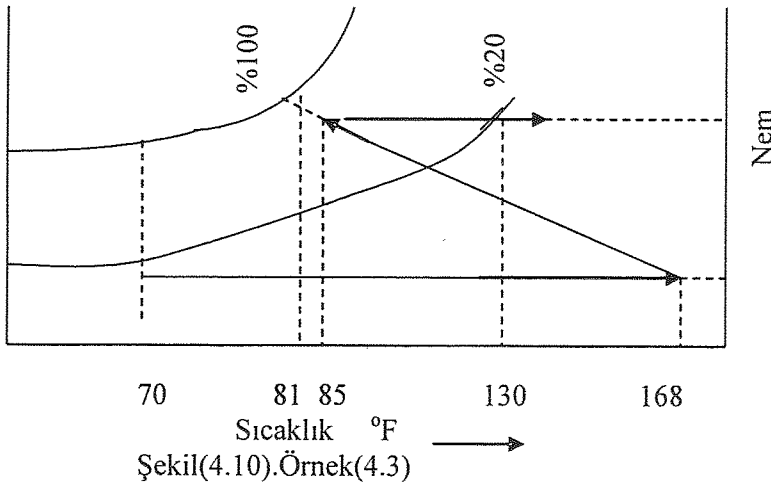
Isı aktarımındaki aktarım birimi sayısı da aşağıdaki gibidir:

$$N_t = \ln \frac{T_{yb} - T_s}{T_{ya} - T_s} \quad H_t = \frac{G'_y \bar{c}_s}{h_y a} \dots \dots \dots (4.45)$$

Denklem(4.45)'de verilen H_t nin Denklem(4.44)'ünkü ile aynı olduğunu göstermek için Denklem(4.44)'deki H_t değeri Denklem(4.45)'deki ile bölünür. Sonuç Denklem(4.21)'dir. Ayrıca, Denklem (4.43) ve (4.45)'den hesaplanan N_t ler de aynı olur zira $N_t = Z_T / H_t$ 'dir.

Denklem(4.41) ve (4.45)'de kullanılan ısı aktarım yöntemi, Denklem(4.42) ve (4.44)'de kullanılan kütle aktarım denklemlerine eşdeğerdir. Her iki yöntem de aynı sonucu verir.

Örnek(4.3): Bir tepkime için; sıcaklık ve nemi kontrol edilebilen, 15000 lb(6804kg)kuru hava/h hızında, 130°F(54,4°C)'ta % 20 nemli havaya gereksinim vardır. Bu hava; %20 nemli, 70°F(21,1°C)'taki hava ile başlanıp, önce ısıtılıp sonra istenen neme kadar adiabatik doyurularak ve sonra tekrar 130°F(54,4°C)'a ısıtılarak elde edilecektir. Nemlendirme işlemi bir yağmurlama odasında gerçekleşecektir. Bu odayı terk eden havanın adiabatik doyma sıcaklığından 4°F (2,22°C) daha sıcak olduğu varsayalım. Ön ısıtma hangi sıcaklığa kadar



yapılmalı ve hava yağmur odasını hangi sıcaklıkta terk etmelidir? Ön ısıtma ve tekrar ısıtma için ne kadar ısı verilmeli ve yağmur odasının hacmi ne olmalıdır?[h_{ya} için 85 Btu/(ft²h°F) ya da 1583 W/(m².°C) alınabilir.]

Çözüm:

Havanın ısıtıcılarda ve yağmurlama odasındaki Sıcaklık-Nem izleme yolu Şekil(1.10)'daki nem diyagramında şematik olarak gösterilmektedir. Sondan başa gidilecek olursa; 130°F deki %20 nemli havada 0,022 lb nem/lb kuru hava vardır. Yağmur odasından çıkacak hava aynı nemde ama bir adiabatik soğuma çizgisinin sonunda ve de adiabatik doyma noktasından 4°F daha sıcak olacaktır. Grafikten adiabatik doyma sıcaklığı 81°F görülmekte ve yağmur odasından çıkacak havanın 85°F'de 0,022 nemlilikte olması gerekecektir. İlk havanın nemi 0,003'dür. Bu nem ile başlayıp adiabatik soğuma sıcaklığı olarak 81°F'e ulaşacak havanın ön ısıtıcıdan 168°F'de çıkmış olması gerekmektedir.

İlk havanın nemli ısı kapasitesi Şekil(4.2)'den 0,241 Btu/(lb°F)'dir. Ön ısıtıcıda verilen ısı:

$$0,241 \times 15000(168-70)=354000 \text{ Btu/h}$$

Yağmur odasından çıkan havanın nemli ısı kapasitesi Şekil (4.2)'den 0,250 Btu/(lb°F)'dir.

Art ısıtıcıda tekrar ısıtma için gereken ısı hızı:

$$0,250 \times 15000(130-85)=169000 \text{ Btu/h}$$

Toplam gerekli ısı hızı: 354000+169000=523000 Btu/h

Yağmur odasının hacmini hesaplamak için Denklem(4.41) kullanılacaktır. Ortalama nemli ısı

$$\text{kapasitesi: } \bar{C}_s = \frac{0,241 + 0,250}{2} = 0,2455 \text{ Btu/(lb kuru havax}^\circ F)$$

Bu değeri Denklem(1.41)'e yerleştirilince

$$\ln \frac{168 - 81}{85 - 81} = \frac{85V_T}{15000 \times 0,2455}$$

Buradan da yağmur odasının hacmi $V_T=134 \text{ ft}^3(3,79 \text{ m}^3)$ dür.

PROBLEMLER

4.1) Sellüloz asetattaki asetonu gidermenin bir yolu, sellüloz asetat lifleri üzerine hava akımı göndermektir. Hava-aseton karışımlarının özelliklerini bilmek amacıyla, işlem kontrol bölümünün, hava-aseton nemlilik çizelgelerine gereksinim vardır. Araştırmalardan sonra mutlak nemliliğin 0- 6,0 değerleri arasında 5-55° C sıcaklık aralığı yeterli olmaktadır. 760 mmHg toplam basınçta hava-aseton karışımının nemlilik çizelgesini aşağıdaki bölgeler için oluşturun: a) % 50 ve % 100 nemlilik %leri eğrileri, b) Doymuş hacim -T eğrileri,c) Sıcaklığa karşı asetonun buharlaşma gizli ısıları, d) Nemliliğe karşı Nemli ısı kapasiteleri,e) 20 ve 40°C doyma sıcaklıkları için adiabatik soğuma doğruları,f) 20 ve 40°C yaş termometre sıcaklıkları

için yaş termometre saykrometrik eğrileri. Gerekli bilgiler aşağıdaki Tablo(4.1)'de verilmektedir. Aseton buharının $C_p=1,47 J/(g^{\circ}C)$ ve $\frac{h}{M_b k_y} = 1,7 J/(g^{\circ}C)$

Tablo(4.1)Asetonun Özellikleri

Sıcaklık °C	Buhar basıncı mmHg	Gizli ısı J/g	Sıcaklık °C	Buhar basıncı mmHg	Gizli Isı J/g
0	-	564	50	620,9	-
10	115,6	-	56,1	760,0	521
20	179,6	552	60	860,5	517
30	281,0	-	70	1189,4	
40	420,1	536	80	1611,0	495

4.2) Tüplü bir yoğuşturucu soğutucuda hava-benzen buharı karışımı $70^{\circ}C$ 'tan $15^{\circ}C$ 'a soğutulacaktır. Girişteki nemlilik $0,7$ kg benzen/kg havadır. a) Giren gazın yaş termometre sıcaklığını, b) Çıkıştaki nemliliği, c) 1 kg hava için aktarılması gereken ısıyı hesaplayın.

4.3) Atmosferik basınçta çalıştırılan bir dolgulu kolondan alınan veriler aşağıdadır:

Dolgulu kısmın yüksekliği,	6 ft
İç çap,	12 in.
Giren havanın ortalama sıcaklığı,	$100^{\circ}F$
Çıkan havanın ortalama sıcaklığı,	$103^{\circ}F$
Giren havanın yaş termometre sıcaklığı,	$80^{\circ}F$
Çıkan havanın yaş termometre sıcaklığı,	$96^{\circ}F$
Giren suyun ortalama sıcaklığı,	$115^{\circ}F$
Çıkan suyun ortalama sıcaklığı	$95^{\circ}F$
Suyun giriş hızı,	2000 lb/h
Havanın giriş hızı,	$480 \text{ ft}^3/\text{dak.}$

a)Havanın giriş şartlarını kullanarak, entalpi dengesinden çıkan havanın nemliliğini hesaplayın. Nemlilik sonucunu, yaş ve kuru termometre okumalarından bulunanla kıyaslayın.

b) Hava- su arayüzey sıcaklığının su yığın sıcaklığı ile aynı olduğunu, su fazında ısı aktarımına bir direnç olmadığını varsayın. Kulenin tepesindeki ve dibindeki $\mathcal{C}_i - \mathcal{C}$ itici güçlerini hesaplayın. $\mathcal{C}_i - \mathcal{C}$ için bir ortalama değeri için ortalama bir k_{ya} önerin.

4.4) Hava dolgulu bir kulede soğutulacak ve nemi düşürülecektir. Kule tasarımı aşağıdaki şartlara göre yapılacaktır:

Giren havanın kuru termometre sıcaklığı,	30°C
Giren havanın yaş termometre sıcaklığı,	25°C
Giren havanın akış hızı,	900 kg/h kuru hava
Suyun giriş sıcaklığı,	10°C
Suyun çıkış sıcaklığı,	16°C

a)Giren havanın; i)Nemini, ii) Bağlı nem %sini, iii)Çiy noktasını, iv) 0°C'taki hava ve sıvı suya dayalı entalpisini hesaplayın. b) Çok uzun bir kule için tasarım şartlarını karşılayabilecek en yüksek su hızı ne olabilir. c) Tasarım özellikleri 600 kg/h su hızını karşılayacak ve su fazının ısı aktarımına direnci önemsiz olacak ise, aktarım birimi sayısını hesaplayın.

4.5) a) Küçük su damlaları için sıcak havada buharlaşma süresinin damla boyutunun karesi ile orantılı olduğunu gösterin. b) 140° F'deki kuru havada 50µm çaplı damlanın buharlaşma süresini hesaplayın. c) Hacminin % 1'i 50 µm lik damlalarla dolu olan bir yağmur odasının hacimsel ısı kapasitesini değerlendirin. $h_{v,a}=85 \text{ Btu}/(\text{ft}^3 \cdot \text{h} \cdot ^\circ \text{F})$ ya da $1583 \text{ W}/(\text{m}^3 \text{ K})$ alınabilir.

4.6) %60 bağıl nemli, 27°C'taki hava 1,5 cm dış çaplı bir tüpe doğru akarken içinden 15°C'taki su 60 cm/s hızla akmaktadır. Hava 1,5 m/s hızla yaklaşırken i) Tüp dışında su yoğuşacak mı?ii) Eğer yoğuşursa en uygun duvar ve ara yüzey sıcaklıkları nelerdir?

KATILARIN KURUTULMASI 5

Genelde bir katının kurutulması, katıya kıyasla daha az miktarda bulunan nemin katıdan uzaklaştırılıp makul bir seviyeye düşürülmesidir. Kurutma, çoğunlukla bir seri işlemin son basamağıdır ve kurutucudan çıkan ürün paketlemeye hazırdır.

Su ya da diğer sıvılar katıdan pres, santrifüj gibi mekanik ya da buharlaştırma gibi ısı yollarla uzaklaştırılır. Burada, ısı kurutma ele alınacaktır. Suyun mekanik uzaklaştırılması daha ucuz olduğundan ısıtmalı bir kurutucudan önce, mekanik yollarla giderilmeğe çalışılması uygundur.

Kurutulmuş bir maddenin nem miktarı ürüne göre değişir. Bazen ürün hiç su taşımaz ona kupkuru ya da tam kuru (kemik kurusu=bone dry) denir. Fakat ürün çoğunlukla nemlidir. Örneğin sofra tuzunda % 0,5 , kuru kömürde % 4 ve kuru kazeinde % 8 su vardır. Kurutma çok bağıl bir terimdir ve nem miktarının kabul edilebilecek bir değere düşürüldüğünü belirtir.

Kurutulacak katılar pullar, granüller, kristaller, pudralar, levhalar veya sürekli tabakalar gibi çeşitli biçimlerde ve çok değişik özelliklerde olabilir. Buharlaştırılacak sıvı kurutulan kristallerde olduğu gibi katının yüzeyinde; bir polimer tabakasından çözücünün giderilmesi gibi tamamen katının içinde; ya da kısmen dışında kısmen içinde olabilir. Bazı kurutuculara giren besin katı tanelerin asılı olduğu sıvıda ya da çözelti halinde olabilir. Bazı kurutulmuş ürünler çok sıcak bir ortama kabaca taşınabilir ya da düşük sıcaklıklı veya ılık ortamlara nazikçe taşınmalıdırlar. Sonuç olarak ticari kurutma pazarında çok çeşitli tipler vardır. Onların başlıca çeşitleri besinin kurutma ortamına taşınma ve ısıtma şekline göre sınıflanır.

Kurutucuların Sınıflandırılması

Kurutma cihazını sınıflandırmanın basit bir yolu yoktur. Ticari amaçlı çok çeşitli, kurutucular vardır. Burada önemli birkaç tip ele alınacaktır. Kurutucu tipleri maddenin blok ya da granül, katı, yarı katı, pasta, sıvı çözelti veya çamurlu su oluşuna; kurutulurken karıştırılıp karıştırılmamasına ve işlemin sürekli ya da banyoda yapılmasına göre sınıflandırılır. Kurutma sıcaklığını düşürmek için vakum uygulanabilir. Bazı kurutucular her çeşit besini alırken bazıları çok sınırlı besin tiplerini alabilir.

Daha büyük bir çoğunluk i) katıların sıcak hava ya da baca gazları ile doğrudan dokunuma geldiği direkt kontak kurutucular ve ii) ısıtılan maddeye ısının, dokunmakta olduğu metal bir duvardan geçip ısıtma ortamından dolaylı (indirect) aktarıldığı, dolaylı-kurutuculardır

şeklinde sınıflandırılır. Katıların sıcak gazlara açık olduğu kurutuculara adyabatik ya da direkt kurutucular denir. Isının dış bir ortamdan aktarıldığı kurutucular, adyabatik olmayan ya da dolaylı kurutuculardır. Dielektrik, ışımaya veya mikrodalga enerji ile ısıtılan kurutucular adyabatik olmayanlardır. Bazıları her iki tipin birleşimidir ve onlar direkt-indirekt kurutuculardır.

Kurutulan Katılar

Bazı kurutucular seramik eşyalar ve geniş yüzeyli tabakalar gibi katı bireyleri kuruturken çoğu endüstriyel kurutucular kurutma döneminde kısmen ya da tamamen katı taneleri taşırlar. Katı tanelerin özellikleri ileride incelenecektir. Burada önemli olan, kurutma prensiplerini anlamak üzere katı tanelerin kurutucudan geçiş yolundaki değişikliklerini tanımlamaktır.

Adyabatik kurutucularda katı yüzeyleri aşağıdaki yollarla açık bırakılırlar:

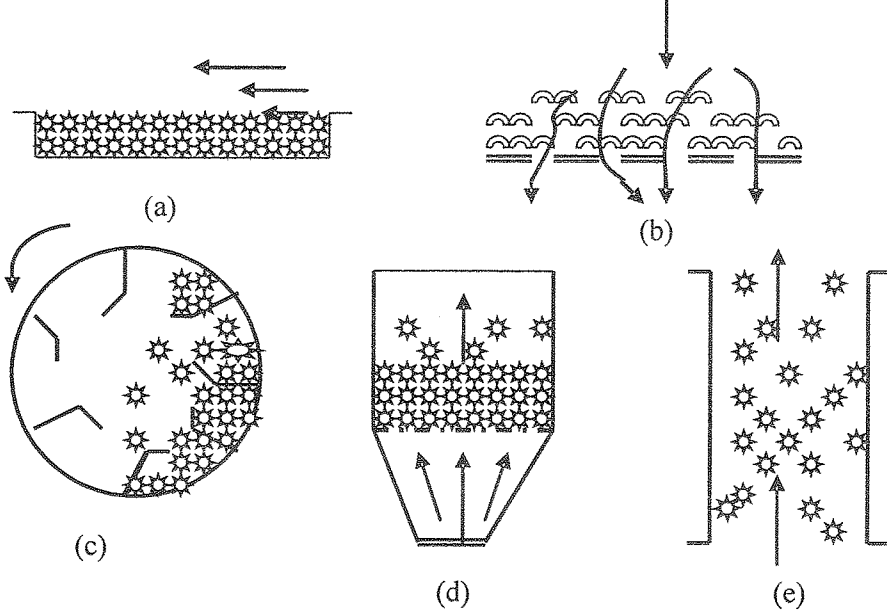
1. Sıcak gaz, bir katı yatağa ya da tabakaya çapraz yönde, bir ya da iki yüzünden de üflenir. Buna **çapraz akımlı** kurutma denir. Şekil(5.1a)
2. Sıcak gaz, bir elek üzerinde taşınan katı granüller yatağını keserek, üflenir. Buna **içinden akımlı kurutma** denir. Çapraz akımlı kurutucuda olduğu gibi katıların sürüklenmesini önlemek için gaz hızı düşük tutulur. Şekil(5.1b)
3. Katılar yavaş akan bir sıcak gaz akımına **duş** gibi akıtılır. İnce tanelerin gaz içinde istenmeyen sürüklenmeleri olabilir. Şekil(5.1.c)
4. Sıcak gazlar yatağı akışkanlaştıracak bir hızda geçiyor olabilir (**akışkan yatakta kurutma**) Bazı daha ince katı tanelerinin sürüklenmesi kaçınılmazdır. Şekil(5.1.d)
5. Katılar bir karıştırma cihazından alınıp, tümüyle yüksek hızda akan bir sıcak gaz akımında pnömatik bir yöntemle mekanik bir ayırıcıya sürüklenir (**pnömatik kurutma**) Şekil(5.1.e)

Adyabatik olmayan kurutucularda, her ne kadar üniteden geçen sürüklenme gazları(hava ya da azot) da olabilir de, giderilmek istenen tek gaz buharlaşan su ya da çözücüdür. Adyabatik olmayanlar başlıca; sıcak gazlara açık katılar ya da sıcak yüzeylere dokunarak diğer ısı kaynaklarından dolayı ısı alanlardır.

1. Katılar hareketsiz ya da yavaş hareket eden yüzeylere serpiştirilip kuruyuncaya kadar pişirilir. Yüzey elektrikle ya da ısı taşıyan su buharı veya sıcak su ile ısıtılır. Bir başka yol da katıları üstten ışımaya ile ısıtmaktır.

2. Katılar ısıtılan bir yüzeyde yürütülür, bu yüzey genellikle silindriktir, yürütme bir karıştırıcı, bir vidalı ya da pedallı taşıyıcı ile yapılır.

3.Katılar ısıtılan eğik bir yüzeyde ağırlıkları ile kayarlar ya da yüzey tarafından bir süre yükseltilirler, sonra yeni bir yere doğru kayarlar.



Şekil 5.1. Kurutucularda gaz-katı etkileşimleri

- Statik bir katı yatakta gazın çapraz akışı
- Şekillenmiş katılar içinden gaz geçişi
- Bir döner değirmende düş etkisi
- Akışkanlaştırılmış katı yatak
- Flaş kurutucuda, sıcak gazlar içinde aynı yönde pnümatik taşınan katılar

Kurutmanın Prensipleri

Ticari cihazlarda çok çeşitli maddeler kurutulduğu ve bu yüzden çeşitli cihazlar kullanıldığından her tip maddeyi ve kurutucuyu içine alabilecek bir kuruma teorisi kurulamamıştır. Maddenin biçim ve boyut değişimleri ve buharlaştırmaya gereken ısının sağlandığı yöntemler tek tip işlemi gerektirmektedirler. Yarı nicelikli genel prensiplere kullanılmaktadır. Kurutucular nadiren kullanıcı tarafından tasarlanır daha çok, bu cihazları üreten uzmanlaşmış üreticiden alınıp kullanılırlar.

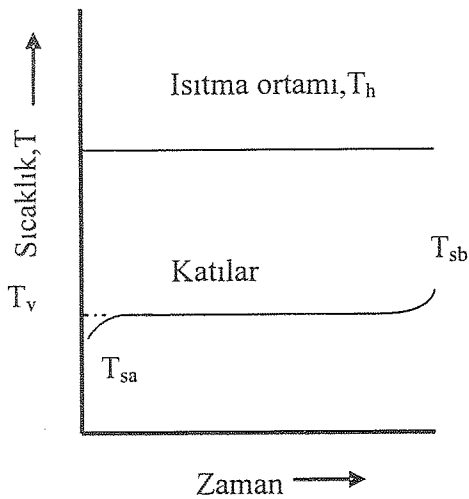
Kurutucularda Sıcaklığın Yolu

Bir kurutucuda sıcaklığın izlediği yol besinin yapısına ve taşıdığı sıvıya, ısıtma ortamının sıcaklığına kuruma süresine ve kuru katının son sıcaklığına bağlıdır. Bununla beraber sıcaklık değişiminin izlediği yol bir kurutucudan diğerine çok değişmez ve tipik çizgiler Şekil (5.2)'de gösterilmektedir.

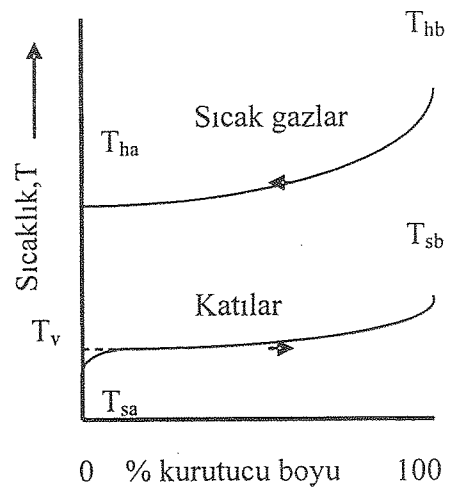
Sabit sıcaklıkta ısıtma yapan bir kesikli kurutucuda Şekil (5.2.a) T_{sa} 'da giren ıslak besinin sıcaklığı hızla T_v buharlaşma sıcaklığına yükselir. Adyabatik olmayan ve içinden sürüklenme gazlarının geçmediği bir kurutucuda T_v sıvının kurutucudaki ortam basıncında kaynama sıcaklığıdır. Eğer bir sürüklenme gazı kullanılır ya da adyabatik kurutucu kullanılırsa, T_v gazın yaş termometre sıcaklığı ya da yakınındadır ve bu da; eğer gaz hava, sıvı da su ise havanın adyabatik doyma sıcaklığına eşittir. Kurutma bu periodun çoğunda T_v gibi; ısıtma ortamı sıcaklığının çok altında, sıvıların çoğunun buharlaştığı sıcaklıkta gerçekleşir. Kurutmanın son kademelerinde katının sıcaklığı; T_v 'den az ya da çok yukarıdaki T_{sb} 'ye yükselir. Bu sıcaklık değişimlerini kullanan kurutma mekanizmaları ileride tartışılacaktır.

Şekil (5.2.a)'da gösterilen kuruma süresi birkaç saniye ya da birçok saat olabilir. Katı sıcaklığı kuruma süresinin çoğunda ya da pek azında T_v olabilir. Isıtma ortamının sıcaklığı sabit olabilir ya da kurutma süresince artışa programlanabilir.

Sürekli bir kurutucuda katı elemanları, kurutucuya girişlerinden çıkışlarına kadar Şekil(5.2.a)'dakine benzer bir devirden geçebilir. Sürekli bir kurutucuda, yatışkın halde, kurutucu boyunca sıcaklık değişse de, herhangi bir noktada sabittir. Şekil (5.2.b) sürekli, adyabatik, ters akımlı bir kurutucuda sıcaklık değişim eğrisini göstermektedir. Katı giriş ve gaz çıkışı solda; gaz giriş ve katı çıkışı sağdadır. Katılar burada da hızla T_{sa} 'dan T_v 'ye ısıtılmaktadır. Yaş termometre sıcaklığı değişmediğinden buharlaşma sıcaklığı T_v de sabittir ama eğer dolaylı olarak katılara biraz ısı verilirse bu doğru olmaz. Gazın girişi yakınlarında katılar T_v nin çok üzerine ısıtılabilir. Sıcak gaz kurutucuya; genellikle düşük nemlilikte ve



(a) Banyo kurutucu



(b) Sürekli, ters akımlı adyabatik kurutucu

Şekil.(5.2).Kurutucularda sıcaklık eğrileri

T_{hb} de girebilir; önce hızla soğur ve sonra itici güç (sıcaklık yaklaşımı) azaldığından yavaşlayarak soğumaya devam eder. Sıvı giderek daha fazla buharlaştığından nemlilik de sürekli artar.

Kurutucularda Isı Aktarımı

Yaş katıların kurutulması bir ısıl işlemdir. Katıda ya da gaz fazında difüzyon olması nedeniyle biraz karmaşık olsa da, birçok malzemeyi sadece sıvının kaynama noktasının üzerine, ve hatta adsorplanan maddeden geriye hiçbir iz kalmaması için çok üzerine ısıtmakla kurutma yapılabilir. Örneğin ıslak katılar, aşırı kızgın buhara tutularak kurutulabilirler. Burada difüzyon yoktur ve problem sadece ısı aktarımıdır. Çoğu adyabatik kurutmada hemen her zaman difüzyon vardır fakat kurutmalar kütle aktarımından daha çok ısı aktarımınca sınırlıdır. Kurutucuların çoğu ısı aktarımı açısından tasarlanmaktadır.

Isı hesaplamaları: Bir kurutucuya uygulanacak ısı aşağıdaki gereksinimleri karşılamalıdır:

1. Besindeki katı ve sıvıyı buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtmak,

2. Sıvıyı buharlaştırmak,
3. Katıları son sıcaklıklarına ısıtmak,
4. Buharı onun son sıcaklığına ısıtmak.

Madde 2' ye kıyasla diğerleri ihmal edilebilir. Genel olarak ısı aktarımı aşağıdaki gibi hesaplanabilir: Eğer \dot{m} kurutulacak katının kupkuru kütleli hızı, X_a ve X_b kuru katı temelinde başlangıç ve son sıvı içerikleri ise, birim katı kütlesi için aktarılan ısı;

$$\frac{q_T}{\dot{m}_s} = C_{ps}(T_{sb} - T_{sa}) + X_a C_{pl}(T_v - T_{sa}) + (X_a - X_b)\lambda + X_b C_{pl}(T_{sb} - T_v) + (X_a - X_b)C_{pv}(T_{va} - T_v) \dots\dots(5.1)$$

burada, T_{sa} = besin sıcaklığı

T_{sb} = Katıların son sıcaklığı

T_v = buharlaşma sıcaklığı

T_{va} =son buhar sıcaklığı

λ = buharlaşma gizli ısısı

C_{ps} , C_{pl} , C_{pv} = katı, sıvı ve buharın ısı kapasiteleri

Denklem (5.1) giriş-çıkış sıcaklık aralığındaki ortalama ısı kapasitesi ile T_v sıcaklığındaki buharlaşma gizli ısısını kullanmaktadır. Bununla beraber sıcaklık değişimleri bu aralığın dışına çıkarsa da Denklem (5.1) gene geçerliliğini korur zira entalpi yola bağlı değildir, başlangıç ve bitiş noktaları önemlidir.

Adyabatik bir kurutucuda, T_v gazın yaş termometre sıcaklığı ve T_{ha} ve T_{hb} gazın çıkış-giriş sıcaklıklarıdır. Denklem (5.1)'den bulunduğuna göre, katılara, sıvı ve buhara aktarılan ısılar soğuyan gazdan karşılanmaktadır ; sürekli, adyabatik bir kurutucuda entalpi dengesi ;

$$q_T = \dot{m}_g (1 + \dot{h}_b) C_{sb} (T_{hb} - T_{ha}) \dots \dots \dots (5.2)$$

burada, \dot{m}_g :kuru gazın kütleli akış hızı

\dot{h}_b : giren gazın nemliliği

C_{sb} : giren nemli gazın yaş ısı kapasitesi

Isı Aktarım Katsayıları :

Kurutucu hesaplamalarında temel ısı aktarım denklemi aşağıdaki gibidir :

$$q_T = UA\Delta\bar{T} \dots \dots \dots (5.3)$$

burada, U : Tüm ısı aktarım katsayısı

A : Isı aktarım alanı

$\Delta\bar{T}$:Ortalama sıcaklık farkı (logaritmik ortalama olmak zorunluğu yoktur.

Bazen, A ve $\Delta\bar{T}$ 'ler bellidir ve hesaplanan ya da ölçülen bir U değeri için kurutucunun kapasitesi hesaplanabilir fakat çoğunlukla gerçek ısı aktarım alanında çok büyük belirsizlikler vardır. Örneğin bir taşıma bandlı kurutucuda katıların ısıtılabilen yüzeylerini kestirmek çok zordur; tanelerin ısıtmaya açık yüzeyleri veya sıcak gazlar nadiren bilinir.

Bu nedenlerle, kurutucuların çoğunun tasarımı hacimsel tüm ısı aktarım katsayısı U_a üzerine yapılır, burada a (bilinmeyen) birim kuru hacim başına ısıtılan alanı işaret eder. Yeni durumdaki denklem:

$$q_T = U_a V \Delta\bar{T} \dots \dots \dots (5.4)$$

burada, U_a : hacimsel ısı aktarım katsayısı [Btu/(ft³h°F)] veya[W/(m³K)]

V: kurutucu hacmi, ft³ veya m³

Sıcaklık değişim yolu çok karmaşık olduğundan bir kurutucu için gerçek ortalama sıcaklık farkını tanımlamak çok zordur. Hatta, çıkıştaki gazın sıcaklığı ile katının sıcaklıkları o kadar yakındır ki aradaki fark ölçülemez. Bu nedenle ısı aktarım katsayıları önerilemez ve kullanım alanları da sınırlıdır. Bir genel denklem olarak te bir silindire bir gaz akımından ısı aktarımını veren bağıntı, kurutucular için verilebilir:

$$\frac{h_o D_p}{k_f} \left(\frac{C_p \mu}{k_f} \right)^{-0,3} = 0,35 + 0,56 \left(\frac{D_p G}{\mu_f} \right)^{0,52} \dots\dots\dots(5.4.a)$$

İç ısı aktarım katsayısı önemli olduğunda aşağıdaki denklem kullanılabilir:

$$q = UA(T_h - T_{b,ort}) \dots\dots\dots(5.4.b)$$

Çoğu kurutucu için denklemler yoktur ve deneysel ölçümlerden gidilir. Ampirik bağıntılar çoğunlukla gelişigüzel ısı aktarımı ve sıcaklık farkı tanımlarına dayanır. Bazı özel kurutucular için bu konunun sonunda, ampirik bağıntıların kullanıldığı örnekler verilecektir.

Isı Aktarım Birimleri

Bazı adyabatik kurutucular, özellikle döner kurutucular, taşıdıkları ısı aktarım birimi sayıları ile anılırlar. Isı aktarım birimleri, kütle aktarım birimlerine benzerdir; bir ısı aktarım birimi cihazın, içindeki sıcaklık değişiminin ortalama sıcaklık yaklaşımına (itici güç) eşit olduğu parçasıdır. Isı aktarım birimleri fazların herbirine dayandırılabilirse de kurutucularda daima gaz fazına dayanır. Buna göre aktarım birimi sayısı:

$$N_t = \int_{T_{ha}}^{T_{hb}} \frac{dT_h}{T_h - T_s} \dots\dots\dots(5.5)$$

ya da
$$N_t = \frac{T_{hb} - T_{ha}}{\Delta \bar{T}} \dots\dots\dots(5.6)$$

Katıların başlangıçtaki sıvı içeriği yüksek olduğunda ve de aktarılan ısının çoğu buharlaşmaya harcandığında, $\Delta \bar{T}$ kuru ve yaş termometreler arasında logaritmik ortalama olarak alınabilir. O zaman

$$\Delta \bar{T} = \Delta \bar{T}_L = \frac{(T_{hb} - T_{wb}) - (T_{ha} - T_{wa})}{\ln[(T_{hb} - T_{wb}) / (T_{ha} - T_{wa})]} \dots\dots\dots(5.7)$$

Hava-Su sistemlerinde $T_{wb} = T_{wa}$ olduğundan Denklem(5.6) yeniden

$$N_t = \ln \frac{T_{hb} - T_{wb}}{T_{ha} - T_{wb}} \dots\dots\dots(5.8)$$

Bir aktarım birimi uzunluğu ve aktarım birimi sayısı, ileride özel kurutucular için « Kurutma Cihazları » incelenirken tartışılacaktır.

Kurutucularda Kütle Aktarımı

Katıların içinden ya da katıların üzerinden gaz geçirilen bütün kurutucularda, katının yüzeyinden gaza, hatta katının içindeki kanallardan gaza kütle aktarımı gerçekleşir. Isı aktarım direnci değilse de kütle aktarım direnci kurutma hızını kontrol eder. Bu durum

çoğunlukla, kurutulan levhalar, tabakalar ve katı yatakların çapraz devirli akımlarla kurutulduğu durumlarda ortaya çıkar. Gaz açısından bakıldığında bu tip kurutma daha çok adyabatik nemlendirmeye benzer; katı yönünden ise katı çok yaş olduğunda « buharlaştırma » gibidir ve katı kurumağa yakın olduğunda, bir katının adsorpladığı çözücünün desorplanmasına benzer.

Buharlaşan ortalama kütle aktarım hızı \dot{m}_v aşağıdaki gibi hesaplanır :

$$\dot{m}_v = \dot{m}_s (X_a - X_b) \dots\dots\dots(5.9)$$

Burada, \dot{m}_v : buharlaşan nemin kütle hızı,

\dot{m}_s : kuru katının kütle hızı,

X_a ve X_b : sıra ile girişte ve çıkışta kuru katı kütlelerine düşen nem miktarı.

Gazın giriş nemliliği H_b , çıkış nemliliği H_a ise:

$$H_a = H_b + \frac{\dot{m}_s (X_a - X_b)}{\dot{m}_g} = H_b + \frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_g} \dots\dots\dots(5.10)$$

Burada da \dot{m}_g : giren kuru gazın kütle hızıdır.

Birim alan ya da hacimden kütle aktarım hızlarını doğrudan önerebilmek pek kolay değildir. Sıvının ve buharın katı içindeki hareket mekanizmasını ve de yaş katı ile nemli gaz arasındaki karmaşık faz dengesini bilmek gerekir.

Faz Dengesi: Nemli katılarda denge koşulları genellikle gazın bağıl nemliliği ile katının taşıdığı sıvı arasındaki ilişki; kuru katının birim kütlelerine düşen sıvı kütlesi olarak verilir. Buna kuru temelde verilen sıvı miktarı denir ve toplandığı zaman 100'ü geçer. Denge değerlerine ait örnekler Şekil 5.3'de verilmektedir. Bu eğriler hemen hemen sıcaklıktan bağımsızdır. Bu eğrilerin absisleri; buharın kütlesi/kuru gazın kütlesi olarak mutlak nemliliklere çevrilebilir.

Bu bölümden geri kalan tartışma, hava-su sistemine dayanır fakat altı çizilen prensiplerin diğer gazlar ve sıvılar için de aynı şekilde geçerli olduğu unutulmamalıdır.

Islak bir katı; nemlilik-denge çizgilerinde katının nem içeriğine karşılık gelen nemden daha düşük bir nem içeren hava ile dokunuma getirildiğinde; katı nemini kaybederek hava ile dengedeki nemine kadar kurumaya yönelecektir. Hava; katı ile dengedeki havanın neminden daha nemli olduğunda; katı hava ile dengeye gelinceye kadar onun nemini çeker.

Akışkan fazlarda derişim farklarından dolayı mol kesri olarak ifade edilen difüzyon başlar. Islak bir katıda, „mol kesri“ çok küçük bir şeyi ifade eder bu nedenle kurutma hesaplarında kolaylık sağlamak amacıyla nem içeriği çoğu kez; kuru katı (bone-dry) kütle sine düşen nem kütle si olarak ifade edilir.

DENGE NEMİ VE SERBEST NEM: Bir kurutucuya giren hava nadiren tamamen kurudur ve bir miktar nem içerir bu da belli bir bağıl nemliliğe karşılık gelir. Belli bir nemliliği olan hava için, kurutucuyu terk eden katının nemi; giren havanın nemi ile dengedeki katının neminden daha düşük olamaz. Giren hava tarafından katıdan giderilemeyen nem miktarına *denge nemi* denir.

Serbest nem ise katının toplam nemi ile denge nemi arasındaki farktır. Böylece eğer toplam nem X_T ile ve denge nemi X^* ile gösterilirse serbest nem X ;

$$X = X_T - X^*$$

Kurutma hesaplarında X_T den çok X ile ilgilenilir.

BAĞLI VE BAĞLI OLMAYAN SU: Şekil(5.3)'deki gibi bir denge eğrisi uzatılarak %100 nemlilikle kestirilirse , bu şekilde tanımlanan nem maddenin taşıyabileceği en küçük nemdir ve gene de aynı sıcaklıktaki suyun buhar basıncı kadar bir buhar basıncı oluşturabilir. Eğer böyle bir madde, bu kesişme noktasında taşıyabileceğinden daha fazla nem taşırsa , ancak katının sıcaklığındaki suyun buhar basıncı kadar buhar basıncı oluşturabilir. Bu durum bir maddenin taşıyabileceği nemin iki çeşidi arasında bir ayırım yapmayı sağlar. Şekil (5.3)'deki %100 nemlilik çizgisi ile eğrinin kesiştiği nemden daha az nem içeriğine bağlı nem denir çünkü ortaya çıkan su buharı basıncı, aynı sıcaklıktaki suyun buhar basıncından daha azdır. Bu kesişme noktası neminden daha fazla içerilen suya bağlı olmayan su denir. Bağlı su içeren cisimlere *higroskopik* cisimler denir; odun, tekstil, ve diğer hücre sel maddelerin doymuş hava ile dengedeki şartlarına *elyaf doyma* noktası denir.

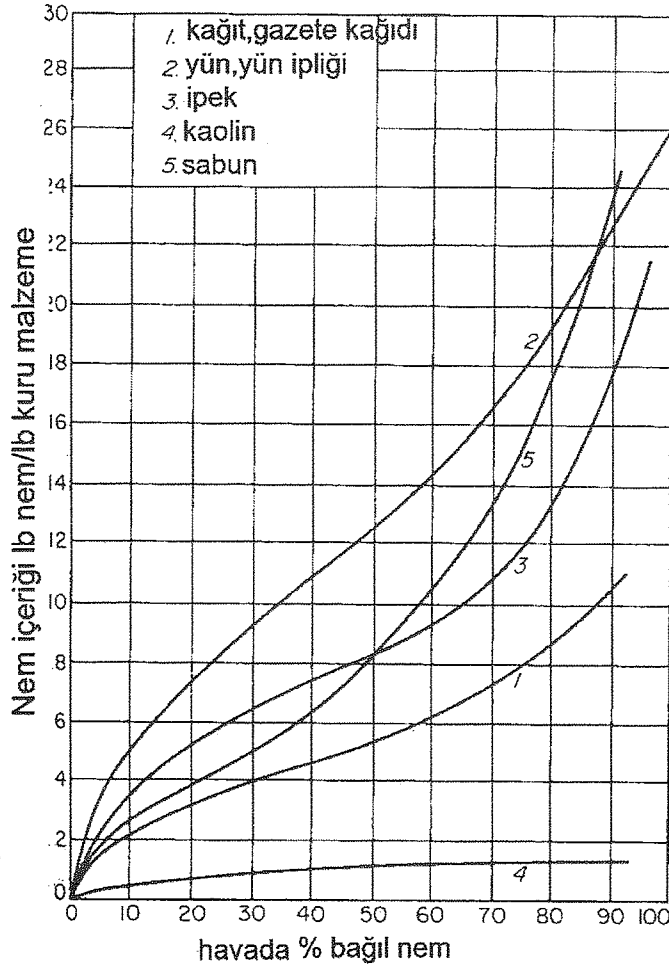
Bağlı su çeşitli koşullarda bulunabilir. İnce kılcal borulardaki sıvı, aşırı konkav yüzeyinden dolayı aşırı düşük buhar basıncı oluşturabilir; hücre ya da elyaf duvarları içindeki su içinde çözünen katıdan dolayı buhar basıncı düşüşüne uğrayabilir; doğal organik maddelerdeki su içerde fiziksel ve kimyasal bileşime karışmış olabileceğinden, bileşimin yapısına göre çok ya da az nemli bir katı yapabilir. Diğer taraftan bağlı olmayan su bütün buhar basıncını gösterebilir ve çoğunlukla katının yapısındaki gözeneklerde tutulur. İri kum taneleri gibi büyük ıslak taneler bağlı olmayan su içerirler.

Bu tartışmalarda kullanılan terimler, Şekil(5.3)'e bakılarak netleştirilebilir. Örneğin 2 eğrisindeki yün ipliği ele alınsın: eğrinin %100 nemli eğriyi kestiği nokta % 26 nem içermektedir: hemen ardından % 26'dan daha az nemi olan bir örnekteki nem bağlı nemdir denilecektir. % 26 dan daha fazla nem içeren herhangi bir örnekteki fazla nem, bağlı olmayan nemdir. Eğer bir örnek %30 nem içeriyorsa, bunun %26'sı bağlı nem, %4'ü bağlı olmayan nemdir. Şimdi bu örneğin % 30 bağıl nemli bir hava ile kurutulduğu varsayılınsın, 2 no'lu eğriye göre katının kurutulabileceği en kuru örnek % 9 nem içerecektir. Bu da bu özel durumdaki denge nemi olacaktır. Eğer %30 nem içeren bir örnek % 30 bağıl nemli bir hava ile kurutulacak olursa % 21 serbest nem, % 9 denge nem içeriyor demektir. % 26'ya kadar olan herhangi bir miktar, hala bağlı nemdir fakat bunun büyük çoğunluğu havaya buharlaştırılabildiğinden serbest nem de denilebilir. Bundan dolayı su hem bağlı hem de serbest nem sayılabilir; kısmen katıya bağlı fakat buharlaştırılabildiği için de serbest sayılır. Bağlı ve bağlı olmayan sular arasındaki ayırım maddenin kendisine göre değişir fakat serbest nem ile denge nemi arasındaki fark kurutma koşullarına dayanır.

Çapraz akımlı kurutma

Hem ısı hem de kütle aktarımı yer aldığı kurutma mekanizması hem katıların doğasına hem de katılarla gazları dokunuma getirme yöntemlerine bağlıdır. Katılar üç çeşittir: kristaller, gözenekli ve gözeneksiz katılar. Kristal katılar iç sıvı taşımazlar ve kuruma yalnızca katının yüzeyinde gerçekleşir. Bu tip tanelerden oluşan bir yatak, aşırı gözenekli bir katı gibi düşünülebilir. Kataliz peletleri gibi gerçek gözenekli katılar, iç kanallarında sıvı taşırlar. Sabun, tutkal ve plastik kil gibi kolloidal jeller; odun, deri, ve birçok polimerik maddeler gibi yoğun hücreli katılar; gözeneksiz katılar grubundadır.

Katı yüzeyi ile bir gaz akımı arasındaki kütle geçişleri „kütle aktarım“ konusunda ele alınmıştır. Katılarda kurutma hızı; iç sıvının yüzeye çıkma şekline ve yüzeye ulaşmak için katetmesi gereken yola bağlıdır. Bu durum yassı levhaların ya da katı yataklarının çapraz akımla kurutulmasında özellikle çok önemlidir. Bu yolla kurutma yavaştır, genellikle banyoda yapılır ve büyük çaplı işletmelerde daha hızlı yöntemlerle yer değiştirmiştir fakat gene de ilaç sanayiinde ve hassas kimyasalların yapımı gibi kurutma koşullarının kontrol altında tutulması gereken durumlarda önemini korumaktadır

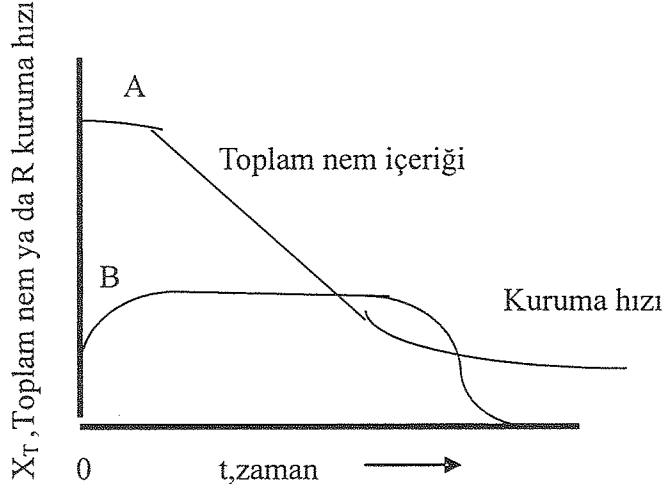


Şekil.5.3. Çeşitli malzemelerin havanın nemine göre denge nemi içerikleri

Sabit kurutma şartları: Yaklaşık 50-75 mm kalınlığı olan katılar üzerinden hava akımları geçiyor olsun. Kurutma yüzeyini kesen hava akımının sıcaklık, nemlilik, çizgisel hız ve akış yönünün sabit olduğu varsayalım. Böyle bir duruma „sabit koşullarda kurutma“ denir. Dikkat edilirse yalnız hava akımındaki koşullar sabittir, katıdaki nem içeriği ve diğer etkenler değişmektedir.

Kurutma Hızı: Kurutma süresi uzarken, Şekil(5.4) deki A eğrisi ile gösterilen X_T nem içeriği değişmektedir. Giren katı besinin buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtıldığı kısa bir süreden sonra grafik lineer bir görünüme girer, sonra yatay bir çizgi yapar ve ortadan kaybolur. B eğrisi ile gösterilen kurutma hızında uzunluğunun çoğunda yatay giderek kurutma hızının sabit olduğunu göstermekte ve sonra madde nem dengesine gelinceye kadar inişe geçip sıfıra ulaşmaktadır. Şekil(5.5) ve Şekil(5.9) Serbest nem ($X_T - X$) ya da X' e karşı birim alandaki R kurutma hızının çizildiği eğrileri göstermektedir. Şekil(5.5) gözeneksiz bir kil dilimi ;

Şekil (5.9) ise gözenekli bir seramik tabak içindir. Bu eğrilerin biçimlerindeki farklılık, her iki maddenin iç neminin akış mekanizmasındaki farklılığı göstermektedir.

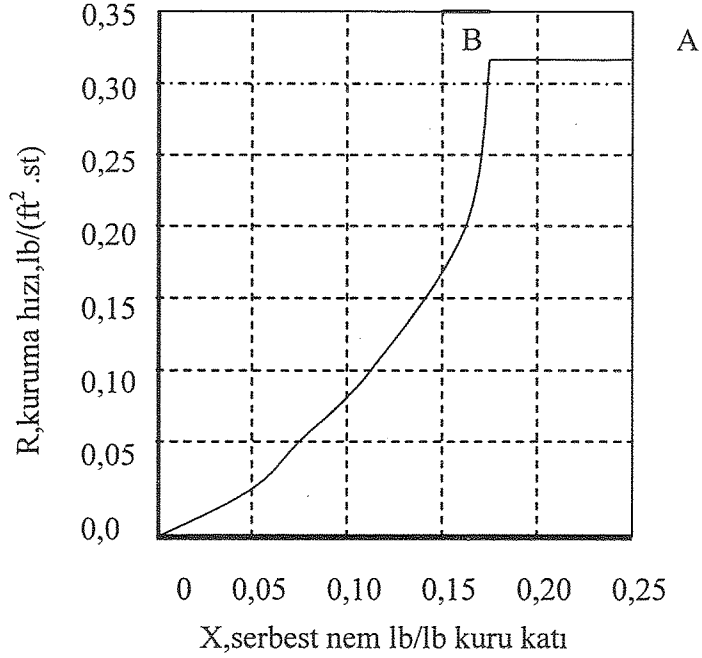


Şekil (5.4). Zamana karşı toplam nem ve kuruma hızı

Sabit Hız Dönemi: Her eğride, şekillerde gösterilmeyen bir ön ayarlar döneminin ardından ilk büyük kuruma periyodunu gösteren AB yatay doğrusu belirir. Eğer ilk nem içeriği belli bir en düşük miktarın altında ise, görünmeyecek olan bu bölgeye *sabit kuruma hızı* dönemi denir. Bu bölge nem miktarına bağımlı olmayan kuruma hızı olarak tanımlanır. Bu dönemde katı o kadar ıslaktır ki sürekli bir su filmi katı yüzeyini tamamen kaplar ve bu su, orada katı yokmuş gibi hareket eder. Eğer katı gözeneksiz olursa, bu dönemde giderilen nem, katı yüzeyindeki başlıca yüzey suyu demektir. Gözenekli bir katıda, sabit kurutma döneminde yüzeyden kuruyan suyun çoğu, katının içindeki su tarafından yenilenir. Gözenekli bir katıdaki buharlaşma tıpkı yaş termometredeki mekanizma gibidir ve yaş termometredeki işlem tıpkı sabit hızdaki kuruma gibidir. Katıya doğrudan sıcak yüzeyden ışıma ve dokunumla ısı aktarımı olmadığında, katının sabit kuruma hızı dönemindeki katının sıcaklığı, havanın yaş termometre sıcaklığıdır.

Sabit kuruma hızı dönemindeki R_c kuruma hızı/ birim alan; oldukça hassas bir şekilde serbest sıvı yüzeyinden buharlaşma için geliştirilen bağıntılardan öngörülebilir. Hesaplamalar aşağıdaki gibi kütle aktarımı ya da ısı akatarımı bağıntıları ile yapılabilir:

$$\dot{m}_v = \frac{M_v k_y (y_i - y) A}{(1 - \bar{y})_L} \dots \dots \dots (5.11)$$



Şekil (5.5) Gözeneksiz kil levhanının kuruma eğrisi

ya da

$$\dot{m}_v = \frac{h_y(T - T_i)A}{\lambda_i} \dots\dots\dots(5.12)$$

Burada \dot{m}_v : buharlaşma hızı

A: kurutma alanı

h_y : ısı aktarım katsayısı

k_y :kütle aktarım katsayısı

M_v : buharın molekül ağırlığı

T : gazın sıcaklığı

T_i : arayüzey sıcaklığı

y : gaz içindeki buharın mol kesri

y_i : arayüzeydeki buharın mol kesri

λ_i : T_i sıcaklığındaki gizli ısı

DeneySEL değerler elde olmadığında havanın ısı aktarım katsayısını öngörmek için aşağıdaki bağıntıdan yararlanılabilir:

$$h_y = 8,8x \frac{G^{0,8}}{D_e^{0,2}} \dots\dots\dots(5.13)$$

Burada h_y : ısı aktarım katsayısı [W/(m² K)]; G : kütleSEL akı [kg/(m² s]

D_c : havanın aktığı kanalın eşdeğer çapı ,m

$$\text{ya da } h_y = 0,0696xG^{0,8} \dots\dots\dots(5.13b)$$

sonuçlar $\text{kJ}/(\text{m}^2\text{h.K})$ ile

Denklem (5.13) 95 °C'daki havanın özelliklerine göre hazırlanmıştır ve 2600<Re<22 000 aralığında geçerlidir.

Hava yüzeye dik ve 0,9 – 4,5 m/s aralığındaki hızlarla aktığında denklem:

$$h_y = 24,2 G^{0,37} \dots\dots\dots(5.14)$$

fps birimleri kullanıldığında Denklem (5.13)'deki katsayı 0,01 ve Denklem (2.14)'deki katsayı da 0,37 olur. Sabit kuruma hızı R_c basitçe:

$$R_c = \frac{\dot{m}_v}{A} = \frac{h_y(T - T_i)}{\lambda_y} \dots\dots\dots(5.15)$$

Çoğu hallerde, daha önce de değinildiği gibi, T_i sıcaklığı havanın yaş termometre sıcaklığı olarak alınabilir. Sıcak çevreden ısıma ve kurutulacak madde ile sıcak yüzey arasında dokunumla ısı aktarımı ihmal edilemeyecek boyutlarda olduğunda, arayüzey sıcaklığı yaş termometre sıcaklığından daha yüksek olabilir; o zaman y_i artar ve Denklem (5.11)'e göre kuruma hızı da artar.

Kritik nem içeriği ve hızın düşme aralığı: Nem içeriği azaldığı zaman, belli bir nem değerinde sabit kuruma hızı son bulur fakat kurutmaya devam ediliyorsa , hızda düşme görülür. Şekil(5.5) ve Şekil(5.9)'da B noktası ile gösterilen sabit kuruma hızının son noktasına *kritik nokta* denir. Bu nokta, yüzeyde görülen sıvının, kurutma yüzeyinde sürekli bir sıvı tabakası yapmağa yetersiz olduğu anı belirtmektedir. Gözeneksiz katılarda bu nokta, yüzeydeki nem buharlaştığında ortaya çıkar. Gözenekli katılarda ise bu nokta; nemin yüzeye akış hızının „yaş- termometre buharlaştırma işlemi“indeki buharlaşma hızına yetişemediği zaman ortaya çıkar.

Eğer iç nem miktarı, kritik nemden az ise, sabit kuruma hızı devam edemez.

Kritik nem miktarı malzemenin kalınlığına ve kurutma hızına bağlıdır. Dolayısıyla malzemeye has bir özellik değildir. Bazı kaba yaklaşımlar var olmakla beraber, kritik nemi deneysel olarak belirlemek en iyisidir.

Örnek.5.1 Bir elek üzerine yerleştirilen ve bir kenarı 0,6 m(24 in.) olan kare biçimli bir filtre kekinin kalınlığı 0,051 m(2 in.)'dir ve yaş termometre sıcaklığı 26,7°C(80° F) , kuru termometre sıcaklığı 48,9°C(120° F) olan hava ile iki yüzünden birden kurutulmaktadır. Hava, kekin yüzeylerine paralel olarak 1,07 m/s (3,5 ft/s) hızla akmaktadır. Kekin kuru

yoğunluğu $1922 \text{ kg/m}^3 (120 \text{ lb/ft}^3)$ 'dür. Denge nemi önemsizdir. Kuruma koşullarındaki kritik nem kuru temelde %9'dur. Hızın düşme döneminde kuruma hızının nem içeriği ile orantılı olduğu kabul edilirse ve 1 ft^2 elek alanına düşen kuru katı kütlesi 8 lb ise;

- Sabit kuruma dönemindeki kuruma hızı nedir?
- Malzemenin kuru temelde %20 başlangıç neminden son (kuru temelde) %10 neme kurutulması için gerekli süre nedir?(Eşdeğer çap 2 ft'tir.)

Çözüm: a) Arayüzey sıcaklığı havanın 80°F yaş termometre sıcaklığı kadardır.

Eklerden $\lambda(80^\circ\text{F})=1049 \text{ Btu/lb}$ 'dur.

$$\text{Havanın kütleli akışı: } G = \frac{3,5 \times 29 \times 492 \times 3600}{359(460 + 120)} = 863 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ h}}$$

$$h_y \rightarrow h = 0,01 \times \frac{863^{0,8}}{2^{0,2}} = 1,94 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \text{ h}^\circ \text{F}} \rightarrow R_c = \frac{\dot{m}_v}{A} = \frac{h_y(T - T_i)}{\lambda_y} = \frac{1,94(120 - 80)}{1049} = 0,074 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ h}}$$

$$\text{b) } A = 2(24/12)^2 = 8 \text{ ft}^2, \quad \dot{m}_v = 0,074 \times 8 = 0,59 \text{ lb/h},$$

$$\text{Kekin kuru hacmi } V = (24/12)^2(2/12) = 0,667 \text{ ft}^3$$

$$\text{Kekin kupkuru kütlesi : } m_{\text{kek}} = 120 \times 0,667 = 80 \text{ lb.}$$

$$\text{Buharlaşacak nem miktarı: } m_v = 80(0,20 - 0,10) = 8 \text{ lb.}$$

$$\text{Kurutma süresi: } t_T = 8/0,59 = 13,5 \text{ h}$$

Kritik dönemi izleyen döneme *azalan hız dönemi* denir. Şekil (5.5) ve Şekil (5.9)' dan da görüleceği gibi bu dönemde madde bir yapıdan diğer bir yapıya dönmektedir. Eğrinin biçimi de maddenin kalınlığına ve dış etkilere göre değişmektedir. Şekil (5.9)'da da görüleceği gibi bazı durumlarda, kurutma mekanizmasının değiştiğine işaret ederek hızın azaldığı dönemde de, eğride keskin bir kırılma vardır. Bu kırılma ikinci kritik nem içeriğine karşılık olan *ikinci kritik kırılma noktasıdır*.

Hızın azaldığı dönemde kurutma hızlarının öngörülmesinde malzemenin gözenekli olup olmaması önemlidir. Gözeneksiz katılarda yüzeydeki nem bittikten sonra, içerden dışarı akan ve içerdeki nemin difüzyonuna dayanan kurutma yer alır. Gözenekli katılarda diğer mekanizmalar yer alır ve yüzeydeki nem yerine içerdeki nem buharlaşır.

Gözeneksiz katılar ve Difüzyon Teorisi: Şekil (5.5) deki gibi azalan hız dönemindeki bir katının nem dağılımı, Şekil (5.6)'da yüzeyden uzaklığa göre nem dağılımını veren durum, noktalı eğri ile gösterilmiştir. Bu eğri kalite olarak, difüzyon teorisindeki gibi nemin değişimine uygundur:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = D'_v \frac{\partial^2 X}{\partial b^2} \dots\dots\dots(5.16)$$

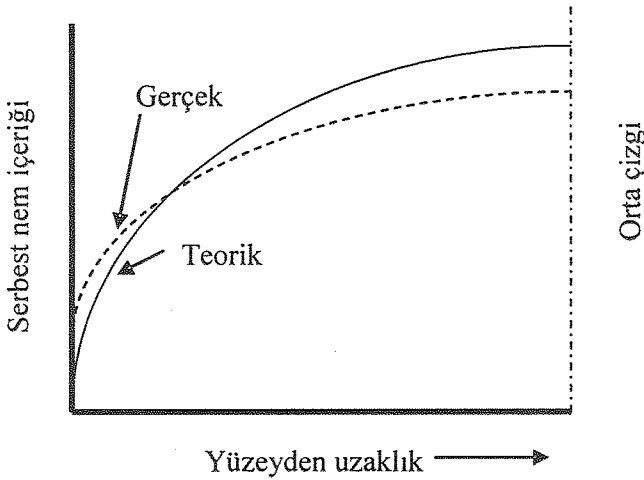
Burada X: katıdaki nem derişimi

D'_v : difüzyon katsayısı

b : difüzyon yönünde ölçülen mesafe.

İleride de açıklanacağı gibi teorik eğriden biraz sapma gösterir. Denklem (5.17), uzun süre gözeneksiz katıların kurutulma hızının hesaplanmasında kullanılmıştır. Gerçek mekanizma buradaki basit difüzyondan çok daha karmaşık olduğu halde, bu şekildeki kurutmaya difüzyonla kurutma denilir.

Difüzyon, yavaş kuruma özelliğidir. Su buharının katıdan havaya yapacağı kütle aktarımına karşı direnç genellikle ihmal edilebilir ve katıdaki difüzyon, tüm kuruma hızını kontrol eder. Bu nedenle yüzeydeki nem içeriği denge değerinde ya da onun çok yakınındadır. Havanın hızının etkisi çok azdır ama havanın nemliliği, denge nemine doğru gidişi öncelikle etkiler. Difüzyon sıcaklıkla arttığına göre, kurutmanın hızı katının sıcaklığı ile artar.



Şekil (5.6). İki yüzünden de kurutulan yassı levhada nem dağılımı. Nem difüzyonla akmaktadır.

Difüzyon Denklemleri: Nem içeriği X hacim temelinde değil de kütle temelinde olduğu halde Difüzyonun Denklem (5.17)' ye uyduğu varsayılırsa, bu denklemin başlangıç ve bitiş nem miktarları arasında integre edilmiş değerlerinden kurutma hızı hesaplanabilir. Böylece eğer Denklem (5.17)'nin integralindeki bütün kabuller geçerli olacaksa, integralden Denklem (5.18) elde edilir. Kurutma için sonuçlar aşağıdaki gibidir:

$$\frac{X_T - X^*}{X_{T1} - X^*} = \frac{X}{X_1} = \frac{8}{\pi^2} \left(e^{-a_1\beta} + \frac{1}{9} e^{-9a_1\beta} + \frac{1}{25} e^{-25a_1\beta} + \dots \right) \dots\dots\dots(5.17)$$

Burada $\beta = D'_v t_T / s^2$

$$a_1 = (\pi/2)^2$$

$X_T = t_t$ (st) zamanında ortalama toplam nem içeriği

$X = t_t$ (st) zamanında ortalama serbest nem içeriği

X^* = denge nem içeriği

$X_{T1} = (t=0)$ kurutmanın başlangıcında ilk nem içeriği

X_1 = ilk serbest nem içeriği

D'_v = katıdan nemin difüzyon hızı

S = levhanın yarı kalınlığı

Bütün nem içerikleri kütle temelindedir ve (su kütlesi)/(küpür katı kütlesi) olarak verilir.

Kararsız halde dokunumla ısı aktarımında yararlanılan aşağıdaki Şekil (5.7); Fourier sayısı (Fo) yerine β , $(T - T_s) / (T_a - T_s)$ yerine (X/X_1) yazılarak değişik geometrilerdeki difüzyon olaylarının nem ile ilişkisinde kullanılabilir.

Grafikte levha eğrisi Denklem(5.16)'ya uygundur. Kurutmada difüzyon teorisinin doğruluğu biraz zayıflar, zira kuruma ilerledikçe nem içeriğindeki değişim ile birlikte difüzyon katsayısı da değişir. Bu durum özellikle de büzülmeden etkilenir. D'_v nin değeri, büyük nem miktarlarına kıyasla, küçük nem miktarlarında daha az olurken yüzeye yaklaştıkça da azalır. Bundan dolayı difüzyon teorisine göre sabit kuruma hızındaki nem miktarının dağılımındaki değişim Şekil (5.6)'daki katı çizgiyi takibeder. Uygulamada, kurutulacak madde üzerinde deneysel olarak belirlenen D'_v değerlerinin ortalaması bir değer kullanılır.

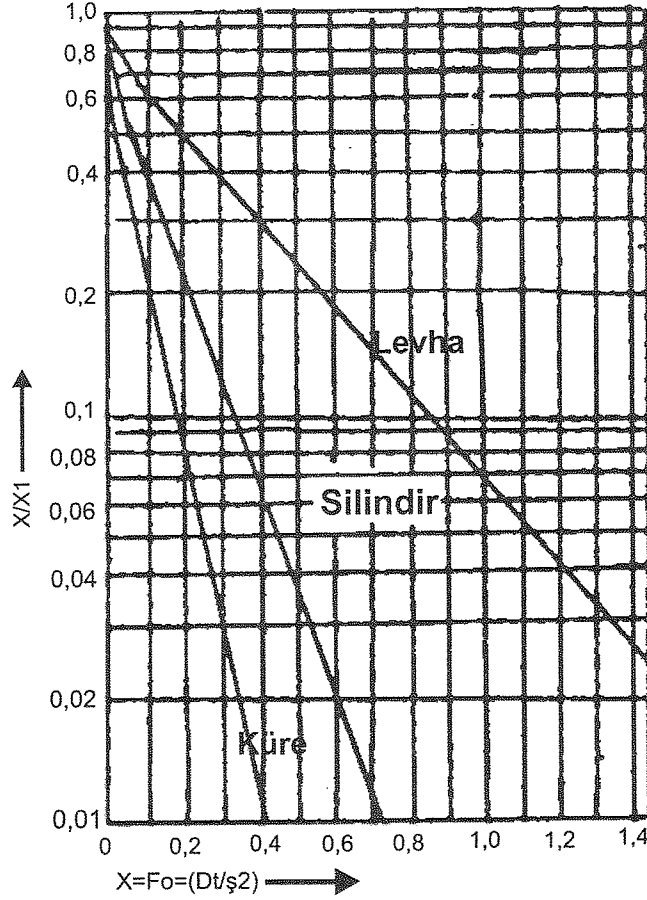
$\beta > 0,1$ olduğunda Denklem (5.17).nin yalnızca sağındaki ilk terim anlamlıdır, serideki geri kalan terimler küçülerek düşerler. Kalan denklemi kuruma süresi için çözerek aşağıdaki ilişki bulunur:

$$t_T = \frac{4s^2}{\pi^2 D'_v} \ln \frac{8X_1}{\pi^2 X} \dots\dots\dots(5.18)$$

Denklem (5.18) nin türevi alınıp yeniden düzenlendiğinde:

$$-\frac{dX}{dt} = \left(\frac{\pi}{2} \right)^2 \frac{D'_v}{s^2} X \dots\dots\dots(5.19)$$

Denklem (5.19)' a göre kurutmayı difüzyon kontrol ettiğinde; kurutma hızı serbest nem ile doğru, kalınlığın karesi ile ters orantılıdır. Eğer Denklem (5.18) deki serbest nemin logaritmasına karşı zaman grafiğe geçirilirse; ortaya düz bir doğru çıkar ve doğrunun eğiminden de D'_v hesaplanabilir.



Şekil (5.7).Levha, silindir ve küreden difüzyonla nemin kurutulması

Örnek 5.2: 25,4 mm kalınlığındaki odun talaşları % 25 ilk nemden % 5 son neme kuru sayılabilecek bir hava ile kurutulacaktır. Eğer $D'_v = 8,3 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ ise, odunun kurutulması ne kadar sürecektir?

Çözüm: Hava kuru olduğundan denge nemi sıfır; $X_1 = 0,25$ ve $X/X_1 = 0,05/0,25 = 0,20$.

Şekil (5.7)'den ordinatın 0,2 değeri için apsisten $\beta = 0,57$ bulunur. $s = 25,4/(2 \times 10) = 1,27 \text{ cm}$

olduğundan $\frac{8,3 \times 10^{-6} x t_T}{(1,27)^2} = 0,57$ dir. Buradan $t_T = 110,765 \text{ s}$ ya da $30,8 \text{ st}$ bulunur.

Diğer bir çözüm yolu olarak Denklem (5.18) kullanılabilir:

$$t_T = \frac{4 \times 1,27^2 \ln[8 \times 0,25 / (\pi^2 \times 0,05)]}{\pi^2 (8,3 \times 10^{-6}) 3600} = 30,6 \text{ st}$$

Büzülme ve Kabuk oluşumu: Kolloidal gözeneksiz bir yapıdan buhar uçtuğunda madde büzülür. Küçük parçalarda bu etki çok önemli değildir fakat büyük parçalarda büzülme sonucu ortaya çıkan farklı buharlaşmalar ciddi ürün sorunlarına yol açar. Dış tabakalar, iç tabakalardan daha önce nemini kaybettiğinden üst tabakalarda nem daha azdır ve madde artık buharlaşma yapmayan sabit hacimli bir çekirdek çevresinde büzülür. Bu yüzey büzülmesi çatlama, parçalanma ve çarpılmalara yol açar. Ayrıca difüzyonla nem miktarına bağlı olarak azalıp çoğaldığından , yüzeyin nemini kaybetmesiyle dış tabakalarda difüzyona karşı direnç artar. Bu da nemin yüzeye çıkışını engelleyerek büzülme etkisini hızlandırır ve yüzeydeki nem gradyanını artırır.

Uç haller ; büzülme ve difüzyonun azalması birleşince bir kabuk oluşur ; neme karşı pratikçe geçirimsiz bir iç kitle çevrilip kapatılmış olur. Buna kabuk oluşumu denir.

Çatlama, parçalanma, çarpılma ve kabuk oluşumu, kurutma hızını düşürerek ve katıdaki derişim gradyanlarını düzleştirerek en aza indirilebilir. Artık yüzeydeki büzülme azaltılmış ve bütün katı içinde difüzyon hızları yaklaşık sabitlenmiş olur. Yüzeydeki nem gradyanı yassılaştırmış ve büzülmeğe karşı bütün parça korunmuş olur.

Artık kurutma hızı havanın nemi tarafından kontrol edilmeğe başlamış olur. Yüzeydeki denge nemi X^* havanın nemi tarafından belirlendiğine göre havanın nemliliği arttıkça denge nemi X^* da artar. Verilen bir X_T toplam nem için , X^* arttıkça X serbest nemi azalır. Böylece serbest nemin tüm derişim gradyanı azalmış, kurutma yavaşlamış ve kabuk etkisi zayıflamış olur.

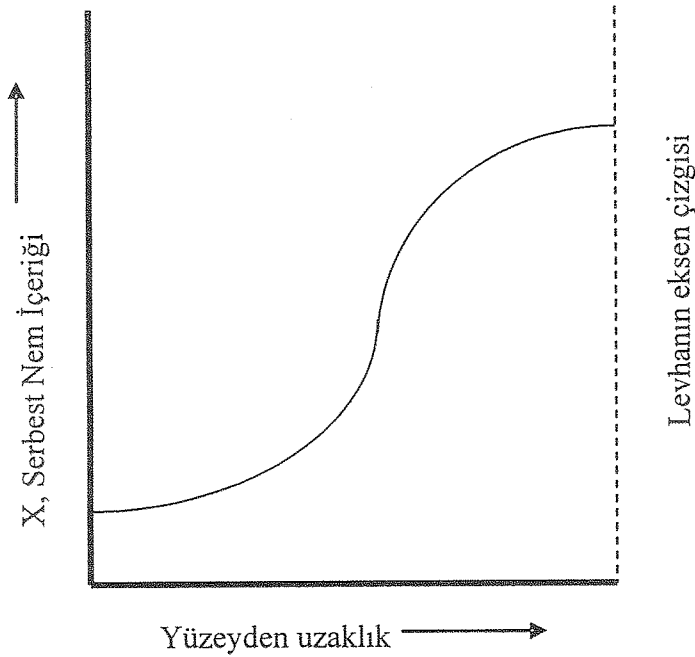
Gözenekli Katılar ve Kapiler Akış: Gözenekli katılarda nemin akışı, difüzyon denklemi olan Denklem (5.17)'ye uymaz. Bu durumu; gözenekli bir katının kurumasını difüzyonlu bir kurutma ile kıyaslayarak görmek mümkündür. Gözenekli bir katının tipik bir kurutma eğrisi Şekil (5.8)'de görülmektedir.

Bir dönüm noktası eğriyi ikiye böler; biri yukarı dönük konkav, diğeri aşağı dönük konvektir. Buradaki nem dağılımı; Şekil (5.6)'daki difüzyona dayalı kurutma eğrisine tamamen terstir.

Nem gözeneklerden kapiler etkiyle akarken yüzeyden yüzey difüzyonuyla uçar. Gözenekli bir katının içindeki gözenekler ve kanalların bağlantılarının karmaşık bir yapısı vardır ve bunların kesiti aşırı farklılıklar gösterir. Yüzeyde, çeşitli boyutlarda gözenek ağızları vardır. Su buharlaştığında her gözenekte bir minüsküs oluşarak katı ile sıvı arasındaki yüzey gerilimi sayesinde sıvının kapiler etki altında tırmanışını sağlar. Kapiler kuvvetlerin katının yüzeyine dik ve paralel bileşenleri vardır. Bir gözenekteki kapiler kuvvetin büyüklüğü, minüsküsün

kavisine ve o da gözenegin kesit alanına bağlıdır. Küçük gözenekler daha büyük kapiler güç oluştururlar ve suyu büyük gözeneklerin içine çekerler. Yüzeydeki su azalırken önce iri gözeneklerdeki su boşalır. Böyle giden suyun yerini hava almalıdır. Bu hava ya yüzeydeki gözeneklerden doğru girer ya da eğer kurutma bir yüzden yapılıyorsa, yanlardan veya arkadan girer.

Küçük gözenekleri olan bir katının tipik kuruma eğrisi Şekil (5.9)'da görülmektedir. Suyun içerden yüzeye çekilmesi yüzeyi tamamen ıslak tutmağa yettiği sürece kuruma hızı sabittir. Gözeneklerdeki su giderek eksilir ve kritik noktaya gelinir ve buradan sonra gözeneklerdeki su içerilere doğru çekilmeğe başlar. Buna önce büyük gözenekler başlar. Yüzeyin yüksek noktaları sıvının üstüne çıkarken sıvının havaya aktarıldığı yüzey alanı da giderek küçülür. Sonra birim ıslak alandaki buharlaşma hızı değişmediği halde, kuru ve yaş alanları içeren toplam yüzey temelindeki kuruma hızı, sabit kuruma hızının altına düşmeğe başlar. Kuru yüzey kesri arttıkça kuruma hızı azalmağa devam eder.



Şekil (5.8). İki yüzünden birden kurutulan yassı bir levhada nem dağılımı. Nem kılcal kanallarda akar.

Azalan hız döneminin ilk bölümü Şekil (5.9)'da BC doğrusu ile gösterilmiştir. Buharlaşma mekanizması değişmediği ve buharlaşma bölgesi yüzeyde ya da ona çok yakın yerde olduğundan; bu dönemdeki kuruma hızı etkenleri, sabit kuruma hızındakiler ile aynıdır. Gözeneklerdeki su sürekli fazı, hava ise dağılmış fazı oluşturmaktadır. Azalan hız bölgesinin ilk bölümündeki eğri genellikle bir doğrudur. Katıdaki su eksildikçe, havanın kapladığı

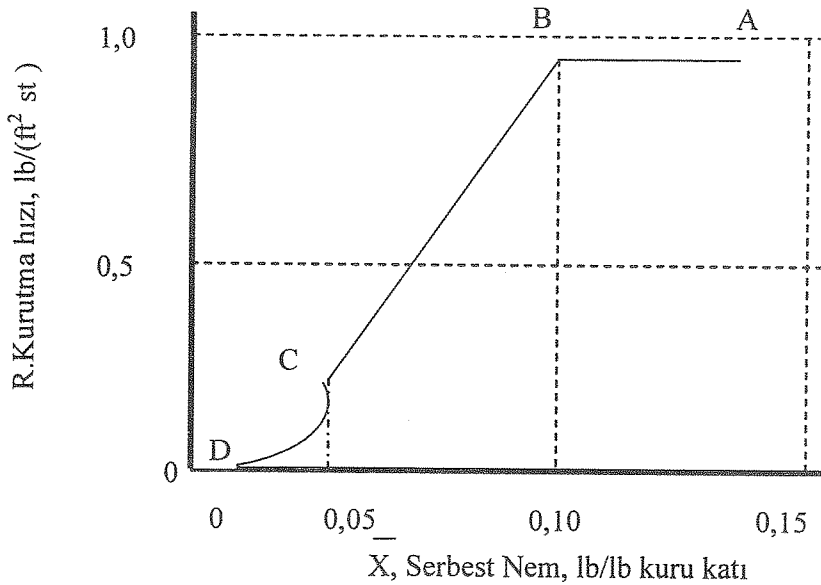
gözenek hacmi giderek çoğalacaktır. Bu kesir belli bir limite ulaştığında gözeneklerde sürekli bir film yapmağa yetecek kadar su bulunmayacak ve gözenekleri dolduran hava artık sürekli fazı oluşturacaktır. Kalan su serpiştirilmiş küçük gölcükler halindedir ve hız yeniden ani düşüğe geçer. Bu durum Şekil (5.9)'da CD eğrisi ile gösterilmiştir. Bu kırılmanın olduğu C noktasına ikinci kritik nokta ve bu döneme de ikinci azalan hız bölgesi denir.

Bu son kuruma bölgesinde kurutma hızı havanın akış hızından bağımsızdır. Su katının içinde difüzyonla ilerlerken buharlaşmağa gerekli ısı da katıdan dokunum yoluyla sıvıya gönderilir. Katının içinde sıcaklık gradyanları oluşur ve katının yüzey sıcaklığı havanın kuru termometre sıcaklığına yaklaşır. Küçük gözeneklerde ikinci azalan hız bölgesindeki eğri difüzyonla kurutmaya benzer ve kurutma eğrisi yukarı dönük konkav biçimindedir.

Sabit Kurutma Şartlarında Kurutma Süresinin Hesaplanması:

Kurutucuların tasarımında, belli bir kapasite için ve var olan kurutma koşullarında teçhizatın boyutlarını belirleyecek olduğundan dolayı, kurutma süresi çok önemlidir.

Eğer kurutma eğrisi oluşturulabiliyorsa kurutma eğrisinden , Sabit kurutma hızındaki süre hesaplanabilir.



Şekil (5.9). Gözenekli bir seramik levhanın kuruma hızı eğrisi

Çoğunlukla bu eğriyi oluşturan tek kaynak , kurutulacak madde ile yapılan deneylerdir ki bu da zamanı doğrudan verir. Belli kurutma koşullu değişken takımı için eldeki kurutma eğrileri diğer koşullara uyarlanabilir ve geri dönerek kuruma hızı eğrisinden kurutma süresine geçmek kullanışlı olur. Tanıma göre:

$$R = -\frac{dm_v}{A dt} = -\frac{m_s dX}{A dt} \dots\dots\dots(5.20)$$

Denklem (5.20)'yi X_1 ve X_2 (başlangıçtaki ve son serbest nemler) arasında integre ederek toplam kuruma süresi t_T bulunabilir:

$$t_T = \frac{m_s}{A} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{R} \dots\dots\dots(5.21)$$

Denklem (5.21) sayısal olarak kuruma hızı grafiğinden ya da X 'in fonksiyonu olarak R 'yi veren denklemler varsa analitik yonden integre edilebilir .

Sabit kuruma hızı döneminden $R=R_c$ ve basitçe kuruma hızı şöyledir:

$$t_c = \frac{m_s(X_1 - X_2)}{AR_c} \dots\dots\dots(5.22)$$

Difüzyonun kontrol ettiği hızın azalma döneminde yassı bir levha için t_f i Denklem(5.17) verir. Çoğu gözenekli katılarda olduğu gibi eğer R ; X 'in lineer bir fonksiyonu ise, hızın azalma dönemine ait kuruma hızı:

$$R = aX + b \dots\dots\dots(5.23)$$

Burada a ve b'ler sabitler, $dR = a dX$ dir. dX 'in Denklem (5.21)'e yerleştirilmesi ile hızın düşme dönemindeki kuruma süresi:

$$t_f = \frac{m_s}{aA} \int_{R_2}^{R_1} \frac{dR}{R} = \frac{m_s}{aA} \ln \frac{R_1}{R_2} \dots\dots\dots(5.24)$$

Burada R_1 ve R_2 , sırasıyla ilk ve son serbest nem içeriklerine karşı gelen ordinatlarıdır. Kuruma hızı eğrisinin eğimi olan a şöyle yazılabilir:

$$a = \frac{R_c - R'}{X_c - X'} \dots\dots\dots(5.25)$$

Burada R_c = ilk kritik noktadaki hız,

R' = ikinci kritik noktadaki hız,

X_c = ilk kritik noktadaki serbest nem içeriği,

X' = ikinci kritik noktadaki serbest nem içeriği

Denklem (5.25)'den alınan a'yı Denklem (5.24)'de yerleştirerek:

$$t_f = \frac{m_s(X_c - X')}{A(R_c - R')} \ln \frac{R_1}{R_2} \dots\dots\dots(5.26)$$

Bir kurutma işlemi her iki dönemi de kapsadığında; Denklem (5.22)'deki X_c yerine X_2 ; Denklem (5.26)'daki R_c yerine R_1 yazılır. Buna göre toplam kuruma süresi t_T :

$$t_T = t_c + t_f = \frac{m_s}{A} \left(\frac{X_1 - X_c}{R_c} + \frac{X_c - X'}{R_c - R'} \ln \frac{R_c}{R_2} \right) \dots\dots\dots(5.27)$$

Burada X_1 tüm kurutma işleminin başındaki nem içeriği, R_2 kurutma işleminin sonundaki kurutma hızıdır.

Bazı durumlarda, orijinden geçen tek bir doğru, azalan hız dönemini temsil etmeğe yeterlidir. (X_c, R_c) noktası bu doğru üzerindedir. Bu yaklaşıklık yapılabildiğinde; $a=R_c /X_c$, $R_c /R_2 =X_c /X_2$ olacağından, Denklem (5.27) kısalarak, R' ve X' terimleri yok olur. Denklem (5.27) nin yeni şekli:

$$t_T = \frac{m_s}{AR_c} \left[(X_1 - X_c) + X_c \ln \frac{X_c}{X_2} \right] \dots\dots\dots(5.28)$$

Burada X_2 tüm işlemin sonundaki nem içeriğidir.

Örnek 5.3. Bir elek üzerine yerleştirilen ve bir kenarı 0,6 m(24 in.) olan kare biçimli bir filtre kekinin kalınlığı 0,051 m(2 in.)'dir ve yaş termometre sıcaklığı 26,7°C(80° F) , kuru termometre sıcaklığı 48,9°C(120° F) olan hava ile iki yüzünden birden kurutulmaktadır. Hava, kekin yüzeylerine paralel olarak 0,76 m/s hızla akmaktadır. Kekin kuru yoğunluğu 1922 kg/m³(120 lb/ft³) 'dür. Denge nemi önemsizdir. Kuruma koşullarındaki kritik nem kuru bazda %9'dur. Hızın düşme döneminde kuruma hızının nem içeriği ile orantılı olduğu varsayılırsa bu maddenin % 20'lik başlangıç neminden % 2 son neme kuruması ne kadar sürer?

Çözüm: İlk nem kritik nemden daha büyük ve son nem daha düşük olduğuna göre hem sabit hız dönemi hem de hızın düşme önemi içerilmektedir. Ayrıca kuruma hızı eğrisi orijinden geçtiğine göre Denklem (5.28) kullanılabilir. Arayüzey sıcaklığı T_1 ise 26,7°C'daki havanın yaş termometre sıcaklığıdır. Su buharı tablosundan $\lambda_f= 2440$ kJ/kg'dır. Havanın kütlelesel akışı:

$$G = \frac{0,76 \text{ m} \times 29 \text{ kg} \times 273 \text{ K} \times 3600 \text{ s}}{s \times 22,4 \text{ m}^3 (273 + 26,7) \text{ K} \times \text{st}} = 3223,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{st}}$$

Yarı kalınlık $s = 0,0254$ m, Denklem(2.13)'ün diğer bir şekli Denklem(5.13b)'dir:

Denklem (5.13b)'e göre $h_y = 0,0696 \times G^{0,8} = 0,0696 \times 3223,35^{0,8} = 44,6$ kJ/(m².st.K)

Denklem(5.18)'e yerleştirince:

$$t_r = \frac{0,0254m \cdot 1922kg \cdot 2440kJ}{44,6 \frac{kJ}{m^2 \cdot st \cdot K}} \left[(0,2 - 0,09) + 0,09 \ln \frac{0,09}{0,02} \right] = 29,24st$$

İçerden Dolanımlı Kurutma:

Eğer ıslak katı taneleri yeterince iri ise, gaz üzerinden geçirilmek yerine yatağın içinden geçirilebilir. Hatta taneler bu geçişe izin vermeyecek kadar küçük olsa bile çoğu hallerde malzeme; gaz akımı yatağın içinden geçirilecek şekilde hazırlanır. Örneğin; granüllü ya da spagetti gibi uzun silindirik biçimli (6 mm çapında ve birçok cm uzunluğundaki) veya uzatılmış bisküit şeklindeki, filtre kekleri gibi. İlk biçimleri genellikle korunarak gözenekliliği aşırı artmış, geçirimli yataklar haline dönerler.

Kütle ve ısı aktarımı konularında geçen denklemlerle, katı yataklardaki ısı ve kütle aktarımları hesaplanabilir. Örnek (5.2)'de dolgulu kolonlardan geçen hava akımına yataktan geçen kütle aktarımı için ısı aktarımı eşitliğinden yararlanıldığı gösterilmektedir:

$$\frac{hD}{k} = 1,17 Re^{0,585} Pr^{1/3} \dots\dots\dots(5.29)$$

Örnek 5.4: Örnek (5.1)'deki filtre keki bir elek üzerinde 1/4" iç çap ve 4" boyunda çekmeye uğramış silindirler şeklindedir. Eleğin 1 ft²'sine düşen katı yükü 8 lb kuru katıdır. Yatak gözenekliliği % 60'dır. Havanın kuru termometre sıcaklığı 120°F, yaş termometresi 80°F olup yüzeysel (yatak öncesi) hızı 3,5 ft/s' dir. Katıların nemini (k.t) % 20 den % 10'a indirmek için gereken süre nekadardır? (Kekin kuru yoğunluğu 120 lb/ft³ dür)

Çözüm: Kritik nem %10'un altında olduğundan bütün kurutma sabit hızda ve λ(80°F)=1049 Btu/lb olacaktır

$$1 \text{ ft}^2 \text{ elekte buharlaşacak miktar: } 8(0,20 - 0,10) = 0,8 \text{ lb}$$

$$\text{Bu miktar suyu buharlaştırmak için gereken ısı: } 0,8 \times 1049 = 839 \text{ Btu.}$$

$$\text{Bir silindirdeki kuru katının kütlesi: } m_p = (\pi/4)(1/48)^2(4/12) \times 120 = 0,0136 \text{ lb}$$

$$\text{Uç alanlar ihmal edilerek bir silindirin yanal alanı: } A_p = \frac{\pi x}{12} \times \frac{4}{12} = 0,0218 \text{ ft}^2$$

$$8 \text{ lb katının ısı aktarımına açık alanı} = 8 \text{ lb} \times 0,0218 \text{ ft}^2 / 0,0136 \text{ lb} = 12,8 \text{ ft}^2 \text{ dir.}$$

$$\text{Isı akatarım katsayısı: } \frac{hD}{k} = 1,17 Re^{0,585} Pr^{1/3} \text{ denkleminde bulunacaktır.}$$

1 atm, 298K de hava: $\rho = \frac{29 \times 492}{359 \times 580} = 0,0685 \frac{lb}{ft^3}$; Eklerden $\mu = 0,019$ cp;

$k = 0,0162$ Btu/(ft.h.°F), $C_p = 0,25$ Btu/(lb.°F)

Tane çapı ile $Re_p = \frac{D_p G}{\mu} = \frac{D_p \bar{v} \rho}{\mu} = \frac{1}{48} \times 3,5 \times 0,0685 = 391$, $Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{0,25 \times 0,019 \times 2,42}{0,0162} = 0,71$

$$h = \frac{0,016 \times 1,17 \times 391^{0,585} \times 0,71^{1/3}}{\frac{1}{48}} = 26,7 \frac{Btu}{ft^2 h^\circ F}$$

Havadan yatağın ince bir kesitine akan ısı : $\dot{m}_g C_s dT_h = h dA (T_h - T_w)$ değişkenlerce ayrılıp

integral alınırsa : $\ln \frac{T_{hb} - T_w}{T_{ha} - T_w} = \frac{hA}{\dot{m}_g C_s}$ bulunur.

1 ft²elek yüzeyine düşen hava kütleli hızı : $\dot{m}_g = 3,5 \times 1 \times 3600 \times 0,0685 = 863$ lb/h

Şekil(4.3)'den $C_s = 0,25$ Btu/(lbyaş havax°F fark)

$\ln \frac{T_{hb} - T_w}{T_{ha} - T_w} = \frac{26,7 \times 12,8}{863 \times 0,25} = 1,58$ antilog alınır; $(T_{hb} - T_w) = 120 - 80 = 40^\circ F$ antilog1,58 ile

bölünürse $(T_{ha} - T_w) = 8,24^\circ F$ bulunur. $\Delta \bar{T}_L = \frac{40 - 8,24}{\ln \frac{40}{8,24}} = 20,1^\circ F$. Buna göre kurutma süresi:

$$t_T = \frac{Q}{q} = \frac{m_v x \lambda}{h A \Delta \bar{T}_L} = \frac{839}{26,7 \times 12,8 \times 20,1} = \frac{839}{6869} = 0,122h \text{ ya da } 7,33 \text{ dak 'dır.}$$

Dikkat edilirse % 10 olan son nem tüm nemin ortalama değeridir. En sıcak havaya açık kalan üst tabaka %10 neme 3,7 dak'da kuruyacak, 7,33 dakikada %10 un altına kururken alt tabakalar daha fazla nem içerecektir. Gene Örnek (5.4)'e dikkat edilirse içerden kurutma süresi, Örnek(5.1)'deki yüzeyden çapraz kurutmaya kıyasla %1 daha azdır. Örnek(5.4)'deki katı yüklemesi Örnek(5.1)'dekinin % 40'ı olduğu halde birim zamanda kurutulan katı kütlesi Örnek(5.1)'dekinin 30-40 katıdır. Bu değerlendirmeler sabit kurutma hızı için geçerlidir fakat hızın azalma döneminde de difüzyon yolu kısaldığı için de içerden kurutma daha hızlıdır.

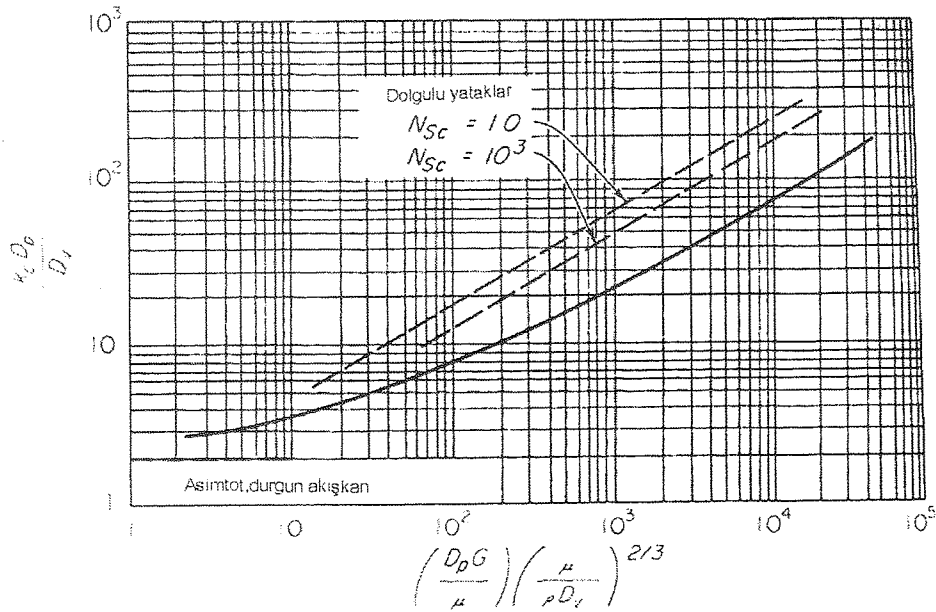
Gözeneksiz küre ya da silindirlerin içerden kurutulma hızlarını önermek için de levhalar için verilen Denklem(5.17)'ye benzer ısı aktarımında kullanılmaktadır. X_c ve D'_v biliniyorsa hızın düşme dönemindeki kuruma süreleri benzer şekilde hesaplanabilir. Gözenekli katılarda eğer deneysel veriler yeterli değilse, hızın azalma dönemi için orijinden geçen düz bir doğru kabul edilebilir.

Asılı Tanelerin Kuruması: Bir gaz içinde düşmekte olan bir katı tanesi ya da sıvı damlası ile gaz arasında kütle aktarımı olayı; gaz akımı ile tane hızı arasındaki hız farkının bilinmesi şartı ile Denklem (5.30)'dan, ya da ondan oluşturulan Şekil (5.10)'dan bulunabilir:

$$Sh = 2,0 + 0,6x Re^{1/2} Sc^{1/3} \dots\dots\dots(5.30)$$

Kule kurutucularda ya da döner kurutucularda taneler gaz içine duştan akarcasına boşaltıldıkları halde kurutma kısmen başarılıdır ve bu kurutucuların tasarımı ampirik denklemlere dayandırılır.

Asılı tanelerden kütle aktarımı Denklem (5.30)'a göre hesaplanırken Nusselt ve Sherwood sayıları, gazın akışı durduğu, yani hız sıfır olduğu zaman 2,0 ye eşit kabul edilir. İleride akışkan yataklı kurutucularda tartışılacağı gibi, her zaman bir ortalama sıcaklık yaklaşımı ya da derişim farkı itici gücünü hesaplamak pek olanaklı değildir, o zaman kurutma hızının deneysel olarak belirlenmesi gerekir.



Şekil 2.10. Tek küre üzerinden akımda ısı ve kütle aktarımı

Küresel tanelerin içinden, difüzyonla kütle aktarımı $q = U A \Delta T_L$ ile önerilebilir.

Tek tek, herbir tanenin kurutulması çok kısa sürebilir, o kadar ki sabit hız ve azalan hız dönemlerinin ayırımını yapmak bile anlamsız olabilir. Flaş kurutucularda ve bazı püskürtmeli kurutucularda tüm kurutma süresi $\frac{1}{2}$ s veya 5 s'de bitebilir.

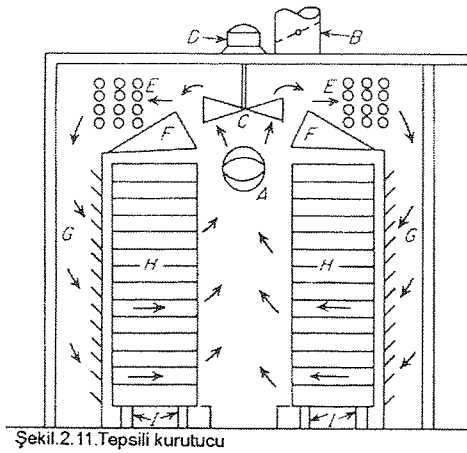
KURUTMA CİHAZLARI

Ticari amaçlı üretilen birçok kurutucudan yalnızca birkaçı burada ele alınacaktır. İlk ve en kalabalık grupta katı, granüllü ve yarı katı pastaları kurutanlar; ikinci grupta sıvıları ve sulu çamurları kurutanlar vardır.

Katıları ve Pastaları Kurutan Kurutucular:

Karıştırılmayan katılar ve pastaları kurutan en tipik olanlar tepsili ve elek taşıyıcı kurutucular; karıştırmağa uygun olanlar için kule, döner, vidalı, akışkan yataklı kurutucular verilebilir. Aşağıda sunuş sıralamasında en çok karıştırılabilen ve sıcak yüzey ya da sıcak gazlarla doğrudan dokunuma gelebilenlerle başlanacaktır. Sıralamada adyabatik olup olmama ya da ikisi birden olma durumları karmaşık olabilir.

Tepsili Kurutucular: Bir tepsili kurutucu örneği Şekil (5.11)'de görülmektedir. Üzerinde H raflarını taşıyan , dikdörtgen kesitli bir odada bulunan iki taşıyıcıdan oluşur. Her taşıyıcı 750 mm kenarlı kare ve 50mm - 150 mm arasında değişen derinliklerde sığ tepsiler taşır. Kurutulacak maddeler bu tepsilere yüklendikten sonra üzerlerinden 2 -5 m/s hızla devretmek üzere (D motorunca çalıştırılan C pervanesi ile tepsilere gitmeden önce E ısıtıcılarında ısıtılan) hava akımı geçirilir. G şaşırtma perdeleri havayı düzgün bir şekilde tepsi aralarına



Şekil.2.11.Tepsili kurutucu

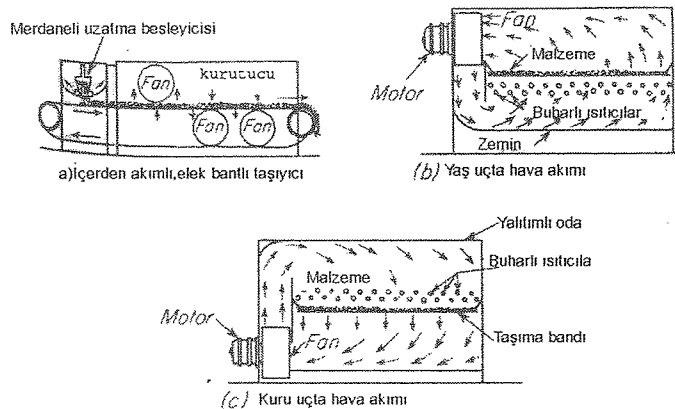
dağıtır. Nemli havanın bir kısmı çıkış bacası B'den atılırken A'dan taze hava girer. Rafların taşıyıcılarının üzerine takılmıştır ve kurutma süresi tamamlanınca taşıyıcılar dışarı alınarak tepsi boşaltma işlemi yapılır.

Üretim hızı düşük olduğunda tepsili kurutucular kullanılır. Onlar hemen her çeşit malzemeyi kurutabilirler fakat tepsi yükleme ve boşaltmada çok fazla işçilik gerektiğinden işletilmesi masrafidir. Boyalar ve ilaçlar gibi çok değerli ürünlerin kurutulması için uygundur. Hareketsiz rafların arasında çapraz akımla yapılan kurutmanın hızı düşük

kurutma süreleri 4 - 48 saat/(banyo yükleme) arasında uzundur. Bazen içerden akımlı kurutma yapılarak kurutma süresi kısaltılır ama bu da hem ekonomik değil hem de gereksizdir zira yükleme ve boşaltma işçiliğini azaltmaz. Bununla beraber enerji tasarrufu sağlar. Tepsili kurutucular, dolaylı ısıtma ile vakum altında çalıştırılabilir. Tepsiler; içinden su buharı veya sıcak su geçirilen içi boş metal yüzeylere oturtulabilir ya da kendileri sıcak akım geçirilecek cekete sahip olabilirler. Katılardan yükselen buharlar bir vakum pompası ya da ejektör ile atılırlar. *Donma-kurutma*'sı 0° C'ın altında aşırı vakum uygulanan ortamlarda; suyun süblimleşerek donması şeklinde, yapılan kurutmadır. Bu işlem; vitaminler ve ısıya hassas ürünler için özel vakumlu tepsilerde yapılır.

Elekli Kurutma Bantları: Tipik bir içerden akımlı elekli kurutma bandı Şekil (5.12)'de görülmektedir. 25 mmx150 mm kalınlığındaki bir madde, metal bir elek üzerinde kurutulmak için yavaşça uzun bir oda ya da tünele taşınır. Oda; her birinin kendi hava ısıtıcısı ve fanı olan, birbirinden farklı bölmeler içermektedir. Kurutucunun giriş bölgesinde hava; eleklerle ve katılara alttan girip yükselir; çıkışa yakın, madde kuruyup tozlaşacağı için, üstten verilip eleklerden aşağı doğru akar. En iyi şartları sağlayabilmek için, farklı bölgelerde ve her noktada havanın nemi ve sıcaklığı değiştirilebilir.

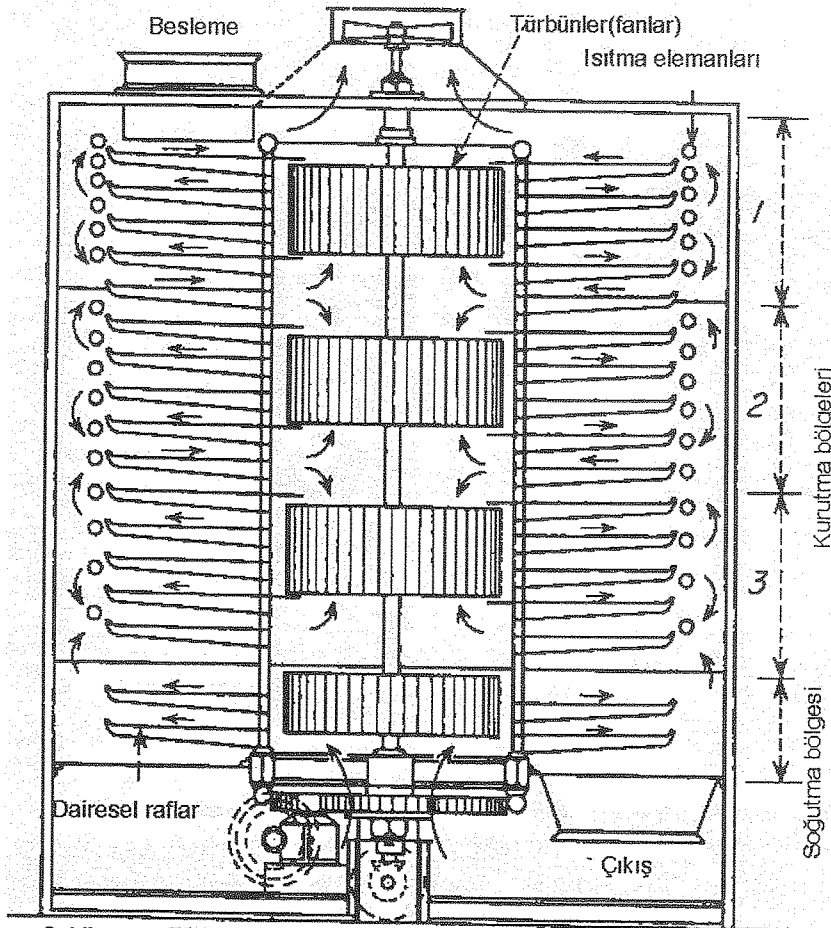
Elekli taşıma bantlı kurutucularda bant eni 2 m'yi boyu ise 4 -50 m aralığını bularak kurutmayı 5 -120 dakikada yapabilir. En küçük elek boyutu 30 meş olabilir. İri granüller, yaprak ya da lifli ürünler hiçbir ön işlem yapılmadan ve eleklerde hiçbir kayba uğramadan içten kurutma ile kurutulur. Küçük tanelerin pasta ve filtre kekleri ise elek taşıyıcılı kurutuculardan önce bir işlem görmelidirler. Topaklaşan kümeler (agregatlar) ise kurutma esnasında biçimlerini korurlar ve küçük miktarlar dışında eleklerde kayıp vermezler. Bazı durumlarda eleklerden kaçan ince taneleri geri kazanma önlemleri alınır.



Şekil.(2.12)İçerden akımlı, elek taşıyıcılı kurutucu

Elekli bant kurutucular, çok çeşitli malzemeleri dikkatle yerleştirilmek suretiyle kurutabilirler; maliyetleri normal seviyededir, buhar tüketimleri ekonomiktir ve yaklaşık 2 kg buhar/1 kg buharlaşan su kullanırlar. Hava; katılara ters yönde her bölümde ayrı ya da bir bölmeden diğerine geçerek akabilir, içlerinden tekrar dolandırılabilir ve çıkış bacasından atılır. Katının nem içeriği değiştikçe kurutma koşullarının değiştirilmesi gereken kurutmalarda bu kurutucular, özellikle kullanışlı olurlar. Onların tasarımı Örnek (5.4).’deki gibidir.

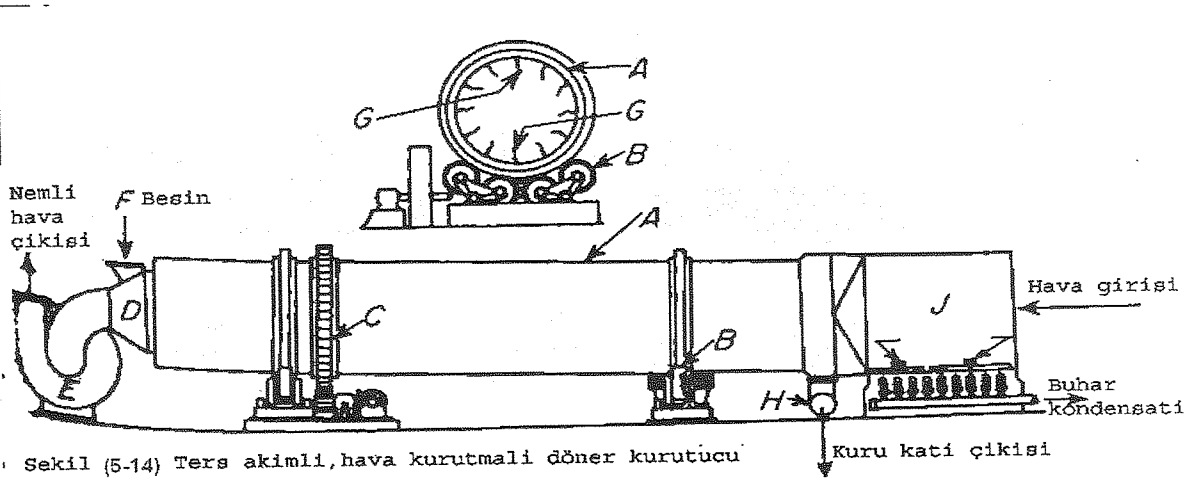
Kule Kurutucular: Bir kule kurutucusu; ortadan yükselen bir döner eksene üst üste geçirilmiş birçok dairesel raf taşır. Katılar en üstteki rafa dökülür ve üzerlerinden çapraz sıcak gaz ya da hava akımı geçirilir. Sonra katılar taraklarla kazınıp bir alttaki rafa dökülür. Aynı şekilde raftan rafa akan katılar en alttan kurumuş olarak alınırlar. Katılarla gazlar paralel ya da ters akabilirler. Şekil(5.13)’de içerde devridaim yapan sıcak gazlı, türbo tipli bir kule kurutucusu gösterilmektedir.



Şekil. (5-13) Türbo kurutucu

Şekil(5.13)'de gösterilen türbo kule kurutucusunda ısıtma gazı içeride devretmektedir. Türbün fanları ısıtma havası ya da gazını bazı rafların arasında dışa, ısıtma elemanlarına doğru gönderirken diğer bazı raf aralarından içeri doğru üfleme yapar. Gaz hızları genelde 0,6-2,4 m/s arasındadır. En alttaki iki raf, kurutulmuş katıyı soğutur. Ön ısıtma ile kullanılan hava, dipten alınıp, katılara ters yönde akar ve tepeden dışarı atılır. Bir türbo kule kurutucusunun çalışma şekli; kısmen çapraz akım kısmen de, katılar raftan rafa düşerken, düş biçiminde kurutma görevini yapmaktadır.

Döner Kurutucular: Bir döner kurutucuda yatay ya da çıkışa doğru hafif eğik bir eksen etrafında dönen silindirik bir kabuk vardır. Bir uçtan yaş besin girer ve öbür uçtan kuru ürün çıkar. Kabuk dönerken iç kanatlar katıyı alıp yükseltir ve sonra kabuğun ortasına düşer gibi yağdırır. Döner kurutucular katıyı; ya sıcak gazlarla doğrudan dokunuma getirirler; ya kabuğu saran ceketten geçirilen sıcak gazlarla ya da kabuk içine boyu boyunca uzanan tüpler içinde yoğunlaşan buharla ısıtırlar. Bu son tipe "buhar tüplü döner kurutucu" denir. Bir direkt-indirekt döner kurutucuda sıcak gazlar önce ceket bölgesinden sonra da kabuğun ortasından, katılara doğrudan dokunarak akarlar.



Şekil (5-14) Ters akımlı, hava kurutmalı döner kurutucu

Hava ısıtmalı, adyabatik bir döner kurutucu Şekil(5.14)'de görülmektedir. Çelik bir metal levhadan yapılmış A silindirik kabuğu, B bilyaları ve C dişlileri ile döndürülmektedir. Üst ucunda D haznesi bir yandan E bacasına bağlanarak hava çıkışını, bir yandan da F hunisine bağlanarak yaş besin girişini sağlamaktadır. G kanatları yaş malzemeyi yükseltip sıcak gazların içine düşürüp yağdırır. Kabuğun alt ucundan alınan kuru ürünler H vidalı taşıyıcı ile taşınmaktadır. Vidalı taşıyıcının ötesinde kanatlı buhar tüpleri vardır ve buhar yoğunlaşırken hava ön ısıtmaya uğrar. Hava kurutucu boyunca bir üfleç (fan) ile akıma uğrattırılır.

ve istenirse hava ya dışarı atılır ya da ön ısıtıcıya sevk edilir, yani sistem bir pozitif basınç altındadır. Aksine olarak, eğer üfleç bacaya yerleştirilirse; o zaman da havayı kurutucu içine çeker ve sistemi hafif bir vakum altında tutar. Eğer malzeme kurudukça tozlaşıyorsa bu yol seçilir. Bu tip döner kurutucuların kullanım alanları: tuz, şeker, her tür granüllü ve kristal maddelerdir ki bunlar temiz tutulmalı ve çok sıcak gazlara doğrudan dokundurulmamalıdır.

Doğrudan dokunumlu döner kurutucularda gazın izin verilen hız aralığı maddenin tozlaşma özelliğine bağlıdır ve iri taneler için 2000-25 000 kg/(m² h)'tir. Gazın giriş sıcaklıkları buharla ısıtılmış hava kullanıldığında 120-175° C ;bir fırının baca gazları kullanıldığında 500-800° C arasındadır. Kurutucu çapları 1-3 m; kabuğun çevresel dönme hızı 20-25 m/dak'dır.

Döner kurutucular aktardıkları ısı temelinde tasarlanır. Hacim-ısı aktarım katsayısı U_a 'ya dayanan ampirik bir bağıntı şöyledir:

$$U_a = \frac{0,5xG^{0,67}}{D} \dots\dots\dots(5.31)$$

Burada, U_a ; Btu/(ft³ h.° F)

G ; lb/(ft² h)kurutucu kesit alanında,

D ; ft kurutucu çapıdır.

Bu durumda q_T ısı aktarım hızı Denklem(5.4)'e göre :

$$q_T = \frac{0,5xG^{0,67}}{D} V\Delta\bar{T} = 0,125\pi DLG^{0,67}\Delta\bar{T} \dots\dots\dots(5.32)$$

Burada $V= ft^3$, kurutucu hacmi

$L= ft$, kurutucu boyu,

$\Delta\bar{T}=° F$, ortalama sıcaklık yaklaşımı, girişte ve çıkışta; yaş ve kuru termometre sıcaklık yaklaşımlarının logaritmik ortalamasıdır.

Gazın özel çıkış sıcaklığı bir ekonomi meselesidir; ampirik olan Denklem (5.6) ya da Denklem(5.8)'e göre N_i aktarım birimi sayısı 1,5 -2,5 arası olacak şekilde önerilebilir.

Örnek.5.5: Isıya hassas 2800 lb kuru katı/h hızla giren (kuru tem.) % 15 nemli katı alınıp (k.t) % 0,5 son neme kurutulacaktır. Adiyabatik döner kurutucunun çapını ve boyunu hesaplayın. Katının girişi 80°F, çıkışı 125°F , $C_p= 0,52$ Btu/(lb°F)'dir. Kurutan hava 260°F'de 0,01 lb nem/lb kuru hava girip doymuş olarak çıkacaktır. Hava için izin verilen en yüksek hız 700 lb hava/(ft²h)' tir.

Çözüm: Isıya hassas olduğundan akımlar aynı yönde olacaktır. Denklem (5.8)'den adiyabatik kuruma için çıkış sıcaklığı bulunur.

Kabul: $N_i= 1,5$ alınsın. Şekil (4.2)'den giriş $T_{wb}= 102°F$ 'dir.

Denklem (5.8)'den $N_r = 1,5 = \ln \frac{260 - 102}{T_{ha} - 102} \rightarrow T_{ha} = 137^\circ\text{F}$; O zaman $T_{sb} = 125^\circ\text{F}$ 'e ayarlanır.

Doymuş buhar tablosundan 102°F 'de $\lambda = 1036 \text{ Btu/lb}$, $C_s = 0,52$; $C_{pv} = 0,45$; $C_{pL} = 1,0 \text{ Btu/(lb}^\circ\text{F)}$ olur. $X_a = 0,15$; $X_b = 0,005$; $\dot{m}_s = 2800 \text{ lb/h}$

Denklem(5.9)'dan $\dot{m}_v = 2800(0,15 - 0,005) = 2800 \times 0,145 = 406 \text{ lb/h}$

$$\frac{q_T}{\dot{m}_s} = 0,52(125 - 80) + 0,15 \times 1,0(102 - 80) + (0,15 - 0,005)1036 + 0,005 \times 1,0(125 - 102)$$

$$+ 0,145 \times 0,45(137 - 102) = 23,4 + 3,3 + 150,2 + 0,1 + 2,3 = 179,3 \text{ Btu/lb}$$

$$q_T = 179,3 \times 2800 = 502040 \text{ Btu/h} \quad ; \quad C_{sb} = 0,245 \text{ Btu/(lb}^\circ\text{F)} \quad ;$$

$$\dot{m}_g(1 + \mathcal{C}_b) = q_T / [C_{sb}(T_{hb} - T_{ha})] = 502040 / [0,245(260 - 137)] = 16660 \text{ lb/h}$$

$$\mathcal{C}_b = 0,01 \text{ olduğundan} \quad ; \quad \dot{m}_g = \frac{16660}{1,01} = 16495 \text{ lb/h}$$

$$\mathcal{C}_a = 0,01 + 406 / 16495 = 0,0346 \text{ lb nem/lb kuru hava}$$

$T_{ha} = 137^\circ\text{F}$ kuru termometre $\rightarrow \mathcal{C}_a = 0,0346 \rightarrow T_{wa} = 102^\circ\text{F}$ adiabatik kurutma

$G_{\max} = 700 \text{ lb hava/(ft}^2 \text{ kesit alan.h)}$; Kesit alan = $16660 / 700 = 23,8 \text{ ft}^2$; $D = (4 \times 23,8 / \pi)^{1/2} = 5,5 \text{ ft}$

$$L = \frac{q_T}{0,125 \times \pi \times D \times G^{0,67} \Delta \bar{T}_L} \quad ; \quad \Delta \bar{T}_L = \frac{(260 - 102) - (137 - 102)}{\ln \frac{(260 - 102)}{(137 - 102)}} = 81,6^\circ\text{F}$$

$$L = (502040) / (0,125 \times 5,5 \times 700^{0,67} \times 81,6) = 35,4 \text{ ft} \quad \text{yaklaşık } 36 \text{ ft (11 m).}$$

Burada $L/D = 36 / 5,5 = 6,54$ 'dür ki döner kurutucular için uygun bir orandır.

Vida-Taşıyıcılı Kurutucular: Vida taşıyıcılı bir kurutucu; ceketli, yatay bir silindir içinde vida (ya da pedal) taşıyan, sürekli ve dolaylı kurutma yapan bir kurutucudur. Bir uçtan beslenen yavaşça ısıtılan bölgeye taşınıp diğer uçtan çıkarılır. Açığa çıkan buharlar kabuğun tavanında yer alan borularla dışarı atılır. Kabuğun çapı 75 – 600 mm arasında ve uzunluğu 6m'dir; daha uzun kurutucu gerekli olduğunda bir askıya üst üste takılmış birçok taşıyıcı sıralanır. Genellikle en alttaki birim soğutucu olarak kullanılır ve orada kurutulmuş katıların dışarı alınmadan önce soğutulması için ceket içinde soğuk su ya da başka bir soğutucu dolaştırılır.

Taşıyıcının devir sayısı çok düşük ve 2-30 devir/dak.'dır. Kabuk % 10-60 dolulukta olduğu halde ısı aktarım katsayısı ;ısı aktarım alanı olarak ceketin bütün iç yüzüne göre hesaplanır. Katsayı kabuğun dolma yüküne ve taşıyıcının devir sayısına göre hesaplanır. Çoğu katılar için 15- 60 W/(m² K) [ya da 3-10 Btu/(ft² h.° F)] arasındadır.

Vida taşıyıcılı kurutucular; döner kurutucuda kurutulamayacak kadar küçük ve yapışkan katıları kuruturlar. Tamamen kapalı sistemdirler ve çözücü buharlarının hava tarafından seyreltilmediği koşullarda çözücünün geri kazanılmasına elverişlidirler. Özel besleyicilerle donatıldıklarında, orta şiddette vakum altında çalışabilirler. Böylece katı-sıvı özütlemesinde olduğu gibi çözücünün nemlendirdiği katılardan çözücünün sürekli geri kazanımı yapılabilecektir. Bu nedenle onlara bazen “çözücü giderenler” de denir.

Buna benzer bir cihaz, ileride “ince film kurutucusu” olarak da tanımlanmaktadır.

Akışkan Yataklı Kurutucular: Katıların ısıtma gazı içinde akışkanlaştırılarak kurutulduğu kurutuculardır. Şekil (5.15)'de görüldüğü gibi katılar kaynayan bir yatak içinde gaz ya da hava tarafından akışkanlaştırılır. Karıştırma ve ısı aktarımı son derece hızla yer alır. Islak besin yatağın tepesinden girer, kuru ürün ise yatağın tabanına yakın yandaki çıkıştan dışarı alınır. Şekil (5.15)'deki kurutucuda içerde kalma süresi dağılımı gelişigüzel olmakta; sadece yüzeydeki çözelti kurutulacak ise ortalama kalış süresi 30 – 120 s arasında; iç difüzyonla çözeltinin tamamı uçurulacaksa 15 – 30 dakika arasında değişmektedir. Küçük taneler temelde; akışkanlaştıran gazın, kuru-termometre çıkış sıcaklığına kadar ısıtılmakta; dolayısıyla ısıya hassas maddeler daha soğuk asılma ortamında kurutulmalıdır. Bu durumda bile; giren sıcak gaz süratle karıştırılmalı, ortalama sıcaklığın düşük ve düzgün dağılımlı olması sağlanmalıdır. Eğer ya besinle birlikte giren ya da akışkan yatak içinde ufalanmaktan doğan ince taneler varsa, çıkış gazları ile beraber sürüklenen katıları tutmak ve geri kazanmak için siklon ya da torba tutucular takılmalıdır.

Bazı dikdörtgen kesitli, akışkan yataklı kurutucularda ayrı bölmeler vardır, buralarda katılar girişten çıkışa kadar düzgün sıralar halinde hareket ederler ve bunlara “tapa akışlı kurutucular” denir, tanelerin kalış süreleri yaklaşık eşittir. Kurutma koşulları bir bölmeden diğerine değiştirilebilir ve genellikle son bölme tanelerin dışarı çıkmadan önce soğutulduğu bir yerdir.

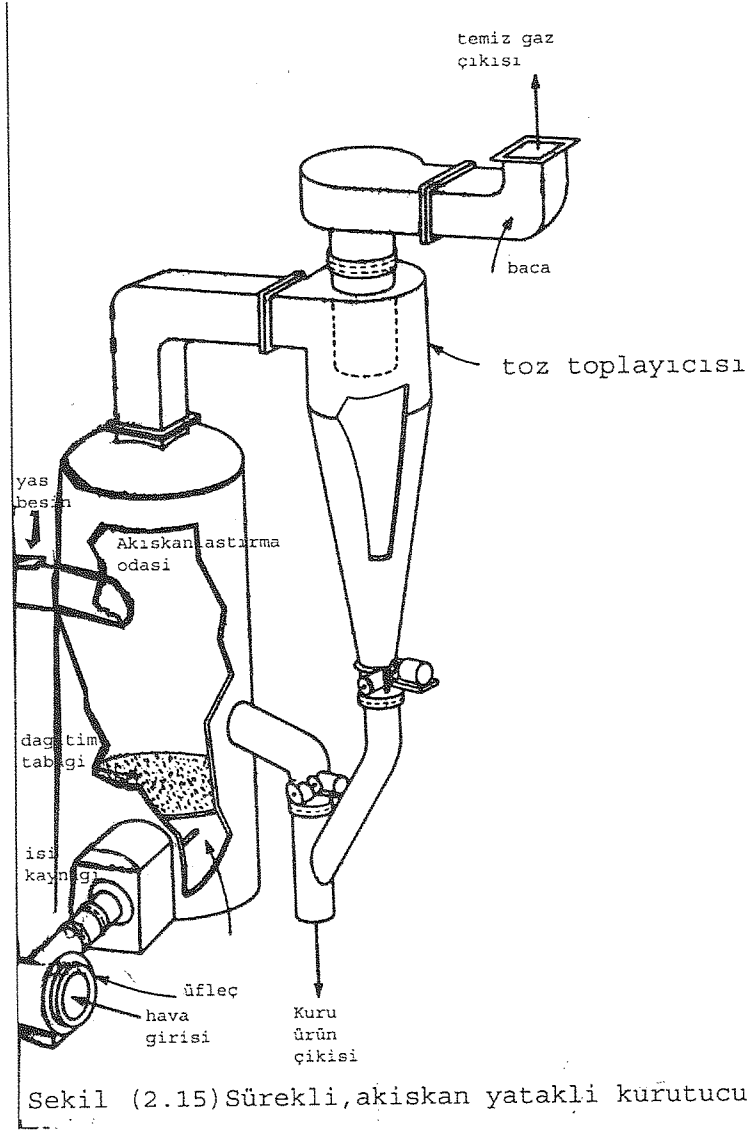
Isı aktarım katsayısı tek bir küre için aşağıda verilen denklem ile de hesaplanabilir;

$$\frac{h_o D_p}{k_f} = 2,0 + 0,60 \left(\frac{D_p G}{\mu_f} \right)^{0,50} \left(\frac{C_p \mu_f}{k_f} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(5.33)$$

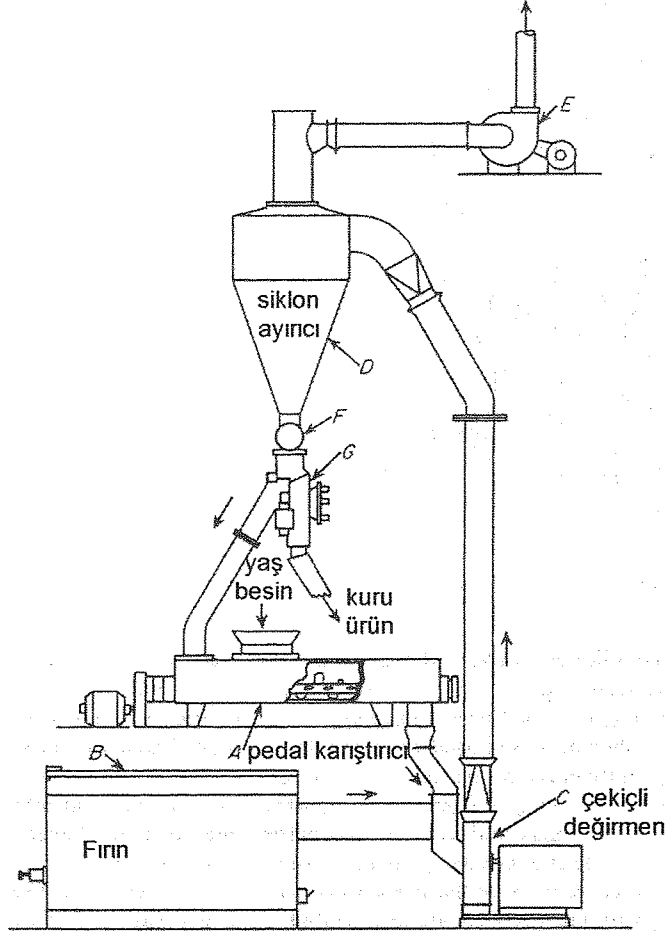
burada $G = \rho x u_t$ dir ve u_t tanelerin son hızıdır. Küçük taneler için kurutma kapasitesi en iyi deneysel belirlenebilir. Gazın çıkışı hemen her akışkanlaştırma hızında doymuş olur.

Şekil (5.15)'deki kurutucular banyo tipinde de çalıştırılabilirler. Bir banyoluk yaş madde; akışkanlaştırma odasının tabanına yerleştirilen delikli bir tabak üzerine yüklenir, sıcak

gazlarla akışkanlaştırılır, kuruyuncaya kadar ısıtılır ve boşaltılır. Bu cihazlar, tepsili kurutucuların çoğunun yerini almıştır.



Flaş Kurutucular: Bir flaş kurutucuda yaş tozlaştırılmış katılar, birkaç saniye için çok sıcak gaz akımında taşınır. Bu tip bir kurutucu Şekil.(5.16)'da görülmektedir. Bu taşıma sırasında kurutma gerçekleşir. Gazdan asılı katı tanelerine olan ısı aktarım katsayısı çok yüksektir, kurutma o kadar hızlıdır ki, katının bütün nemini almak için 3 – 4 s yeterlidir. Gazın sıcaklığı, Genellikle 650 ° C civarında olduğu halde, katılarla dokunum süresi çok kısa olduğundan, kurutma sırasında katıların sıcaklığı 50° C'ı geçmez. Bu nedenle Flaş kurutucular ısıya hassas maddelerde kullanılır ama diğer kurutucularda bu maddeler daha soğuk gazlarla ve dolaylı ısıtma ile kurutulmalıdır.



Şekil.(2.16).Öğütücülü Flaş kurutucu

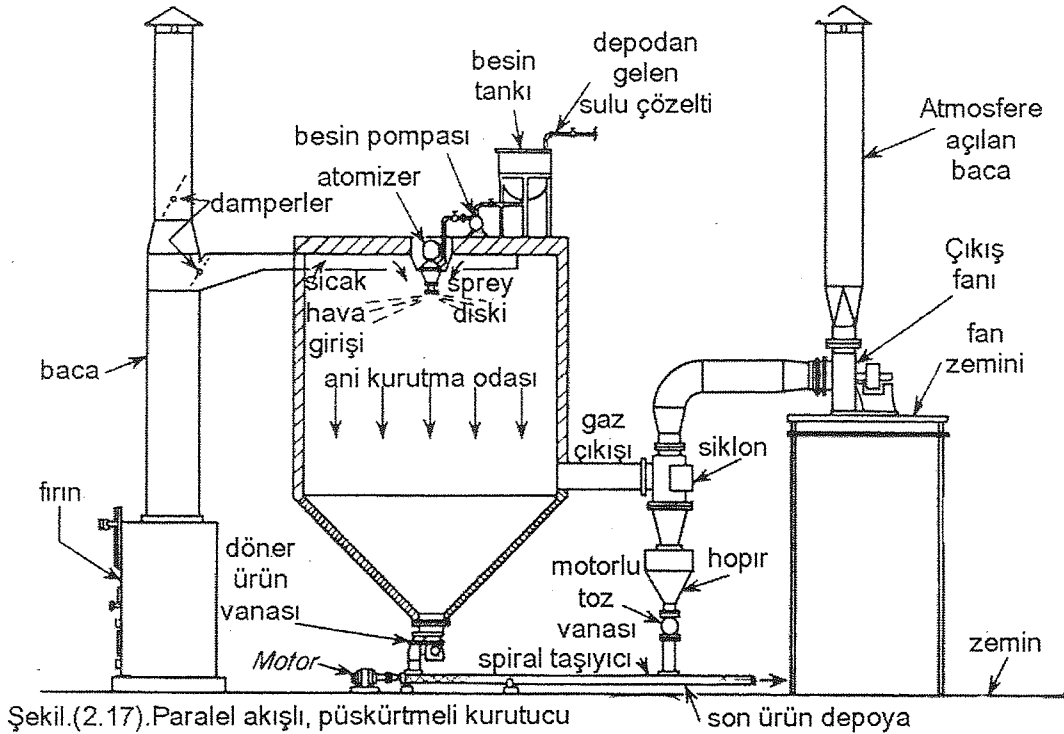
Bazen bir flaş kurutucuya bir de pulverizatör eşlik ederek aynı anda hem ufalama hem de kurutma yapılır. Böyle bir sistem Şekil (5.16)'da görülmektedir. Yaş besin A katıştırıcısına girer, bir miktar kuru madde ile katıştırılarak kolay akar hale getirilir. Maddeler karışımı C çekiçli değirmenine akar, ufalanan katılar buradan da B fırından gelen sıcak gazlarla uzun borular içinde sürüklenirken kururlar. Gaz ve katılar D siklon ayırıcısında ayrıldıktan sonra, temiz gazlar E fanı ile bacadan atılır. Siklondan aşağı akan katılar bir F yıldız besleyicisi ve G dağıtıcı ile kısmen son ürün olarak dışarı alınırken kısmen de yaş besine akıcılık kazandırmak üzere ona katılır. Genellikle 3/1 olacak şekilde geri döndürülen katı miktarı dışarı alınan üründen daha fazladır.

Çözelti ve Sulu Çamurlar için Kurutucular: Kurutucuların birkaç tanesi, çözelti ve sulu çamurları ısı yöntemleriyle tamamen kurutabilirler. Tipik örnekler: Püskürtmeli (Sprey) kurutucular, İnce film kurutucular ve Tamburlu kurutuculardır.

Püskürtmeli Kurutucular: Bir spreyli kurutucuda bir sulu çamur ya da çözelti, ince damlalar ya da sis halinde, sıcak gaz akımına dağıtılarak püskürtülür. Damlalardaki nem derhal buharlaşarak geride kuru katılar bırakır ve onlar da daha sonra gazdan ayrılır. Gaz ve sıvı aynı cihaz içinde; ters, paralel ya da her ikisinin karışımı olarak akabilirler.

Damlalar, silindirik bir oda içine basınçlı uçlardan ya da yüksek devirli disklerden püskürtülür. Bütün koşullarda, henüz kurumamış damlaların cihazın duvarlarına yapışma tehlikesi vardır. O nedenle silindirin ölçüleri geniş tutulur. Genellikle çaplar; 2,5 – 9 m arası yapılır.

Şekil(5.17)'deki püskürtmeli kurutucu dibi kısa, konik bir silindirdir. Sıvı besin, tavana yerleştirilen bir spreyl disk atomizerine pompalanır. Bu kurutucuda spreyl diskin çapı 300 mm ve hızı 5000 – 10000 rpm (devir/dak)'dır. O, sıvıyı tepeden giren sıcak gazlara doğru ince damlacıklar halinde radyal olarak püskürtür. Soğuyan gazlar, tabana yakın yerleştirilen bir yan boru ve fan tarafından dışarı alınır. Gazlar bir siklon ayırıcıya alınarak sürüklenen ince tozlardan ayrılır. Kuru katıların çoğu, gazdan ayrılarak kurutucunun tabanına yığılır. Oradan



Şekil.(2.17).Paralel akışlı, püskürtmeli kurutucu

da dönen bir vana ve vidalı taşıyıcı ile alınıp, siklondan gelen tozlarla birleştirilir.

Atomizer diskten saçılan damlalar için yapılan boyut analizine göre ortalama hacim-yüzey çapı \bar{D}_v için aşağıdaki bağıntı kullanılabilir:

$$\bar{D}_s = 12,2 \times 10^4 r \left(\frac{\Gamma}{\rho_L n r^2} \right)^{0,6} \left(\frac{\mu}{\Gamma} \right)^{0,2} \left(\frac{\sigma \rho_L L_p}{\Gamma^2} \right)^{0,1} \dots\dots\dots (5.34)$$

Burada, \bar{D}_s = ortalama damla çapı, μm

r = disk yarıçapı, ft

Γ = püskürtülen kütle lb/ (ft disk çevresixdak)

σ = sıvının yüzey gerilimi, lb/ dak²

ρ_L = sıvının yoğunluğu, lb/ ft³

n = disk hızı, rpm

μ = sıvının viskozitesi, cp

L_p = disk çevresi , $2\pi r$, ft

Her bir damlanın ısı aktarım katsayısı Denklem (5.34) ile hesaplanabilir. Çapı bilinen bir damlanın kurutulması için gereken süre yalnızca ısı aktarım katsayısına değil, damlaların birbirine karışırken izlediği yola da bağlıdır. Yükselik/ çap oranı düşük olan kurutucularda bu karışım tavana yakın gerçekleşir ve bu durumda itici güç, sıcaklık yaklaşımı; gerçek paralel akımdakinden daha düşük olur. Asıl olan ortalama damla kuruluğu değil son damlaya kadar kurutmadır. Genellikle kurutma süresi hesaplanırken en iri damlanın çapı, Denklem (5.34)'deki \bar{D}_s 'in çapının iki katı alınır.

Bir püskürtmeli kurutucuda ortalama damla çapları atomizer disk kullanıldığında 20 μm den, (sprey uçları iri olduğunda) 180 μm 'ye kadar değişir. Paralel akışlarda içerde kalma süresi 3 – 6 s arası olurken, ters akımlarda 25 -30 s arasına çıkar.

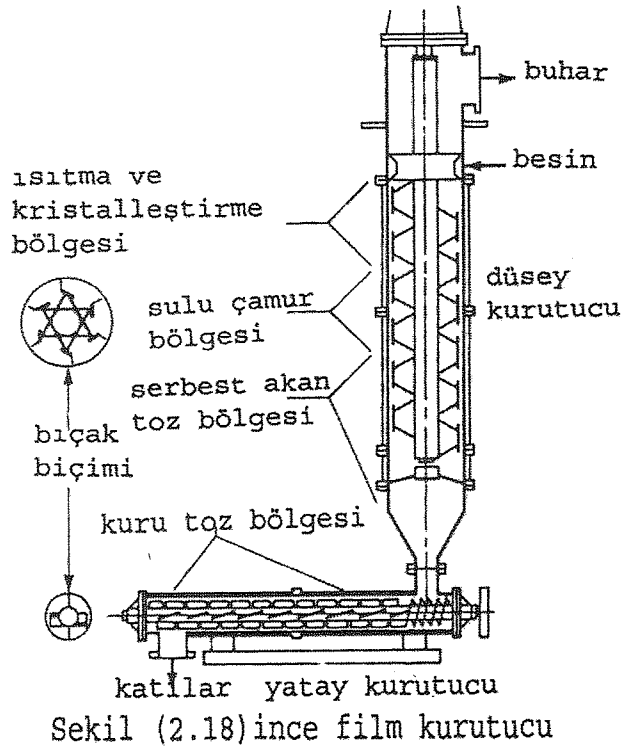
Sprey kurutucuların en önemli yararları, çok kısa sürede kurutma yaparak ısıya hassas maddelerin kurutulması ve katı ürünün, içi boş küreler halinde eldesidir. İstenen tutarlılıklar; yığın yoğunluğu, görüntü, bazı ürünlerin akıcılık özellikleri gibi gıda ve sentetik deterjanlarda önemi olan özelliklerdir ki başka hiçbir kurutucuda bunlar sağlanamaz. Ayrıca sprey kurutucular; çözeltiler, sulu çamurlar, ince pastalar gibi besinleri alıp tek kademedede paketlenebilecek kuru ürüne dönüştürebilirler. Bir sprey kurutucu; bir buharlaştırıcının, bir kristalleştiricinin, bir kurutucunun, bir ufalayıcının ve bir elek analizcinin görevlerinin birleşimini yapmaktadır. Böyle bir kurutucu ile, yapılması gereken işlemlerde önemli basitleştirmeler yapılmış olur.

Sadece kurutucular düşünüldüğünde sprey kurutucu çok verimli değildir. Isının pek çoğu atılan gazlarla kaybedilmektedir. Bu üniteler çok büyük ve hantaldır, çoğunlukla 25 m ya da daha yüksek ve işletilmesi zordur. Paketlemede önemi olduğu için kuru ürünün yığın

yoğunluğunu sabit tutmak zordur, bu belki de besindeki katı içeriğindeki değişimlere olan hassasiyetten, giren gaz sıcaklığından ve diğer değişkenlerdendir.

Sprey kurutma çözeltilerinde, içerde doygunluk olmadan buharlaşma yüzeyde gerçekleşir ve katılar hemen damlanın yüzeyinde birikir. Çözünenin içeri difüzyonu, içerdeki buharın yüzeye difüzyonundan daha yavaş olduğundan katılar yüzeyde birikir. Bir sprej kurutucuda son kuru ürünün içi boştur ve çok gözeneklidir.

İnce Film Kurutucu: Bunlar bazı alanlarda sprej kurutucularla rekabet halindedirler; çözelti ya da sulu çamuru ince film şeklinde alıp, kurutup serbest akan katı ürüne çevirirler. Normalde iki bölümden oluşurlar: biri düşey, karıştırmalı bir buharlaştırıcı gibidir ve sıvının çoğu burada buharlaşır ve diğeri ondan gelen yaş ürünü alıp istenen kuruluğa getiren yatay bölmedir Şekil (5.18)

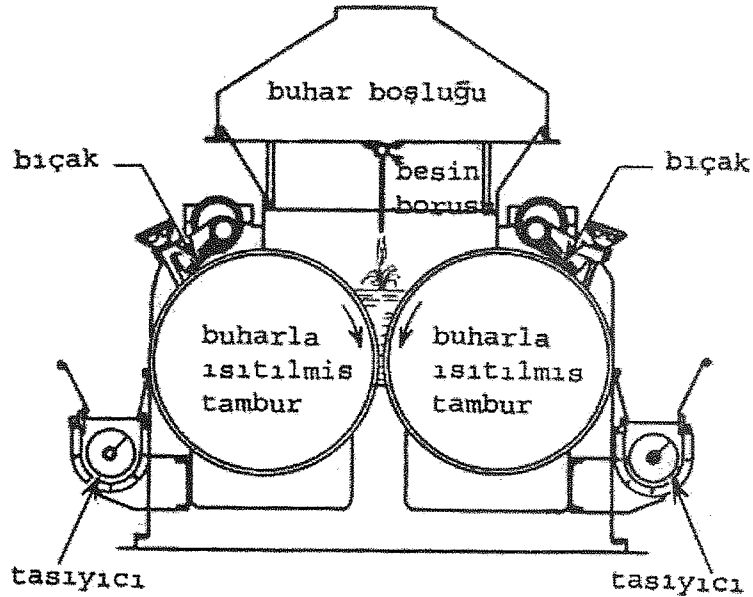


İnce film kurutucularda hiçbir gaz dışarı atılmadığından ısı verimliliği yüksek, katı kayıpları düşüktür. Katı tanelerden çözücünün uzaklaştırılması ve geri kazanılmasında çok yararlıdırlar. Onlar nispeten pahalıdırlar ve ısı aktarım alanları ile sınırlıdırlar. Sulu ve çözümlü besinlerin her ikisinde de besleme hızı 100 -200 kg/(m² h) arasında olabilir.

Tamburlu Kurutucular: Tamburlu kurutucularda bir ya da iki adet, içerden ısıtılmış metal tambur vardır ve bunların dış yüzeyinde ince sıvı tabakaları kurutuluncaya kadar buharlaşma yapılır. Tamburlar yavaş bir hızla dönerken kuru ürünler yüzeyden kazanır.

Tipik bir tamburlu kurutucu Şekil(5.19)'da görülmektedir. Sıvı besin bir boru ile tamburların içinde döndüğü havuza beslenir. Isı dokunumla sıvıya iletiildiğinden daha tamburların arasında, çözeltinin derişimi artar. Derişik çözelti havuzun dibinden viskoz bir sıvı halinde tamburun kalan yüzeyine yapışır. Tambur dönerken bütün sıvı buharlaşır ve ince kuru bir tabaka haline gelen ürünü bıçaklar kazıyarak taşıyıcılara akıtırlar. Buharlaşan nem tepedeki buhar boşluğunda toplanıp uzaklaştırılır.

Çift tamburlu kurutucular seyreltik çözeltilerde, çözünürlüğü yüksek olan maddelerin derişik çözeltilerinde ve orta ağırlıklı sulu çamurlarda etkindirler. Sınırlı çözünürlüğü olan tuz çözeltilerinde ya da tamburlar arasında çökerek aşırı basınç yaratan, aşındırıcı maddelerin çözeltilerinde etkili değildirler.



Sekil (2.19) Ortadan beslenen çift tamburlu kurutucu

Merdane çapları 0,6 – 3 m, boyları 0,6 – 4 m ve devirleri 1 – 10 rpm arasında değişir. Katının sıcak metale dokunum süresi 6 -15 s dir ki bu da ısıya hassas maddelerin bile biraz parçalanması için kısa bir süredir.

Isı aktarım katsayısı en iyi şartlarda 1200 -2000 W/(m² K) gibi yüksek fakat şartlar iyi olmadığında bu değerlerin onda birine düşebilecek gibidir. Kurutma kapasitesi tamburun aktif alanıyla orantılı olup genelde 5 – 50 kg/(m² xh) kurutma alanı içindir.

Kurutma Cihazının Seçimi:

Bir kurutucu seçimi yapılırken ilk düşünülecek şey işletilebilir olmasıdır; daha sonra istenen ürünü istenen biçimde ve hızda üretebileceği gelir. Piyasada çok çeşitli kurutucular olmasına rağmen bunların çoğu rakip olmaktan çok birbirini tamamlayan birimlerdir. Kurutma probleminin doğası hangi tip kurutucu olacağını belirlemede en azından birkaç kurutucu ile sınırlamaktadır. Son karar anapara ve işletme maliyetine göre verilir. Ayırma sisteminin bütününe maliyetine de dikkat edilmelidir.

Genel Önlemler:

Bazı genel yol gösteren noktalar olmakla beraber bunlar kesin değildir ve farklılıklar olabilir. Üretilen katı miktarı 150 -200 kg/h 'ten az ise banyolu kurutma; 1- 2 ton/h 'ten büyük üretim hızlarında çoğunlukla sürekli kurutma seçilebilir. Ara üretim hızlarında diğer etkenlere bakılmalıdır. Isıya hassas maddeler vakum altında ve düşük sıcaklıkta ya da (flaş ve sprej kurutucularda olduğu gibi) sıcak gazlara çok kısa süreli dokunumla kurutulmalıdır. Kırılgan maddeler tepsili kurutucuda, elek taşıyıcıda ya da kule kurutucuda (alt rafa taranmamak kaydıyla) kurutulmalıdır.

Ayrıca kurutucunun işletilmesi güvenilir ve ekonomik olmalıdır. İşletme ve bakım giderleri aşırı olmamalı, havayı kirletmemeli enerji tüketimi en aza inmelidir. Diğer cihazlarla karşılaştırıldığında en iyi şartları sağlayan seçilmelidir.

Kurutma açısından bakıldığında, ısıl verimliliği daha düşük olan adiabatik kurutucular, genellikle adiabatik olmayanlardan daha ucuzdurlar. Ne yazık ki adiabatik olanlarda aşırı tozlaşma ve toz taşınımı yer almakta ve kurutma gazının tozlardan arınması gerekmektedir. Toz tutucular da kurutucunun kendisi kadar maliyet getirmektedir. Bu nedenle çoğu kez adiabatik kurutucular daha az ekonomik olmakta ve çok az gazla ya da gazsız çalışan, adiabatik olmayanlar tercih edilmektedir. Döner kurutucular bu nedenle iyi bir seçim olabilir. Çok ince taneler ya da sıcak gazlara açılmayacak kadar kimyaca çok reaktif maddeler kurutulduğunda adiabatik olmayanlar seçilir. Onlar ayrıca çözücünün ayrılıp geri kazanıldığı problemlerde de geniş kullanım bulur.

Tüm Ayırma zinciri; Buharlaştırıcı Kurutucular: Çoğu endüstriyel işletmelerde katılar su ya da diğer çözücüler içinde çözünmüş haldedir ve katıların ayrılıp paketlemeye ve satışa hazır kuru, saf ve granüllü ürün haline gelmesi istenmektedir. İşlem sıralamasına göre buharlaştırma, kristalleştirme, süzme ya da santrifüjleme, kurutma, boyut küçültme, sınıflandırma ve elek analizi gibi işlemler gerekebilir bu da 5-6 tip cihaz demektir. Bazen bir buharlaştırıcı- kurutucu bunların birkaçını gereksiz yapar. Sprey kurutucu, tamburlu kurutucu ve ince film kurutucular sıvı besini alıp granüller halinde kurularak paketlemeye hazır duruma getirirler. Nemin mekanikten çok ısı olarak giderilmesinin maliyeti, bazen tek bir cihazın kurulup işletilmesini birçok cihazın kurulmasından daha pahalı yapar. Bu nedenle, kuru üründe bulunması sakıncalı kirleticilerin kurutmadan önce bir ön işlemle giderilmesi gerekir. Dolayısıyla bir mühendisin tek bir kurutma kademesinden çok tüm ayırma işlemlerine dikkat etmesi gerekir.

PROBLEMLER:

5.1. Florspar (CaF_2); ters akımlı , adyabatik bir döner kurutucuda; kuru temelde % 6 nemden % 0,4 neme 18 000 lb/st kuru katı hızında kurutulacaktır. Isıtan hava 1000°F de 0,03 nemlilikte ve 150°F yaş termometre sıcaklığındadır. Katıların özgül ısı kapasitesi 0,48 Btu/(lb. $^\circ \text{F}$) olup kurutucuya 70°F de girip 200°F 'de çıkmaktadır. Havanın en yüksek akış hızı 2000 lb/(ft² st)'tir. a) Denklem (2.8) uygunsa, $N_t = 2,2$ ise, kurutucunun çapı ve uzunluğu ne olmalıdır? Bu tasarım yapılabilir mi? b) a şıkkındaki problemi $N_t = 1,8$ için tekrarlayın.

5.2. Gözenekli bir katı banyolu bir kurutucuda, sabit kurutma koşullarında kurutulmaktadır. Nem içeriğini % 35 den % 10'a indirmek için 7 saat gereklidir. Kritik nem içeriği % 20 ve denge nemi % 4 dür. Bütün nem içerikleri kuru temelde verilmiştir. Hızın azalma döneminde kuruma hızının serbest nem içeriği ile orantılı olduğunu varsayarak, aynı kurutma koşullarında benzer bir örneğin % 35 nemden % 5'e düşürülmesi için ne kadar süre gereklidir?

5.3. Bir yaş levha yaş temelde %50 nem içermekte ve 5 kg gelmektedir. Levhanın boyutları 600x900 mm ve 75 mm kalınlığındadır. % 20 nemli ve 20°C ' taki hava ile denge nemi %5'dir. Kuruma hızı; yukarıdaki madde ile verilen şartlardaki havanın belli bir hızında dokunum sağlamak üzere alttaki Tablo (5.3)'da verilmiştir. Kurutma bir yüzden yapılmaktadır. Verilen levhayı yaş temelde % 15 neme düşürmek için gerekli süre nedir?

Tablo.5.3.(Problem 5.3'e ait Bilgiler)

Yaş levha ağırlığı,kg	9,1	7,2	5,3	4,2	3,3	2,9	2,7
Kuruma hızı,kg/(m ² st)	4,9	4,9	4,4	3,9	3,4	2,0	1,0

5.4. Sürekli ve ters akımla çalışan bir kurutucu; 800 lb yaş, gözenekli bir katıyı kuru temelde, 1 saatte %140 nemlilikten % 20 nemliliğe, 120° F'deki ve yaş termometre sıcaklığı 70° F olan hava ile kurutmak için tasarlanacaktır. Çıkış nemi 0,012 olmalıdır. Ortalama denge kuru temelde nemi % 5'dir. Kritik noktada toplam nem, kuru temelde %40'dır. Kurutucu boyunca katını sıcaklığı havanın yaş termometre sıcaklığından 3° F yukarıdadır. Isı aktarım katsayısı 12 Btu/(ft² st.° F)'dir. Havaya açık olan alan 1,1 ft² /lb kuru katı'dır. Katılar kurutucuda ne kadar beklemelidir?

5.5. Kuru temelde % 30 aseton taşıyan 2 m eninde ve 0,76 mm kalınlığında bir polimer filmi, içerden ısıtılan bir tamburda kurutulacaktır. Her iki yüzünden, içinde hiç aseton bulunmayan 1 atm basınç ve 65° C'daki hava ile kurutulacaktır. Hava, film tabakasına 3 m/s hızla çapraz akmaktadır. Kritik noktadaki aseton kuru temelde, ağırlıkça % 10'dur. Dengedeki aseton miktarı ihmal edilebilir. Kuru katının yoğunluğu 800 kg/m³ 'dür. a) Sabit hız döneminde film tabakasının yüzey sıcaklığı nedir? b) Sabit kuruma hızı kg/(m² st) olarak nedir? c) Eğer asetonun katıdaki difüzyon katsayısı 8×10^{-4} cm² /s ise asetonun % 30 dan % 0,5'e düşmesi ne kadar sürer? Aseton-hava karışımlarında $h_y / (M_B k_y) = 1,76$ 'dır.

KATI TANECİKLER İLE İLGİLİ İŞLEMLER

Katı taneciklerinin çeşitli özellikleri ve biçimleri vardır. Levha, toz, parça, sıcak, aşındırıcı, kırılğan, patlayıcı, plastik, yapışkan v.b. gibi. Ne tür olurlarsa olsunlar taşınır hale getirilmeleri fabrika işleyişi bakımından önemlidir.

Bütün boyut ve biçimler arasında en önemli olanları ufak tanelerdir. Katı akımları ile ilgili makine ve teçhizatın tasarımlarında katı yığınlarının kütle ve özellikleri bilinmelidir.

Katı Taneciklerin Tanımlanması:

Bir katı tane tanımı; boyut, biçim ve yoğunluğu ile yapılır. Homojen katı tanelerinin yoğunluğu, yığın yoğunluğu ile aynıdır. Maden cevheri gibi heterojen maddelerin yoğunlukları yer yer değişir ve tanenin yoğunluğu, yığın yoğunluğundan farklıdır. Küp, küre gibi düzgün biçimli tanelerin boyut ve biçimini belirlemek kolaydır. Fakat kum, mika yaprağı gibi düzensiz tanelerde boyut ve biçim tariflerinin açıkça belirtilmesi gerekmektedir.

Tane Biçimi:

Tane biçiminin, daha önce de anlatıldığı gibi, küresellik ϕ_s terimi ile ifade edilmesi uygundur. D_p çaplı küresel bir tanenin küreselliği $\phi_s = 1$ ' dir.

$$\text{Küre olmayan bir tane için küresellik; } \phi_s = 6 v_p / (D_{pe} s_p) \dots\dots\dots(6.1)$$

Burada ; v_p = Bir tanenin hacmi,

s_p = Bir tanenin yüzey alanı

D_{pe} = Bir tane ile aynı hacimdeki kürenin eşdeğer çapıdır.

Küpler ve çapı boyuna eşit silindirler için D_{pe} yüksekliktir ve ϕ_s birdir. Tablo (6.1)'de de görüldüğü gibi düzensiz biçimdeki tanelerde ϕ_s birden küçüktür. Birçok kırma işleminden geçen bir maddede küresellik 0,6 ila 0,7 arasındadır.

Tablo (6.1): Çeşitli Maddelerin Küreselliği

Madde	Küresellik ϕ_s
Küreler, Küpler, (L=D olan) kısa silindirlere.....	1,00
Yuvarlak Kum.....	0,83
Pulverize Kömür Tozu.....	0,73
Çok köşeli Kum.....	0,73
Kırılmış Cam	0,65
Mika Yaprakları.....	0,28
Kolon Dolgu Maddeleri : mermer, semer.....	0,30
Raschig halkası.....	0.30

Tane Boyutu: Tane boyutunu vermek için eş boyutlu tanelerde genellikle çap temel alınır. Bir yönde daha uzun olanlarda ise ikinci ana boyut temel alınır. İğne biçimli bir tanede ana boyut kalınlıktır.

Taneler boyut aralıklarına göre farklı birimlerle ifade edilirler. İri taneler inç ya da cm ile; ince taneler elek açıklığı mesh ile; çok ince taneler μm ya da ηm ile; ultra ince taneler birim kütledeki yüzey alanı ile ve ekseriya m^2/g olarak belirtilirler.

Standart Elek Serileri: Tel örgülerin oluşturduğu kare deliklerin açıklıkları, içinden geçen tane boyutunu belirler. 3 in. (7,62 cm) ile 0,0015 in.(0,00381 cm) arasında sıralanan elekler, bir sonrakinin açık alanı, bir öncekinin 2 katı olacak şekilde yapılmıştır. Gene bütün alanlar 200 mesh(0,0074 cm)'lik elek temel alınarak düzenlenmiştir. Bir kenarı 2,54 cm olan karedeki delik sayısı mesh sayısıdır. Tablo (6.2)'de Tyler Standart elek serileri görülmektedir, bu arada tel kalınlıkları da değişmektedir. Bir elekten bir sonrakine geçişte karenin bir kenarı da $\sqrt{2}=1,42$ kadar değişmektedir. Ara elekler de vardır ve bunların bir kenarı ana elekten $\sqrt[4]{2}=1,189$ defa farklı olmaktadır.

Karışık Tane Büyüklükleri ve Elek Analizleri: Tane büyüklüğü aynı D_s olan bir kümede toplam kütle m ve yoğunluk ρ_p ise hacim $v=m/\rho_p$ 'dir. Bir tanenin hacmi v_p ve kümedeki tanecik sayısı N ise,

$$N \cdot m / (\rho_p v_p) \dots\dots\dots(6.2)$$

Tanelerin toplam yüzey alanı ise: $A = N \cdot a_p = 6 m / (\rho_p \varphi_s D_{pe}) \dots \dots \dots (6.3)$

Denklem (6.2) ve (6.3)'ü değişik boyutlu ve yoğunluklu taneler karışımına uygulamak gerektiğinde önce eleklerden geçirerek ortalama sabit boyutlu ve yoğunluklu kesirlere ayırarak sınıflandırmalıdır. Takım halinde kullanılan eleklerde aşağıya doğru boyut küçülür. Elekten geçirilecek madde en üstteki eleğe yerleştirildikten sonra elekler takımı belli bir süre sarsılır ve sonra durularak elek aralarında kalan kısımlar tartılır. En ince elekten geçenler dip tavada tutulur. Her kesim için iki elek boyutu verilir; biri üstteki, diğeri alttaki elektrir. Örneğin 14/20 denildiğinde 14 mesh'den geçip 20 mesh'den geçemeyenler anlaşılır. Bu tür bir analiz ile yapılan bir tabloya diferansiyel (parçalı) analiz denir. Tablo(6.3)'de böyle bir analiz görülmektedir.

Burada, φ_n toplam kümenin n. eleğin üzerindeki kütle kesridir ve elek numaraları üstten başlar. D_{pn} ise n. elek eşitliğindeki tanenin çapıdır.

Tablo (6.3): Bir Diferansiyel Elek Analizi Örneği

Mesh	φ_n	D_{pn}	Mesh	φ_n	D_{pn}
4/6	0,0251	3,327	35/48	0,0102	0,295
6/8	0,1250	2,362	48/65	0,0077	0,208
8/10	0,3207	1,651	65/100	0,0058	0,147
10/14	0,2570	1,168	100/150	0,0041	0,104
14/20	0,1590	0,833	150/200	0,0031	0,074
20/28	0,0538	0,0538	Tava	0,0075
28/35	0,0210	0,0210			

İkinci tip elek analizi Kümülatiftir (birikimli). Bir kümülatif analiz, diferansiyel analizdeki kesirlerin en büyük çaplıdan başlayarak birbirine eklenmesi ile elde edilir.

$$\Phi = \varphi_1 + \varphi_2 + \dots \dots \dots = \Delta\Phi_{n_r} = \sum_{n=1}^{n_r} \Delta\Phi_n \dots \dots \dots (6.4)$$

Bütün kesirler toplandığında $\Phi=1$ 'dir. Bunun örneği Tablo(6.4)'de ve Şekil (6.1)'de görülmektedir.

Elek Analizleri ile Hesaplamalar: Diferansiyel analiz kullanıldığında her bir kesrin tane çapı, bir alt ve bir üst elek açıklıklarının aritmetik ortalamasıdır. Örneğin 10/14 mesh'ler

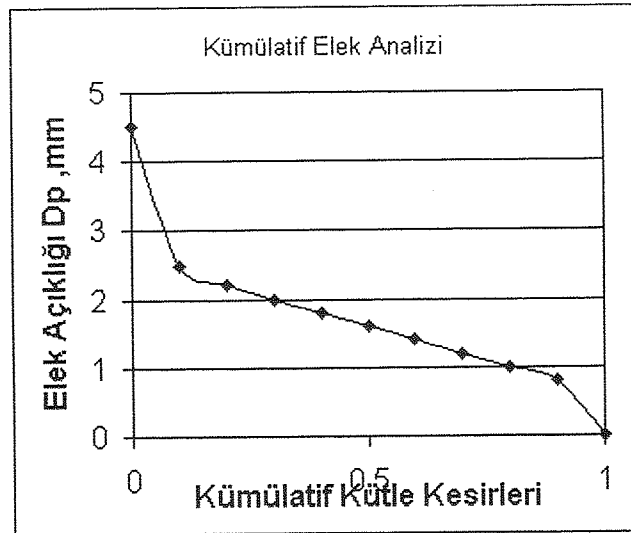
arasında $\bar{D}_p = (1,651 + 1,168) / 2 = 1,41$ mm'dir. Kümülatif analiz kullanılacak olduğunda D_p 'ye karşı çizilecek olan Φ grafiği sürekli bir fonksiyon olmalıdır. Bir kısmın ortalama çapı için bir kabul yapma gereği olmadığından kümülatif analizle yapılan hesaplar diferansiyel ile olandan daha doğru ve duyarlıdır.

Tablo (6.4): Bir Kümülatif Elek Analizi Örneği

Mesh	D_p (mm)	Φ	\bar{D}_{pi} (mm)	Mesh	D_p (mm)	Φ	\bar{D}_{pi} (mm)
4	4,699	0	-	33	0,417	0,9616	0,503
6	3,327	0,0251	4,013	48	0,295	0,9718	0,356
8	2,362	0,1501	2,845	65	0,208	0,9795	0,252
10	1,651	0,4708	2,007	100	0,147	0,9853	0,178
14	1,168	0,7278	1,409	150	0,104	0,9894	0,126
20	0,835	0,8868	1,001	200	0,074	0,9925	0,089
28	0,589	0,940	0,711	Tava		1,0000	0,037

Şekil.(6.1) Kümülatif Elek Analizi örneği

Küm.kütle	Elek açıklığı D_p mm
0	4,5
0,1	2,5
0,2	2,2
0,3	2
0,4	1,8
0,5	1,6
0,6	1,4
0,7	1,2
0,8	1
0,9	0,8
1	0



Karışımın Özgül Yüzeyi: Tane yoğunluğu ρ_p ve küresellik (ϕ_s)'in bilindiği ve fakat tane çapından bağımsız olduğu kabul edilsin. Diferansiyel analiz kullanılıyorsa Denklem (6.3)'teki hesaplamaların birim kütle için bütün kısımlarına uygulanıp toplam A_w 'nun bulunması gerekmektedir.

$$A_w = [6 \cdot \Phi_1 / (\phi_s \rho_p \bar{D}_1)] + [6 \cdot \Phi_2 / (\phi_s \rho_p \bar{D}_2)] + \dots + [6 \cdot \Phi_{nT} / (\phi_s \rho_p \bar{D}_{nT})]$$

$$= [6/(\varphi_s \rho_p)] \sum_{n=1}^{n_T} \Delta\Phi_n / \bar{D}_n \dots\dots\dots(6.5)$$

Burada dip sayılar elek numaralarını, n_T tüm elek sayısını, \bar{D}_n ortalama tane çapını göstermektedir.

Kümülatif analiz kullanılacak olduğunda Denklem(6.3) diferansiyel yazıldıktan sonra $\Phi=0$ ve $\Phi=1$ limitleri arasında integre edilerek A_w toplam yüzeyi bulunur.

$$A_w = [6/(\varphi_s \rho_p)] \int_0^{1,0} d\phi / D_p \dots\dots\dots(6.6)$$

İntegral sayısal yöntemle alınır. Birim kütledeki kümenin alanına özgül alan denir.

Ortalama Tane Boyutu: Bir taneler karışımında ortalama çap çeşitli yollardan bulunur.

1. Ortalama hacim-yüzey çapı: $\bar{D}_s = 6/(\varphi_s A_w \rho_p) \dots\dots\dots(6.7)$

$$\bar{D}_s = \frac{1}{\sum_{i=1}^n (\Delta\Phi_i / \bar{D}_{pi})} \dots\dots\dots(6.8)$$

2. Aritmetik ortalama çap: $\bar{D}_N = \int_0^{N_w} D_p \cdot dN / N_w \dots\dots\dots(6.9)$

Burada N_w; taneler kümesinin birim kütledeki tane sayısıdır.

2. Ortalayan çap(ortalama hacim çapı \bar{D}_v : bütün taneler kümesini eşit sayıda iki kümeye

ayırır. $\bar{D}_v = \left[\frac{1}{\sum_{i=1}^n (\Delta\Phi_i / \bar{D}_{pi}^3)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(6.10)$

3. Ortalama kütle çapı: $\bar{D}_w = \int_0^{1,0} D_p \cdot d\Phi \dots\dots\dots(6.11)$

Aynı tanelerden olan kümelerde bütün çaplar eşit çıkarsa da değişik çaplı taneler kümesinde her bir ortalama çap değerinden çok farklı çıkabilir.

Bir Karışımında Tane Sayısı: Tek bir tanenin hacmi $v_p = aD_p^3 \dots\dots\dots(6.12)$

ise burada a biçim çarpanıdır. a' nın boyuttan bağımsız olduğu varsayılarak:

$$N_w = \frac{1}{a\rho_p} \sum_{i=1}^n \frac{\Delta\Phi_i}{\bar{D}_{pi}^3} = \frac{1}{a\rho_p \bar{D}_v^3} \dots\dots\dots(6.13)$$

Tablo (6.2) Standart Elek Analizleri: National Bureau of Standards'ın kabullerine uygun olarak; Elek boyutları 0,0021 in.'lik telle örülü 200 mesh.'lik ve 0,0029 in. açıklığı olan elek boyutunu temel almıştır.

Mesh	Tam açıklık,in	Tam açıklık,mm	Yaklaşık açıklık,in	Tel Çapı,in.
	1,050	26,67	1	0,148
†	0,883	22,43	7/8	0,135
	0,742	18,85	3/4	0,135
†	0,624	15,85	5/8	0,120
	0,525	13,33	1/2	0,105
†	0,441	11,20	7/16	0,105
	0,371	9,423	3/8	0,092
2 $\frac{1}{2}$ †	0,312	7,925	5/16	0,088
3	0,263	6,680	1/4	0,070
3 $\frac{1}{2}$ †	0,221	5,613	7/32	0,065
4	0,185	4,699	3/16	0,065
5 †	0,156	3,962	5/32	0,044
6	0,131	3,327	1/8	0,036
7 †	0,110	2,794	7/64	0,0328
8	0,093	2,362	3/32	0,032
9 †	0,078	1,981	5/64	0,033
10	0,065	1,651	1/16	0,035
12 †	0,055	1,397		0,028
14	0,046	1,168	3/64	0,025
16 †	0,0390	0,991		0,0235
20	0,0328	0,833	1/32	0,0172
24 †	0,0276	0,701		0,0141
28	0,0232	0,589		0,0125
32 †	0,0195	0,495		0,0118
35	0,0164	0,417	1/64	0,0122
42 †	0,0138	0,351		0,0100
48	0,0116	0,295		0,0092
60 †	0,0097	0,246		0,0070
65	0,0082	0,208		0,0072
80 †	0,0069	0,175		0,0056
100	0,0058	0,147		0,0042
115 †	0,0049	0,124		0,0038
150	0,0041	0,104		0,0026
170 †	0,0035	0,088		0,0024
200	0,0029	0,074		0,0021
Daha İri Taneler için: 3 - 1 $\frac{1}{2}$ in.'lik açıklıklar				
			3	0,207
			2	0,192
			1 $\frac{1}{2}$	0,148

† Bu elekler daha sık aralıklar için olup standart elek boyutu olarak bilinenlerin arasına sokulmuştur. Bu ara eleklerin sokulmasıyla ardışık eleklerdeki açıklık çaplarının oranı $1:\sqrt{2}$ yerine $1:\sqrt[4]{2}$ olmuştur.

İnce Tanelerde Boyut Ölçümleri: Elek analizi ile ölçülemeyecek kadar ince olan taneler daha başka yöntemlerle ölçülürler:

- a) Diferansiyel sedimentasyon (çöktürme)
- b) Oturtulmuş yataklarda gözeneklilik ölçümleri,
- c) Süspansiyonun ışığı absorplaması,
- d) Gazların tane yüzeylerinde adsorplanması
- e) Mikroskopta görerek sayma,
- f) Elek analizlerinin ekstrapolasyonu.

Taneli Yığınların Özellikleri:

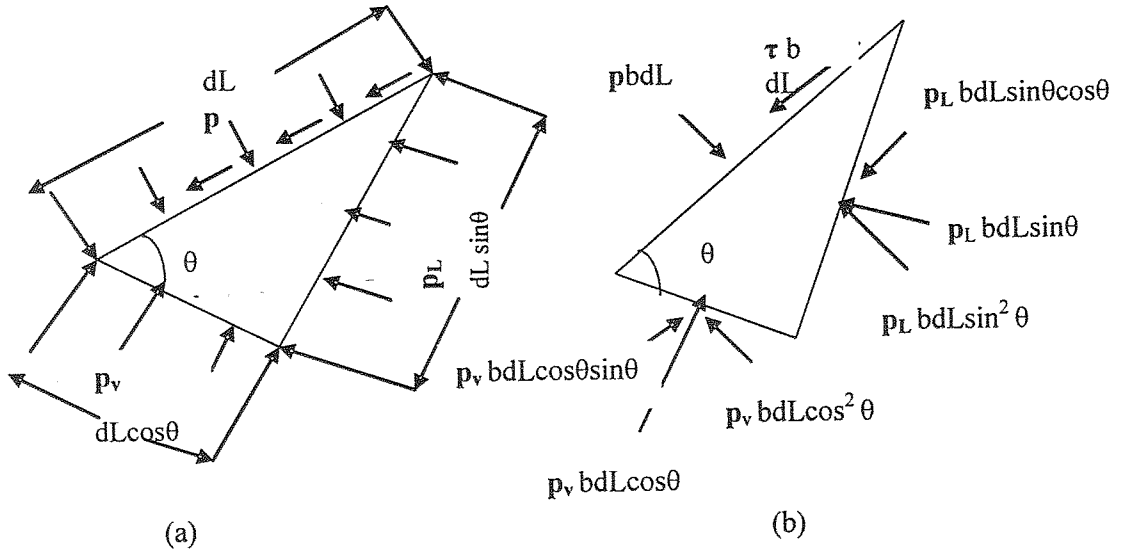
Kıtu tane yığınları, özellikle yapışkan olmayan kıru taneler, akışkanların pek çok özelliklerine sahiptirler. Buldukları kabın duvarlarına basınç yapar, açıklık ya da meyilli yarıklardan akarlar. Bununla beraber gaz ve sıvılardan ayrıldıkları yönler vardır. Örneğin basınç altında birbirlerine tutunurlar ve basınç belli bir seviyeyi aşmadıkça akmazlar. Birçok akışkandan farklı olarak granül katılar ve kıtu kitleler itme kuvvetine karşı sürekli bir direnç gösterirler. Bu kuvvet yeterince büyük ise direnç kırılır ve bir taneli katman diğerinin üzerinden kayar, bu esnada katmanlar arasında önemli ölçüde sürtünme olur. Newton olmayan plastik sıvılar ile taneli katıların akışı arasında yakın bir benzerlik vardır.

Kıtu Yığınlarının Ayrıcalıklı Özellikleri:

1. Basınç her yönde aynı değildir. Bir yönde uygulanan basınç, diğer yönlerde de basınç yarattırsa da diğerleri kendisinden daha küçüktür. Uygulama yönüne dik yöndeki basınç en düşük basınçtır.
2. Bir yığının yüzeyine uygulanan kayma gerilimi, dağılma oluncaya kadar statik bir kitleden geçer.
3. Kitle yoğunluğu, yığılmanın sıklığına göre değişir. Sıvılarda yoğunluk, her bir kıtu tanesinde de olduğu gibi yalnız sıcaklık ve basıncın fonksiyonudur ve her yerde aynıdır, fakat kıtu yığınlarında farklıdır. Yığın seyrek olduğunda kitle yoğunluğu minimumken, yığın vibrasyon ya da baskı ile sıklaştırıldığında maksimumdur. Akma özelliğine göre kıtu taneler ikiye ayrılır. Kum, tahıl, plastik, çapak gibi depo ve silolardan kolay akan ve yapışkan olmayan (noncohesive) maddeler; yaş kil gibi açıklıklardan akmakta geciken özelliğe sahip yapışkan (cohesive) maddeler.

Taneli Yığınlarda Basınç: Bir katı yığında minimum basınç, uygulanan basınca dik yönde oluşur. Homojen bir yığında normal basıncın (dik yöndeki), esas basınca oranı K' gibi bir sabittir ve maddenin bir özelliğidir. Bu da tanenin biçimine, tanenin eğilimlerine, tane yüzeylerinin yapışkanlığına ve yığılmanın sıklığına bağlıdır. Taneler çok küçük değilse ve serbest akabiliyorsa K' tane boyutundan bağımsızdır.

Uygulanan basınç p_v , ona normal basınç p_L ve arada bir açı yapan kuvvet p olsun. Şekil (6.2a)'da kalınlığı b , hipotenüsü dL uzunluğunda bir üçgen prizma kesmesi görülmektedir. p_v basıncı yandaki tabana uygulanırken hipotenüse düşen kuvvet p dir.



Şekil.(6.2)

Tabanla hipotenüs arasındaki açı θ dir. Denge halinde birbirinden farklı olan p_v ve p kuvvetleri yalnız p_L ile değil ayrıca τ kayma gerilimi ile dengelenir. Bütün bu kuvvetlerden oluşan gerilimler Şekil (6.2b)'de görülmektedir.

Bütün kuvvetleri hipotenüse dik eşitleyerek;

$$p \cdot b \cdot dL = p_L \cdot b \cdot dL \cdot \sin^2 \theta + p_v \cdot b \cdot dL \cos^2 \theta$$

$\sin^2 \theta$ yerine $(1 - \cos^2 \theta)$ yazıp her tarafı $b \cdot dL$ ile bölerek

$$p = (p_v - p_L) \cos^2 \theta + p_L \dots \dots \dots (6.14) \text{ olur.}$$

Benzer şekilde hipotenüse paralel kuvvetler de eşitlenir.

$$\tau = (p_v - p_L) \cos \theta \sin \theta \dots \dots \dots (6.15)$$

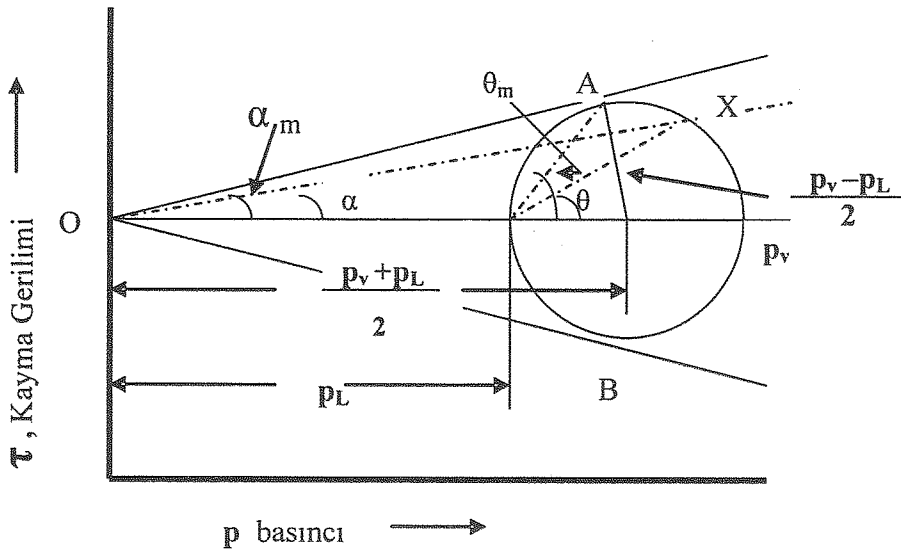
$\theta = 0^\circ$ iken $p = p_v$; $\theta = 90^\circ$ iken $p = p_L$ dir. Her iki halde de $p = 0$ dir. θ nın değeri bir ara değer olduğunda p ye dik doğrultuda kayma gerilimleri bulunur. Eğer θ nın alabileceği bütün değerler bir grafiğe çizilirse, yarıçapı $(p_v - p_L)$; merkezi yatay ekseninde $p = (p_v + p_L)/2$ de bulunan bir çember elde edilir ve buna Mohr gerilim çemberi denir. θ 'nın herhangi bir değer

için τ 'nun p 'ye oranı (p, τ) orijininden geçen OX doğrusunun p eksenini ile yaptığı α açısının tanjantına eşittir. θ ; 0 dan 90° ye kadar büyürken bu oran da maksimuma kadar büyüdüktan sonra küçülür. Orijinden geçen doğru gerilim çemberine teğet olduğunda (OA çizgisi) bu değer maksimumdur. Bu şartlardaki α da α_m maksimumdur. Şekil (6.3)'den maddenin yapışkan olmaması şartıyla p_v nin bütün değerleri için OA ve OB bütün gerilim çemberlerine teğettir. Bunlara Mohr kırılma zarfı denir. Yapışkan katılar ya da katı yığınlarında zarfı oluşturan teğetler orijinden geçmez ve düşey eksenin yatay eksenin ya altında ya da üstünde keserler. Normal (dik) basıncın uygulanan basınca oranı $p_L / p_v = K'$ dür. Buna göre;

$$\sin \alpha_m = \frac{1 - K'}{1 + K'} \dots \dots \dots (6.16)$$

$$\text{ve } K' = \frac{1 - \sin \alpha_m}{1 + \sin \alpha_m} \dots \dots \dots (6.17)$$

İç sürtünme açısı ve duruş açısı: α_m açısı maddenin iç sürtünme açısıdır. Bu açının tanjantı tanelerin yaptığı iki tabaka arasındaki sürtünme katsayısıdır. Granül katılar düz bir yüzeye yığılıp dengeye geldiklerinde yanları yatay ile daima yeniden oluşabilen açılara sahip bir tepe oluştururlar. Bu açı, duruş açısı α_r dir. İdeal şartlarda gerçekten homojen bir kitle için α_r ile α_m eşit olmalıdır. Uygulamada daima geri kazanılabilen bir duruş açısı sürtünme açısından daha küçüktür. Zira dış yüzeyi oluşturan taneler daha kuru, daha az yapışkan ve de daha seyrek dizilmişlerdir. Taneler daha yuvarlak ve pürüzsüz olduğunda duruş açısı küçüktür; çok ince köşeli ya da yapışkan taneler için açı büyüktür. Yapışkan katılar için K' 0,35 ile 0,6 yani 15° ile 30° ler arasında değişir.



Şekil (6.3) Yapışmayan katılarda Mohr Gerilim Çemberi

Yığınak Deposu: Kömür, kükürt gibi pulverize (tozlanmış) katılar genellikle açık alanlara yığılarak ve havaya karşı korumasız olarak depolanır. Burada yüzlerce ya da binlerce ton madde depolanabileceğinden en ekonomik çözüm de açığa yığmaktır. Katılar ihtiyaç oldukça küçük araba ya da kepçeli traktörle buradan alınıp taşıma bantlarına taşınır. Stokların miktarı, yığının hacmini tahmin edip yığın yoğunluğu ile çarpılarak hesaplanabilir. İnce öğütülmüş katıların bu şekilde yığılması rüzgar ve yağmura karşı sakıncalı olacağından, bu yöntem ancak iri ve suda çözünmeyen maddeler için uygundur. Bununla beraber kaya tuzu gibi maddeler açıkta sığ havuzlara konulabilir ve bunlar, yağmur suyunu da kendi yüklerinin çözünen kısmını da biriktirebilirler. Böyle bir kümenin içinden ve altından su dolandırılarak tuzlu su oluşturulabilir ki bu da daha sonra işleneceği birime pompalanır.

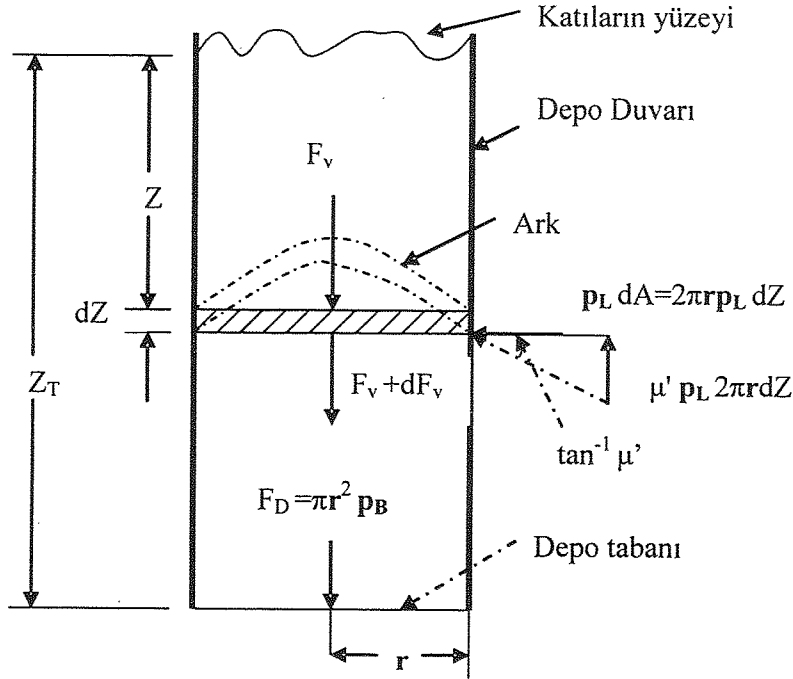
Kapalı Depolama: Çok değerli ya da çok çözünür olup dışarıda bırakılamayacak maddeler bunker, hopır (hünili küçük ara depo) ve silolarda saklanır. Bunlar silindirik ya da prizma biçiminde beton ya da madenden yapılır. Bir silo ufak çaplı fakat çok yüksektir. Bir bunker ise çok yüksek olmayıp oldukça geniştir. Hopır denen besleme hunileri eğik tabanlı ufak depolardır, içlerinde zaman zaman madde birikip, işlenmek üzere prosese beslenir. Bütün bu depolar bir elevatörle üstten doldurulup dipten boşalır. Depo tasarımında asıl sorun boşaltmanın rahat yapılabilmesidir.

Bunker, Hopır ve Silolarda Basınç: Granüllü katılar bir depoya yığıldıklarında duvarlara yapılan basınç, o noktadan üst yüzeye olan mesafenin gerektirdiğinden daha küçüktür. Genellikle duvarla katılar arasında sürtünme vardır ve taneler arasında iç kenetlenme olduğundan bu sürtünme bütün kitlede hissedilir. Duvardaki sürtünme kuvveti katının ağırlığını azaltırken deponun tabanına yapılacak basıncı da azaltır. Nihayet bu kuvvet öyle bir köprü ya da yay oluşturur ki altı boşaltılmış olsa bile üzerindeki maddenin akışını önler.

Granüllü katıların daire tabanlı bir deponun zeminine yapacakları basıncı bulmak için Şekil (6.4)'e bakmak gerekmektedir. Burada, maddenin üst seviyesinden Z kadar aşağıda dZ kalınlığında yatay bir tabaka alınmakta, deponun yarıçapı r, depolanın maddenin tüm yüksekliği Z_T olmaktadır. Bu tabakaya üstten uygulanan kuvvet F_v ise düşey basınç

$$p_v = F_v / (\pi r^2) \dots\dots\dots(6.18)$$

$$\text{ve burada } dF_v = \pi r^2 dP_v \dots\dots\dots(6.19)$$



Şekil (6.4): Dik kenarlı, daire kesitli depoda kuvvetler

Düşey kuvvet tabakadan sonra dF_g ağırlık kuvveti kadar artarken sürtünme kuvveti dF_f kadar azalacaktır. Böylece , $dF_v = dF_g - dF_L$(6.20)

$dF_g = \pi r^2 dZ \rho_b g$ 'dir. Burada ρ_b yığın yoğunluğudur. Sürtünme kuvveti depo duvarlarındaki μ' sürtünme katsayısı ile yatay kuvvetin F_L çarpımı kadardır. Yatay kuvvet F_L ise yatay basınç ile $2\pi r dZ$ alanının çarpımına eşittir.

$$dF_v = \pi r^2 dP_v = \pi r^2 dZ \rho_b g - \mu' (2 \pi r p_L dZ) \dots\dots\dots(6.21)$$

$p_L / p_v = K'$ yazarak ve her tarafı πr ile bölerek

$$r dP_v = (r \rho_b g - 2 \mu' K' p_v) dZ \dots\dots\dots(6.22)$$

p_B bunker tabanındaki düşey basıncı göstermek üzere düşey basınç 0 ile p_B arasında değişirken Z mesafesi de 0 ile Z_T arasında integre edilirse,

$$\int_0^{Z_T} dZ = \int_0^{p_B} \frac{r \cdot dP_v}{r \rho_b g - 2 \mu' K' p_v} \rightarrow Z_T = \frac{r}{2 \mu' K'} \ln(r \rho_b g - 2 \mu' K' p_v) \dots\dots\dots(6.23)$$

$$p_B = \frac{r \rho_b g}{2 \mu' K'} (1 - e^{-2 \mu' K' Z_T / r}) \dots\dots\dots(6.24)$$

Bu denkleme Jansen Denklemi denir ve deneylere uygun olmaktadır. Taban basıncının yükseklikle olan ilgisi Şekil (6.5)'de görülmektedir. Pek çok katı için, bunkerdeki madde

yüksekliği taban çapının 3 katını geçtikten sonra madde ilavesi, taban basıncına etki etmemektedir.

Bunkerin tabanı dairesel olmadığında r , hidrolik yarıçapın iki katı ile yer değiştirir. Deneysel olarak sürtünme katsayısı, madde yığınının eğik yüzünün kaymağa başladığı açıdan bulunur. Bu açının tanjantı μ' nü verir. Bir beton ya da düzgün metal yüzeyindeki granül maddelerde μ' 0,35 ile 0,55 arasında değişir.

Depoların Boşaltılması: Katılar tabana yakın bir açıklıktan dışarı akmağa başlarsa da en iyi boşaltma tabanın açılması ile yapılır. Örnek (6.2)'de de gösterildiği gibi yanlardaki basınç, aynı seviyedeki düşey basınçtan daha küçüktür. Bu nedenle açıklık kolayca tıkanır. Ayrıca katıların bir yandan boşaltılması bu sırada diğer yandaki yatay basıncı artırır. Bir tabandan boşaltmada tıkanma ihtimali daha zayıf olur ve herhangi bir noktada aşırı basınç yaratmaz.

Çok küçük depoların dışında boşaltım için bütün tabanı açmak uygun değildir. Genellikle konik ya da piramit tabanlar, çok küçük, dairesel, vana ya da döner besleme tablası ile kapaklanabilen çıkış yerine elverişlidirler. Tabanın eğik yan duvarlarındaki basınç, Denklem (6.25) ile verilenden daha küçüktür. Ayrıca boşaltım sırasında düşey basınç, hareketsiz halinde basıncın % 5 -10 'u kadar artışlarla sapmalar gösterebilir.

Serbest akabilen katıların bulunduğu deponun tabanı açıldığında, deliğin hemen üzerindeki madde, derhal akmağa başlayacaktır. Katıların merkezindeki bir sütun, çevresindekileri hiç kırıpırdatmadan aşağı doğru akacaktır. Nihayet yatay akış başlar. Önce en üst tabaka akar. Üst yüzeyde konik bir çöküntü oluşur. Bunker tabanında ve duvar dibindeki katılar en sonra akar. Madde enlemesine, merkezdeki kolona doğru, katıların iç sürtünmesinden oluşan açığa eşit bir açıyla akar. Tepeden, aynı maddeden, boşalım hızına eşit hızda madde ilave edilse de bunker duvarlarının dibindeki madde hareketsiz kalır ve akış süresi ne kadar uzarsa uzasın, boşalmaz.

Ağırlık nedeniyle bir bunkerin dibindeki dairesel açıklıktan akan katı granüllerin akış hızı dairenin çapı ve katının özellikleri ile orantılıdır. Geniş boyut aralıklarında, katı yatağın yüksekliğinden bağımsızdır. ρ_p yoğunluğunda ve 4 – 20 mesh boyut aralığında, serbest akabilen bir katının akış hızını veren ampirik bir bağıntı aşağıda verilmektedir:

$$\dot{m} = \frac{\rho_p D_o^n}{(6,288 \tan \alpha_m + 23,16)(D_p + 1,889) - 44,90} \dots\dots\dots(6.25)$$

Burada, \dot{m} = katıların akış hızı (lb/dak)

D_o = Depo çıkış deliğinin çapı (in.)

α_m = Katıların iç sürtünme açısı

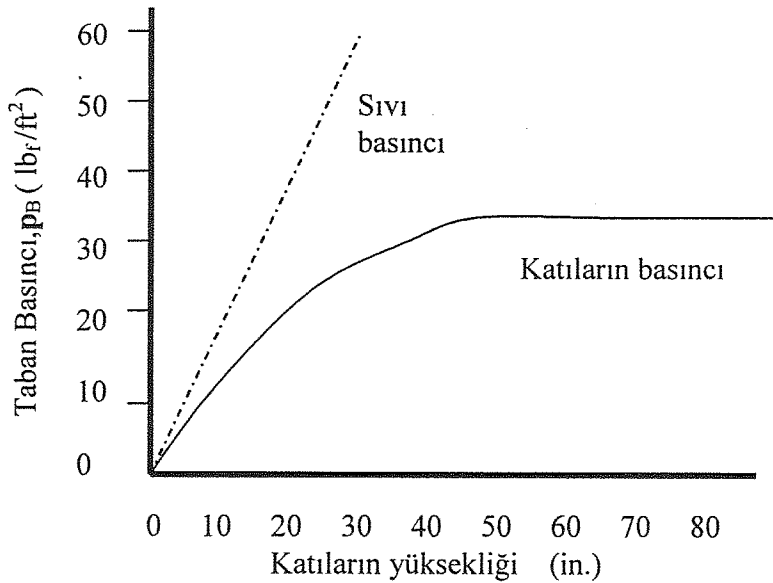
$$D_p = \text{Tane çapı (in.)}$$

Üs olan n 'nin değeri, çok köşeli taneler için 2,8 den küreler için 3,1'e kadar değişir.

Yapışkan katıların akmağa başlaması daha zordur, fakat akışın başlaması hemen çıkış deliğinin üzerindeki maddede olur. Üstteki katıların dışarı çıkışı dik kenarları ile bir kapağın çıkışına benzer. Yapışkan katılar ve hatta kuru pudralar, düşey yüzeylere kuvvetlice yapışırlar ve hatta çıkışın üzerine isabet eden büyük çaplı bir kapağın havada tutulmasını sağlarlar. Böylece akmanın başlaması ve devamı için bunker duvarlarında çekiçler ve vibratörler, bunker zemininde iç tırmıklar ya da çıkış kapısında hava jetleri gereklidir. Akmayı başlatabilmek için bazen bunker duvarındaki bir delikten girip akışkanı karıştıran ve akışı başlatan bir çubuk bulunur.

Katıların birdenbire boşalabileceği durumlarda çıkış kapısını hemen kapatabilmek için çıkış yerinin küçük olması uygundur. Diğer taraftan çıkış kapısı yarım açık olduğunda istenen akış hızını verebilecek genişlikte de olmalıdır.

Ark Oluşumu: Denklem (6.25)'in çıkarılışında, madde hareketsizken bile bunker duvarlarında düşey bir kuvvetin etki ettiği düşünülmüştür. Düşey ve yatay kuvvetlerin bileşimi Şekil (6.4)'deki $\tan^{-1} \mu'$ ne eşit bir açıyı vermektedir. Bu da alttaki gevşek granüller üzerinde bir kubbenin kemerinin (arkının) oluşumunu sağlar. Yapışkan maddelerde çıkış kapısı açıldığında bu kemer, zaman zaman yıkılsa da çoğu kez tekrar kurularak üzerindeki maddeyi tutarak akmasını önler.



Şekil (6.5) Silindirik depolarda taban basıncı

Örnek 6.1.: Tablo (6.4)'deki elek analizinin kırılmış kuarts örneğine uyduğu varsayalım. Tanelerin yoğunluğu 2650 kg/m^3 ($0,00265 \text{ g/mm}^3$) ve biçim çarpanları $a=2$, $\phi_s=0,571$ olsun. 4 – 200 mesh arasındaki maddeler için:

- a) 1 g kütle için A_w (mm^2) ve N_w tane sayısını hesaplayın, b) \bar{D}_v , c) \bar{D}_s , d) \bar{D}_w ve e) N_i yi 150/200 mesh arası için hesaplayın, f) Toplam tanelerin 150/200 mesh aralığındaki kesri ne kadardır?

Cözüm: $A_w = \frac{6}{0,571 \times 0,00265} \sum \frac{\Delta\Phi_i}{\bar{D}_{pi}} = 3965 \sum \frac{\Delta\Phi_i}{\bar{D}_{pi}}$ ve

$$N_w = \frac{1}{2 \times 0,00265} \sum \frac{\Delta\Phi_i}{\bar{D}_{pi}^3} = 188,7 \sum \frac{\Delta\Phi_i}{\bar{D}_{pi}^3}$$

- a) 4/6 mesh kesrinde \bar{D}_{pi} aritmetik ortalama çap Tablo (6.4)'den $(4,699+3,327)/2=4,013$ mm.

Bu kesir $\Phi_i=0,0251$ dir; $\Phi_i/\bar{D}_{pi}=0,0251/4,013=0,0063$ ve $\Phi_i/\bar{D}_{pi}^3=0,0004$ dür.

Benzer hesaplamalar diğer kesirler için yapılır ve toplanır. $\sum \Delta\Phi_i/\bar{D}_{pi} = 0,8284$ ve

$\sum \Delta\Phi_i/\bar{D}_{pi}^3 = 8,8296$ bulunur. En alt tavada kalan kısım bunların dışında kaldığından $(1-\Phi_1)=1-0,0075=0,9925$ bulunur. Bu kısmın yüzey alanı ve tane sayısı ise:

$$A_w = \frac{3965 \times 0,8284}{0,9925} = 3309 \text{ mm}^2/\text{g} ; N_w = \frac{188,7 \times 8,8296}{0,9925} = 1679 \text{ tan e/g}$$

b) $\bar{D}_v = \frac{1}{0,8284^{1/3}} = 0,4238 \text{ mm}$

c) Hacim-yüzey ortalama çapı: $\bar{D}_s = \frac{1}{0,8284} = 1,207 \text{ mm}$

d) Kütle ortalama çapı: Tablo(6.4)'deki bilgilerden: $\sum \Delta\Phi_i \bar{D}_{pi} = \bar{D}_w = 1,677 \text{ mm}$

e) 150/200 mesh arasındaki tane sayısı: $N_2 = \frac{\Delta\Phi_2}{\rho_p \bar{D}_{p2}^3} = \frac{0,0031}{2 \times 0,00265 \times 0,089^3} = 836 \text{ tan e/g}$

Bu da yukarıda kalan 12 kesir içinde $836/1679=0,498$ ya da %49,8 eder. Tavada kalan tane sayısı ve yüzey alanı iri tanelere kıyasla anormal derecede büyüktür fakat Tablo(6.4)'den bunun doğru hesaplanması kolay değildir.

Örnek (6.2): Çapı 1,82 m (6 ft), yüksekliği 15,24 m (50 ft) olan bir absorplama kulesi eş boyutlu, kırılmış kok ile dolgulu kuleye dönüşecektir. Kokun tabanda yaratacağı düşey ve yatay basınçlar nelerdir? Aynı yoğunluk ve yükseklikteki bir sıvının yaratacağı basınç ile kıyaslayın. Yığın yoğunluğu $\rho_b=481 \text{ kg/m}^3$ (30 lb/ft^3) ve $\alpha_r=28^\circ$ dir.

Cözüm: $\alpha_m = 32^\circ$ varsayalım. $\sin \alpha_m = 0,5299$

$$K' = \frac{1 - 0,5299}{1 + 0,5299} = 0,307 ; \quad r = 0,91 \text{ m} ; \quad Z_T = 15,24 \text{ m} ; \quad \mu' = \tan 32 = 0,5$$

Denklem (6.24)den:

$$p_B = \frac{0,91 \times 481 \times 9,81}{2 \times 0,5 \times 0,307} \left(1 - e^{-2 \times 0,5 \times 0,307 \times 15,24 / 0,91} \right) = 13930 \text{ Pa}$$

Tabandaki yatay basınç $p_L = K' p_B = 0,307 \times 13930 = 4275 \text{ Pa}$

Aynı yoğunluk ve yükseklikteki bir sıvının taban basıncı;

$$p = \rho Z_T g = 481 \times 15,24 \times 9,81 = 71\,700 \text{ Pa}$$

K' nü bulmağa çalışırken α_m 'i oldukça büyük varsaymak daha güvenli olacaktır. Zira taban basıncı K' ne göre daha küçük çıkmaktadır.

PROBLEMLER:

- 6.1. Aritmetik ortalama çap \bar{D}_N 'i Tablo (6.4) deki -4 ile + 200 mesh aralığı için hesaplayın. Bu çapın hacimsel ortalama çap \bar{D}_v 'den kalitede ne farkı vardır?
- 6.2. Tablo(6.4)'deki kümülatif analiz değerlerini logaritmik kağıda çizin. 20 mesh'den daha ince tanelerin miktarının iri tanelerde öngörülenden ne farkı olduğunu söyleyin.
- 6.3. 3m (10 ft) çapında, daire kesitli bir siloda yığın yoğunluğu 6287 kg/m^3 (391 lb/ft^3) arpa bulunmaktadır. Eğer arpanın silodaki yüksekliği 12,19 m (40 ft) ise silo tabanındaki düşey ve yatay basınçlar ne kadardır? Aynı soruyu 24,38 m (80 ft) arpa yüksekliği için tekrar cevaplayın. (Not: $K' = 0,4$; $\mu' = 0,45$)
- 6.4. Birinci problemde her iki silo malı yüksekliğinde taban için Mohr gerilim çemberini çizip α_m ve θ_m açılarını bulun.
- 6.5. Çıkış kapağı daire biçimli ve 300 mm çapında olan bir siloda arpanın boşalma hızını hesaplayın. Arpa için tane çapını 1 mm, $n = 2,93$ ve $\alpha_m = 32^\circ$ alın.

UFALAMA :7

Katı tanelerin kesilerek ya da kırılarak daha ufak parçalara ayrılmasına boyut indirimi ya da ufalama denir. Bütün endüstrilerde katılar değişik yöntemlerle ve değişik amaçlarla ufalanırlar. Ham cevher parçaları kırılarak işlenebilecek boyuta indirilirler; sentetik kimyasal maddeler toz haline öğütülür; plastik tabakalar, ince küplere ya da elmas gibi kesilir. Ticari ürünler hem boyut hem de biçim olarak istenen özellikleri taşınmalıdır. Tanelerin ufalanması, katıların reaktivitesini artırırken istenmeyen unsurların mekanik yollarla ayrılmasını kolaylaştırır ve lifli maddeleri de daha kolay taşınabilir hale getirir.

Katılar sekiz, dokuz yöntemle kırılabilir, fakat ufalama makinelerinde bunların dördü uygulanır. Bunlar: 1) Sıkıştırma, 2) Vurma, 3) Ovma ya da sürtme ve 4) Kesme'dir. Bir fındık kıracağı, bir çekiç, bir ege ve bir makas bunlara birer örnektir. Genel olarak iri ve sert katılar için sıkıştırma uygulanarak, ince tanelerin az olduğu bir ürün alınır. Vurma ile iri, orta ve ince ürün alınır. Sürtme ile yapışkan olmayan yumuşak maddelerden ince ürün alınır. Kesme ile belli boyut ve biçimde, ince tozların pek az olduğu ya da hiç olmadığı ürün alınır.

Ufalama sınırları: Ufalama cihazları kırıcılar ve öğütücülerdir. İdeal bir cihazın kapasitesi geniş, birim ürün için enerji sarfıyatı küçük olmalı ve tek boyda ya da istenen boyut dağılımında ürün vermelidir. Bir cihazın verimliliğini araştırırken önce standart, ideal bir işletme düşünülür ve sonra gerçek cihaz bununla kıyaslanarak farklar belirtilir.

Ufalama ürünlerinin kapasiteleri her tip için ayrı olarak tartışılacaktır. Ürün boyutu, şekil ve enerji ihtiyacı için temel kavramlar çoğunda ortak olduğunda genel olarak tartışılabilir.

Ufalama Ürünlerinin Özellikleri: Kırma ve öğütmenin amacı taneleri küçülterek yüzeyi genişletmek, biçim ve boyutu değiştirmek ve sayıyı artırmak olabilir. Bir işletmenin enerji verimi, boyut küçülterek kazanılan birim alan için hesaplanır. Bu nedenle tanelerin hem tek hem de karışım içindeki geometrik özellikleri kırıcı ve öğütücünün ürününü değerlendirmede önemlidir.

Besin boyutu tek tip olsa bile, gerçek bir ünite, idealde düşünüldüğü gibi homojen bir ürün vermez. Ürün daima taneler karışımından oluşur. Özellikle öğütücü sınıfından olan bazı makineler ürünlerinin en iri tanelerini kontrol edecek şekilde yapılırlarsa da, en ufak taneleri kontrol etmeleri olanaksızdır. Bazı öğütücülerde ince taneler minimize edilirse de tamamen yok edilmezler. Besin hem biçim hem de kimyasal ve fiziksel olarak homojen ise üründeki

tanelerin biçimi de düzgün olabilir, aksi halde tek bir üründeki çeşitli boyda tanelerin biçimleri de farklı olabilir.

Ufalanmış bir üründeki en ince taneler, bir kristal tanesi ile kıyaslanabilecek boyutta olabilirler. Bu durumda boyut 1 μm mertebesindedir. Eğer bu üründeki en iri tane 1 μm açıklıklı elekten geçebiliyorsa en büyük tane ile en küçüğü arasındaki oran 10^{-1} , 10^{-7} ya da 10^6 dır. Tane boyutları arasında bu kadar aşırı farklı oranlar olabildiği için düzgün boyut dağılımı sağlayacak önlemler getirilmelidir. “Ortalama boyut” terimi ortalamanın tarifi yapılmadığı sürece anlamsızdır ve 6. konuda çeşitli boyut ortalamaları verilmişti. Yontularak köşeleri, keskin kenarları ve düzlem yüzeyleri düzeltilmedikçe ufalanmış taneler birer (poliedron) çok yüzlüdürler. Ana yüzeylerin sayısı değişebilirse de genellikle 4 ile 7 arasındadır. Taneler; uzunluk, boy ve kalınlığı eşit toparlak ya da levhamsı veya iğnemsı yapıda olabilir. Çok yüzlü toparlak bir tane küresel kabul edilebilir ve tane boyutu bir ϕ ile belirtilebilir.

Ufalanmış Tanelerde Boyut Dağılımı: 6. konuda tane çapı D_p ‘nin kümülatif kütle kesrinin Φ ’ye göre dağılımı anlatılmıştı. İri tanelerin olduğu aralıklarda ufalanmış tane dağılımı için tek bir temel yoktur. Fakat ince taneler için Φ , D_p ‘nin üslü bir değerinin fonksiyonu olarak ifade edilebilmektedir.

$$-\frac{d\Phi}{dD_p} = BD_p^k \dots\dots\dots(7.1)$$

Burada, B ve k sabitlerdir. – işaret, Φ büyüdükçe D_p ‘nin küçüldüğünü göstermektedir. Bu denklem eleklerle ölçülemeyecek kadar çok ince taneler için ekstrapolasyonu olanaklı yapar.

Denklem(7.1); $\Phi=\Phi_1$ ile $\Phi=\Phi_2$ arasında integre edilirken $D_p = D_{p1}$ ve $D_p = D_{p2}$ ‘ye karşılık olur. Böylece,

$$\Phi_2 - \Phi_1 = \frac{B}{k+1} (D_{p1}^{k+1} - D_{p2}^{k+1}) \dots\dots\dots(7.2)$$

k sabiti çok ince tanelerin örnek içindeki çokluğuna göre değişir. Ufalanmış ürünlerde bu değer 0,5 ile 0,1 arasındadır. k’nın büyük değeri, küçük tanelerin D_{p1} ile D_{p2} arasındaki önemsiz miktarları için kullanılır. Eğer ürün aşırı öğütülmüş olursa ince taneler çoğunluğu oluşturur ve k ‘nın değeri küçülür. B sabiti ile hesaplanan $(\Phi_2 - \Phi_1)$; D_{p1} ile D_{p2} arasındaki miktarın bütün ürün içindeki kesridir. Ürün kesirleri diferansiyel elek analizlerinde kullanılabilir.

D_{pn} ve $D_{p(n-1)}$; n. ve (n-1). Elek boyutları iken arada kalan kısmın kütle kesri $\Phi_n - \Phi_{(n-1)}$ ise;

$$\Phi_n - \Phi_{(n-1)} = \Delta\Phi_n = -\frac{B}{k+1} (D_{pn}^{k+1} - D_{p(n-1)}^{k+1}) \dots (7.3)$$

Elek serileri ard arda gelen elek boyutlarında belirli bir oranda hazırlandığına göre $D_{p(n-1)}$ ile D_{pn} arasındaki oran da r ise,

$$D_{p(n-1)} = r D_{pn} \dots (7.4)$$

Burada $r > 1$ 'dir. Denklem (7.3) de $D_{p(n-1)}$ 'in değeri Denklem (7.4)'den alınarak değiştirilirse,

$$\Delta\Phi_n = \frac{B(r^{k+1} - 1)}{k+1} D_{pn}^{k+1} = B' D_{pn}^{k+1} \dots (7.5)$$

$$\text{Burada, } B' = \frac{B(r^{k+1} - 1)}{k+1} \dots (7.6)$$

Diferansiyel elek analizi Φ_n ile D_{pn} arasında ilişki sağlar. Denklem (7.5) logaritmik yazıldığında,

$$\log \Phi_n = (k+1) \log D_{pn} + \log B' \dots (7.7)$$

Φ_n 'i D_{pn} 'e karşı logaritmik eksenli grafiğe çizerek ve noktalardan geçen en iyi doğrudan B' ve k değerleri bulunabilir. Bu doğrunun eğimi $(k+1)$ 'i verirken B değeri de Denklem (7.7) ve (7.6)'dan bulunur. Tane çoklukları ve özgül yüzey hesabında Denklem (6.6) ile (6.13)'ü birleştirerek Denklem (7.1) kullanılır. $d\Phi_n$ Denklem (6.6) ile (7.1) arasında yok edilip A_w için integre edilirse, özgül yüzey,

$$A_w = -\frac{6B}{\varphi_s \rho_p} \int_{D_{p1}}^{D_{p2}} D_p^{k-1} dD_p = \frac{6B}{\varphi_s \rho_p k} (D_{p1}^k - D_{p2}^k) \dots (7.8)$$

$k=0$ için Denklem(7.8) ara değer verir. Buna göre,

$$A_w = \frac{6B}{\varphi_s \rho_p} \ln \frac{D_{p1}}{D_{p2}} \dots (7.9)$$

Denklem (6.13) ve (7.1) arasında $d\Phi$ 'nin yok edilip uç değerler arasında integre edilmesiyle karışımın birim kütledeki tane sayısı N_w bulunur.

$$N_w = -\frac{B}{a\rho_p} \int_{D_{p1}}^{D_{p2}} \frac{dD_p}{D_p^{3-k}} = \frac{B}{(2-k)a\rho_p} \left(\frac{1}{D_{p2}^{2-k}} - \frac{1}{D_{p1}^{2-k}} \right) \dots (7.10)$$

Örnek (7.1): Tablo (6.3) ve (6.4)'deki elek analizleri kırılmış kuartz örneğine uygulanmaktadır. Tanelerin yoğunluğu $0,00265 \text{ g/mm}^3$ ve biçim çarpanları $a=2$ ve $\varphi_s = 0,571$ dir. 1 g kütle için özgül yüzey kaç mm^2 dir?

Çözüm: İnce tanelerde Φ_n 'in D_{pn} 'e karşı logaritmik çizimi Şekil (7.1)'de görülmektedir. $0,417 \text{ mm}$ (35 mesh)'den küçük tanelerin, Denklem (7.7)'deki ampirik bağıntıya uyacağı ve bu nedenle bu aralıktaki taneleri hesaplarken Denklem(7.2)'den (7.10)'a kadarının

kullanılacağı açıktır. 0,417 mm (35 mesh)'den büyük bütün taneler için Denklem (6.5)den (6.13)'e kadar kullanılabilir.

4,699 ile 0,417 mm arasındaki boyutlar için diferansiyel analiz kullanılacak olursa,

$$A_w = \frac{6}{0,571 \times 0,00265} \sum \frac{\Delta \Phi_n}{D_n} = 3965 \sum \frac{\Delta \Phi_n}{D_n} \quad \text{ve}$$

$$N_w = \frac{1}{2 \times 0,00265} \sum \frac{\Delta \Phi_n}{D_n^3} = 188,7 \sum \frac{\Delta \Phi_n}{D_n^3}$$

Tablo (6.2)'den yararlanarak, mesh boyutlarının aritmetik ortalamalarından her kısım için \bar{D}_n 'ler bulunur. $1/\bar{D}_n$ ve $1/\bar{D}_n^3$ değerleri hesaplanıp Φ_n 'e göre ağırlık hesapları ve Φ_n/\bar{D}_n ile Φ_n/\bar{D}_n^3 toplamları yapılır. Bu hesaplamalar Tablo (7.1)'de gösterilmektedir:

$$A_w = 3965 \times 0,6691 = 2650 \text{ mm}^2, \text{ tane sayısı : } N_w = 188,7 \times 0,611 = 115$$

A_w ve N_w 'nin Denklem (6.6) ve (6.13)'den kümülatif analizle hesaplanması halinde $A_w = 2660 \text{ mm}^2$; $N_w = 118$

Bu sonuçlar diferansiyel analiz ile hesaplanana çok yakındır.

35 mesh'lik elekten geçen tanelerin yüzey alanı ve çokluğunun Denklem(7.1)'den hesaplanabilmesi için k ve B sabitleri bilinmelidir. Şekil (7.1)'deki doğrunun geometrik eğimi 0,886 olup (k+1)'i verir. Buradan k= - 0,114'dür. Doğru üzerindeki herhangi bir noktanın koordinatlarından B' bulunur. Örneğin $\Phi_n = 0,004$ ve $D_{pn} = 0,1 \text{ mm}$ 'dir.

$$\text{Denklem (7.7)'den; } \log 0,004 = 0,886 \times \log 0,1 + \log B'$$

Buradan $B' = 0,0308$ 'dir. Tyler elek serisinde $r = \sqrt{2} = 1,414$ olduğundan Denklem(7.6)

$$\text{çözüldüğünde : } B = \frac{0,0308 \times 0,886}{1,414^{0,886} - 1} = 0,076$$

Tavada kalan en iri taneler 0,074 mm' lik elekten geçmiştir. Φ ile D_p arasındaki bağıntının Denklem(7.1) ve (7.2)'ye uyduğu kabul edilirse tavadaki en küçük tanenin çapı öngörülebilir.

$$0,0075 = \frac{0,0760}{0,886} (0,074^{0,886} - D_{p2}^{0,886}) \quad ? \quad D_{p2} = 0,0069 \text{ mm}$$

Denklem (7.8)'den 0,417 - 0,0069 mm boyut arasındaki kesrin yüzey alanı;

$$A_w = \frac{6 \times 0,076}{0,00265 \times (-0,114)} (0,417^{-0,114} - 0,0069^{-0,114}) = 994 \text{ mm}^2$$

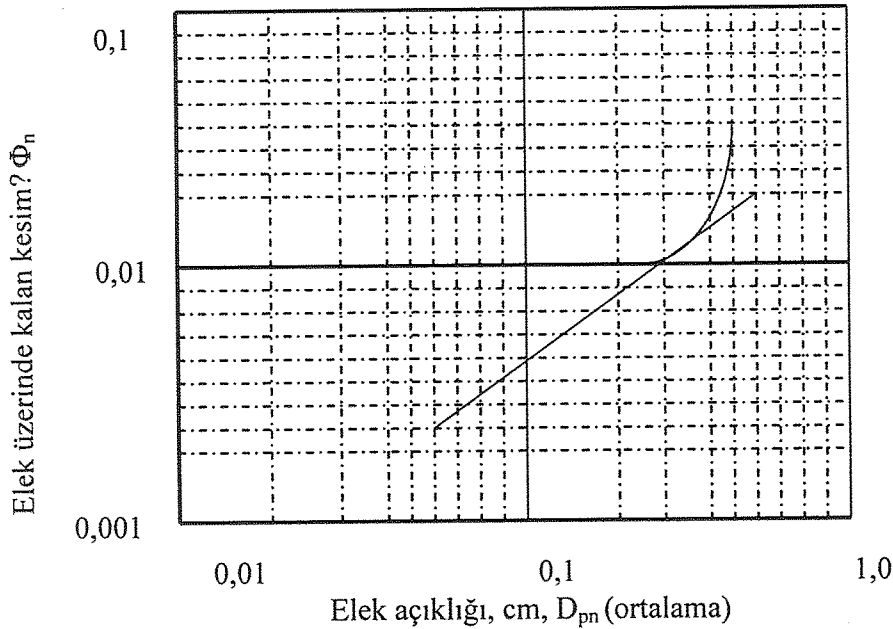
Örneğin tamamı için $A_w = 2650 + 994 = 3644 \text{ mm}^2/\text{g}$ (17,8 ft^2/lb). Denklem (7.10)'dan

$$N_w = \frac{0,0760}{2,114 \times 2 \times 0,00265} (0,0069^{-2,114} - 0,417^{-2,114}) = 251206$$

Tablo (7.1): Örnek (7.1) için A_w ve N_w hesaplamaları

Mesh	\bar{D}_n mm	$?\Phi_n$	$1/\bar{D}_n$	$1/\bar{D}_n^3$	$?\Phi_n/\bar{D}_n$	$?\Phi_n/\bar{D}_n^3$
4/6	4,013	0,0251	0,249	0,0155	0,0063	0,0004
6/8	2,844	0,1250	0,352	0,0435	0,0440	0,0054
8/10	2,006	0,3207	0,499	0,1239	0,1600	0,0397
10/14	1,409	0,2570	0,710	0,3575	0,1825	0,0918
14/20	1,000	0,1590	1,000	1,0000	0,1590	0,1590
20/28	0,711	0,0538	1,406	2,7822	0,0756	0,1497
28/35	0,503	0,0210	1,988	7,8577	0,0417	0,1650
Toplam					0,6691	0,6110

Toplam tane sayısı $118+251206=251324$ 'dür. İnce tanelerin 1 g'ındaki tane sayısı çok büyüktür. Hesaplamalara göre 251324 toplam tane sayısı içinde 249500 kadardır. Bu hesabın doğruluk duyarlığı düşüktür.

Şekil(7.1): Örnek (7.1)'deki $\log ?\Phi_n$ 'in $\log D_{pn}$ 'e karşı çizilmiş eğrisi

Ufalama için Gerekli Enerji ve güç: Kırma ve öğütmede harcanan güç olduğundan, güç bedelini etkileyen etkenler çok önemlidir. Boyut indirimi sırasında besin maddesi olan taneler önce eğilir sonra bükülür. Bükme için gerekli enerji tıpkı bir yayda olduğu gibi zaman zaman katının içinde mekanik gerilim enerjisi olarak birikmektedir. Gergin duran tanelere ilave bir kuvvet uygulandığında, son dayanma gücünün aşıldığı yerde aniden parçalara ufalanır. Yeni yüzeyler yaratılmıştır. Katının birim alanı belirli bir yüzey enerjisine sahip olduğundan, yeni yüzey yaratabilmek için iş gerekmektedir ve bu enerji, tanenin kırılması sırasında açığa çıkan gerilim enerjisinden karşılanmaktadır. Enerjinin korunumu nedeni ile oluşan yeni yüzeyden arta kalan bütün fazla gerilim enerjisi ısıya dönüşür.

Kırma Verimi: Kırılması ile yaratılan yüzey enerjisinin katının absorpladığı enerjiye oranı, kırma verimi η_c 'yi verir. e_s birim alanın yüzey enerjisi ise J/m^2 ($ft \cdot lb_f / ft^2$) ve birim kütlede ürünün önceki ve sonraki alanları A_{wa} ve A_{wb} (m^2/kg) (ft^2/lb) ise

$$W_n = \frac{e_s (A_{wb} - A_{wa})}{\eta_c} \dots\dots\dots(7.11)$$

Yaratılan yüzey enerjisi kırılma esnasında maddede depo edilen mekanik bükülme enerjisine kıyasla küçüktür. Bu nedenle kırma verimleri düşüktür. Katı hal teorilerinden gidilerek e_s öngörülebilir, deneysel olarak W_n , A_{wb} ve A_{wa} ölçülür ve Denklem (7.11)'de yerine konular. Hesapların doğruluğu öncelikle e_s 'in hesaplanmasındaki belirsizlikten dolayı zayıftır fakat sonuçlar, kırma veriminin % 0,1 – 2 arasında olduğunu göstermektedir.

Katının soğurduğu enerji W_n , makineye verileden daha azdır. Verilen tüm W enerjisinin bir kısmı bilyalı yataklar ya da diğer hareket eden kısımlardaki sürtünmeyi yenmede geri kalanı da kırmada kullanılır. Soğurulan enerjinin verilen enerjiye oranı η_m mekanik verimi verir. Eğer W verilen enerji ise,

$$W = \frac{W_n}{\eta_m} = \frac{e_s (A_{wb} - A_{wa})}{\eta_m \eta_c} \dots\dots\dots(7.12)$$

Kütlesel akış hızı \dot{m} olduğunda makineye gereken güç;

$$P = W\dot{m} = \frac{\dot{m} e_s (A_{wb} - A_{wa})}{\eta_c \eta_m} \dots\dots\dots(7.13)$$

A_{wb} ve A_{wa} , Denklem (6.6)'dan hesaplanıp Denklem (7.13)'de yerine konularak,

$$P = \frac{6\dot{m}e_s}{\eta_m \eta_c \rho_p} \left(\frac{1}{\phi_b \bar{D}_{sb}} - \frac{1}{\phi_a \bar{D}_{sa}} \right) \dots\dots\dots(7.14)$$

Burada \bar{D}_{sa} , \bar{D}_{sb} : Hacim-yüzey ortalama çapı olarak besin ve ürüne aittir.

φ_a, φ_b : sıra ile besin ve ürünün küreselliğidir.

Rittinger Yasası: Yıllar önce Rittinger'in ortaya attığı kırma yasasına göre kırmak için gerekli iş, yaratılan yeni yüzey ile orantılıdır. Bu ifade “ verilen bir makine ve bir besin için kırma verimi η_c , besin ve ürün boyutundan bağımsız bir sabittir” demekle eşdeğerdir. φ_a ve φ_b küresellikleri eşit ve mekanik verim sabit olduğunda Denklem (7.14)'deki çeşitli sabitleri K_r gibi tek bir sabit altında toplamak olanaklıdır.

$$\text{Rittinger Yasası, } \frac{P}{\dot{m}} = K_r \left(\frac{1}{D_{sb}} - \frac{1}{D_{sa}} \right) \dots \dots \dots (7.15)$$

Birim kütledeki katı için verilmesi gerekli enerji çok büyük olmadığında Rittinger Yasası tutarlıdır ve önce belli bir makinede belli bir maddeyi kırma deneyi ile K_r bir kere belirlendikten sonra gerçek kırma işlemlerinde yaklaşık bir hesap yapmayı olanaklı kılar.

Örnek (7.2): Belli bir kırıcıya, hacim-yüzey ortalama çapı 19 mm (0,75 in.) olan bir kaya girecek ve hacim-yüzey ortalama çapı 5 mm (0,20 in.) olarak çıkacaktır. 12 ton/h (3 kg/s) besini kırmak için gerekli güç 6,9 kW (9,3 B.G.) 'dür. Eğer kapasite 10 ton/h (2,5 kg/s)'ye düşürülürse ve ürünün hacim-yüzey ortalama çapı 3,8 mm (0,15 in.) olursa gerekli güç ne olur? Mekanik verimlilik sabit kalacaktır.

Çözüm: Verilere göre Denklem(7.15)'i bir ilk koşullar, bir de ikinci koşullar için iki kere kurmak gerekmektedir.

$$\frac{6,9kW}{3kg/s} = K_r \left(\frac{1}{5} - \frac{1}{19} \right)$$

$$\frac{P}{2,5} = K_r \left(\frac{1}{3,8} - \frac{1}{19} \right)$$

İkinci bağıntı birinciye bölününce,

$$\frac{Px3}{2,5x6,9} = \left(\frac{1/3,8 - 1/19}{1/5 - 1/19} \right) \rightarrow P = 8,5kW (11,4 B.G.)$$

Bond Kırma Yasası ve İş İndeksi: Kırma ve öğütmede gerekecek gücü öngörmenin diğer bir yöntemi Bond tarafından ileri sürülmüştür. Yarı teorik bir düşünce ile Bond, çok iri besin tanelerinden D_p boyutlu bir taneyi elde etmek için gerekli işin, ürünün (s_p/v_p) hacim-yüzey ortalama çapının kare kökü ile orantılı olacağını önermiştir.

Denklem (6.1)'e göre $s_p/v_p = 6/(\varphi_s D_p)$ 'dir.

Buna göre
$$\frac{P}{\dot{m}} = \frac{K_b}{\sqrt{D_p}} \dots \dots \dots (7.16)$$

Burada K_b makinenin ve kırılacak maddenin tipine bağlı bir sabittir. Bu yasa nispeten küçük taneli ürün için Rittinger ile gerektiğinden daha küçük enerji gerektirir. Ticari kırıcı ve öğütücüler için Bond Yasası gerçeğe daha yakındır. Yasaların ikisi de belli sınırların dışında doğru olarak uygulanmamaktadır. Bununla beraber daha genel bağıntılar bulunmaktadır.

Denklem (7.16)'yı kullanırken 1 ton (2000 lb) besine gereken brüt enerji (kWh) için W_i gibi bir iş indeksi ifade edilmektedir. Burada çok iri taneler, % 80'i 100 mm'lik elekten geçecek kadar ufalanmalıdır. Bu tanımlama K_b ile W_i arasında bir ilişki kurmaktadır. D_p (mm), P (kW) ve \dot{m} (ton/h) ise,

$$K_b = \sqrt{100 \times 10^{-3} \times W_i} = 0,3162 W_i \dots \dots \dots (7.17)$$

Besinin % 80'i D_{pa} mm'lik elekten ve ürünün % 80'i D_{pb} mm'lik elekten geçiriliyorsa Denklem(7.16) ve Denklem (7.17)'ye göre,

$$\frac{P}{\dot{m}} = 0,3162 W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \dots \dots \dots (7.18)$$

İş indeksi kurudaki sürtünmeyi kapsadığından Denklem (7.18)'deki güç de brüt güçtür. Tablo(7.2) bazı genel maddeler için tipik iş indekslerini vermektedir. Bu bilgiler, aynı genel tipe giren farklı makineler arasında çok fazla değişmeyip kuru kırma ve yaş öğütmeye uygulanabilmektedir. Kuru öğütme için güç hesaplanacak olduğunda Denklem (7.18) den bulunanın 4/3 ile çarpılması gerekir.

Tablo (7.2): Kuru Kırma ya da Yaş Öğütmede İş İndeksi (kWh/T)

Madde	Sp.gr	W_i ,iş indeksi	Madde	Sp.gr.	W_i ,iş indeksi
Boksit	2,2	8,78	Jips kayası	2,69	6,73
Çimento Klinkeri	3,15	13,45	Demir Cevheri (hematit)	3,53	12,84
Çimento ham maddesi	2,67	10,51	Kireç Taşı	2,66	12,74
Kil	2,51	6,30	Fosfat Kayası	2,74	9,92
Kömür	1,4	13,00	Kuarts	2,65	13,57
Kok	1,31	15,13	Şeyl (tortul kaya)	2,63	15,87
Granit	2,66	15,13	Siyah Mermer (sleyt)	2,57	14,30
Çakıl	2,66	16,06	Volkanik Kaya	2,87	19,32

Örnek (7.3): 100 ton/h. kireç taşı besininin % 80'i 2in. 'lik elekten geçiyor ve ürünün % 80'inin 1/8 in.'lik elekten geçmesi isteniyorsa gerekli güç ne kadardır?

Cözüm: Tablo (7.2)'de kireç taşı için İş İndeksi 12,74'dür.

Denklem (7.18)'e gereken diğer değerler:

$$\dot{m} = 100 \text{ ton/h.}, \quad D_{pa} = 50,8 \text{ mm (2 ")}, \quad D_{pb} = 3,175 \text{ mm (1/8 ")}$$

$$P = 100 \frac{T}{h} \times 0,3162 \times 12,74 \frac{kWh}{T} \left(\frac{1}{\sqrt{3,175}} - \frac{1}{\sqrt{50,8}} \right) = 169,6 \text{ kW (227 BG)}$$

Değirmen İşletmelerinin Kompüter Uyarlaması (Simülasyon): Çeşitli tipte ufalama cihazlarının ürün boyut dağılımı, ufalama işlemlerinin uyarlaması (simülasyonu) ile kompüter tarafından önceden belirlenebilir. Yaklaşım giderek daha fazla ilgi çekmekte fakat şimdilik geliştirilebilen bilgilerin yetersizliği nedeniyle bu yöntem genel işlemlere uygulanamamaktadır.

Simülasyon, öğütme hızı fonksiyonu S_u ve kırılma fonksiyonu $B_{n,u}$ gibi iki temel kavramı kullanmaktadır. n_T sayıda bir elekler takımında yukardan aşağı n 'inci elek ele alınsın. n ' in herhangi bir değeri için, bir üstteki daha iri delikli elek u dip notu ile belirtilsin. Öğütme hızı fonksiyonu S_u , verilen bir sürede kırılan ve n 'inci elekten daha iri olan belli bir boyuttaki madde kesiridir. Φ_u bir üstteki elek üstünde kalan maddenin kütle kesri ise ufalanma hızı,

$$\frac{d(\Delta\Phi_u)}{dt} = -S_u \Delta\Phi_u \dots\dots\dots(7.19)$$

Bir öğütme değirmenine giren en iri tanelerin 4/6 mesh'lik, maddenin kütle kesrinin $\Phi_i = 0,05$ olduğu ve her saniyede maddenin % 1'inin kırıldığı bir örnek düşünölsün. O zaman $S_u = 0,01 \text{ s}^{-1}$ ve Φ_i 'nin azalma hızı $0,01 \times 0,05 = 0,0005 \text{ s}^{-1}$ 'dir.

Kırılma fonksiyonu $B_{n,u}$ iri tanelerin kırılmasının sonucundaki boyut dağılımını verir. 4/6 mesh'lik maddenin bir kısmı kırıldıktan sonra oldukça iri taneler kalırken, bir kısmı çok küçük ve bir kısmı da ara boyutta olacaktır. Muhtemelen pek azı 6/8 mesh kadar iri iken birazı da 200 mesh'lik olur. Bazıları için ara boyutlar asıl istenen boyut olabilir. Bunun sonucu olarak $B_{n,u}$ hem n hem de u ile değişir. Bundan başka değirmendeki maddenin yapısı ile de değişebilir. Zira iri parçalar, ince taneli ortamda, onlarsız ortamdakinden daha farklı kırılırlar. Bir banyolu değirmende $B_{n,u}$ ve S_u , bütün diğer öğütme değişkenlerine olduğu kadar zamana göre de değişir.

$B_{n,u}$ ve S_u biliniyor ya da öngörölebiliyorsa herhangi bir kısmın değişme hızı şöyle bulunabilir: En iriler hariç herhangi bir kesim için kırılma oldukça ilk miktar azalacak ve aynı zamanda, daha irilerin kırılıp küçölmesi ile miktar yeniden artacaktır. Eğer bir eleğe giren ve giden hızlar eşit ise elek üstünde kalan kesim sabit kalır. Bununla beraber, genel durum böyle değildir ve n . elekte kalan kısım aşağıdaki denkleme uyar:

$$\frac{d(\Delta\Phi_n)}{dt} = -S_n\Delta\Phi_n + \sum_{u=1}^{n-1} \Delta\Phi_u S_u \Delta B_{n,u} \dots\dots\dots(7.20)$$

Denklem(7.20), S_u ve $B_{n,u}$ sabit kabul edildikleri takdirde sadeleşebilir. Fakat bu kabuller, gerçekçi değildir. Kömürün kırılmasında 25 mesh'den daha iri taneler için S_u , tane boyutunun küpü ile değişmekte ve ufalanma oranı olan D_u/D_n 'ya da $B_{n=u}$ olarak kırılma fonksiyonu da şöyle ifade edilebilmektedir:

$$B_{n,u} = \left(\frac{\bar{D}_n}{\bar{D}_u}\right)^\beta \dots\dots\dots(7.21)$$

Burada β bir sabit ya da B 'nin değerine göre değişen bir değer olabilir.

Denklem (7.21) 'de $B_{n,u}$, \bar{D}_n boyutlu tanelerden daha küçük olanların kütle kesridir. n ve $n+1$ eleklerinin arasında kalan ve \bar{D}_u boyutlu tanelerin kırılmasından oluşan \bar{D}_n boyutlulara ait olan bu kesir $B_{n,u}$ 'nun aksine kümülatiftir.

Denklem (7.21)'deki β eğer sabit ise bu denklem, kırılan maddenin tane boyutu dağılımının ilk maddenin bütün boyutları için aynı olduğunu anlatmaktadır. 4/6 mesh'lik maddenin 8/10 mesh'e kırılmasında $B_{n,u}$ 'nun değeri, 6/8 mesh'lik maddenin 10/14 mesh'e kırılmasındaki değer ile aynıdır. Zira ufalanma oranları da aynıdır.

Genellikle Denklem (7.21), Euler yönteminin sayısal yaklaşıklıklarıyla çözülür. Burada t gibi zaman aralıkları ile (örneğin 1s) bütün kesimlerin ard arda geçirdiği değişiklikler $d(\Phi_n)/dt = (\Phi_n)/t$ yaklaşıklığı ile hesaplanmaktadır. Elek boyutuna, eğer biliniyorsa zamana göre S_u ve $B_{n,u}$ değişimleri ilişkilendirilir. Uzun süren hesaplamalar için bir bilgisayar gereklidir. Yöntem aşağıdaki basitleştirilmiş örnekte açıklanmaktadır:

Örnek (7.4): Bir banyo öğütme değirmeni, Tablo(7.1)'deki bileşimde olan bir madde ile yüklenmektedir. 4/6 mesh'lik taneler için öğütme hızı fonksiyonu $=0,001 \text{ s}^{-1}$ dir. Denklem (7.21) ile verilen kırılma fonksiyonu B_u da $\beta=1,3$ dür. Hem S_u hem de B_u zamandan bağımsız varsayılmaktadır.

- 4/6 mesh'lik bir maddenin % 10'unun ufalanması için ne kadar zaman gereklidir?
- 14/20 mesh ve bütün ondan daha iri kesimlerin her biri için kırılma fonksiyonu B_u 'ları tabloların.

(a) kısmında belirtilen zaman esnasında 14/20 mesh'lik maddenin kesri nasıl değişecektir?
(Not: hesaplamalar için $t=10 \text{ s}$ olarak kullanın.)

Cözüm: a) 4/6 mesh'lik madde içinde daha iri taneler bulunmadığından Denklem (7.19) uygulanabilir. t_T süresinin sonunda $\Phi_n = 0,0251 \times 0,9 = 0,02259$ 'dur. Böylece,

$$-S_u \int_0^{t_T} dt = \int_{0,0251}^{0,02259} \frac{d(\Delta\Phi_n)}{\Delta\Phi_n} \text{ ya da } t_T = \frac{1}{S_u} \ln \frac{0,02510}{0,02259} = \frac{1}{0,001} \ln 1,111 = 105,3 \text{ s}$$

b) S_u 'nun D_p^3 ile değiştiği varsayılınsın. S_1 ve S_2 'ler sıra ile 4/6 ve 6/8 mesh'lik maddelere ait olsun. $S_1 = 10 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ ve

$$S_2 = S_1 (D_2/D_1)^3 = 10^{-3} (2,362/3,327)^3 = 3,58 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$$

Benzer şekilde $S_3, S_4, \text{ ve } S_5$ hesaplanır ve Tablo (7.3)'e yerleştirilir.

Tablo (7.3): Örnek (4.3)'deki kümülatif Kırılma Fonksiyonu $B_{n,u}$

Mesh	\bar{D}_n ya da \bar{D}_{n-1} mm	u	$B_{n,u}$ n'in değerleri için				
			1	2	3	4	5
4/6	3,327	1	1,0	0,641	0,402	0,256	0,165
6/8	2,362	2	0	1,0	0,628	0,400	0,258
8/10	1,651	3	0	0	1,0	0,637	0,411
10/14	1,168	4	0	0	0	1,0	0,644
14/20	0,833	5	0	0	0	0	1,0

Kırılma fonksiyonu $B_{n,u}$ şu şekilde bulunur: n ve u'lar eşit olduğunda ya da $n < u$ iken $B_{n,u} = 0$ 'dır. 4/6 mesh'lik maddenin kırılmasından ortaya çıkan 6/8 mesh'den ufak tanelerin kütle kesri, Denklem (7.21)'den $B_{2,1}$ 'dir:

$$B_{2,1} = (2,362/3,327)^{1,3} = 0,641$$

Buna göre 8 mesh'lik eleğin üzerinde kalan kırılmış maddenin

$$B_{2,1} = 1 - 0,641 = 0,359 \text{ olur.}$$

4/6 mesh 'lik maddenin kırılmasından oluşan 8/10 mesh'den küçük tanelerin $B_{3,1}$ 'i ise

$$B_{3,1} = (1,651/3,327)^{1,3} = 0,402$$

4/6 mesh'lik maddenin kırılmasından oluşup 10 mesh'lik eleğin üzerinde kalan maddenin kütle kesri $B_{3,1}$ 'dir. $B_{3,1} = 0,641 - 0,402 = 0,239$ 'dur. $B_{n,u}$ ve $B_{n,u}$ 'nun diğer değerleri de aynı yollarla bulunur ve Tablo (7.3) ve (7.4)'de gösterilmektedir. Dikkat edilirse tarife göre $n=u$ iken $B_{n,u} = 1$ 'dir. 4/6 mesh'lik maddenin kırılmasından; Tablo (7.3)'de, $u=1$ için ufalananların 0,641'i 8 mesh'den, 0,402'si 10 mesh'den, 0,256'sı 14 mesh'den ve 0,165'i 20 mesh'den küçüktür.

c) Φ t zaman aralıklarının sonunda çeşitli eleklerin üzerinde kalan kütle kesirleri $\Phi_{n,t}$ olsun. Buna göre Tablo (7.1)'deki $\Phi_{1,0}$, $\Phi_{2,0}$ v.s de başlangıçtaki kütle kesirleri olsun.

Denklem (7.20)'nin sol tarafının ortalaması $(\Phi_{n,t}) / t$, bu örnekte $t=10$ s olduğuna göre $(\Phi_{n,t}) = \Phi_{n,(t+1)} - \Phi_{n,t}$ dir. Çeşitli eleklerde Φ 'nin ardışık değerleri Denklem (7.20)'nin aşağıdaki şeklinde hesaplanabilir.

$$\Delta\Phi_{n,(t+1)} = \Delta\Phi_{n,t} - S_n \Delta t \Delta\Phi_{n,t} + \Delta t \sum_{u=1}^{n-1} \Delta\Phi_{u,t} S_u \Delta B_{n,u} = \Delta\Phi_{n,t} (1 - S_n \Delta t) + \Delta t \sum_{u=1}^{n-1} \Delta\Phi_{u,t} S_u \Delta B_{n,u} \dots (7.22)$$

En üstteki elek için $n=1$ ve $B=0$ 'dir. Bu nedenle Denklem (7.22):

$$\Delta\Phi_{1,(t+1)} = \Delta\Phi_{1,t} (1 - S_1 \Delta t) = \Delta\Phi_{1,t} [- (10 \times 10^{-4})(10)] = 0,99 \Delta\Phi_{1,t}$$

10 s sonra, üst eleğin kütle kesri, $\Phi_{1,1} = 0,99 \times 0,0251 = 0,02485$ 'dir

Tablo (7.4) : Örnek (7.3) için Öğütme Hızı ve Kırılma Fonksiyonları

Mesh	U	S _n ya da S _u x 10 ⁻⁴ s ⁻¹	n'in değerlerinde $\Phi_{B_{n,u}}$					
			1	2	3	4	5	6
4/6	1	10,0	0	0,359	0,239	0,146	0,091	0,165
6/8	2	3,578	0	0	0,372	0,228	0,142	0,258
8/10	3	1,222	0	0	0	0,362	0,227	0,411
10/14	4	0,4326	0	0	0	0	0,356	0,644
14/20	5	0,1569	0	0	0	0	0	1,000

$t=30$ s olduğunda

$$\Delta\Phi_{1,(t+1)} = \Delta\Phi_{1,t} (1 - S_1 \Delta t) = \Delta\Phi_{1,t} [- (10 \times 10^{-4})(30)] = 0,97 \Delta\Phi_{1,t}$$

30 s sonra en üst elekte $\Phi_{1,1} = 0,970 \times 0,0251 = 0,02434$

Bir 30 s sonra : $\Phi_{1,2} = 0,970 \times 0,02434 = 0,02360$ ve böylece devam eder.

8 mesh' lik üzerinde ($n=2$), Denklem (7.22)'den;

$$\Phi_{2,1} = \Phi_{2,0} (1 - S_2 \Delta t) + \Delta t \Phi_{1,0} S_1 \Phi_{B_{2,1}}$$

S_1, S_2 ve $\Phi_{1,0}$ değerlerini Tablo (7.3) ve $\Phi_{B_{2,1}}$ değerini Tablo (7.4)'den alıp yerine koyarak

$$\Phi_{2,1} = \Phi_{2,0} [1 - (3,578 \times 10^{-4}) \times 30] + 30 \times 0,0251 \times (10 \times 10^{-4}) \times 0,359 = 0,98926 \Phi_{2,0} + 0,00027$$

Böylece: $\Phi_{2,1} = (0,98926 \times 0,1250) + 0,00027 = 0,12393$

$$\text{Benzer şekilde, } \Phi_{2,2} = (0,98926 \times 0,12393) + (30 \times 0,02434 \times 10 \times 10^{-4} \times 0,359) = 0,1228$$

Tablo (7.5): Örnek (7.3) ün öğütme sürelerine göre kütle kesirleri

Zaman,dak.	? Φ_1	? Φ_2	? Φ_3	? Φ_4	? Φ_5
0	0,0251	0,1250	0,3207	0,2570	0,1590
0,5	0,0243	0,1239	0,3202	0,2575	0,1596
1,0	0,0236	0,1228	0,3197	0,2580	0,1602
2,0	0,0222	0,1206	0,3187	0,2590	0,1614
5,0	0,0185	0,1134	0,3153	0,2618	0,1644
10	0,0137	0,1042	0,3093	0,2659	0,1695
20	0,0074	0,0859	0,2961	0,2724	0,1788
30	0,0040	0,0703	0,2819	0,2772	0,1871

Tablo (7.6): Örnek(7.3)'ün farklı öğütme süreleri için kütle kesirleri

Süre,s	4/6 mesh ? Φ_1	6/8 mesh? Φ_2	8/10 mesh? Φ_3	10/14 mesh? Φ_4	14/20 mesh? Φ_5
0	0,02510	0,12500	0,32070	0,25700	0,15900
10	0,02485	0,12464	0,32053	0,25717	0,15019
20	0,02460	0,12428	0,32037	0,25734	0,15938
30	0,02436	0,12393	0,32020	0,25750	0,15957
40	0,02412	0,12357	0,32003	0,25767	0,15975
50	0,02388	0,12322	0,31986	0,25784	0,15994
60	0,02364	0,12286	0,31969	0,25800	0,16013
70	0,02340	0,12251	0,31952	0,25816	0,16031
80	0,02317	0,12215	0,31935	0,25833	0,16050
90	0,02294	0,12180	0,31918	0,25849	0,16078
100	0,02271	0,12144	0,31901	0,25865	0,16087
106?	0,02257	0,12123	0,31890	0,25875	0,16098

?Buradaki istenen cevaba daha yaklaşabilmek için 6 s'lik bir süre denenmiştir.

UFALAMA CİHAZLARI:

Ufalama cihazları; kırıcılar, öğütücüler, ultra ince öğütücüler ve kesme makineleri olarak bölünür. Kırıcılar çok büyük parçaları alıp küçük lokmalar haline getirirken ağır bir iş üstlenirler. Bir primer (birincil) kırıcıda maden ocağından çıkan her şey olduğu gibi alınıp 150 – 200 mm'lik parçalara ufalanır. Bir sekonder (ikincil) kırıcı bunları alıp 6 mm.'lik parçalara ufalar. Öğütücüler besini alıp toz ya da pudra derecesine öğütür. Bir ara öğütücüden gelen ürün 40 mesh'lik elekten geçebilir ki ürünün çoğu 200 mesh ya da 74 µm lik açıklıktan geçebilir. Bir ultra ince öğütücü 6mm'den iri olmayan besini alıp 1 – 50 µm 'lik boyuta indirir. Kesme makineleri 2 – 10 mm arasında değişen uzunlukta; belli boyut ve biçimdeki ürünü verir.

Ufalama Cihazlarının prensipleri aşağıda verilmiştir:

A. Kırıcılar (iri ve ince)

1. Çeneli Kırıcılar
2. Jiratorlu Kırıcılar
3. Düzgün merdaneli
4. Dişli merdaneli

B. Öğütücüler (ara boy ve inceler)

1. Çekiçli Değirmenler: vurucular (darbeli araçları)
2. Döner-sıkıştırıcı Değirmenler
 - a. Top'lu Değirmenler
 - b. Merdaneli Değirmenler
3. Aşındırmalı Değirmenler
4. Döner Değirmenler
 - a. Çubuklu Değirmenler
 - b. Bilyalı Değirmenler; Çakıllı Değirmenler
 - c. Tüp'lü Değirmenler; Bölmeli Değirmenler

C. Ultra ince Öğütücüler

1. İç ayırmalı Çekiçli Değirmenler
2. Akışkan enerjili Değirmenler
3. Karıştırıcı Değirmenler

D. Kesme makineleri

1. Bıçaklı Kesiciler; Küp kesen; Yarık açanlar

Bu makineler işlerini tamamen farklı yöntemlerle yaparlar. Kırıcıların karakteri yavaş sıkıştırıcıdır. Öğütücüler vurma ve aşındırma ile beraber bazen sıkıştırma uygularlar. Ultra

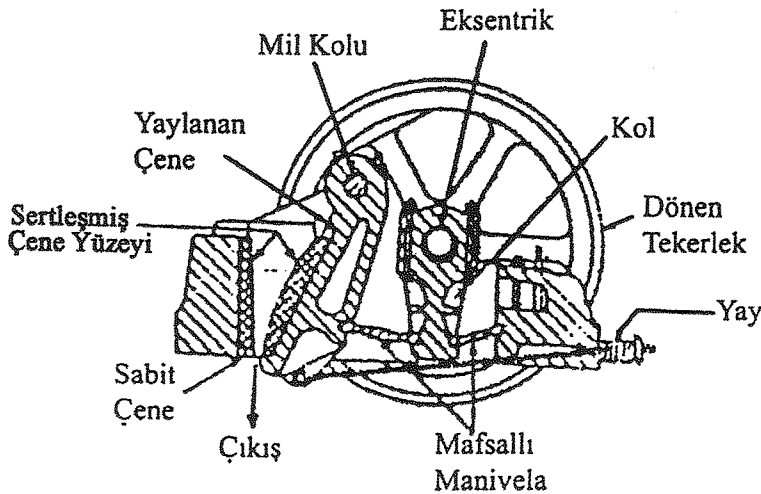
ince öğütücüler aşındırma prensibi ile çalışırlar. Kesicilerin karakteristik hareketi de kesmedir.

A. KIRICILAR:

Kırıcılar büyük miktarlarda, iri ufalama yapan, düşük hızlı makinelerdir. Başlıca tipleri *Çeneli kırıcılar*, *Jiratorlu kırıcılar*, *Düzgün merdaneli kırıcılar* ve *Dişli merdaneli kırıcılardır*. İlk üçü sıkıştırarak iş yapar ve çok sert maddelerin iri bloklarını, kayaların ve cevherlerin primer ve sekonder ufalanmalarında olduğu gibi kırarlar. Dişli merdaneli kırıcılar besini hem kırar hem koparırlar ve bunu yapabilmek için de kömür kemik, yumuşak şeyl (bitümlü toprak) gibi daha yumuşak maddeleri işlerler.

A.1. Çeneli Kırıcılar:

Çeneli kırıcıda besin V biçimli bir açıklık veren çenelerin arasına üstten girer. Çenelerden biri düşeye yakın durur ve hareketsizdir. Salınım yapan diğer çene yatay bir düzlemde gidip gelir. Sabit çene ile arasında 20-30° lik açı vardır. Bir eksantrik tarafından hareket ettirildiğinden çeneler arasında kalan blokların üzerine büyük bir sıkıştırma kuvveti uygular. Çenelerin yüzleri düz ya da hafif kabarık birer düzlemdir ve üzerlerinde çok derin olmayan oluklar bulunabilir. Çenelerin üst kısmında yakalanmış olan iri bloklar kırılır ve aşağıdaki daha dar boşluğa iner. Çenelerin tekrar yaklaşması ile bir kere daha kırılır. Yeterince kırıldıktan sonra makinenin dibinden dışarı düşer. Çeneler dakikada 250 - 400 kere açılıp kapanır.



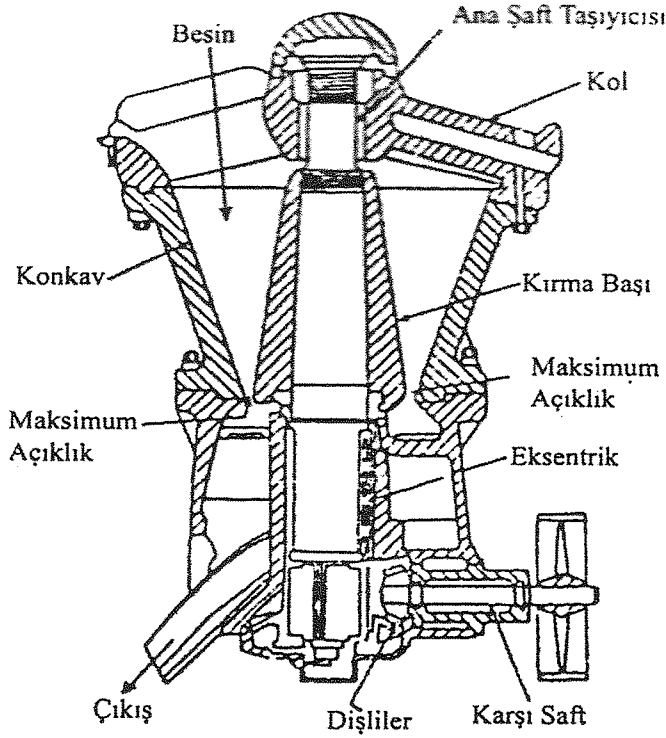
Şekil (7-2) Blake Çeneli Kırıcı

En çok kullanılan çeneli kırıcı, Şekil (7.2)' de görülen Blake kırıcıdır. Eksantriğin yönettiği bir kol, biri dış çerçeveye, diğeri hareketli çeneye bağlı, mafsallı iki manivelayı birlikte hareket ettirir. Mil noktası, hareketli çenenin üstünde ya da iki çene arasındaki simetri ekseninin üstünde durmaktadır. Hareketin en çok olduğu yer V açıklığının alt kısmıdır.

Bu da bu tip kırıcılarda tıkanma tehlikesinin az olduğu anlamına gelir. 72" x 96" (180cm x 240cm) boyutlarında beslenme açıklığı olan bazı makineler 183 cm çapında kayaları alıp 1000 ton/h hızla ve 25 cm' den küçük boyutlu ürün verecek şekilde kırmaktadırlar. Ufak, sekonder kırıcılar 0,6-5 cm' ye kadar bir ön kırıcıda ufalanmış olan besini alıp çok daha küçük boyutlara indirirler.

A.2. Jiratorlu kırıcılar:

Jiratorlu kırıcıya bir çeşit çeneli kırıcı gözü ile bakılır, yalnız çeneler yuvarlaktır ve kırma işi yalnız belli bir noktada yapılır. Konik bir kırma başı jirasyon yaparak, üst kısmı açık ve huni şeklinde bir kabın içinde döner. Şekil (7.3)' de görüldüğü gibi kırma başı üstten, etrafında hareket edebildiği ağır bir şaft ile desteklenmektedir. Şaftın alt ucunu bir eksantrik yönetmektedir. Dış kabın çevresinin hareketsiz duran herhangi bir noktasında, kırma başının dibi ileri geri hareket eder. Kırma başı ile çevre duvar arasındaki V boşluğunda tutulan kırıntılar alt boşluktan geçebilecek hale gelinceye kadar tekrar tekrar kırılır. Şaftın etrafında dönmekte olan kırma başı, kırılan madde ile yaptığı sürtünme nedeni ile yavaş hareket eder. Kırma başının tipik dönme hızı 125 - 425 jirasyon /dak.'dır. Kırma başının başı kırmaları sürekli kullandığından ürün çıkışı çeneli kırıcılardaki gibi kesikli değil sürekli dir. Motora binen yük de düzenli olduğundan, bakım masrafları çeneli kırıcıdan daha az ve 1 ton kırılan madde için gerekli güç de daha küçüktür. En büyük jiratorluların kapasitesi 3500 t/h.'dir. Bir Jiratorlu kırıcının kapasitesi; çenelerin konumuna, besinin darbe direncine ve makinenin jirasyon hızına göre değişir. Kapasite, kırılan maddenin sıkıştırma direncine hemen hemen hiç bağlı değildir.



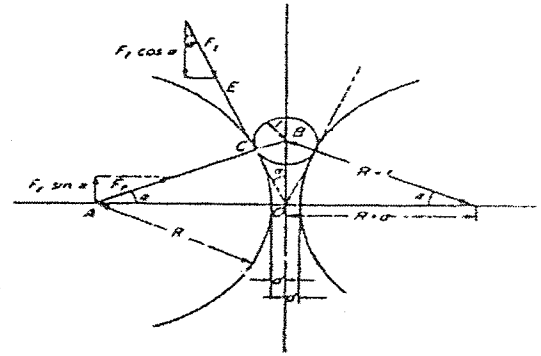
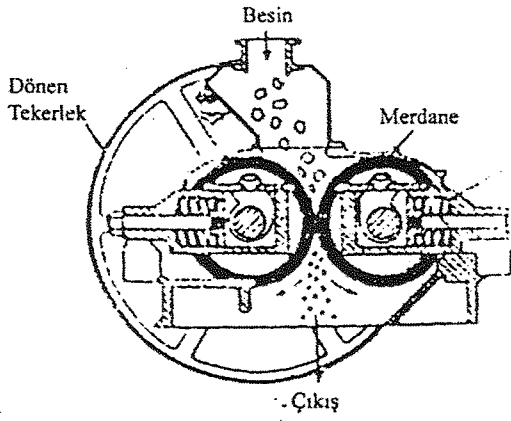
Şekil(7-3) Jiratorlu Kırıcı

A.3. Düzgün Merdaneli Kırıcılar:

Düzgün merdaneli kırıcıda, Şekil.(7.4)'de de görüldüğü gibi paralel eksenli iki ağır merdane birbirine doğru dönmekte ve aralarında yakaladıkları maddeyi sıkıştırıp ufalayarak aşağıya bırakmaktadır. Yüzleri (ya da enleri) dar fakat çapları büyük olan bu merdanelerde orta büyüklükteki bloklar yakalanabilmektedir. Tipik merdane ölçüleri 60 cm (24 in) çapı 30 cm (12 in) en ile 194 cm (78 in) çapı 97 cm (36 in) en arasında değişir. Dönme hızı 50 – 300 devir/dakikadır. Bu kırıcılar sekonder kırıcı olup 1 – 8 cm' ler arasındaki besini alıp 1 cm – 20 mesh' lik ürün haline getirirler.

Merdaneler arasında yakalanabilen tane boyutları aşağıda tartışılacaktır. Bir makinenin kapasitesi kadar ürün tane boyutu da merdaneler arasındaki uzaklığa bağlıdır. Düzgün merdaneli kırıcılarda ince taneler, boyut üstü (istenmeyen irilikte) taneler hiç yoktur. 1/3 – 1/4 oranlarına kadar ufalama yapıyor demektir. Merdane yüzeylerinin yarattığı kuvvet çok büyük olup $963 \frac{kN}{m^2}$ - $7000 \frac{kN}{m^2}$ ($5500 Ib_f / in^2$ - $40\ 000 Ib_f / in^2$) arasındadır. Kırılmayan parçaların makineye hasar vermeden atılabilmesi için merdanelerden en az biri eksene yaylı oturtulmuştur.

Yakalama açısı, merdanelerin taneyi yakalayıp kırma bölgesine doğru çektikleri seviyede yüzeylerinin arasındaki açıdır. Bu açının bulunuşu Şekil (7.5)'de gösterilmektedir. Küresel bir tane merdaneler arasında yakalanır. Merdanelerin yarıçapı R ve tanenin r ' dir. Merdaneler arasındaki açık uzaklık $2d$ ' dir. AB çizgisi sol merdanenin merkezinden başlayıp tanenin merkezine kadar uzarken tane ile merdanenin dokunma noktası olan C ' den geçer. AB çizgisi ile yatay arasındaki açı α ise merdaneye C noktasında çizilen teğetin düşey ile yaptığı açı da α' dir.



Şekil(7-5) Merdaneli Kırıcılarda Yakalama Açısı

Ağırlık ihmal edilirse C noktasına iki kuvvet etki eder. Teğet sürtünme kuvveti F_t ve radyal kuvvet F_r dir. İlkinin düşey bileşeni $F_t \cos \alpha$, ikincinin $F_r \sin \alpha$ dir. F_t kuvvetiyle F_r arasında sürtünme katsayısı μ' ile bir bağ kurulabilir. $F_t = \mu' F_r$, $F_r \sin \alpha$ kuvveti taneyi merdaneden atmaya çalışırken $\mu' F_r \cos \alpha$ onu merdanenin içine çekip kırmaya çalışacaktır. Eğer kırılacak ise,

$$F_r \mu' \cos \alpha \geq F_r \sin \alpha$$

olmalıdır. $\mu' = \tan \alpha$ olduğunda α açısı, yakalama açısının yarısıdır.

Merdane çapı, besin boyutu ile merdaneler arası uzaklık arasında basit bir ilişki vardır. Şekil (7.5)' den

$$\cos \alpha = \frac{R+d}{R+r} \dots \dots \dots (7.24)$$

Üründeki en iri tanenin çapı 2 d olacak ve Denklem (7.24) merdane çapı ve boyut indirimi arasındaki bağıntıyı verecektir.

Örnek 7.5 : Bir çift merdanenin arasına, 38 mm. çapındaki kürelere eşdeğer besin taneleri girmekte ve 12,7 mm. çaplı kürelere ufalanmaktadır. Eğer sürtünme katsayısı 0,29 ise merdane çapı ne olmalıdır.

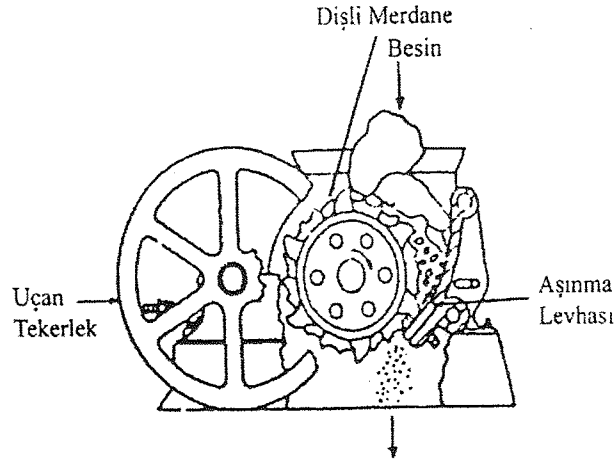
Çözüm: $\tan \alpha = 0,29$ olduğuna göre $\alpha = 16,2^0$ ve $\cos \alpha = 0,96$

$$0,96 = \frac{R + (12,7/2)}{R + (38/2)}$$

buradan, $R = 30,5$ cm. ya da bir merdanenin çapı 61 cm. olur.

A.4. Dişli Kırıcılar:

Merdaneli kırıcıların çoğunun yüzünde oluklar, kırıcı çubuklar ya da dişliler vardır. Bu tip kırıcılarda, düzgün yüzü merdanelide olduğu gibi iki merdane bulunabilir ya da kavisli sabit bir kırırma levhasına karşı dönen tek bir merdane olabilir. Dişli, tek merdaneli bir kırıcı Şekil(7.6)' da gösterilmektedir. İnce ufalayıcılar olarak bilinen makinelerde, farklı hızlarda dönen, üzeri oluklu merdaneler vardır ve bunlar besini yolarak koparır ya da biraz daha hızlı dönen merdanenin kırıcı çubukları düzgün yüzü – geniş merdanenin yavaş hareketine karşı taneye gerilim uygulayarak ufalar. Bazı kırma merdanelerinin üzerinde, iri besine karşı uygulanmak üzere, ağır piramidal dişliler vardır. Diğer tasarımlarında bir sıra, ince diskler bulunur ve bunlar levha veya tabakamsı maddeyi testere gibi ufalar. Dişli – merdaneli kırıcılar, düzgün – merdaneli kırıcılardan daha kullanışlıdır. Fakat çok sert katıları işleyemezler. Bunlar sıkıştırma, darbe, bükme ile iş yapar ve düzgün merdanelideki gibi yalnızca sıkıştırmadan ibaret değildir. Düzgün yüzeyli merdanelerde olduğu gibi yakalama açısı ile sınırlı olmadıklarından çok daha büyük parçaları ufalayabilirler. Bazı ağır iş dişlileri olan çift döner kırıcılar kömür ve benzeri maddelerin primer ufalanmasını sağlar. Bu makinelere beslenen tane boyu 50cm.' ye kadar çıkarılabilir. Kapasiteleri de 500 t/h.' e kadar olabilir.



Şekil (7-6) Tek Dönen Dişli Kırıcı

B. ÖĞÜTÜCÜLER

Bu kelime, bir ara hizmet yapan ufalama makinelerini işaret etmektedir. Bir kırıcının ürünü daha çok bir öğütücüye beslenir ve orada toz haline getirilir. Burada tarif edilen belli başlı öğütücüler; çekiçli değirmenler ve vurucular, dönen sıkıştırma makineleri, aşındırma değirmenleri ve devirli (tamburlu) değirmenlerdir.

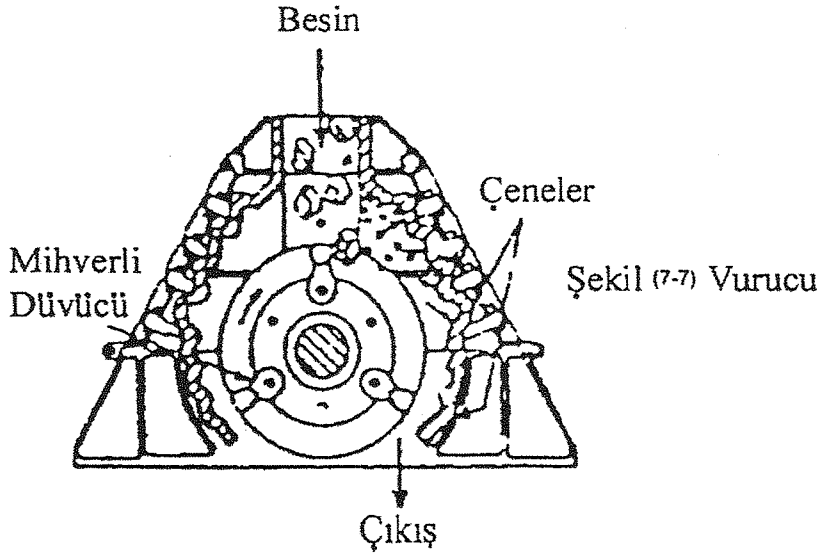
B.1. Çekiçli Değirmenler ve Vurucular :

Bu değirmenlerde, silindirik bir dış kabın içinde yüksek devirle dönen bir rotor vardır. Dış kaba yukarıdan dökülen besin kırılıp alttaki açıklıktan aşağı düşer. Çekiçli bir değirmende madde bir rotor diskinde bağlanmış olan birkaç çekiçin salınımları ile ufalanır. Öğütme bölgesine giren bir besin tanesi çekiçlerin darbesinden kurtulamaz. Tane, parçalara ayrılıp değirmenin iç yüzeyindeki bir sabit örse doğru uçar ve orada daha da ufak parçalara ayrılır. Bunlar da çekiçler tarafından ovularak un haline getirilirken çıkış deliğini kapatmış olan elek ya da ızgaradan dışarı atılır.

Her birinde 4 – 8 çekiç bulunan ve çapları 6 – 18 in (15cm – 45 cm) arasında olan yassı ya da yarı keskin genişletilmiş yüzeyler şeklinde olan çubuklar halinde olabilir. Ara çekiçli değirmenler 2,5cm – 20 mesh boyutlu ürünler verirler. İnce öğüten çekiçli değirmenlerde dış çevre hızı 6200 m/dak.' ya çıkabilir ve 0,1 – 15 ton/h. besini 200 mesh' den ufak boyutlara indirirler. Çekiçli değirmenler; sert deri veya yün gibi lifli katıları, çelik çapakları, yağ – yumuşak macunları, yapışkan kil ve sert kaya gibi hemen hemen her çeşit maddeyi öğütebilirler. İnce öğütmeyi ancak yumuşak maddelerde başarabilirler.

Bir çekiçli değirmenin güç gereksinimi ve kapasitesi, büyük ölçüde maddenin tabiatına bağlı olduğundan teorik varsayımlarla önceden belirlenemez fakat gerçekten öğütülen bir madde ile bir değirmen üzerindeki testlerle ya da yayınlanan bilgilerle bulunabilir. Tipik ticari öğütücüler 45,5 – 180 kg/h.' lik madde öğütmek için 0,736 kW h enerji harcarlar.

Şekil (7.7) de görülen bir vurucu, çıkışında elek ya da ızgarası olmayan bir ağır iş çekiçli değirmenini göstermektedir. Burada taneler yalnızca darbe ile kırılmakta ve bir çekiçli değirmenin karakteristiği olan ovma etkisi bulunmaktadır. Vurucular daha çok kaya ve cevher için 600 ton/h.' e kadar işleyen primer kırıcılardır. Bunlar çeneli ya da Jiratorlu kırıcılardan çıkan düzlemsi yassı ürüne nazaran daha kübik, her yönde eş boyutlu ürünler verirler. Birçok çekiçli değirmende olduğu gibi çekiçlerin ömrünü uzatabilmek için bir vurucunun rotoru her iki yönde de döndürülebilir.

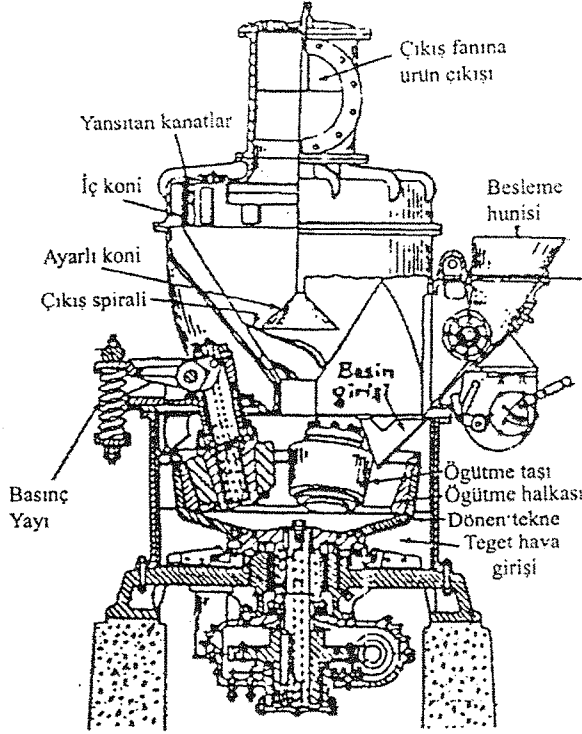


B.2. Döner – Sıkıştırılmalı Makineler:

Bu değirmen türünde katı taneler, dönme elemanı ile dış kap ya da bir halka arasında yakalanıp kırılır. En çok bilinen tipi Dönen – Halka pulverizatörleri, Top'lu değirmenler ya da döner değirmenlerdir.

Şekil (7.8)' de görülen bir döner değirmende silindirik, düşey merdaneler büyük bir kuvvetle dışarı doğru ve hareketsiz duran örs halkasına karşı basınç yapmaktadır. Bunlar orta hızlarda ve dairesel bir yörüngede gezindirilirler. Kepçeler değirmen zeminindeki maddeleri kaldırıp halka ile merdane arasına verirler. Burada ufalama olur. Ürün bir hava akımı ile bir sınıflandırıcı ayırıcıya doğru sürüklenir. Orada ayrılan iri taneler tekrar kırılmak üzere değirmene geri döner. Toplu değirmende ya da bazı döner değirmenlerde ya top ya da halka döndürülür. Değirmen taşı ya düşey ya da sabit duran bir eksen etrafında döner. Bu tür değirmenler kireç, çimento klinkeri ve kömürün ufalanmasında çok kullanılmaktadır. 50

ton/h.' e kadar pulverize ederler. Boyut sınıflandırması ilave edildiğinde ürün %99' u 200 mesh elekten geçecek kadar ufalanır.



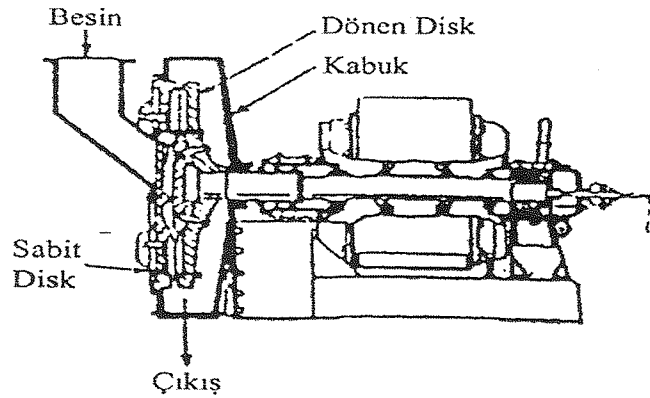
Şekil(7.8) Döner Değirmen

B.3. Aşındırıcı Değirmenler:

Bir aşındırıcı değirmende yumuşak katı taneleri dönen dairesel disklerin yassı, oluklu yüzlerinin arasında ovulur. Disklerin eksenleri genellikle yatay bazen de düşeydir. Tek dönen bir değirmende disklerin biri hareketsizdir. Diğer döner, İkili – dönen makinede disklerin ikisi de yüksek hızla karşı yönlerde dönerler. Besin disklerin birbiri üzerindeki açıklıktan içeri girer, diskler arasındaki dar boşluktan geçerek çevreden dışarı ve dış kabın içine atılır. Hudutlar arasındaki boşluklar ayarlanabilir. Öğütme tablalarından en az biri yaylar üzerine monte edilerek kırılmayan tanenin değirmenin içine düşmesi sağlanabilir. Disklerin üzerinde değişik yönlerde, girinti – çıkıntılar ya da dişliler olan değirmenler çeşitli işlemleri; örneğin öğütme, kırma, granülleme, şerit haline getirme ve hatta (ufalama ile ilgisi olmayan) karıştırma ve kıvrırma gibi işlemleri yapılabilirler.

Şekil (7.9)' da tek – dönen bir aşındırma değirmeni görülmektedir. Tek dönen bir değirmenin diski ya çakmaktaşı ya da zımpara kayası olduğundan kil, talk gibi maddeleri, metal olduğunda ise odun, nişasta, böcek ilacı tozları, kornoba mumu gibi maddeleri ufalar.

Metal diskler, bazı korrozif maddeler paslanmaz çeliği gerektirdiği halde, genellikle beyaz demirdendir. Çift – dönen değirmenler tek dönenlere kıyasla daha ince ürün verilerine karşın daha yumuşak besini işlerler. Sık sık değirmenden hava geçirilerek ürünün kenetlenmesi önlenir. Diskler su ile soğutulup tuzlu su ile dondurularak ufalama işlemleri sırasında açığa çıkan ısı uzaklaştırılır. Özellikle lastik gibi ısıya hassas maddelerde soğutma şarttır. Aksi halde ürün bozulur.

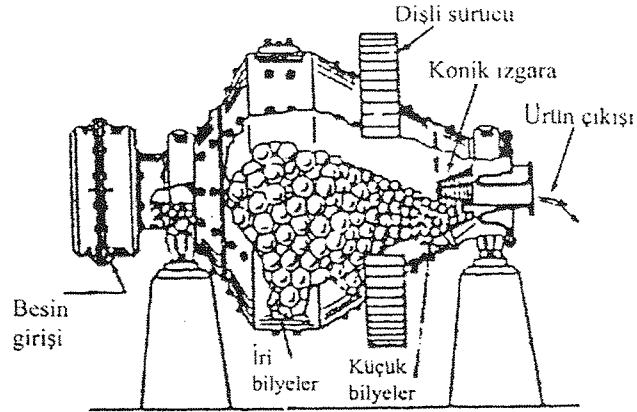


Şekil(7-9) Aşındırıcı Değirmeni

Tek dönen bir değirmenin diskleri 25 – 135 cm. çaplı olup dakikada 350 – 700 devir yapabilir. Çift dönen değirmenin diskleri daha hızlı ve dakikada 1200 – 7000 devir olabilir. Besin önceden maksimum 1,2cm (0,5”) olacak şekilde bir ön kırılmadan sonra (üniform) düzgün bir hızda buraya girer. Aşındırıcı değirmenlerde $\frac{1}{2}$ - 8 ton/h. hızla 200 mesh elekten geçecek ürün verirler. Enerji gereksinimi, besinin yapısına ve ufalama derecesine göre değişirken buraya kadar anlatılan değirmen ve kırıcıların hepsinden daha fazladır. Tipik rakamlar 73,6 – 736 kW h/ton üründür.

B.4. Döner Değirmenler (Tamburlar):

Tipik bir döner değirmen Şekil 7.10’ da görülmektedir. Yatay bir eksen etrafında yavaş dönen bir silindirik kabuk vardır ve hacminin yaklaşık yarısına kadar katı öğütme elemanları ile doludur. Dış kabuk daha çok çelip olup yüksek karbon çeliğinden levhalarla, porselen, silisli kaya ya da kauçukla kaplama yapılmıştır.



Şekil(7-10) Konik Bilyalı Değirmen

Öğütme Elemanları:

Çubuklu değirmende çubuklar, uzun zincirler; bilyeli değirmende metal, kauçuk, odun bilyeler; çakıllı değirmenlerde çakmak taşı, porselen ya da zirkon kürelerdir. Aşındırıcı maddelerde ara ve ince öğütme yapılacağında, döner değirmenin yerini alabilecek başka bir şey yoktur.

Hepsi sürekli beslenen ve daha önce tartışılan değirmenlerden farklı olarak döner değirmenler sürekli ya da banyolu çalışabilir. Banyolu bir makinede öğütülecek katının ölçülen bir miktarı, kabukta bir uçtaki delikten girip yavaş yavaş dönen değirmenden akar ve diğer uçtaki bir delikten dışarı çıkar.

Döner değirmenlerde öğütme elemanları, kabukla beraber hemen hemen tepeye kadar kaldırıldıktan sonra aşağıda duran tanelerin üzerine düşerler. Öğütme elemanlarını kaldırmak için gereken enerji, tanelerin boyutunu indirmede kullanılır. Çubuklu değirmen gibi bazı döner değirmenlerde çubuklar birbiri üzerinde kayarken, yuvarlama, sıkıştırma ve aşındırma ile ufalama yapılır. Öğütme çubukları genelde 2,5 – 12,5 cm. çapında ve bir değirmende çeşitli boyutluların bir arada bulunduğu çelik çubuklardır. Çubuklar değirmen boyunca uzanırlar. Kabuğun konik uçlarında bükülmeye uğrarlar. Çubuklu değirmenler ara öğütücülerdir. Bir kırıcının ürünü olan 1,8 cm.' lik bir besini alıp 10 mesh' e ufalayarak son öğütme için bilyeli değirmene verirler. Boyut üstü çok az, çok incelerin minimum miktarda olduğu bir ürün çıkarırlar.

Bir bilyalı ya da çakıllı değirmende ufalama işi bilye ya da çakılların kabuğun tepesinden düşerken yaptığı darbe ile yapılır. Geniş bir bilyeli değirmende kabuk çapı 3m ve uzunluğu 4,2 m olabilir. Bilyalar 2,5 – 12,5 cm. çapında, çakıllı bir değirmende çakıllar da 5 – 18 cm. boyutundadırlar. Tüplü bir değirmen uzun silindirik kabuğu ile bir silindirik

değirmendir ve içinde, bilyeli değirmendekinden 2 – 5 kere daha ufalama yapılır. Enerji sarfının çok büyük olmasına karşın maddenin tek geçirilişinde çok ince öğütme yapabilen üstün bir değirmen tipidir. Bir tüplü değirmene yarıklı perdeler takılarak (kompartımanlı) bölmeli değirmen haline getirilir. Bir bölmede büyük bilyeler diğerinde küçük bilyeler ve üçüncüde çakıllar bulunabilir. Öğütme elemanlarının farklı boyut ve ağırlıklarına göre böyle ayrılması enerji israfını önler. İri ve ağır bilyeler yalnızca iri taneleri kırar, buraya inceler karışmaz. Küçük, hafif bilyeler kıramayacakları kadar iri blokların üzerine değil yalnızca küçük tanelerin üzerine düşer. Öğütme elemanlarının tek odada birbirinden ayrılması, Şekil (7.10)' da görülen konik – bilyeli değirmenin özelliğidir. Besin soldan 60° lik koniden içeri primer öğütme bölgesine girer, orada kabuk çapı maksimumdur. Ürün sağdaki 30° lik koniden dışarı çıkar. Böyle bir değirmen farklı boyutlarda bilyeler taşır ve değirmen çalışırken, her biri aşındıkça, boyutları ufalarak değişir. Zaman zaman yeni iri bilyeler eklenir. Bu değirmenin kabuğu döndürülürken iri bilyeler maksimum çaplı bölgeye doğru kayarken küçük bilyelerde çıkışa doğru kayar. Tanelerin başlangıçtaki kırılması iri bilyelerin daha büyük yükseklikten düşmesi ile, ufak tanelerin öğütülmesi de küçük bilyelerin daha kısa mesafeden düşmesi ile yapılır. Harcanan enerji, kırma işleminin güçlüğüne göre değer alırken değirmenin verimliliği de artmaktadır.

Döner Değirmendeki Hareket: Bir bilyeli ya da tüplü değirmendeki bilyelerin çokluğu, değirmenin dönmesi durdurulduğunda hacminin yarıdan fazlasını dolduracak kadar olmalıdır. Çalışma esnasında bilyeler, değirmenin duvarları tarafından kaldırılıp yaklaşık tepeye kadar çıkarılır ve orada duvardan ayrılıp, tekrar kaldırılmak üzere tabana düşerler. Santrifüj kuvveti yukarı doğru hareket sırasında bilyelerin duvar ile ve birbirleriyle dokunumunu sağlar. Duvara dokunurken bilyeler birbirleri üzerinden kayarak ya da dönerek öğütme yaparlarsa da asıl öğütmeyi darbe bölgesinde yani serbest düşen bilyalar değirmenin tabanına vurdukları yerde yaparlar.

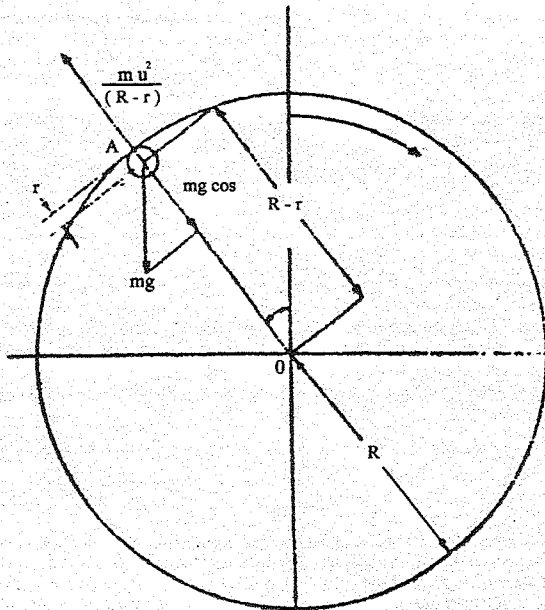
Değirmenin dönme hızı arttıkça daha yükseğe kaldırılır ve güç sarfı da artar. Artan, güç daha yüksekten düşen bilyelerin tabana yapacağı darbenin ve öğütme kapasitesinin artışı ile kazançlı bir şekilde kullanılır. Fakat eğer hız çok yüksek olursa bilyeler düşmeden karşı tarafa da taşınır ve buna değirmenin santrifüj olması denir. Değirmenin santrifüj olduğu bu hıza kritik hız denir. Bu durumda öğütme çok az hatta hiç yoktur. İşletme, daima kritik hızdan küçük olmalıdır.

En dıştaki bilyelerin duvardan ayrılıp düştüğü hız, santrifüj kuvvetinin yerçekimi kuvvetine eşit olduğu hızdır. Bu durum Şekil (7.11)' de gösterilmektedir. A noktasındaki bir

bilyeye etki eden kuvvetler ele alınsın. Değirmenin yarıçapı R , bilyenin ise r olsun. Bilyenin merkezinin eksenden uzaklığı $(R-r)$ ' dir. AO yarıçapı, düşey ile α açısını yapıyor olsun. Bilyeye iki kuvvet etki eder. Biri yerçekimi kuvveti $m g$ ' dir. (m bilyenin kütlesidir.)

Diğeri $\frac{m u^2}{(R-r)}$ santrifüj kuvvetidir. Burada u çevresel hızdır. Ağırlık kuvvetinin bilyeyi

merkeze çeken bileşeni $m g \cos \alpha$ ' dir. Bu kuvvet merkez kaç kuvvetine terstir. Merkezkaç kuvveti, merkeze çeken kuvvetten daha büyük olduğu sürece bilye duvardan ayrılmayacaktır. Buna mukabil α küçüldükçe merkeze çeken kuvvet büyüyecektir ve kritik hıza erişilmedikçe daima bu ters kuvvetlerin eşitlenip bilyenin düştüğü bir noktaya gelinecektir. Burada düşeyle yapılan α açısı, bu kuvvetleri eşitleyerek bulunabilir.



Sekil (7-11) Bir Bilyalı Değirmende taneye etki eden kuvvet

$$m g \cos \alpha = \frac{m u^2}{(R-r)}$$

$$g \cos \alpha = \frac{u^2}{(R-r)g} \dots \dots \dots (7.25)$$

u hızı ile dönme hızı da ilişkilidir.

$$u=2\pi n(R-r) \dots \dots \dots (7.26)$$

Denklem (7.25) yeniden

$$\cos\alpha = \frac{4\pi^2 n^2 (R-r)}{g} \dots\dots\dots(7.27)$$

olur. Kritik hızda $\alpha=0$, $\cos\alpha=1$ dir. n de n_c olur.

$$n_c = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{g}{R-r}} \dots\dots\dots(7.28)$$

Döner Değirmenlerde Kapasite ve Güç Sarfıyatı :

Ufalanan katıya verilebilecek maksimum enerji öğütme ortamının kütesinden, dönme hızından ve maksimum düşme mesafesinden hesaplanabilir. Gerçek bir değirmende faydalı enerji bu enerjiden çok daha küçük ve değirmene verilen toplam mekanik enerji, bundan çok daha büyüktür. Değirmenin dış kabuğunu bilyeli yatağında döndürmek için enerji gereklidir. Öğütme ortamına aktarılan enerjinin çoğu, zaten ufalanmış olan tanelerin aşırı öğütülmesi ve bilya ya da çakılların fazla öğütme yapmadan düşmeleri nedeniyle ziyan olur. Elbette iyi bir tasarım, harcanan enerjiyi en aza indirir. Aralarında ilişki olan birçok değişkenin tam teorik analizi mümkün değildir, ve bu nedenle döner değirmenlerin çalışması, yarı ampirik karşılaştırmalar ile yapılabilir. Çubuklu değirmenler 5-800 ton /h. 10 mesh' lik ürün verir: Bilyeli değirmenler % 70 – 90' ı 200 mesh' lik elekten geçen 1 – 50 t/h ürün verir. Öğütme için tipik bir çubuklu değirmenin gerektirdiği enerji 3,8 kWh. ve bilyeli değirmeninki ise 14,7 kWh 'dır. Tüplü değirmen ve bölmeli değirmen buradaki harcamadan daha fazlasını gerektirir. Ürün daha ince olduğu sürece bir değirmenin kapasitesi küçülürken enerji gereksinimi büyür.

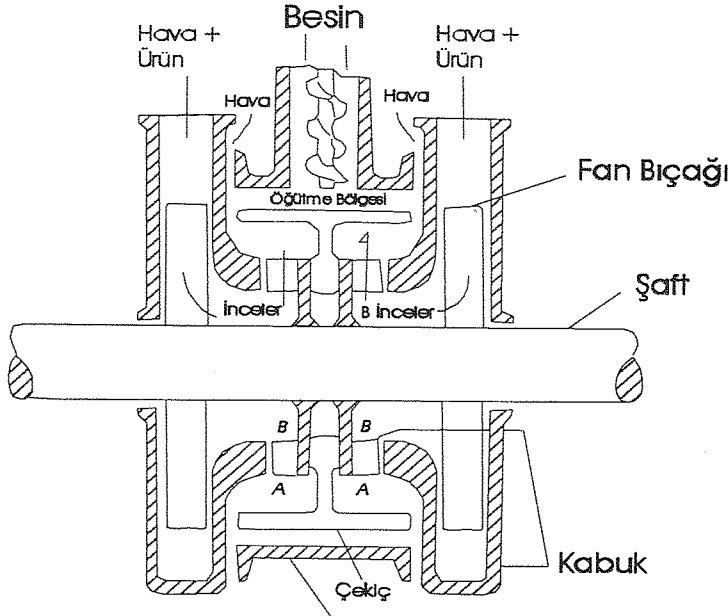
C. ULTRA-İNCE ÖĞÜTÜCÜLER:

Birçok ticari pudrada taneler ortalama 1-20 μ m arasındadır ve büyük taneler 44 μ m açıklığı olan 325 mesh'lik elekten geçer. Katıları bu kadar ince taneler haline getiren değirmenlere ultra-ince öğütücüler denir. Kuru pudraların ultra-ince öğütülmeleri, yüksek devirli çekiçli değirmen gibi öğütücülerde yapılı ve bir akışkanın enerjisi ya da jeti ile iç ve dış sınıflandırma da birlikte yürütülür. Yaş ultra-ince öğütme, karıştırılan değirmenlerde yapılır.

İç sınıflandırmalı bir çekiçli değirmen Şekil (7.12)' de gösterilen mikro – atomizer' dir. Bir sallanan çekiçler takımı, ticari çekiçli değirmenlerdeki gibi iki rotor diskinin arasında tutulmaktadır. Çekiçlere ilaveten rotor şaftı iki de fan taşır. Bu fanlar, şekilde görüldüğü gibi havayı değirmenin içindeki kanallara doğru çeker ve ürünün alındığı toplayıcılardan dışarı

atar. Rotor disklerinin üzerinde kısa radyal kanatlar vardır. Bunlar istenen boyuttakileri, daha irilerden ayırıp öğütme odasına verilir.

İri taneler üzerine etki eden merkezkaç kuvvetin etkisi ile odanın duvarlarında daha kesiftirler. Hava akımı ince taneleri, öğütme ortamından içeri, şafta doğru AB yönünde çeker. Ayırma kanatları taneleri BA yönünde dışarı atmaya çalışır. Bir tane, ayırma kanatları arasından dışarı geçse de geçmese de üzerinde havanın yarattığı sürüklenme ya da kanatların yaptığı santrifüj kuvvetinin etkisi hakimdir. İnce taneler ileri doğru taşınırken çok iri taneler daha da ufalanmak üzere öğütme odasına geri fırlatılır. Üründeki maksimum tane boyutu, rotor hızı veya boyutu ile ayırma kanatlarının sayısına göre değişir. Bu tip değirmenler 1 – 20 µm çapında 1 – 2 ton/h. ürün verirken 37 kWh/ton enerji harcarlar.

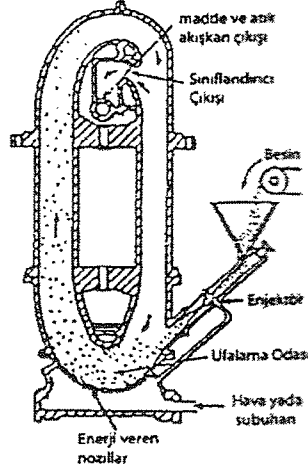


Şekil.7.12. İç sınıflandırmalı, çekiçli, mikro atomizer

Tipik bir akışkan enerjili değirmen Şekil (7.13)' de görülmektedir. Akışkan enerjili değirmenlerde katı taneleri bir gaz akımının içinde asılı olarak yüksek bir hızla dairesel ya da eliptik bir yörüngede sürüklenirler. Saran oda duvarlarına sürtünerek ya da çarparak da taneler ufalanırsa da daha çok birbirlerine sürtünerek ufalanırlar. İç sınıflandırma, istenen boyutta ufalanıncaya kadar iri, tanelerin değirmen içinde kalmasına neden olur.

Sürükleyen gaz, hızlandırıcı uçlardan (nozıl) püskürtülen 690 kN/m^2 (6,8 atm) basit bir sıkıştırılmış hava ya da kızgın su buharı olabilir. Gösterilen tipteki bir değirmen odası, çapı 2,5 – 20 cm arasında, yüksekliği 1,2 – 2,4 m arasında değişen bir oval boru halkasıdır. Besin bu halkanın tabanına bir ventüri ejektörü ile girer. Öğütülmüş tanelerin sınıflanması, halkanın üst dönemecinde yer alır. Gaz akımı bu dönemeci yüksek bir hızla dönerken iri taneler dışarı doğru ve dışarıdaki duvara fırlatılırken ince taneler iç duvarda toplanır. İç duvarın bu

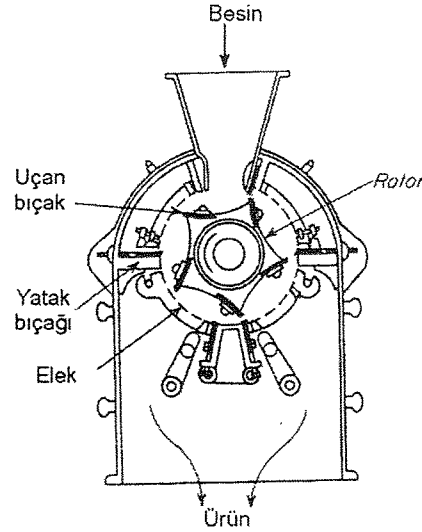
bölgesindeki bir çıkış borusu, incelerin bulunduğu akımı önce siklon ayırıcısına, daha sonra torba tutucularına göndererek ürünün alınmasını sağlar. Akışkan enerjili bir değirmen 1,2 cm' ye kadar irilikteki besini alabilirse de 100 mesh' den iri besin için verim daha düşmektedir. Yapışkan olmayan katıları 1 ton/h. hızda 0,5 – 10 µm çapına indirebilir ve bunun içinde 1 kg ürüne 1 – 4 kg buhar ya da 6 – 9 kg hava kullanır.



Şekil 7-13 Akışkan Enerjili Değirmen

Karıştırmalı Değirmenler: Bazı ultra ince öğütme işlemlerinde küçük, hareketsiz banyo tipi kullanılır ve içlerinde katı öğütme elemanları vardır. Bu elemanlar bilyeler, çakıllar ya da kum taneleri gibi sert katılardır. 1 – 300 gal (3,8 – 1140 lt) hacminde dik duran bu kapların içinde sıvı dolu olduğundan, öğütme elemanları asılı durmaktadır. Bazı tasarımlarda yük, çok kollu bir karıştırıcı ile karıştırılır (TiO₂, Silika gibi). Sert maddelerin öğütüldüğü diğer tiplerde ise gidip gelen merkezi bir kolon kabın içindekilere 20 Hz' lik titreşim verir. Koyu kıvamlı besin çamuru yukardan verilir ve ürün bir kısım sıvı ile beraber tabandaki elekten dışarı alınır. Bu değirmenler özellikle 1 µm ya da daha ince boyutta ürün alınacağı zaman kullanışlıdır.

D.KESME MAKİNELERİ: kırılğan olmayan ya da esneyen maddelerin ufalanmasında sıkıştırma, darbe ya da sürtünme etkili olamayacağından ya da bazı maddelerin belirli biçim ve boyuta ufalanması gerektiğinden kesme, koparma ya da yırtma yöntemleri ile boyut indirimi sağlanır. Yukarıda bahsi geçen testere dişli kırıcılar bu tip ihtiyacı büyük ölçüde karşılarlar. Gerçek kesme makineleri döner bıçaklı kesiciler ve granülleştiricilere rakiptir. Bu aletler çok çeşitli işlemlere uymakla beraber en çok lastik ve plastik imalindeki ufalamalarda kullanılırlar.



Şekil.7.14.Döner bıçaklı kesici

Şekil .(7.14)'de gösterilen döner bıçaklı kesicide silindirik bir odanın içinde dakikada 200 – 900 devir yaparak dönen yatay bir rotor vardır. Rotorun üzerinde 2 – 12 adet, kenarları tavllanmış çelik ya da stellite bıçak vardır ve bunlar, hareketsiz duran 7 yatak bıçağına çok az bir açıklık bırakarak geçerler. Yukarıdan odaya giren besin taneleri dakikada 700 kere kesildikten sonra tabandaki eleklerin 5 – 8 mm' lik açıklıklarından dışarı alınırlar. Bazen uçan bıçaklar yatak bıçaklarına paralel olurken bazen de besinin özelliğine göre açılı kesme yaparlar. Döner kesiciler ve granüleştiricileri tasarımı benzerdir. Bir granüleştirici daha çok ya da daha az düzensiz biçimde taneler verebilirken bir kesici küpler, ince kareler ya da elmas kristaline benzer biçimlerde ürün verebilir.

TECHİZATIN İŞLETMESİ

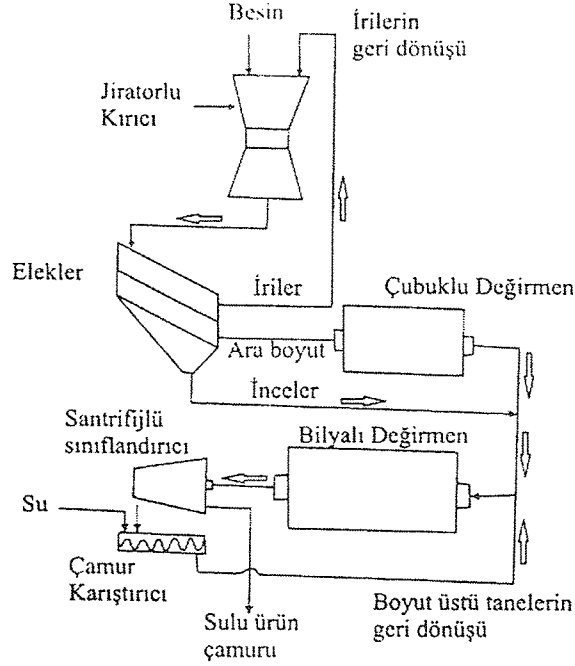
Ufalama makinelerini hem ekonomik hem de amaca uygun seçebilmek için işlemin ayrıntılarına ve yardımcı teçhizata da dikkat etmek gerekir.

- 1)Besin uygun boyuta ve düzgün bir hızla beslenmiyorsa,
- 2)Taneler istenen boyuta iner inmez ürün düzgün bir hızda alınamıyorsa,
- 3)Erime noktası düşük ya da ısıya hassas maddeler ufalanırken açığa çıkan ısı giderilemiyorsa, bir kırıcı, öğütücü veya kesicinin verimli çalışması beklenemez. Bu nedenle ısıtıcı ve soğutucular, metal ayırıcılar, pompalar, üfleçler ve sabit hızda besleyiciler, ufalama ünitesinin en önemli eklentileridir.

Açık ve Kapalı İşletmeler: Değirmenlerin çoğunda besin bir kere girip çıkmakla istenen boyuta iner. Boyut üstü taneler tekrar ufalanmak üzere değirmene geri çevrilmediğinde buna "açık işletme" denir. Esasen ufalanmış olan tanelerin tekrar ufalanması

da kaçınılmaz olacağından böyle bir işletmeye aşırı güç gerekebilir ve bir kısım enerji israf edilir. Eğer 50 mesh'lik bir ürün isteniyorsa ufalamaya 100 – 200 mesh' lik ürüne kadar devam etmek faydasızdır. Bu durumda, kısmen öğütülmüş olan maddenin değirmenden alınıp boyut ayırma cihazından geçirildikten sonra incelerin ürünle beraber dışarı, boyut üstü olanların tekrar ufalanmak üzere geri verilmesi ekonomiktir. Ayırma aleti bazen ultra ince öğütücüdeki gibi değirmenin içinde, bazen ve daha çok da dışındadır. Değirmen ile ayırma cihazının birlikte çalıştırılarak boyut üstü tanelerin değirmene geri gönderildiği sisteme “Kapalı İşletme,, denir.

İri taneler için ayırma cihazı ya bir elek ya da ızgara iken ince taneler için bir tip sınıflandırıcıdır. (Bu tip cihazlar difüzyon işlemleri ve mekanik işlemler olmak üzere iki tiptir, ve ayrı bir başlık altında ayrıca ele alınmaktadır). Kapalı işletme çalışan makine ve ayırıcılara tipik bir örnek Şekil (7.15)'de verilmektedir. Bir Jiratorlu kırıcının ürünü eleklerden geçirilerek üçe ayrılır: inceler, ortalar ve boyut üstü olanlardır. Boyut üstü olanlar jiratora geri gönderilir; inceler doğrudan doğruya son öğütme için bilyeli değirmene gider. Ortalar, bir bilyeli değirmenden önce bir çubuklu değirmene gönderilir. Şemada görülen sistemde bilyeli değirmen yaş öğütme yaptığından değirmene pompalanan su kırılmış taneleri santrifüjlü bir sınıflandırıcıya da götürmektedir. Sınıflandırıcıda boyut üstü olanlar bir koyu çamur halinde dibe çökmekte ve tekrar öğütülmek üzere su ilavesi ile beraber değirmene geri pompalanmaktadır. İnceler ve ürünler istenen boyutta olduklarında, sınıflandırıcıda ayrılmaları daha basit olduğu halde, taneler 150 – 200 mesh' ten ince olduğunda ayrılmaları ekonomik değildir. Bu ince tanelerin aşırı öğütülmesi gereksiz enerji tüketimidir. Bu nedenle, ince ve ultra ince boyuta indirirken kapalı işletmenin önemi de artar ve ayırma işlemi yaş sınıflandırıcı ya da havalı ayırıcılarla yapılabilir. Kapalı sistemde bulunan taşıyıcı ve ayırıcıları çalıştırmak için de enerji gerekli ise de açık sistemde kullanılan toplam enerjinin %25 kadarı, burada kazanılmış olur.



Şekil (7-15) Kapalı devre öğütmenin akım şeması

Besin kontrolü: Ufalamaya yardımcı olan işlemler içinde değirmene besleme çok önemlidir. Besindeki taneler uygun boyutta olmalıdır. Bir değirmenin kıramayacağı kadar iri taneler besinde yer almamalıdır. Tanelerin çoğu ince olduğunda ise çoğu makinelerin ve bilhassa ara kırıcı ve öğütücülerin etkinliği zayıflar. Bazı katı besinler, ön sıkıştırma veya soğutma uygulandıktan sonra değirmene verildiğinde öğütmesi kolaylaşır. Sürekli değirmenlerde besin hızı yakın sınırlar arasında kontrol edilmelidir. Böylece tıkanma ve yük dalgalanmaları önlenmiş ve makinenin kapasitesi tam kullanılmış olur. Levhamsı maddelerin hassas karelere ya da aynı boyda şeritlere kesilmesinde besin hızının dikkatli kontrolü esastır.

Değirmenin Boşaltılması : Sürekli bir değirmende yığılmayı önlemek için boşaltma hızının besleme hızına eşit olması gerekir. Ayrıca boşaltma hızı, değirmenin ufalama yapan aksamının en etkin çalışmasını mümkün kılacak şekilde olmalıdır. Örneğin bir çeneli kırıcıda taneler çıkış deliğinde toplanır, ve dışarı çıkmadan önce birçok kere daha kırılır. Önce de değinildiği gibi eğer birçok tane gereğinden fazla kırılırsa bu, enerji israfıdır. Bir kırıcının böyle çalışması bazen kenetlenmeye karşı bir tedbirdir. Bununla beraber bir kırıcının tasarımı ve işletmesi kırılan parçaların derhal dışarı dökülüp, ayrıldıktan sonra boyut üstü olanların yeniden kırılacağı şekilde yapılır. Bu tip işlemeye “Serbest boşaltımla kırma” ya da “serbest kırma” denir. Kenetlenmenin kırılması pek sık rastlanmayan bir sorundur çünkü hem çok enerji çeker hem de değirmene hasar verebilir. Bir kırıcı ya da bir ara öğütücüdeki gibi

oldukça iri ürün kümelerinde, yerçekimi kuvveti, serbest boşalımı sağlamak için yeterlidir. Ürün çoğunlukla değirmenin dibinden dökülür. Dönen bir değirmende silindirin bir üründeki duvarının açıklığından ürün taneleri kaçar ya da kepçelerle kaldırılıp boş bir koniye doldurulur. Bir yarıkli ızgara veya diyafram, öğütme ortamını terk eden üründen ayırır. Çubuklu değirmenlerde çevreden boşaltma, bilyeli ve tüplü değirmenlerde kepçelerle boşaltma daha çok uygulanmaktadır.

İnce ve ultra ince öğütmeden sonra değirmen boşaltımında ağırlık kuvvetinin yerine bir akışkanın sürükleyerek taşınması getirilmiştir. Akışkan bir sıvı ya da gaz olabilir. Dönen değirmenlerde yaş öğütme, bir sıvı taşıyıcı ile beraber uygulanır. Oda duvarlarında ve öğütme ortamında daha fazla aşınmaya neden olursa da enerjiden tasarruf sağlar, kapasiteyi artırır ve ürünün ayıklanma ve taşınmasını kolaylaştırır. Hava, su buharı ya da inert gazların sürüklemesi aşındırıcı değirmenler, akışkan enerjili değirmenler ve birçok diğer çekiçli değirmenlerde ürünü uzaklaştırır. Tozun gaz akımından ayrılması siklon ayırıcıları ya da torbalı filtrelerle yapılır.

Isının Verilmesi ve Alınması: Bir öğütme değirmeninde verilen enerjinin pek az bir kısmı yeni yüzey yaratmada işe yarar. Bu nedenle enerjinin büyük bir çoğunluğu ısıya dönüşür ki bu da katının sıcaklığında pek çok artışa neden olur. Isı alınmadıkça, katı eriyebilir, ayrışabilir hatta patlayabilir. Bu yüzden soğutma suyu ya da tuzlu dondurucu su değirmenin ceketi ya da serpantinlerinin içinde hızla devretmektedir. Bazen değirmene gönderilen hava akımı çok soğutulmuş ya da besin ile beraber karbondioksit buzu da verilmiş olabilir. Daha aşırı sıcaklık düşüşleri için sıvı azot kullanılır ve öğütme sıcaklığı -75°C ' a düşürülerek kırılabilir hale getirilir. Bu yolla domuz yağı, balmumu gibi maddeler polietilen gibi normal sıcaklıklarda değirmende çamurlaşan koparılmaz plastikler sertleştirilip, güçlük çekilmeden çekiçli değirmende öğütülebilecek kadar kırılabilir hale getirilir.

PROBLEMLER:

1 – Bir jiratorlu kırıcıda volkanik kaya kırılacaktır. Besin 5 cm (2 in) 'lik küreler halinde ve hemen hemen tek boydadır ve Tablo (7.7) 'nin I.kolonundaki diferansiyel elek analizine aittir. Bu maddeyi kırmak için gerekli güç 430 kW / ton 'dur. Bunun 10 kW ı boş değirmen çalıştırmak için gereklidir. Kırma başı ve koni arasındaki açık mesafeyi daraltarak, ürünün diferansiyel elek analizi Tablo (7.7) 'nin II. Sütunu gibi olabilir. Rittinger yasasına göre ikinci işleme için gerekli enerji ne kadardır?

2 – Bond yöntemini kullanarak I. problemin her bir işletmesinde 1 ton kaya için gerekli enerji ne kadardır?

3 – İç çapı 1200 mm olan ve içinde 75 mm 'lik bilyalar bulunan bir bilyalı değirmende devir /dakika olarak kritik hız nedir?

Tablo (7. 7). 1. problem için veriler

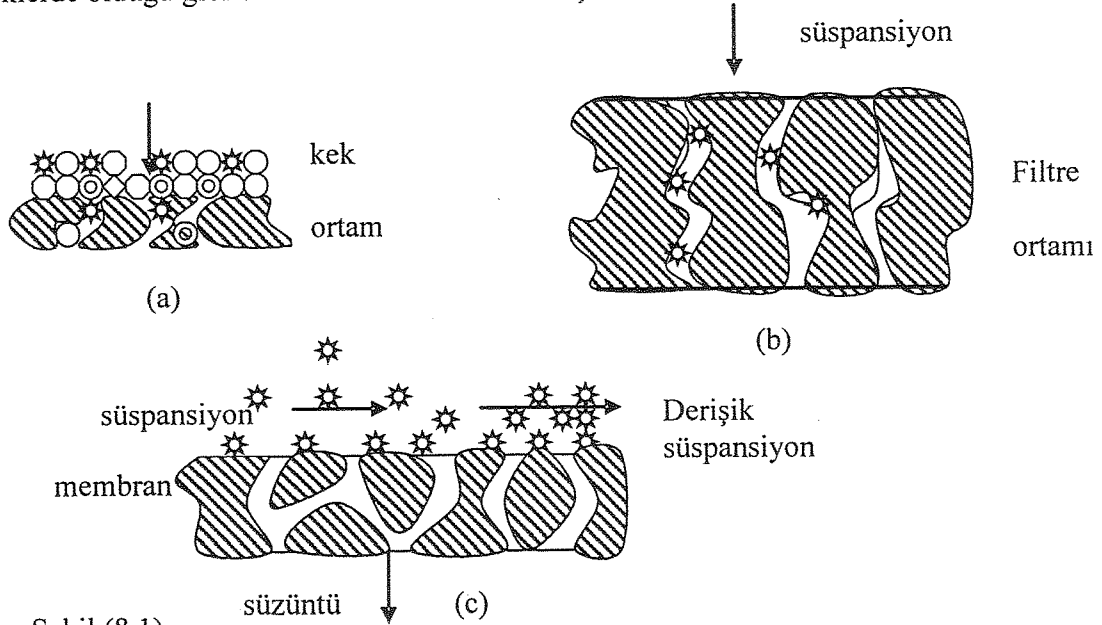
Meş	ÜRÜN	
	I. Öğütme	II. Öğütme
4/6	3,1	-
6/8	10,3	3,3
8/10	20,0	8,2
10/14	18,6	11,2
14/20	15,2	12,3
20/28	12,0	13,0
28/35	9,5	19,5
35/48	8,5	13,5
48/65	4,3	8,5
100/150	-	4,0
-150	-	0,3

FİLTRELEME: 8

Filtreleme, bir akışkanı bir süzme ortamından geçirerek içindeki katı tanelerden ayırmak ve bu katı tanelerin bu süzgeç üzerinde birikmesini sağlamaktır. Akışkan gaz ya da sıvı olabilir. Bu ayırmada değerli ürün akışkan ya da katı taneler olabilir. Endüstriyel filtrelemede katıların miktarı çok azdan büyük miktarlara kadar değişiyor olabilir. Bazen filtreleme hızını artırmak için ön işlem yapılabilir ya da yardımcı süzücüler (selüloz veya diatoma toprağı gibi) eklenebilir. Süzülecek madde türlerindeki geniş yelpazeden dolayı cihaz tipleri de çok çeşitli olmaktadır. Burada birkaç tip verilecektir.

Akışkan, süzme ortamına uygulanan bir basınç farkının etkisiyle ortamı geçer. Bu nedenle filtreler ikiye ayrılır: i) ortama atmosfer basıncı üzerinde basınç uygulananlar, ii) yukarı akış bölgesi atmosferik basınçta olup da aşağı bölgeye vakum uygulananlar. Atmosferik basınçtan yüksek basınç uygulananlar ağırlık veya santrifüj kuvvetleri ya da bir pompa, üfleç gibi cihazlarla desteklenirler. Santrifüj filtreleri ileride ele alınacaktır. Endüstrideki ağırlıklı süzgeçlerde akışkanın rahat akabilmesi için, taneler çok ince olmamalıdır.

Çoğu endüstriyel filtreler; basınç filtreleri, vakum filtreleri ve santrifüj ayırıcılarıdır. Ayrıca atılan katıların yatışkın ve değişken oluşuna göre kesikli (banyolu) ve sürekli olarak da ayrılırlar. Filtreler üç ana gruba ayrılır: kek filtreleri, berraklaştırma filtreleri ve santrifüj filtreleri. Kek filtreleri oldukça büyük miktarlardaki katıyı kristal ya da çamurlardan kek olarak ayırır Şekil.(8.1.a). Genellikle burada kekin yıkanması ve atılmadan önce kekdeki sıvının bir kısmının ayrılması sağlanır. Berraklaştırma filtreleri temiz bir gaz, ya da içeceklerde olduğu gibi berrak bir sıvı elde etmek için az miktardaki katı kalıntılarını süzer.

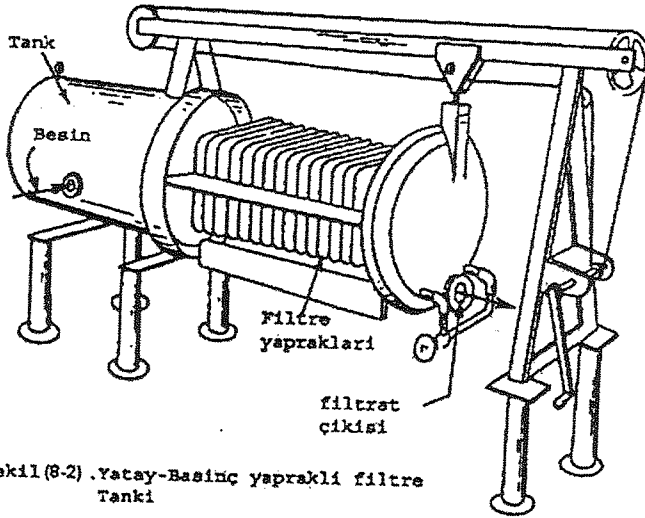


Şekil (8.1)

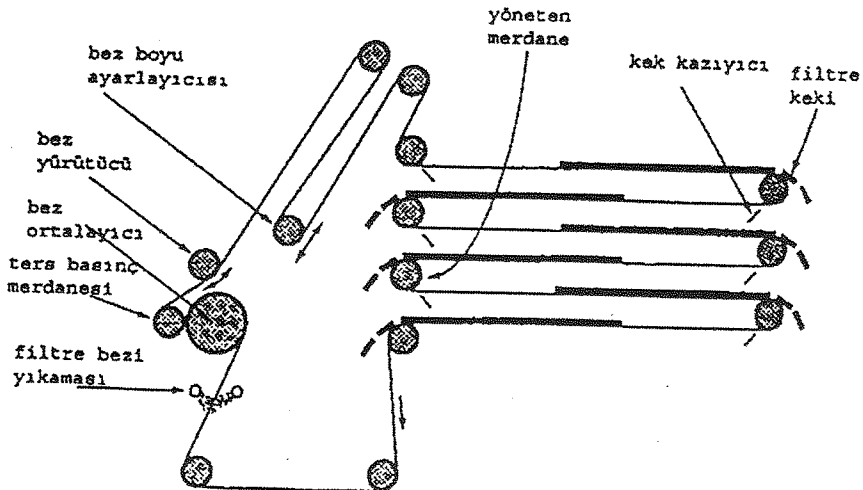
Şekil (8.1b)'de görüldüğü gibi katılar süzme ortamının içinde ya da dış yüzünde tutulur.

Bu süzgeçler, eleklerden farklıdır zira süzen tane boyutu süzülenden çok daha büyük olmalıdır. Bir çapraz akımlı filtrede süspansiyon süzme ortamına çok yüksek basınç altında ve yüksek akış hızında gönderilir Şekil (8.1.c). Katılardan ince bir tabaka süzme ortamının üzerinde oluşabilir ama akışkanın yüksek akış hızı buna izin vermez. Süzme ortamı süspansiyon halindeki katıların geçişine izin vermeyecek kadar küçük delikleri olan seramik, metal ya da polimer olabilir. Ultra ince filtreler böyle çok küçük delikli membranı olup iri moleküllerle koloidal tanelerin ayrılıp deriştirilmesinde kullanılan çapraz akışlı filtrelerdir.

Kullanılan Cihazlar: Filtresler, Yaprak - kabuk filtreler (Şekil 8.2); Otomatik kayış filtreler (Şekil 8.3); Kesikli vakum filtreler; Sürekli vakum filtreler; Döner tamburlu filtreler (Kurutma konusunda işlenmektedir).



Sekil (8.2) Yatay-Basınç yapraklı filtre Tanki



Sekil (8.3) Otomatik kayışlı filtre

FİLTRE ELEMANI

Ayırma elemanı aşağıdaki özellikleri taşımalıdır:

1. Filtrelenecek katıları belirgin bir süzmeye uğratıp üzerinde tutmalıdır,
2. Tıkanma yapmamalıdır,
3. Fiziksel işlem şartlarına ve kimyasal etkilere karşı dayanıklı olmalıdır,
4. Oluşan kekin yüzeyden tamamen temizlenmesine izin vermelidir,
5. Çok pahalı olmamalıdır.

Endüstriyel filtrelemede en çok kullanılan çadır bezidir. Farklı amaçlar için çeşitli ağırlık ve örgüsü olan maddeler de vardır. Korrozif sıvılar için yün bezi, paslanmaz çelik ya da monelden yapılmış metal bezler, cam bezi ya da kağıt kullanılabilir. Naylon, polipropilen ya da poliester gibi sentetik kumaşlar kimyasallara karşı oldukça dayanıklıdır.

Belirli bir delik çapındaki pürüzsüz sentetik ya da metal elyaflar, eskimiş doğal elyaflara göre ince taneleri tutmakta daha başarısızdırlar. Normal olarak içinde ince taneler taşımayan iri taneli karışımlarda bu durum yalnızca başlangıçta ortaya çıkar, daha sonra ilk katı tabakası birikimi süzme elemanı olarak devam eder. Süzüntü önce bulanık çıkıp daha sonra berraklaşır. Bulanık süzüntü tekrar süzülme üzere filtreleme tankına geri gönderilir.

FİLTRE KEKLERİNDE SÜZME PRENSİPLERİ

Filtrasyonda akışa karşı direnç zamanla artar ve filtrasyon ortamında tıkanma, kenetlenme (clogging), yığılma olacağından “Dolgu kolonlarda akış” konusunda verilen denklemler, buraya da uygulanabilmeleri için yeniden düzenlenmelidir. En önemli değişkenler; filtreden geçen akış hızı ve birim ünite kesitindeki basınç düşüştür. Filtrasyon süresi uzadıkça ya akış hızı azalır ya da basınç düşüştü artar. Sabit-basınç-filtrasyonunda basınç düşüştü sabit tutulur ve akış hızı zamanla azalır; daha az kullanılanı da akış hızını sabit tutup basınç düşüştünü artırmaktır.

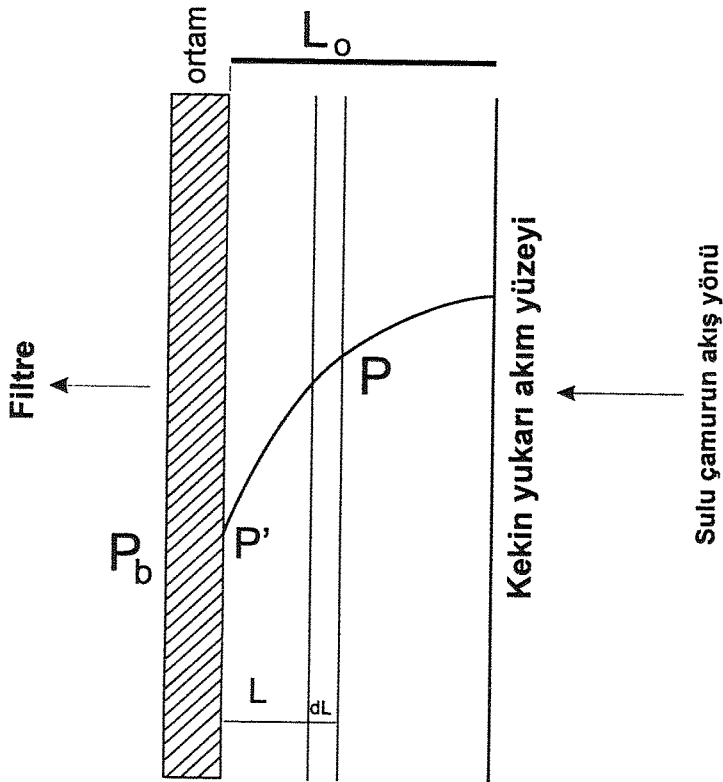
Kek filtrasyonunda sıvı, seri haldeki iki dirençten geçer bunlar; kek ve filtrasyon ortamlarıdır. Berraklaştırma filtrasyonunda tek direnç filtrasyon ortamıdır ve bu durum kek filtrasyonunun başlangıçdaki ilk aşamalarında önemlidir. Başlangıçta kek direnci sıfırdır ve filtrasyon devam ettikçe artar. Filtre edildikten sonra kek yıkanır, yıkama sırasında her iki direnç de sabittir ve filtrasyon ortamının direnci önemsizdir.

Herhangi bir anda toplam basınç düşüştü; ortam ve kek üzerindeki basınç düşüştlerinin toplamı kadardır. Eğer giriş basıncı P_a ve çıkış basıncı P_b ve P' kek ile ortamın arayüzeyindeki basınç ise ;

ΔP : toplam basınç düşüşü ; ΔP_c : kek kesitindeki basınç düşüşü ; ΔP_m : ortam kesitindeki basınç düşüşüdür.

Filtre Keki Üzerindeki Basınç Düşüşü:

Filtratın akmaya başlamasından bir t zaman sonra kek kalınlığı L_c olsun. Akış yönüne dik filtreleme alanı A olsun. Ortamdan L kadar uzakta dL kalınlığında kek alınsın. Bu noktadaki basınç P olsun. Yatak katı tanelerden oluşan ince bir yataktır ve bir filtre yatağında sıvının akışı laminer olacak kadar yavaştır.



Şekil (8-4)

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{dp}{dL} \quad \text{alınabilir.}$$

$$\text{Filtratın (süzüntünün) hızı } u \text{ ise } \frac{dp}{dL} = \frac{150\mu u(1-\varepsilon)^2}{g_c(\phi_s D_p)^2 \varepsilon^3} \text{ dır.} \dots \dots \dots (8.2)$$

Genellikle basınç düşüşü tane boyutundan çok yüzey-hacim oranının bir fonksiyonu olarak ifade edilir. Denklemdeki $(\phi_s D_p)$ yerine $(\frac{6v_p}{s_p})$ yazılırsa ;

$$\frac{dP}{dL} = \frac{4,17\mu u(1-\varepsilon)^2 (s_p/v_p)^2}{g_c \varepsilon^3} \dots\dots\dots(8.3)$$

burada dp/dL : dL kalınlığındaki basınç gradyanıdır.

μ : süzüntünün (Filtratın) viskozitesi

u : Filtratın filtre alanındaki hızı

s_p, v_p : katı tanelerin yüzey alanı ve hacmi

ε : filtre kekinin gözenekliliği

Sıkıştırılabilen taneli yataklarda ya da gözenekliliği çok küçük yataklarda katsayı 4,17 ' den çok daha büyük olabilir. Lineer hız u :

$$u = \frac{dV/dt}{A} \dots\dots\dots(8.4) \text{ ile verilebilir.}$$

Burada V toplanan süzüntünün t süresindeki hacmidir. Süzüntü bütün kekten geçmek zorunda olduğundan $\frac{V}{A}$ bütün katmanlar için aynıdır ve u ? L den bağımsızdır.

O tabakadaki katıların hacmi $A(1 - \varepsilon) dL$ dir ve ρ_p katının yoğunluğu ise ;

$$dm = \rho_p (1 - \varepsilon) A dL \dots\dots\dots(8.5)$$

Denklem (8.3) ve (8.5) den dL yok edilirse

$$dp = \frac{k_1 \mu u (s_p/v_p)^2 (1-\varepsilon)}{g_c \rho_p A \varepsilon^3} dm \dots\dots\dots(8.6)$$

burada k_1 ; 4,17 olan katsayının yerine yazılmıştır.

Sıkıştırılabilen ve Sıkıştırılamayan Filtre Kekleri

Katı homojen taneler içeren sulu çamurların düşük basınç düşüşlerindeki filtrasyonunda, Denklem(8.6)' nın sağındaki (m hariç) bütün terimler L den bağımsızdır ve denklem kekin kalınlığınca integre edilebilir. Toplam kekdeki katıların kütlesi m_c ise

$$p_a - p' = \frac{k_1 \mu u (s_p / v_p)^2 (1 - \varepsilon) m_c}{g_c \rho_p A \varepsilon^3} = \Delta p_s \dots \dots \dots (8.7)$$

Bu tip bir keke “ Sıkıştırılmayan ” denir.

Denklem (8.7) kullanılırken “ özel kek direnci α ” kullanılır.

$$\alpha = \frac{\Delta p_c g_c A}{\mu u m_c} \dots \dots \dots (8.8)$$

Burada
$$\alpha = \frac{k_1 (s_p / v_p)^2 (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 \rho_p} \dots \dots \dots (8.9)$$

Kek direnci α aynı zamanda bir k_2 katsayısı ile D_p cinsinden de yazılabilir:

$$\alpha = \frac{k_2 (1 - \varepsilon)}{(\phi_s D_p)^2 \varepsilon^3 \rho_p} \dots \dots \dots (8.10)$$

Sıkıştırılmayan keklerde α ; kek içindeki konum ve Δp basınç düşüşünden bağımsızdır.

Denklem (8.8)' deki α ; birim basınç düşüşünü verir (μ , u , m_c / A 'nın her biri 1,0 e eşit olduğunda). Denklem (8.10), kek direncinin D_p ve gözeneklilik ε gibi yalnız kekin fiziksel özelliklerinden etkilendiğini gösterir.

Sanayide karşılaşılan keklerin çoğu tek tek sert katı tanelerden oluşuyor değildir. Daha çok sulu çamurlar topaklaşmış (agglomerate) karışımlar, aralarında gevşek olan çok küçük taneler yığınlar halindedir ve kek direnci; her bir tanenin geometrisinden çok bu yığınların özelliklerine dayanır. Yığınlar kekin yukarı akım bölgesinde akan sulu çamurdan gelip birikirler. Kanallar üzerinde karmaşık bir ağ örerek Denklem (8.4)'deki u 'yu uygulanamaz yaparlar.

Böyle bir çamurun direnci, sulu çamurun hazırlanma yöntemine, maddenin eskiliği ve sıcaklığına karşı duyarlıdır. Aynı zamanda bu birikimler kekin içindeki kuvvetler tarafından eğilip parçalanırlar ve ε , k_2 ve s_p/v_p gibi değerler bir tabakadan diğerine değişirler.

Böyle bir filtre kekine “ sıkıştırılabilir ” denir. Sıkıştırılabilen bir kek α çıkıştan olan uzaklığa göre değişir, çünkü çıkış bölgesinde gözenek kesri en düşüktür ve en yüksek sıkıştırma kuvvetine maruz kalır. Bu da basınç gradyanını non-lineer yapan (Şekil.8.4) α 'nın yerel değeri zamanla da değişebilir. Bunun sonucunda Denklem (8.7) doğrudan uygulanamaz.

Uygulamada ise α 'nın zaman ve yerleşime göre değişimi ihmal edilir. Denklem (8.8)'i de kullanarak filtrelenecek malzeme için bir ortalama değer elde edilir.

Filtre Ortamının Direnci: Benzerlikten giderek kek direnci $\alpha m_c / A$ gibi bir filtre ortam direnci R_m tanımlanabilir.

$$R_m \equiv \frac{(p' - p_b)g_c}{\mu u} = \frac{\Delta p_m g_c}{\mu u} \dots \dots \dots (8.11)$$

R_m ' in boyutu L^{-1} dir.

Filtre ortamının direnci R_m ; basınç düşüşü ile değişebilir. Çünkü daha büyük basınç düşüşü daha yüksek sıvı hızına sebep olurken, ilave katıların da filtre ortamına sürüklenmesini sağlar. R_m direnci filtre ortamının eskiliğine ve temizliğine göre de değişir fakat filtreleme işleminin sadece erken dönemlerinde önemli olduğundan onu ileri dönemlerde sabit kabul etmek ve büyüklüğünü deneylerle belirlemek yeterlidir. R_m deneysel bir sabit olarak alındığında o, filtre bölgesine borulardan akıştaki herhangi direnci de kapsayacaktır.

$$\text{Denklem (8.9) ve (8.11)' den ; } \Delta P = \Delta P_c + \Delta P_m = \frac{\mu u}{g_c} \left[\frac{m_c \alpha}{A} + R_m \right] \dots \dots \dots (8.12)$$

Kek direnci α 'nın Δp 'den ziyade kesinlikle Δp_c 'nin fonksiyonu olduğu söylenebilir. Filtrelemenin önemli kademesi kek kalınlığının önemli bir kalınlığa ulaştığı sırada, Δp_c 'ye kıyasla Δp_m küçük olacaktır ve Denklem (8.7)'de Δp_c yerine Δp aralığında integralini almanın, α 'nın büyüklüğü üzerindeki etkisi, ihmal edilebilecektir. Denklem (8.12) de α ; Δp 'nin bir fonksiyonu olarak alınır.

Denklem (8.12)'yi kullanırken Filtratın (süzüntünün) lineer hızı u ve kek içindeki toplam kütle m_c ; t süresinde toplanan süzüntü hacmi V 'nin birer fonksiyonu ile yer değiştirebilir. Denklem (8.4) u ile V arasında; bir madde dengesi de m_c ile V arasında ilişki kurabilir. Eğer c , Filtratın (süzüntünün) birim hacmi içindeki toplanmış taneler kütesini gösteriyorsa, t süresindeki tanelerin kütlesi Vc 'dir.

$$m_c = Vc^\dagger \dots \dots \dots (8.13)$$

Denklem (8.4)'den u ve (8.13)'den m_c 'yi Denklem(8.11)'e yerleştirerek

$$\frac{dt}{dV} = \frac{\mu}{Ag_c(\Delta p)} \left(\frac{\alpha c V}{A} + R_m \right) \dots \dots \dots (8.14)$$

Sabit Basınç Filtrasyonu : Δp sabit olduğunda, Denklem (8.14)'deki değişkenler V ve t dir,

$t=0$ iken $V=0$ ve $\Delta p = \Delta p_m$ 'dir ; Dolayısıyla

$$\frac{\mu R_m}{A \Delta p g_c} = \left(\frac{dt}{dV} \right)_0 = \frac{1}{\dot{q}_0} \dots \dots \dots (8.15)$$

†: $c = \frac{c_F}{1 - [m_F / m_c - 1] \rho_s / \rho}$; Burada m_F : yaş kekin kütlesi; m_c : yıkanmış kuru kekin kütlesi; ρ :süzüntünün

yoğunluğu; c_F :filtreye beslenen katıların sulu çamurdaki yoğunluğu (kg/m³ sıvı)

Denklem (8.14) şöyle de yazılabilir :

$$\frac{dt}{dV} = \frac{1}{\dot{q}} = K_c V + \frac{1}{\dot{q}_0} \dots \dots \dots (8.16)$$

Burada $K_c = \frac{\mu c \alpha}{A^2 \Delta p g_c} \dots \dots \dots (8.17)$

Denklem (8.16)'nın; (0 , 0) ve (t , V) sınırları arasında integrali alınırsa

$$\frac{t}{V} = \left(\frac{K_c}{2} \right) V + \frac{1}{\dot{q}_0} \dots \dots \dots (8.18) \text{ olur.}$$

t/V' ye karşı V için grafik çizilirse eğimi $K_c/2$, kesim noktası $1/\dot{q}_0$ olan lineer bir doğru çıkar.

Örnek (8.1) de gösterileceği gibi böyle bir grafikten, Denklem (8.15) ve (8.17)'deki α ve R_m değerleri hesaplanabilir.

Kek Direnci İçin Ampirik Denklemler :

Çeşitli basınç düşüşleri için deneysel olarak sabit basınçlar uygulanırsa α ' nın Δp ile değişimi elde edilebilir. Eğer α ; Δp ' den bağımsız ise çamur “ sıkıştırılmaz ” dır. Normal olarak α Δp ile artar çünkü çamurların çoğu sıkıştırılabilirlerdir. Aşırı sıkıştırılabilenlerde α ; Δp ile hızla artar. Gözlemlere en uygun denklem

$$\alpha = \alpha_0 (\Delta p)^s \dots \dots \dots (8.19)$$

Burada α_0 ve s ampirik sabitlerdir.(s) sabiti kekin sıkıştırılabilirlik sabitidir.

Bu değer sıkıştırılmayanlarda 0, sıkıştırılabilenlerde pozitif (+) lı bir değerdir. Genellikle 0,2 – 0,8 aralığındadır. Denklem (8.19), α_0 ve s'nin belirlendiği deney koşullarından çok farklı koşullarda kullanılmamalıdır.

Örnek (8.1) :

Suda CaCO_3 olan bir sulu çamura uygulanan sabit basınç filtrasyonunun laboratuvar sonuçları Tablo(8.1) de verilmiştir. Filtre alanı 440 cm^2 , katı kütlesi $23,5 \text{ g/l}$ ve sıcaklık $25 \text{ }^\circ\text{C}$ ' tır. α ve R_m 'i Δp basınç düşüşünün bir fonksiyonu olarak bulun ve α sonuçları için bir ampirik denklem geliştirin.

Çözüm:

İlk adım grafikleri hazırlamaktır. Her bir doğrunun eğimi $K_c/2$ dir.

$[(s / ft^3) / ft^3]$ çevirme çarpanı $28,31^2 = 801 [(s / lt) / lt]$ dir. Her çizginin ordinatı kestiği nokta $(1/\dot{q}_0) (s / lt)$ dir. Çevirme çarpanı kullanılarak eğim ve $1/\dot{q}_0$ 'lar Tablo 8.2 de verilmiştir.

Suyun viskozitesi $\mu = 0,886 \text{ cp} \times 6,72 \cdot 10^{-4} = 5,95 \cdot 10^{-4} \text{ lb} / (\text{ft} \cdot \text{s})$

Filtre alanı $A = 440 / (30,48)^2 = 0,474 \text{ ft}^2$; $C = (23,5 \times 28,31) / 454 = 1,47 \text{ lb} / \text{ft}^3$

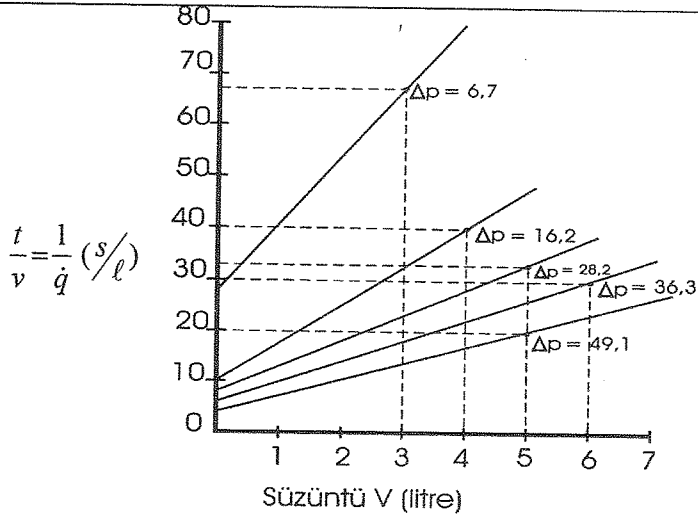
Tablo (8.2) deki $K_c/2$ ve $1/\dot{q}_0$ değerlerini Denklem (8.15) ve (8.17)'ye koyarak R_m ve α değerleri bulunur:

$$R_m = \frac{A \Delta p g_c (1/q_0)}{\mu} = \frac{0,474 \times 32,17 \Delta p (1/q_0)}{5,95 \times 10^{-4}} = 2,56 \times 10^4 \frac{\Delta p}{q_0}$$

$$\alpha = \frac{A^2 \Delta p g_c K_c}{C \mu} = \frac{0,474^2 \times 32,17 \Delta p K_c}{5,95 \times 10^{-4} \times 1,47} = 8,26 \times 10^3 \Delta p K_c$$

Tablo(8.1) : Örnek (8.1) ' in Hacim - Zaman Bilgileri

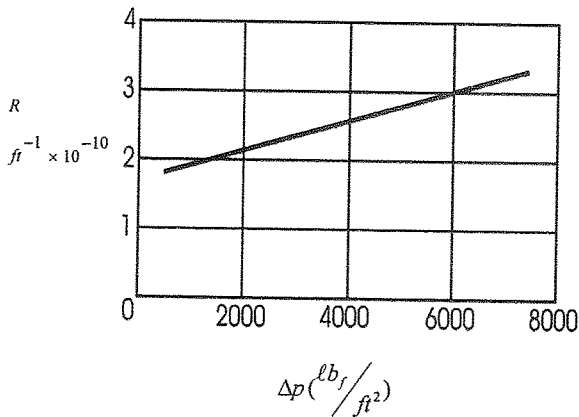
Süzüntü	Deney I		Deney II		Deney III		Deney IV		Deney V		
	V, (lt)	t (s)	1/q'	T	1/q'	t	1/q'	t	1/q'	T	1/q'
0,5	17,3	34,6	6,8	13,6	6,3	12,6	5,0	10,0	4,4	8,8	
1,0	41,3	41,3	19,0	19,0	14,0	14,0	11,5	11,5	9,5	9,5	
1,5	72,0	48,0	34,6	23,1	24,2	16,13	19,8	13,2	16,3	10,87	
2,0	108,3	54,15	53,4	26,7	37,0	18,5	30,1	15,05	24,6	12,3	
2,5	152,1	60,84	76,0	30,4	51,7	20,68	42,5	17,00	34,7	13,88	
3,0	201,7	67,23	102,0	34,0	69,0	23,0	56,8	18,7	46,1	15,0	
3,5	-	-	131,2	37,99	88,8	25,37	73,0	20,87	58,0	16,86	
4,0	-	-	163,0	40,75	110,0	27,50	91,2	22,8	73,6	18,4	
4,5	-	-	-	-	134,0	29,78	111,0	24,67	89,4	19,87	
5,0	-	-	-	-	160,0	32,0	133,0	26,6	107,3	21,46	
5,5	-	-	-	-	-	-	156,8	28,51	-	-	
6,0	-	-	-	-	-	-	182,5	30,42	-	-	



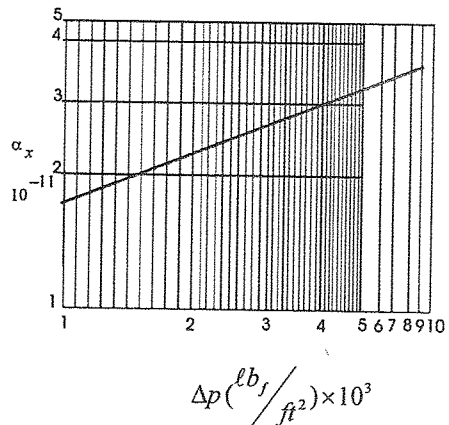
Tablo (8.2):Örnek(8.1)'deki K_c , $1/\dot{q}_0$ ve R_m değerleri

Deney	ΔP		Eğim $K_c/2$		Kesim ($1/\dot{q}_0$)		R_m $ft^{-1} \times 10^{-10}$	α $ft/lb \times 10^{-11}$
	lb_f/in^2	lb_f/ft^2	s/lt^2	s/ft^6	s/lt	s/ft^3		
I	6,7	965	13,02	10440	28,1	800	1,98	1,66
II	16,2	2330	7,24	5800	12,11	343	2,05	2,23
III	28,2	4060	4,51	3620	9,43	267	2,78	2,43
IV	36,3	5230	3,82	3060	7,49	212	2,84	2,64
V	49,1	7070	3,00	2400	6,35	180	3,26	2,80

Tablo (8.2); her deneyde bulunan K_c ve $1/\dot{q}_0$ değerlerinin en kısa mesafelerin kareleri toplamı yöntemi ile bulunduğunu gösterir. Hepsinde 1 inci deneyin ilk noktası dışındaki ilk noktalar, lineer çizginin dışında kaldığı için ihmal edilmişlerdir. Şekil (8.5) R_m e karşı Δp grafiğidir ve Tablo (8.2) den alınmışlardır.



Şekil (8.5)



Şekil (8.6)

Şekil (8.6), α' nın $\Delta p'$ ye karşı çizilmiş logaritmik grafiğidir. Noktalar oldukça doğruya yakın bir çizgi oluşturduğundan α' nın $\Delta p'$ nin bir fonksiyonu olduğunu gösteren Denklem (8.19)' un kullanımı çok uygundur. Doğrunun eğimi bu kek için $s=0,26'$ yı verir. Kek sadece hafif sıkıştırılabilirdir.

α_0 ; Şekil (8.6)'daki doğru üzerinde bir noktanın değerini alıp Denklem (8.13)'de hesaplayarak bulunur.

Örneğin : $\Delta p=1000$ iken $\alpha=1,75 \times 10^{11}$ ve $\alpha_0 = \frac{1,75 \times 10^{11}}{1000^{0,26}} = 2,90 \times 10^{10}$ ft/lb ($1,95 \times 10^{10}$ m/kg) ,

$$\text{Denklem (8.14)} \rightarrow \alpha = 2,90 \times 10^{10} \Delta p^{0,26}$$

SÜREKLİ FİLTRASYON:

Tamburlu döner filtreler gibi sürekli çalışan bir filtrede; besin, süzüntü ve kekin yatışkın sabit hızda hareket ettiği varsayılın. Filtre yüzeyindeki özel bir elemanda şartlar yatışkın olmasın ama geçiş halinde olsun. Örneğin bir filtre kumaşı; sulu çamura daldırıldığı andan, dolup çıkarılıp üzeri kazıncaya kadar geçen sürede izlensin. Bu dönemin ardışık birçok aşamanın sıralanışından oluştuğu açıktır. Bunlar; kek oluşumu, yıkama, kurutma ve boşaltma aşamalarıdır ve her aşama sürekli değişim ve gelişim halindedir. Halbu ki kek oluşumu sırasındaki basınç düşüşü sabit tutulur. Daha önce süreksiz(kesikli) sabit basınç filtrasyonu için verilen denklemler; bazı yeni düzenlemelerle sürekli filtrelelere uygulanabilir.

Eğer t , gerçek filtrasyon süresi (yani herhangi bir filtre elemanın sulu çamura daldırıldığı zaman) ise Denklem (8.18);

$$t = \frac{K_c V^2}{2} + \frac{V}{\dot{q}_0} \dots \dots \dots (8.20)$$

burada V ; t süresinde toplanan süzüntü hacmidir. Denklem (8.20)' den V çözülürse;

$$V = \frac{[(1/\dot{q}_0^2) + (2K_c t)]^{1/2} - 1/\dot{q}_0}{K_c} \dots \dots \dots (8.21)$$

Denklem (8.15) ve (8.17)'den $1/\dot{q}_0$ ve K_c alınıp yerleştirilir ve tA ile bölünürse;

$$\frac{V}{tA} = \frac{[2\Delta p g_c c \alpha / \mu t + (R_m / t)^2]^{1/2} - R_m / t}{c \alpha} \dots \dots \dots (8.22)$$

burada V/t : süzüntü toplama hızı

A: filtrenin daldırılmış alanı

Denklem (8.22) üretilen katı \dot{m}_c hızı ve filtre karakteristikleri cinsinden yazılabilir. Bu karakteristikler; devir süresi t_c , tambur devir hızı n ve toplam alan A_T ' dir. Eğer tamburun daldırılan kesri f ise,

$$t = ft_c = \frac{f}{n} \dots \dots \dots (8.23)$$

Denklem (8.13)'den üretilen katı hızı, $\dot{m}_c = c \left(\frac{V}{t} \right) \dots \dots \dots (8.24)$

$A/A_T = f$ olduğundan, kek üretim hızı; toplam filtre alanına bölüldüğünde,

$$\frac{\dot{m}_c}{A_T} = \frac{[2c\alpha\Delta p g_c f n / \mu + (nR_m)^2]^{1/2} - nR_m}{\alpha} \dots \dots \dots (8.25)$$

Filtre ortam direnci R_m ' in içinde boşaltma mekanizmasıyla kek atmanın olmadığı herhangi bir kek kapsanır ve bir sonraki devreye taşınır. Filtre ortamı yıkandığı zaman kek atılır, R_m önemsiz hale gelir ve Denklem (8.25);

$$\frac{\dot{m}_c}{A_T} = \left(\frac{2c\Delta p g_c f n}{\alpha_0 \mu} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (8.26) \text{ olur.}$$

Eğer özel bir kek direnci Denklem (8.19)'a göre basınç düşüşü ile değişirse Denklem (8.26) dönüştürülerek

$$\frac{\dot{m}_c}{A_T} = \left(\frac{2c\Delta p^{1-s} g_c f n}{\alpha_0 \mu} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (8.27) \text{ olur.}$$

Denklem (8.26) ve (8.27)'nin ikisi de vakumlu sürekli filtrasyona ve sürekli basınçlı filtrelere uygulanır. R_m önemsiz olduğunda Denklem (8.27)'ye göre süzüntü akış hızları viskozitenin karekökünün tersi ve devir süresinin karekökü ile değişir. Kalın keklerde ve uzun devir sürelerindeki deneylerde bu gözlemlenmiştir; oysa kısa süreli devirlerde bu doğru değildir ve Denklem (8.26)'dakinden daha karmaşık durumlar kullanılmalıdır. Genel olarak, tambur hızı arttıkça filtrasyon hızı artar ve devir süresi t_c kısalır çünkü tambur yüzünde oluşan kek, düşük tambur hızındakinden daha incedir. Belli kritik bir hızın üzerinde, filtrasyon hızında artış olmaz ama sabit kalır ve kek ıslak ve atılması zor bir hal alır.

Bir filtrasyon hızında gerekli filtre alanı Örnek (8.2)'deki gibi hesaplanır.

Örnek 8.2: Döner bir tamburlu filtre %30 daldırılarak 14,7 lb CaCO₃ katıları / 1 ft³ suda (236 kg/m³) taşıyan sulu çamuru filtreleyecektir. Basınç düşmesi 20 in.Hg.'dir. Eğer filtrkek %50 nem(yaş bazda) taşıyorsa, filtre devir süresi 5 dak. olan bir sistemde 10 gal/dak. sulu çamurun

filtrelenmesi için gerekli alan nedir? Özel kek direncinin Örnek 8.1' deki gibi olduğunu varsayın ve filtre ortamı R_m 'i ihmal edin. Sıcaklık 20°C .

Çözüm: Denklem (8.28) kullanılacaktır . Gerekli değerler aşağıdadır:

$$\Delta p = 20 \times \frac{14,69}{29,92} \times 144 = 1414 \frac{\text{Ib}_f}{\text{ft}^2}, \quad f=30, \quad t_c = 5 \times 60 = 300 \text{ s}, \quad n = \frac{1}{300} \text{ s}^{-1}$$

Örnek (8.1)'den $\alpha_0 = 2,9 \times 10^{10} \text{ ft/Ib}$, $s = 0,26$ ayrıca $\mu = 1 \text{ cp} = 6,72 \times 10^{-4} \text{ Ib}/(\text{ft.s})$, $\rho = 62,3 \text{ Ib/ft}^3$

Denklem (8.13)'den c bulunur. Sulu çamur derişimi $C_F = 14,7 \text{ Ib/ft}^3$ dir. Kek %50 nem içerdiğinden $\frac{m_F}{m_c} = 2$.

Bu değerler Denklem (8.13)'e yerleştirilerek Denklem (8.28)'den A_T çözümlürse :

$$A_T = \dot{m}_c \left(\frac{\alpha \mu}{2c \Delta p^{1-s} g_c f n} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (8.29)$$

Katıların üretim hızı $\dot{m}_c =$ sulu çamurun akış hızı $\times c_F$ (derişim)

CaCO_3 'ün yoğunluğu $168,8 \text{ Ib/ft}^3$ olduğundan

$$\dot{m}_c = \frac{10}{60} \frac{1}{7,48} \left(\frac{1}{14,7/168,8+1} \right) 14,7 = 0,302 \text{ Ib/s}$$

$$\text{Denklem (8.29)'a yazınca } A_T = 0,302 \left(\frac{2,9 \times 10^{10} \times 6,72 \times 10^{-4}}{2 \times 19,24 \times 1414^{0,74} \times 32,17 \times 0,30 \times (1/300)} \right)^{1/2} = 81,7 \text{ ft}^2$$

ya da $(7,59 \text{ m}^2)$ dir.

Sabit Filtrasyon Hızı :

Eğer süzüntü sabit bir hızda akarsa, u lineer hızı da sabit olur ve

$$u = \frac{dV/dt}{A} = \frac{V}{At} \dots \dots \dots (8.30)$$

Denklem (8.13)'den m_c 'yi ve Denklem (8.30)'dan u ' yu alarak Denklem (8.8) yeniden yazılır:

$$\frac{\Delta p_c}{\alpha} = \frac{\mu c}{t g_c} \left(\frac{V}{A} \right)^2 \dots \dots \dots (8.31)$$

özel kek direnci α Denklem (8.31)'nin sol tarafında tutulur çünkü sıkıştırılabilen çamurlarda

c derişimi de basınç düşüşü ile değişebilir. İşletmede c den çok c_s sabittir, Denklem (8.13)'de m_F/m_c basınçla değiştiğinden c de $[m_F/m_c - 1]c_s/\rho$? 1'den uzaklaştıkça değişir. Genel filtrasyon teorisi yaklaşımlarında c ' nin Δp ile değişimi ihmal edilebilir. Eğer α ; Δp_c 'nin bir fonksiyonu

ve eğer filtre ortamındaki Δp_m tahmin edilebiliyorsa, (filtrat)süzüntünün çıkış hızının sabit olduğu durumda toplam basınç düşüşünün zamana karşı değişimi Denklem (8.31)'den bulunabilir. Eğer α 'nın Δp_c ile ilişkisi için Denklem (8.19) kullanılırsa daha direkt bir hesap yapılabilir. Denklem (8.19)'dan α alınıp Denklem (8.31)'e ve Δp_c yerine de $\Delta p - \Delta p_m$ konulursa,

$$\Delta p_c^{1-s} = \frac{\alpha_0 \mu c t}{g_c} \left(\frac{V}{At} \right)^2 = (\Delta p - \Delta p_m)^{1-s} \dots \dots \dots (8.32)$$

Gene filtre ortamındaki basınç düşüşü için tüm basınç düşüşünün böyle basitleştirilmesi, sabit hızdaki filtrasyonda filtre ortamının direncini sabit kabul etmek demektir. Denklem (8.11)'den Δp_m alınıp sabit olarak Denklem (8.32)'ye konur. Denklem (8.32)'deki değişkenler Δp ve t kalacağından :

$$(\Delta p - \Delta p_m)^{1-s} = K_r t \dots \dots \dots (8.33)$$

burada K_r 'nin tanımı ; $K_r = \frac{\mu u^2 c \alpha_0}{g_c} \dots \dots \dots (8.34)$

PROBLEMLER:

8.1. CaCO_3 'ın su ile yaptığı sulu çamurun sabit basınçlı filtrasyonuna ait bilgiler aşağıdaki tabloda verilmektedir. Filtre; 1 ft^2 alanı olan 6 inçlik filterprestir. Besindeki katıların prese girişteki kütle kesri 0,139'dur. Her deneydeki α ve R_m değerleri ile kek kalınlığını hesaplayın. Sıcaklık 70° F'dir.

5 lb_f/in^2		15 lb_f/in^2		30 lb_f/in^2		50 lb_f/in^2	
(1) ?p		(2) ?p		(1) ?p		(1) ?p	
Süzüntü	Zaman	Süzüntü	Zaman	Süzüntü	Zaman	Süzüntü	Zaman
lb	s	lb	s	Lb	s	lb	s
0	0	0	0	0	0	0	0
2	24	5	50	5	26	5	19
4	71	10	181	10	98	10	68
6	146	15	385	15	211	15	142
8	244	20	660	20	361	20	241
10	372	25	1009	25	555	25	368
12	524	30	1443	30	788	30	524
14	690	35	2117	35	1083	35	702
16	888						
18	1188						

8.2. İlk problemdeki sulu çamur 2 atm'lik sabit basınç altında 8 m² toplam alanlı bir filterpresde süzülecektir. Çerçvelerin kalınlığı 36 mm'dir. Büyük Filtre ortamındaki direncin laboratuvar ortamındakine eşit olduğunu varsayın. Bir devirde oluşacak süzüntü hacmini ve gerekli süreyi hesaplayın.

8.3. Güçlü ışık CaCO₃'ün α ve β değerleri arasında aşağıdaki bağıntı belirlenmiştir:

$\alpha = 8,8 \times 10^{10} \left[1 + 3,36 \times 10^{-4} (\Delta p)^{0,86} \right]$ burada β lb_f/in² dir. Bu bağıntı 0 – 1000 lb_f/in² basınç aralığında geçerlidir. 3 lb kek katısının 1 ft³ süzüntüde bulunduğu bir sulu çamur, 70 lb_f/in² sabit basınç ve 70° F' de süzülecektir. Bu çamur ve filtre bezi ile yapılan deneylere göre

$R_m = 1,2 \times 10^{10}$ ft⁻¹ dir. Bir tank tipi filterpres kullanılacaktır. 1 saatlik süzme sonunda 1400 gal süzüntü alabilmek için filtrasyon yüzeyi kaç ft² olmalıdır? Viskozite suyun 70° F'deki değeri gibidir.

EK-1

BİRİMLER ve BİRİM SİSTEMLERİ

Fiziksel Özellikler	Boyutların Sembolleri	B i r i m S i s t e m l e r i			
		cgS	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 \perp ya da Kayma gerilimi \Rightarrow	$P=FL^{-2}$ $\tau = FL^{-2}$	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
Kütleli hız	M/t	g/s	lb/s	kg/h	kg/s
Kütleli 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	$k = \frac{Q}{t.\Delta L.\Delta T}$	$\frac{cal}{cm.s.^{\circ}Cdif.}$	$\frac{Btu}{ft.h.^{\circ}Rdif}$	$\frac{kcal}{m.h.Kdif}$	$\frac{W}{mKdif}$
Isı aktarım (film) katsayısı	$h = \frac{Q}{L^2.t.\Delta T}$	$\frac{cal}{cm^2.s.^{\circ}Cdif}$	$\frac{Btu}{ft^2.h.^{\circ}Rdif}$	$\frac{kcal}{m^2.h.Kdif}$	$\frac{W}{m^2.Kdif}$

BAZI BİRİMSİZ SAYILAR

- Sherwood Sayısı : $Sh = (k_{küttele} D / D_v)$
 Schmidt Sayısı : $Sc = \mu / (D_v . \rho)$
 Eckert Sayısı : $Ec = u_v^2 / [C_p (T_v - T_w)]$
 Fourier Sayısı : $Fo = (\alpha . t_r / s^2)$
 Froude Sayısı : $Fr = u^2 / (g.L)$
 Graetz Sayısı : $Gz = [\dot{m} C_p / (kL)]$
 Grashof Sayısı : $Gr = (L^3 \rho^2 \beta^2 T / \mu^2)$
 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 ft² = 144 in.²
- Hacim: 1 l = 1000 ml = 10⁻³ m³
1 ft³ = 0,0028317 m³ = 28,317 l
1 gal = 3,78 l ; 1 barrel = 42 gal = 0,15899 m³
- 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/s² = 10⁵ dyne
1 dyne = 1 g.cm/s²
1 lb_f = (32.174 ft.lb/s²)/g_c
- Enerji : 1 erg = 1 dyne.cm = g cm²/s² = 10⁻⁷ J
1 J = 1 Nm = kg.m²/s²
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/cm²
1 atm = 1.0133 10⁶ dyne/cm² = 1.0133 10⁵ Pa
1 atm = 14.7 psia = 2116.8 lb_f/ft²
1 bar = 10⁶ dyne/cm² = 10⁵ Pa
- Güç: 1 hp = 76.2 kp.m/s = 550 ft.lb_f/s = 746 W
- Sıcaklık: K = °C + 273 ; R = °F + 460
°F = 1.8 °C + 32
- Viskozite: 1 P = 1 g/(cm.s) = 10² cp
1 cP = 1 mPa.s = 10⁻³ N.s/m²
1 cP = 6.72 10⁻⁴ lb/(ft.s) = 2.42 lb/(ft.h)
- Bazi Sabitler:
Yer çekimi ivmesi: g = 980.665 cm/s² = 9.81 m/s² = 32.174 ft/s²
Newton sabiti: g_c = 9.81 kg.m/(kp.s²) = 32.174 ft.lb/(lb_f.s²)
Doğal logaritma tabanı: e = 2.71828
İdeal gaz sabiti : R = 82.057 cm³.atm/(gmol.K) = 1545 ft³.lb_f/(ft².lbmol.R)
R = 1.987 cal/(gmol.K) = 8314.47 J/(kmol.K)
Avagadro Sayısı: $\tilde{N} = 6.023 \cdot 10^{23}$ molecule/gmol
Boltzmann Sabiti: k = R/N = 1.3805 10⁻¹⁶ erg/(molecule.K)
Stephan-Boltzmann Sabiti: $\sigma = 0.1718 \cdot 10^{-8}$ Btu/(ft².h.R⁴) = 5.67 10⁻⁸ W/(mK⁴)
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/(ft².h.R) = 5.67 W/(m².K)

Ast katlar ve Üst katlar ile kısaltılmış Sembolleri

<u>Power</u> <u>(sub)</u>	<u>Name</u>	<u>Symbol</u>	<u>Power</u> <u>(super)</u>	<u>Name</u>	<u>Symbol</u>
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

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		1 m/s su Hızı Kapasitesi l/dak	Boru Ağırlığı kg/m ³
						cm ² /cm	Dış İç		
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

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 (m³/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 (45,81)	17,196	19,512	21,825	24,136	26,445	29,216	31,986	35,679
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 (81,33)	3,418	3,889	4,356	4,820	5,284	5,839	6,394	7,134
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 (91,78)	2,270	2,587	2,900	3,211	3,520	3,891	4,262	4,755
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 (99,63)	1,6958	1,9364	2,172	2,406	2,639	2,917	3,195	3,565
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 (111,37)		1,2853	1,4443	1,6012	1,7570	1,9432	2,129	2,376
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 (143,63)		0,4708	0,5342	0,5951	0,6548	0,7257	0,7960	0,8893
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 (164,97)			0,2999	0,3363	0,3714	0,4126	0,4533	0,5070
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 (179,91)			0,2060	0,2327	0,2579	0,2873	0,3162	0,3541
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 (198,32)			0,13248	0,15195	0,16966	0,18988	0,2095	0,2352
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 (212,42)				0,11144	0,12547	0,14113	0,15616	0,17568
H				2902,5	3023,5	3159,3	3291,6	3467,6
s				6,5453	6,7664	6,9917	7,1915	7,4317
2500 v (223,99)				0,98700	0,09890	0,11186	0,12414	0,13998
H				2880,1	3008,8	3149,1	3284,0	3462,1
s				6,4085	6,6438	6,8767	7,0803	7,3234
3000 v (233,90)				0,07058	0,08114	0,09233	0,10279	0,11619
H				2855,8	2993,5	3138,7	3276,3	3456,5
s				6,2872	6,539	6,7801	6,9878	7,2338

GAZLARIN 1 atm (101,33 kPa) BASINÇTA FİZİKSEL ÖZELLİKLERİ

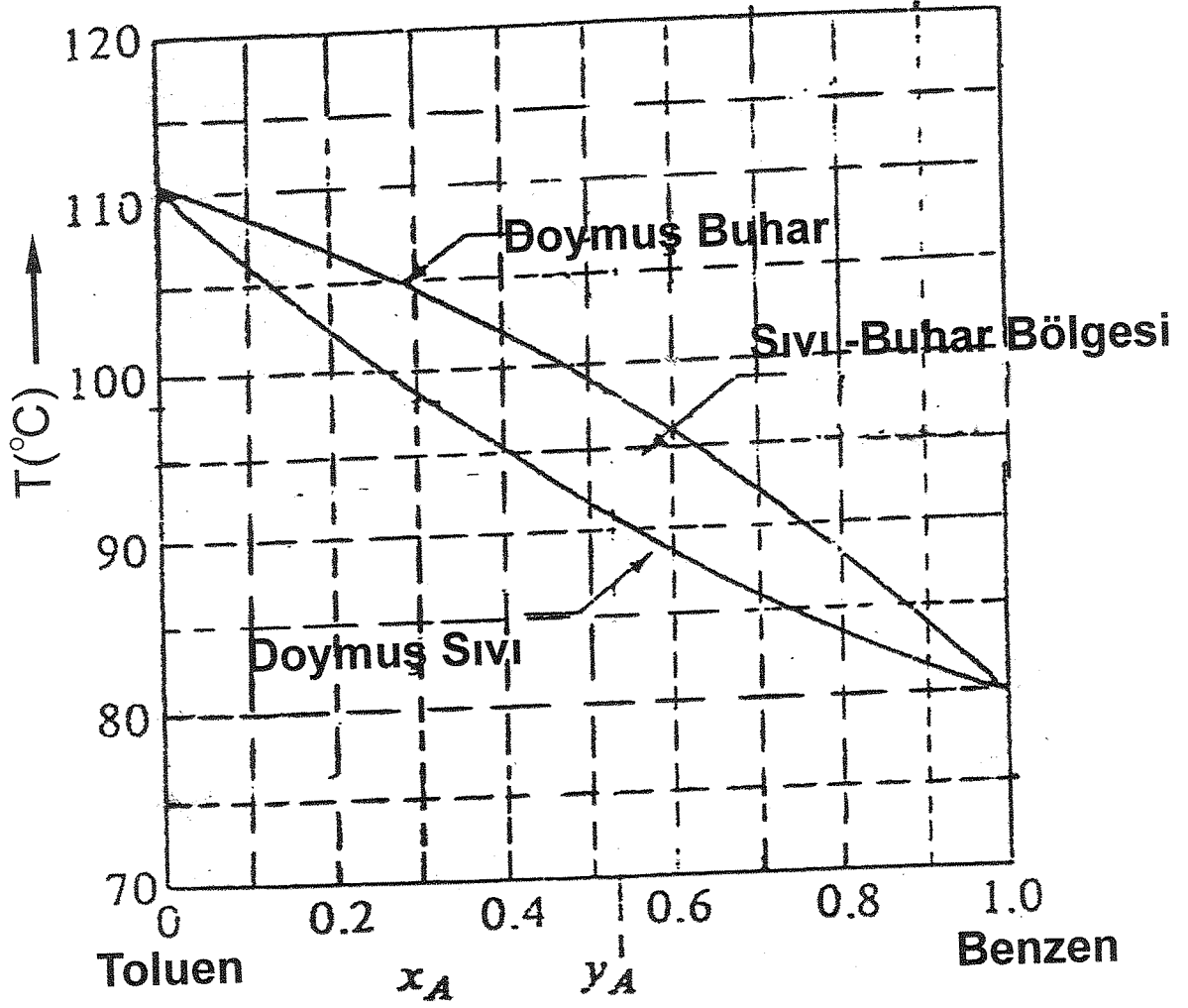
T (K)	ρ (kg/m ³)	C_p kJ/(kgK)	$\mu \cdot 10^7$ (Pa.s)	$k \cdot 10^3$ W/(mK)	Pr
Amonyak					
300	0,6894	2,158	101,5	24,7	0,887
340	0,6059	2,192	116,5	29,3	0,872
380	0,5410	2,254	131,0	34,0	0,869
400	0,5136	2,287	138,0	37,0	0,853
440	0,4664	2,357	152,5	43,5	0,826
480	0,4273	2,430	166,5	49,2	0,822
500	0,4101	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

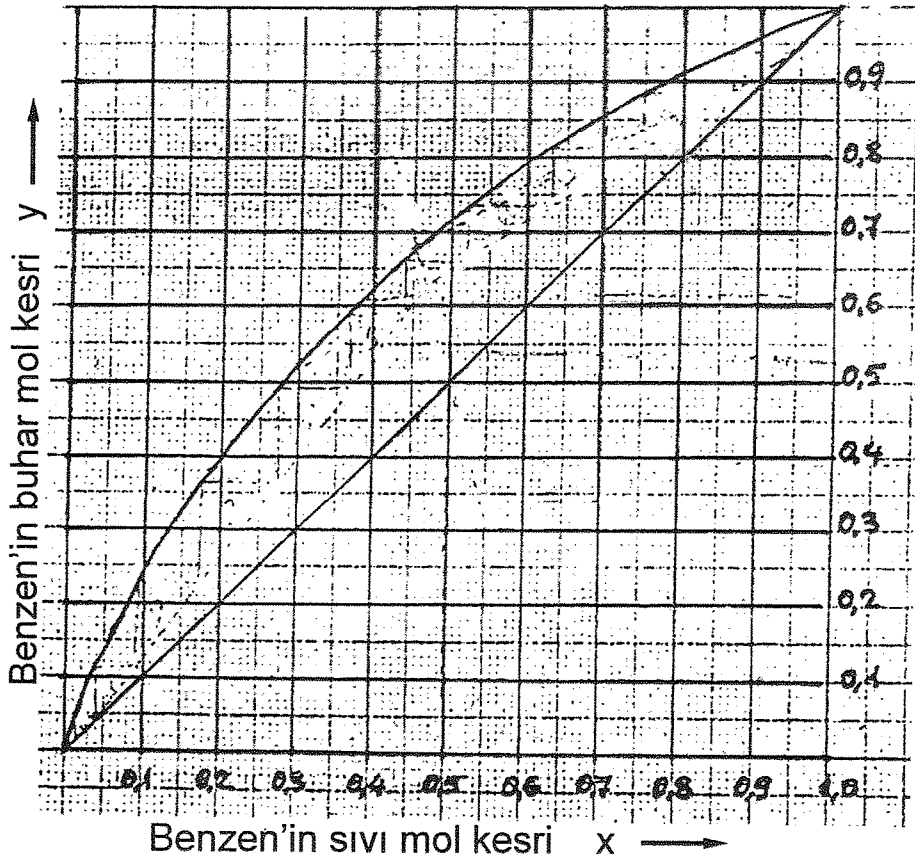
T (K)	ρ (kg/m ³)	C_p kJ/(kgK)	$\mu \cdot 10^7$ (Pa.s)	$k \cdot 10^3$ W/(mK)	Pr
Karbomonoksit					
280	1,2038	1,042	166	23,6	0,733
320	1,0529	1,043	184	26,3	0,730
360	0,9357	1,045	202	29,1	0,725
400	0,8421	1,049	218	31,8	0,719
450	0,7483	1,055	237	35,0	0,714
500	0,67352	1,065	254	38,1	0,710
550	0,61226	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
BENZEN -TOLUEN KAYNAMA NOKTALARI DENG EĞRİSİ

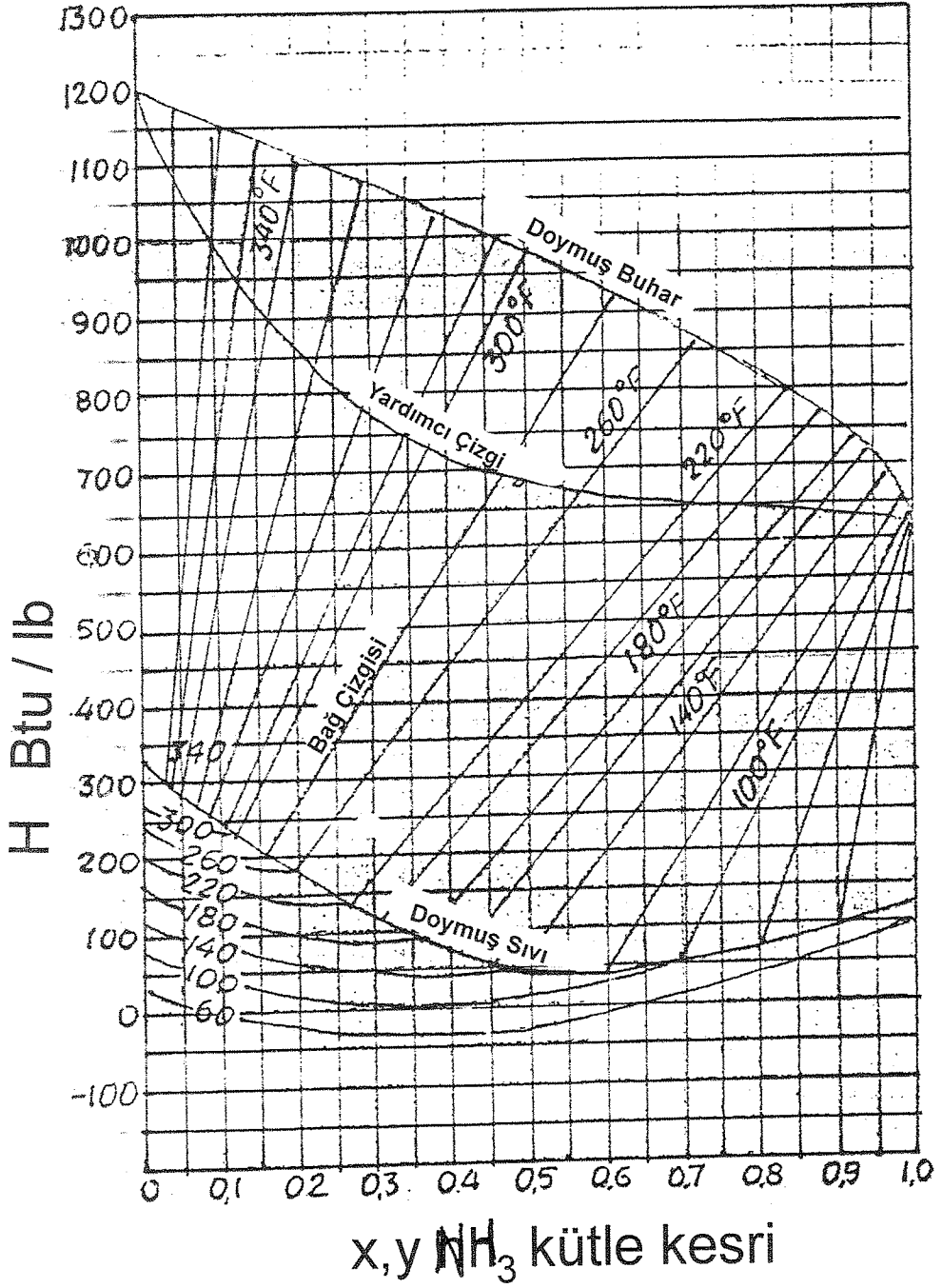


EK-8

BENZEN-TOLUEN SIVIYA KARŞI BUHAR DENGE EĞRİSİ



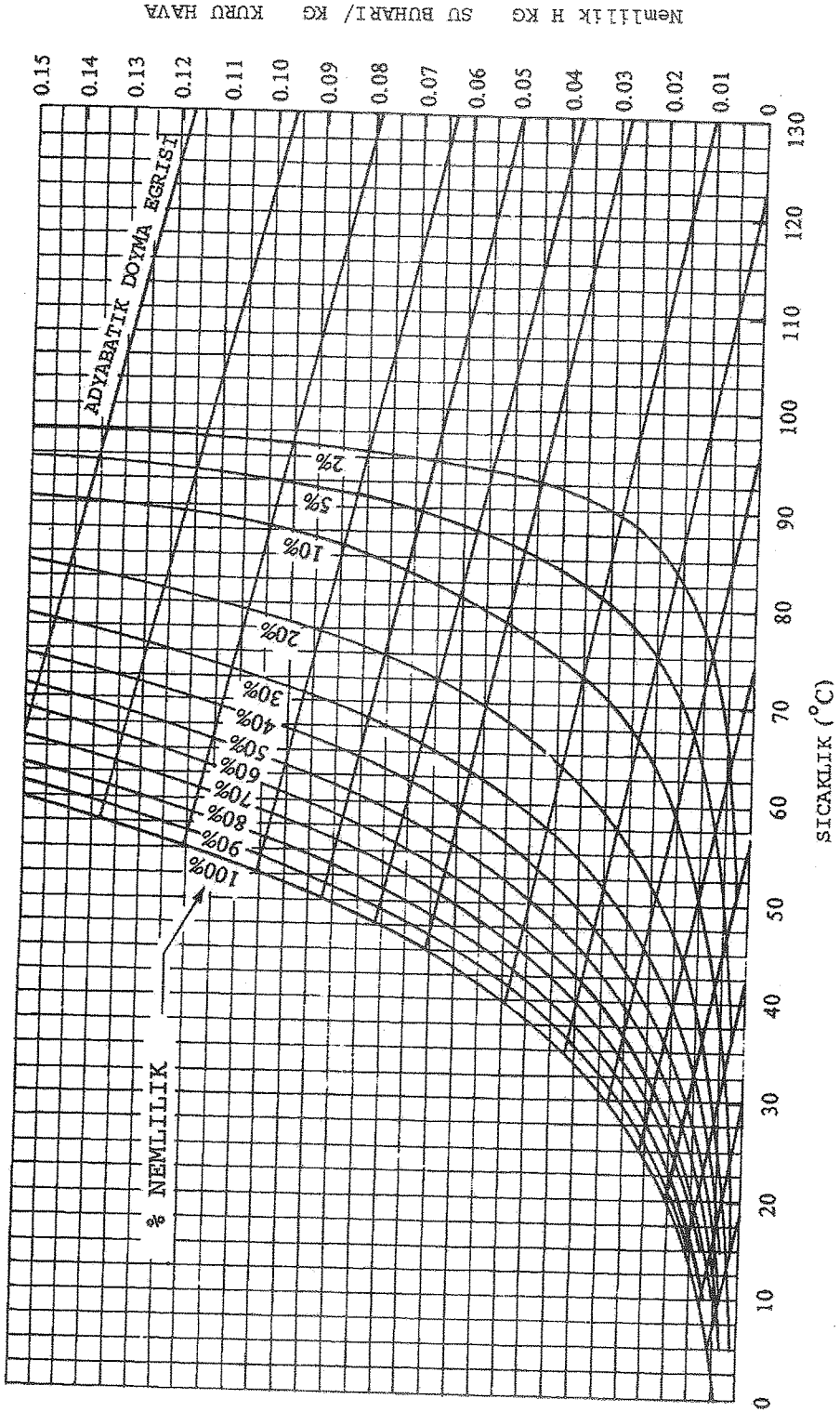
SU-AMONYAK DENGE EĞRİSİ (Entalpi-Kütle kesri)



EK-10 A) °C ile HAVA-SU DENGESİ EĞRİSİ

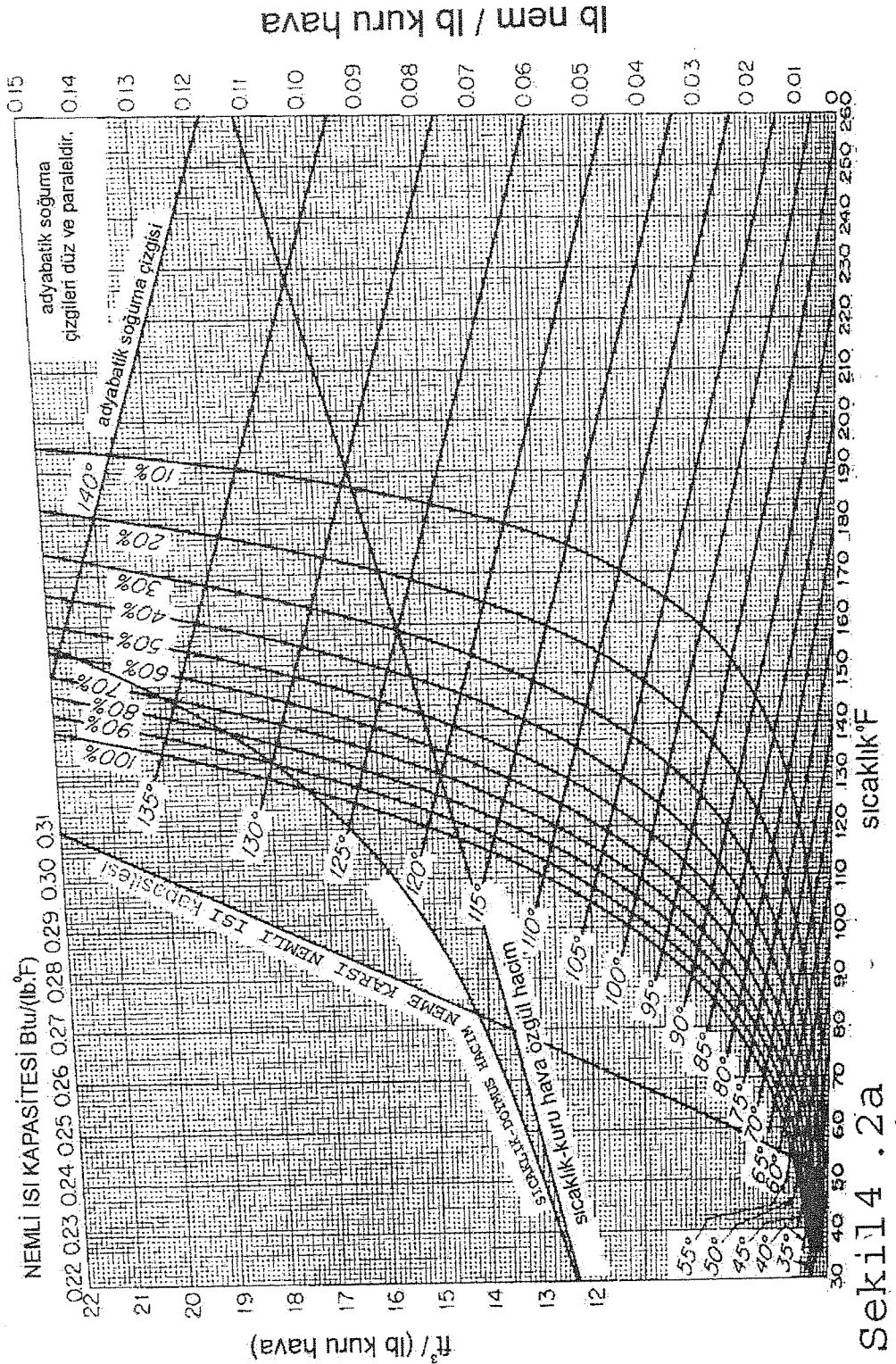
Nemli havanın ısı kapasitesical/(g °C)

0,23 0,24 ,26 0,275 0,295 0,31



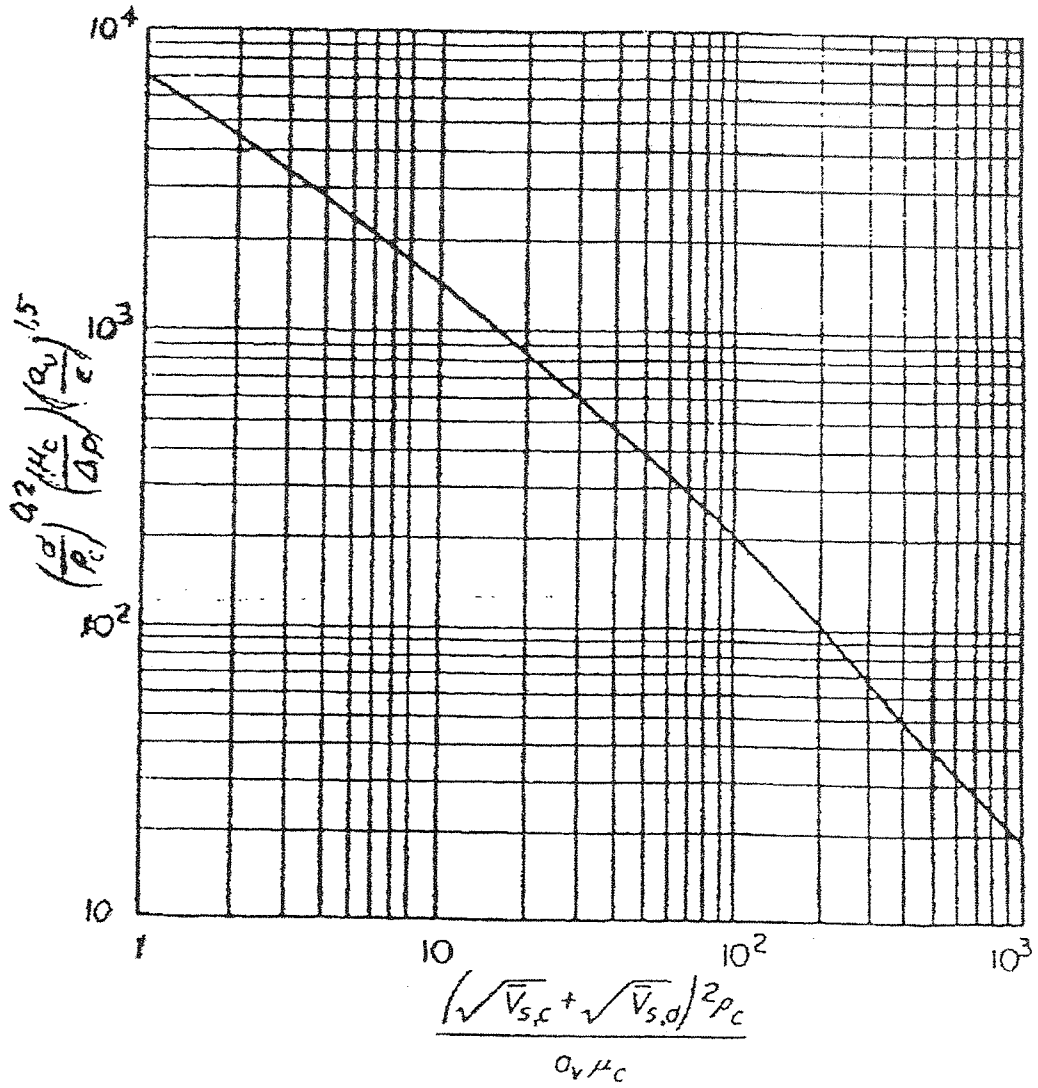
SEKİL. 4. 2 101330 Pa da Hava-Subuharı ikilisinin nemlilik diyagramı.

B) Aşağıdaki ikinci grafik °F ile verilmiştir



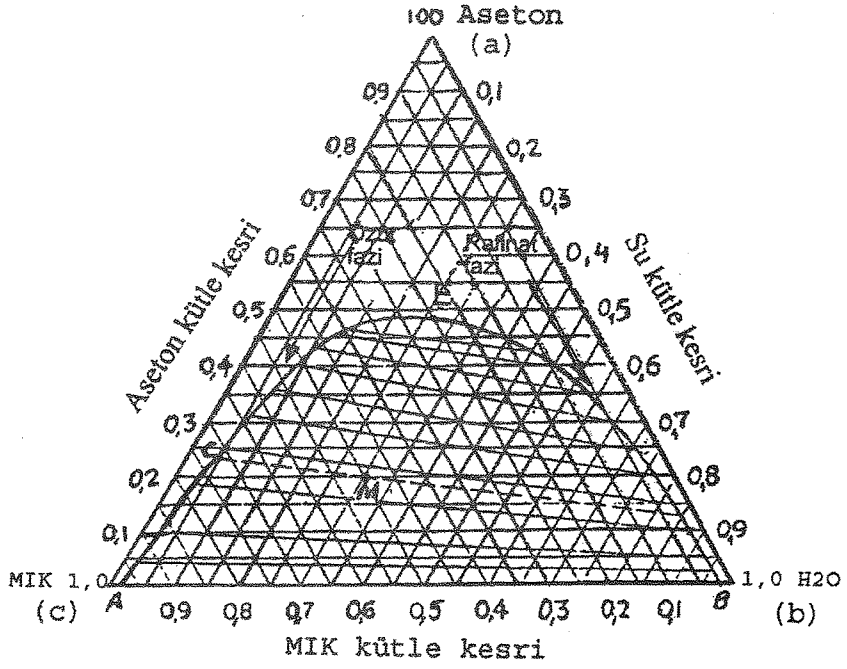
Şekil 4.2a

EK-11 DOLGULU KOLONLARDA TAŞMA EĞRİSİ

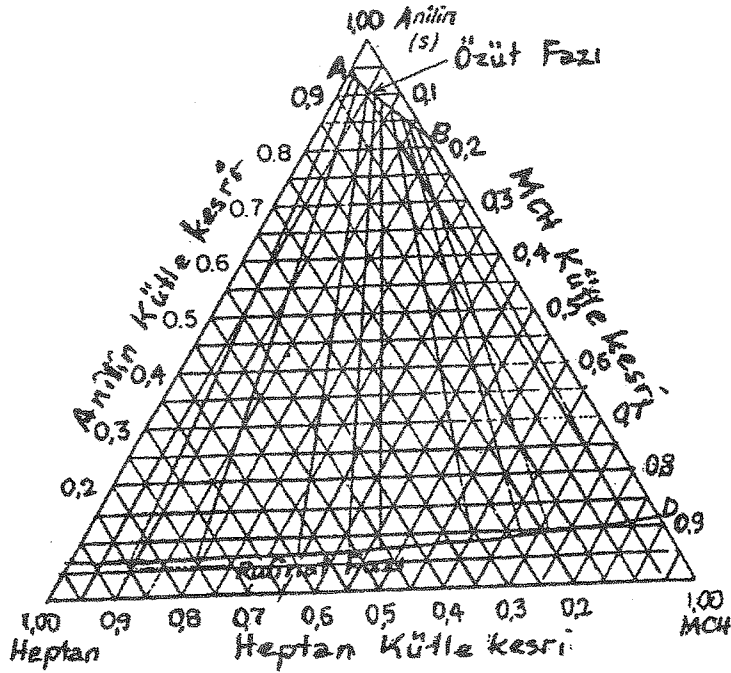


EK-12

ASETON-SU-MİK ÇÖZÜNÜRLÜK DENGE EĞRİSİ

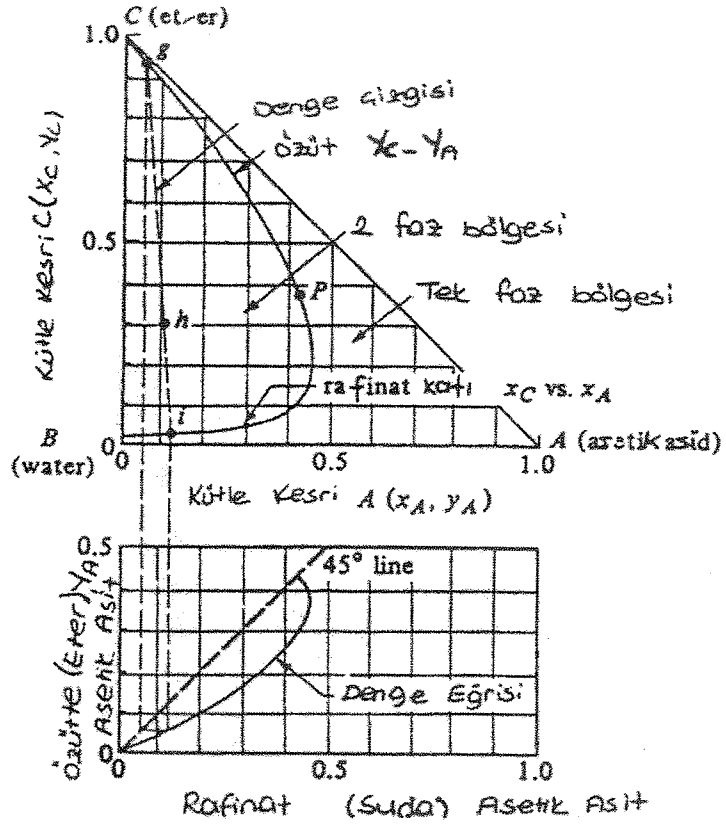


EK-13 ANİLİN-n HEPTAN-MCH ÇÖZÜNÜRLÜK DENGE EĞRİSİ



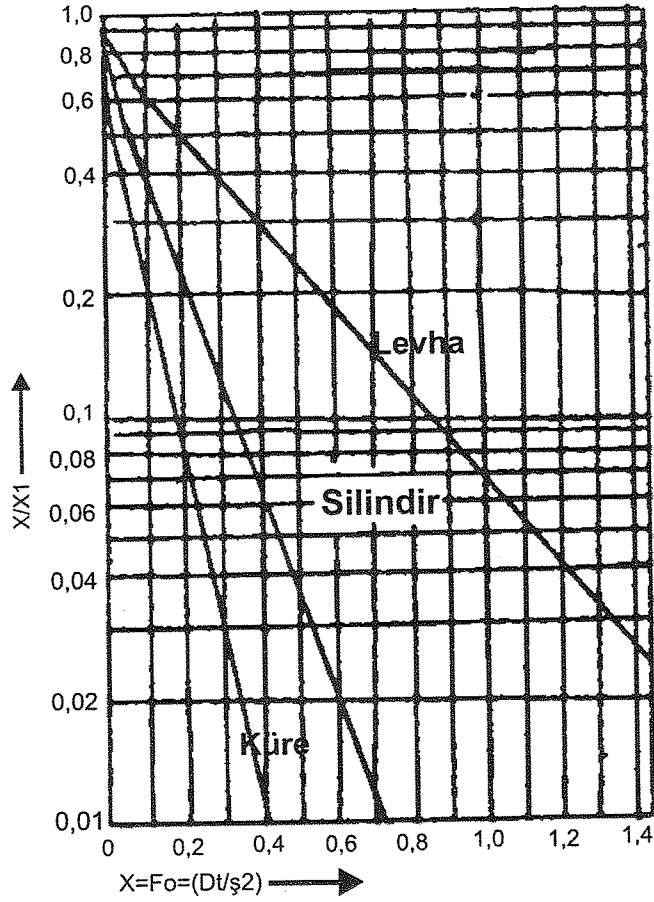
EK-14

ASETİKASİT-SU-İZOPROPİL ETER ÇÖZÜNÜRLÜK DENGİ EĞRİSİ



EK-15

DİFÜZYONLU ISI-KÜTLE AKTARIMLARINDA , BAZI GEOMETRİLERDE ZAMANA BAĞLI ORTALAMA DEĞİŞİM EĞRİLERİ



EK-16

TYLER ELEK STANDARTLARI : National Bureau of Standards'ın kabullerine uygun olarak; Elek boyutları 0,0021 in.'lik telle örülü 200 mesh.'lik ve 0,0029 in. açıklığı olan elek boyutunu temel almıştır.

Mesh	Tam açıklık,in	Tam açıklık,mm	Yaklaşık açıklık,in	Tel Çapı,in.
	1,050	26,67	1	0,148
†	0,883	22,43	7/8	0,135
	0,742	18,85	3/4	0,135
†	0,624	15,85	5/8	0,120
	0,525	13,33	1/2	0,105
†	0,441	11,20	7/16	0,105
	0,371	9,423	3/8	0,092
2 $\frac{1}{2}$ †	0,312	7,925	5/16	0,088
3	0,263	6,680	1/4	0,070
3 $\frac{1}{2}$ †	0,221	5,613	7/32	0,065
4	0,185	4,699	3/16	0,065
5 †	0,156	3,962	5/32	0,044
6	0,131	3,327	1/8	0,036
7 †	0,110	2,794	7/64	0,0328
8	0,093	2,362	3/32	0,032
9 †	0,078	1,981	5/64	0,033
10	0,065	1,651	1/16	0,035
12 †	0,055	1,397		0,028
14	0,046	1,168	3/64	0,025
16 †	0,0390	0,991		0,0235
20	0,0328	0,833	1/32	0,0172
24 †	0,0276	0,701		0,0141
28	0,0232	0,589		0,0125
32 †	0,0195	0,495		0,0118
35	0,0164	0,417	1/64	0,0122
42 †	0,0138	0,351		0,0100
48	0,0116	0,295		0,0092
60 †	0,0097	0,246		0,0070
65	0,0082	0,208		0,0072
80 †	0,0069	0,175		0,0056
100	0,0058	0,147		0,0042
115 †	0,0049	0,124		0,0038
150	0,0041	0,104		0,0026
170 †	0,0035	0,088		0,0024
200	0,0029	0,074		0,0021
Daha İri Taneler için: 3 - $\frac{1}{2}$ in.'lik açıklıklar				
			3	0,207
			2	0,192
			$1 \frac{1}{2}$	0,148

† Bu elekler daha sık aralıklar için olup standart elek boyutu olarak bilinenlerin arasına sokulmuştur. Bu ara eleklerin sokulmasıyla ardışık eleklerdeki açıklık çaplarının oranı $1:\sqrt{2}$ yerine $1:\sqrt[4]{2}$ olmuştur.

EK-17

BAZI METALLERİN TERMODİNAMİK ÖZELLİKLERİ

Metal	Ergime Noktası(K)	Sıcaklık (K)	ρ (kg/m ³)	C_p J/(kgK)	k W/(mK)
Altın	1336	300	19300	129	317,0
		400	-	131	311,0
Aluminyum (saf)	933	300	2702	903	237,0
		400	-	949	240,0
	1358	300	8933	385	401,0
		400	-	397	393,0
Aluminyumoksit (safir)	2323	300	3970	765	46,0
		400	-	940	32,4
Bakır (saf)	1358	300	8933	385	401,0
		400	-	397	393,0
Bor	2573	300	2500	1107	27,0
		400	-	1463	16,8
Çinko	693	300	7149	389	116,0
		400	-	402	111,0
Demir (saf)	1810	300	7870	447	80,2
		400	-	490	69,5
Gümüş	1235	300	10500	235	429,0
		400	-	239	425,0
Kalay	505	300	7310	227	66,6
		400	-	243	62,2
Karbon Çeliği (AISI 1010)	-	300	7854	434	60,5
		400	-	487	56,7
Kurşun	601	300	11340	129	35,3
		400	-	132	34,0
		300	7822	444	37,7
		400	-	575	36,7
Mağnezyum	923	300	1740	1024	156,0
		400	-	1074	153,0
Molibden	2894	300	10240	251	138,0
		400	-	261	134,0
Nikel (saf)	1728	300	8900	444	90,7
		400	-	485	80,2
Paslanmaz Çelik (AISI 304)	1670	300	7900	477	14,9
		400	-	515	16,6
Pirinç (Cartridge)	1188	300	8530	380	110,0
		400	-	395	137,0
Tantalyum	3269	300	16600	140	57,5
		400	-	144	57,8
Tungsten	3660	300	19300	132	174,0
		400	-	137	159,0
Uranyum	1406	300	19070	116	27,6
		400	-	125	29,6
Vanadyum	2192	300	6100	489	30,7
		400	-	515	31,3

İNDEKS

Sayfa No

A

Adiyatik Doyma Sıcaklığı	77
Adiyatik Nemlendirme	96
Akışkan Yataklı Kurutucular	153
Anilin-nHeptan-MCH Çözünürlük Denge Eğrisi	57, Ek-13
Ark Oluşumu (Silolarda)	155
Asetik asit-Su-İzo propil eter Çözünürlük Denge Eğrisi	68,Ek-14
Aseton-Sı-MIK Çözünürlük Denge Eğrisi	57,12
Asılı Taneleri Kuruması	126
Aşındırıcı Değirmenler	179
Azeotropik Karışımlar	4

B

Bağıl Uçuculuk	3
Bağıl Nemlilik	75
Bağı ve Bağı olmayan Nem	109
Banyo tipi Damıtma	7
Besleme	
(Damıtmada) Beslemede Buhar Kesri	11-12
(Damıtmada) Besleme Doğrusu	9
Birikimli Elek Analizi	146
Blake Kırıcı	172
Bond Kırma Yasası	164
Buhar basıncı	1,Ek-4,Ek-5
Bullmann Tipi Özütleme Cihazı	33
Bunker	152
Büzülme ve Kabuk Oluşumu (Kurumada)	119

Ç

Çekiçli Değirmenler ve Vurucular	177,180
Çeneli Kırıcılar	171,172
Çözelti ve Sulu Çamurlar İçin Kurutucular	135

D

Damıtma	1-31
Damıtma Cihazları	5
Banyo tipi (kesikli)	7
Sürekli	5-9
Dolgulu Kolonlar	5
Tabaklı Kolonlar	6
Damıtma Kolon Hesapları	9-31
Alt İşletme Doğrusu	15
Besleme Doğrusu	9
McCabe-Thiele yöntemi	9
Ponchon-Savarit Yöntemi	21-31
Üst İşletme Doğrusu	13
Damıtma Tipleri	7
Çok Kademeli Dmıtma	8, 9-31
Flaş Damıtma	8-10
Kararlı, Sürekli ve Çok Kademeli Damıtma Kolonları	10

	Sayfa No
Denge eğrileri	
Anilin-nHeptan-MCH Çözünürlük Denge Eğrisi	58, Ek-13
Asetik asit-Su-İzopropil eter Çözünürlük Denge Eğrisi	68, Ek-14
Aseton-Su-MIK Çözünürlük Denge Eğrisi	58, Ek-12
Benzen-Toluen Kaynama Noktaları Denge Eğrisi	Ek-7
Benzen-Toluen Sıvıya karşı Buhar Dengesi	Ek-8
Değirmenler	171,177-180
Depolar (Katılar için)	152,153
Depoların Boşaltılması	154
Diferansiyel Elek Analizi	145
Difüzyonlu Kurutma	115,116
Dişli Kırıcılar	171,176
Dolgulu Kolonlar	5
Doyma Nemliliği	74
Döner Değirmenler	171,178
Duruş Açısı	151
E	
Euler Yöntemi	167
Elek Analizleri	144-146
Diferansiyel	145
Birikimli (kümülatif)	146
Elekli Kurutma Bantları	128
Elek Serileri (Tyler)	148, Ek-16
F	
Faz Dengesi	108
Filtreleme	192-206
Flaş Kurutucular	134
G	
Geri Döngü	7
Geri-Döngü Oranı	10
Gözenekli Katılarda Kuruma	119
Gözeneksiz Katılarda Kuruma (Difüzyon Teorisi)	115
H	
Higroskopik	109
Hildebrant Özütleme Cihazı	33
Hopır	152
I	
Isı Aktarım Katsayıları	106
Isı Kapasitesi	81, 82,Ek-6,Ek-10 (B)
İ	
İç Sürtünme Açısı	151
İçerden Dolanımlı Kurutma	124
İnce Film Kurutucu	138

	Sayfa No
İnce Tanelerde Boyut Ölçümleri	149
İş İndeksi	164,165
J	
Jansen Denklemi	153
Jiratorlu Kırıcılar	171,173
K	
Karıştırmalı Değirmenler	186
Katıların Depolanması	152
Katıların Kurutulması	101-142
Katı Tanecikler	143-157
Kek Oluşumu (Filtrelemede)	192-204
Kesme Makineleri	171,186
Kırıcılar	171-177
Kırma Verimi	163
Kule Kurutucular	128
Kurutucularda Kütle Aktarımı	107
Kurutma	101-142
Kurutma Hızı	121-125
Kurutmada Sabit Hız Dönemi	112
Kümülatif Elek Analizi	146
Küresellik	143,144
Kritik Hız	182,183
L	
Lewis Bağıntısı	87
M	
McCabe-Thiele Yöntemi	
Damıtımda	9-21
Özütlemde	59
Mohr Gerilim Çemberi	150,151,157
Mohr Kırılma Zarfı	151
N	
Nemlendirme	74
Bağıl nemlilik	75
Bağılı ve Bağılı olmayan Nem	109
Denge nemi ve serbest nem	109
Doyma nemliliği	74
Ö	
Öğütücüler	171, 178-180
Öğütme Elemanları	181
Özütleme Cihazları	
Katı Sıvı Özütlemde	33, 34
Sıvı-Sıvı Özütlemde	52-56
P	
Pulverize	144

	Sayfa No
Püskürtmeli (Spreyli) Kurutucular	136
Psykrometrik (Saykrometrik) Çizelge	81
R	
Rault Yasası	1, 3
Riflaks Oranı	7, 10
Maksimum Riflaks	14
Minimum Riflaks	14
S	
Sabit Basınç Altında Filtreleme	194
Saykrometrik Yöntem	88
Sykrometrik çizelge	81, Ek-10
Schank İşlemi	33
Sedimentasyon	149
Sıvı-Sıvı Özütleme	47-73
Simülasyon	166
Süspansiyon	149
Ş	
Şelale tipi tabak	7
T	
Tabak tipleri	
Çan Başlıklı	6
Delikli	6
Izgaralı	6
Şelale	6
Tamburlu Kurutucular	140
Taneli Yığınların Özellikleri	149
Tepsili Kurutucular	127
U	
Ufalama	158-191
Ufalama Cihazları	171-187
Ufalamada Gerekli Enerji ve Güç	163
Ultra İnce Öğütücüler	171,184
V	
Vida Taşıyıcılı Kurutucular	132
Y	
Yaş Termometre Sıcaklığı	83

SEMBOLLER

- A : Alan (m^2)
ya da Sabit Sayı
- C : Sabit sayı ya da ısı kapasitesi ($J/(kg K)$)
- D : Çap (m)
- D_v : Kütle difüzyon katsayısı (m^2/s)
- E : Enerji (J)
- F : Kuvvet (N)
- H : Entalpi (J/kg)
ya da Yükseklik (m)
- : Nemlilik (kg nem/kg kuru hava)
- L : Uzunluk (m)
- P : Basınç (Pa)
ya da Islak çeper (m)
- Q : Isı (J)
- 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)
- T : Sıcaklık ($^{\circ}C$, K)
- U : İç Enerji (J)
- W : İş (J)
- \dot{W} : İş Hızı (W)
- a : İvme (m/s^2)
- d : Tam diferansiyel
ya da Çap (m)
- f : Sürtünme katsayısı, buhar kesri
- g : Yerçekimi ivmesi (m/s^2)
- h : Özgül entalpi (J/ kg)
- k : Isıl İletkenlik Katsayısı (W/(mK))
- $k_{k\ddot{u}tle}$: Kütle aktarım katsayısı [$mol/(h.m^2.mol\ kesri)$]
- m : Kütle (kg)
- \dot{m} : Kütle Hızı (kg/s)
- n : Mol sayısı
- 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 difüzyon katsayısı (m^2/s), açı, filtrelemede kek direnci
- 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 $5,67 \cdot 10^{-8}$ (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 : Buharlaşma gizli ısı (J/kg)

μ : Viskozite (Pa.s)

ν : Kinematik viskozite (m²/s)

π : Pi Sayısı (3,1416)

θ : Boyutsuz sıcaklık yaklaşımı ya da Yatayla yapılan açı

ρ : Yoğunluk (kg / m³)

σ : Stephan-Boltzmann Sabiti (5,67 10⁻⁸)

τ : Kayma Gerilimi (Pa)

υ : Özgül Hacim (m³ / 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

TERİMLER

Dokunumla Isı Aktarımı : Kondüksiyon, İletim (İngilizcede :Conduction)

Dolanımla Isı Aktarımı : Konveksiyon (İngilizcede :Convection)

Doğal Dolanımla Isı Aktarımı : Tabii Konveksiyon (İngilizcede :Natural Convection)

Isıl Işınım : Termik Radyasyon (İngilizcede : Thermal Radiation)

Serbest Dolanımla Isı Aktarımı : İngilizcede (Free Convection)

Yatışkın Hal : Kısaca(Y.H)(İngilizcede : Steady-State)

Agregat : Topaklaşmış küme (İngilizce :aggregate)

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

s : Katıya ait

v : Sabit Hacimde ya da Buhara ait

w : Duvara ait, ağırlıkça

KAYNAKLAR

- Arın, E.G."Isı Aktarımı",Gazi Üniversitesi,Ankara,Yayın No:150.1987
- Arın, G « Yavaş Akımlarda Isı Aktarımı » Bilim Yayıncılık,Ankara,1998
- 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.,Pensylvania,1960.
- 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.,1967
- Perry,J.H.,Green,D.W.,Maloney,J.O.,"Chemical Engineering Handbook"7th.Ed,Mc Graw Hill Book Co.,New York.1997.