

BÖLÜM 7: AYIRMA PROSELERİ TASARIMI

Ayırma prosesleri başlıca iki kısma ayrılır:

1. Faz ayırma prosesleri
2. Bileşen ayırma prosesleri

Bileşen ayırma proseslerinde bileşenler karışımdan kütle aktarımı ile ayrılır. Örnek olarak, gaz absorpsiyonu verilebilir. Bu ayırma işleminde, bir gaz karışımı içindeki bir veya daha fazla bileşen, bir çözücü içinde çözünerek gaz karışımından uzaklaştırılır.

Faz ayırma proseslerinde, iki veya daha fazla faz birbirinden ayrılır. Bu işlemlerde, faza uygulanan kuvvetler veya fazların ayrılmasına neden olan kuvvet farklılık gösterebilir. Faz üzerine uygulanan kuvvetleri ağırlık, merkezkaç ve elektromotor kuvveti şeklinde örneklemek mümkündür. Buna örnek olarak; bir sıvıdan katının filtrasyon (süzme) ile, çöktürme veya merkezkaç kuvveti ile veya elektrostatik çöktürücülerde yüklü partiküllerin etkileşimi ile çöktürülmesi verilebilir. Herhangi bir nemli katının bağlı olmayan suyunun buharlaştırılması (kurutma) bu faz ayırma prosesleri dışında kalan bir yöntemdir. Çünkü burada suyun uzaklaşması kütle transferi ile meydana gelir.

Bileşen ayırma prosesleri iki fazın temasını zorunlu kılmaktadır. Sıvı-sıvı ekstraksiyonu gibi; bileşen ayırma proseslerini genellikle faz ayırıcılar takip eder. Faz ayırıcılar temas halindeki fazlara göre sınıflandırılırlar;

Sıvı-gaz	}	gibi
Sıvı-sıvı		
Sıvı-katı		
Katı-gaz		
Katı-katı		

Faz ayırıcıların incelenmesine ilaveten proseslerdeki toplayıcıların da incelenmesi gerekmektedir. Toplayıcılar, akış hızındaki, basınçtaki ve kompozisyondaki dalgalanmaları azaltarak proses kontrolünün kolaylığı açısından önemlidir. Toplayıcılar faz ayırıcı olmamasına rağmen ele alınarak incelenecektir. Çünkü toplayıcılar kimi zaman faz ayırıcı olarak da kullanılırlar.

7.1.Tank Tasarımı

Makine ve inşaat mühendisleri normalde tank tasarımı yapıyor olmasına rağmen, proses mühendisleri de tankların makine tasarımı ile ilgili bilgilere sahip olmalıdır. Çünkü proses mühendisleri maliyet hesabı için tankların ilk tasarım bilgilerini hesaplamak zorundadır. Reaktörler, herhangi bir karışımı fraksiyonlarına ayıran ayırıcılar (fraksiyonlandırıcı), absorpsiyon kolonları, ısı değiştiriciler ve bazı gaz ayırıcılar tank olarak adlandırılır.

Tankların tasarımında, tanklar silindirik gövde ve gövdenin sonlarında bulunan başlıklardan oluşur. Güvenli bir tasarım için tankların tasarımı bazı genel kuralların verildiği kodlara göre düzenlenmiştir. Uluslararası bir standart olmamasına rağmen ASME'nin (American Society of Mechanical Engineers) Kaynatma Kazanı (Boiler) ve Basıncılı Tank (Pressure Tank) için genel kuralları tank tasarımında kullanılır.

Üretim endüstrisinde birçok tank ince duvarlıdır. Bu tankların duvar kalınlığı tankın iç çapının %5'inden küçüktür. Silindirik tankın duvarları üzerine etki eden iç basınç çevresel gerilme olarak adlandırılan radyal ve dikey gerilmeler meydana getirir. İnce duvarlı tanklarda, duvar boyunca radyal gerilimin yaklaşık aynı olduğu kabul edilir.

İç basıncın neden olduğu radyal gerilim(S) Eşitlik (7.1) ile verilir.

$$S = \frac{Pr}{ts} = \frac{PD}{2ts} \quad (7.1)$$

Burada, D tank çapıdır ve radyal gerilim, dikey gerilimden büyüktür. Bu nedenle duvar kalınlığı(t_s) hesaplanırken radyal gerilim kullanılır. Çapı 30 in (0.672 m) civarında veya bundan daha büyük tanklar plakalardan yapılırlar. Bu tür tanklar gövde olarak adlandırılan silindirik forma, dikey olarak kaynak yapılarak getirilirler. 30 in (0.672 m) den küçük çapa sahip gövdeler doğrudan standart borulardan elde edilirler. Bunlarda dikey kaynak bulunmaz. Çok uzun gövdelerinin oluşturulması için çevresel kaynakla gövdeler birbirine ilave edilir. Gövdelerin yapılmasından sonra, gövdenin sonlarındaki başlıklar gövdeye kaynak yapılır. Kaynak kusur içerebilir. Bu yönden radyal gerilim maksimum değerinden daha az olacaktır. Bu nedenle radyal gerilim terimi kaynak etkinlik katsayısı(ϵ) ile çarpılır. Bu katsayı Eşitlik (7.2) ile tanımlanır.

$$\epsilon S = \frac{PD_M}{2t_s} \quad (7.2)$$

Burada, ortalama ap (D_M) i ve dış çapın ortalaması olarak tanımlanmıştır.

$$D_M = \frac{D + (D + 2t_s)}{2} \quad (7.3)$$

$$2\varepsilon S t_s = P D_M$$

$$2\varepsilon S t_s = P \left(\frac{D + (D + 2t_s)}{2} \right)$$

$$4\varepsilon S t_s = P D + P D + 2P t_s$$

$$2t_s (2\varepsilon S - P) = 2P D$$

$$t_s = \frac{P D}{2\varepsilon S - P} \quad (7.4)$$

Kaynak etkinlik katsayısı (Weld Joint Efficiency) elipsoid ve torisferik başlıklar için izelge 7.1 de verilmiştir. X-ışınları veya gama ışınları kullanılarak kaynaktaki kusurlar tespit edilir (Radyografik deneme). Gövde ya dikişsiz ya da dikey kaynak içerebilir. Çizelge 7.1'de gösterildiği gibi, kaynak etkinlik katsayısı gövdenin dikişsiz veya dikişli olmasına bağlıdır. Çizelgeyi kullanabilmek için ilk yapacağımız Őey gövdenin kaynak içerip içermediğine karar vermektir. Daha sonra kaynağı incelemek için gereken X-ışın tipi seçilmelidir.

Tank kalınlığı üzerinde ince duvarlı tanklarda radyal gerilim kesinlikle üniform değildir. Bunu düzeltmek için paydadaki iç basıncı 1.2 ile çarpılır ve daha doğru formül elde edilir.

$$t_s = \frac{P D}{2\varepsilon S - 1.2P} \quad (7.5)$$

Korozyonu hesaba katmak için tank kalınlığı, korozyon toleransının (t_c) ilavesi ile artırılır. Böylece prosesin çalışması süresince tank güvenli işletilir. Buna göre yukarıda yazılan eşitlik; Eşitlik (7.6) Şeklinde yazılır.

$$t_s = \frac{P D}{2\varepsilon S - 1.2P} + t_c \quad (7.6)$$

Çizelge 7.1. Elipsoidal ve torisferik başlıklar için kaynak etkinlik katsayıları

Kaynak Etkinliği Baş/Gövde				
Çevresel kaynaklı Dikişsiz Gövde		Diklemesine Kaynaklı Gövde		
		Full X-Ray	Spot X-Ray	No X-Ray
Full X-Ray	1.0/1.0	1.0/1.0	1.0/0.85	1.0/0.85
Partial X-Ray	1.0/1.0	1.0/1.0	1.0/0.85	1.0/0.85
Spot X-Ray	0.85/0.85	0.85/0.85	0.85/0.85	0.85/0.85
No X-Ray	0.80/0.80	0.85/0.85	0.85/0.85	0.80/0.70

Minimum korozyon toleransı sıklıkla 1/8 in ($3.18 \cdot 10^{-3}$ m) olarak seçilir. Korozyonun olmadığı durumlarda 1/8 seçilmesi gereksiz yere maliyet artırır. **Korozyon toleransı geçmiş tecrübe, laboratuvar testleri veya literatürden alınmalıdır.** Birçok başlıkların tasarımının nasıl yapılacağı mevcuttur. Fakat bunların birçoğu çok sık kullanılan başlıklar değildir. Elipsoidal ve torisferik başlıklar yaygın olarak kullanılır ve bunların tasarımı Şekil 7.1 de verilmiştir.

Elipsoidal başlık: Eksen oranı 2:1 olan başlıklardır. Çoğunlukla basıncın 150 Psig'den (10.3 barg) daha büyük olduğu durumlarda kullanılırlar.

Torisferik başlık (Dished head): 150 Psig'den daha düşük basınçlarda kullanılırlar.

Elipsoidal başlıklar için duvar kalınlığı:

$$t_H = \frac{PD}{2\varepsilon_H S - 0.2P} + t_C \quad (7.7)$$

Elipsoidal başlık, $H/D = 1/4$ (Şekil 7.1)

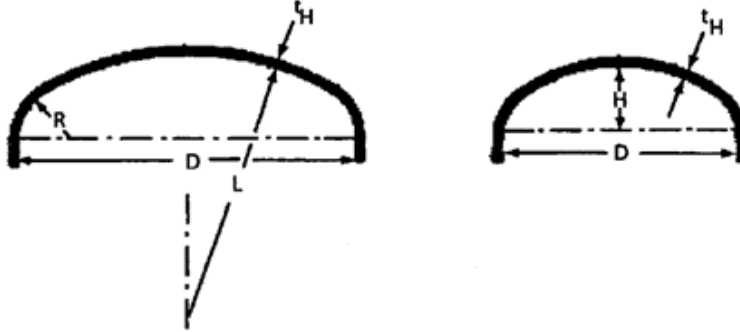
Torisferik başlıklar için;

$$t_H = \frac{1.104PD}{2\varepsilon_H S - 0.2P} + t_C \quad (7.8)$$

Torisferik başlık, $R/L = 0.06$ ve $L = D$ (Şekil 7.1)

Tanklarda işletim basıncı değişimler (dalgalanmalar) gösterdiği için, proses mühendisleri, Eşitlik (7.1) den (7.8)'e kadar duvar kalınlığı hesabında kullanılan

eşitliklerde tasarım basıncı kullanılır. **Tasarım basıncı kabul edilen işletme basıncının 1.10 katıdır veya kabul edilen işletme basıncına 25 psi ilave edilir.** Karbon çeliklerde hesaplanan teorik kalınlık Çizelge 7.2’de verilen kurallara uygun olarak yuvarlatılır.



Şekil 7.1. Elipsoidal ve torisferik başlıklar

Yüksek kolonlarda, rüzgâr yükünden dolayı kolon alt kalınlığı arttırılabilir. Rüzgâr yükü gibi diğer bazı faktörler de (çıkışlar, bazen bu tankların içine insanların girmesi için bırakılan boşluklar) tankın dayanıklılığını etkiler.

Çizelge 7.2. Basıncılı kaplar için duvar kalınlığı yuvarlatma artışları

Duvar Kalınlığı, in	Yuvarlatma ^a Artışı ^b , in
≤ 1.0	1/32
> 1.0 ≤ 2.0	1/16
> 2.0 ≤ 3.0	1/8
> 3.0	1/4

a) Çelik alaşımlar ve nonferrous metaller pahalı olduklarından bunlar için yuvarlatma yukarıdaki verilen değerlerden daha küçüktür.
b) mm'ye dönüştürmek için 25.4 ile çarpınız

Basıncılı tanklarda Minimum Tank kalınlığı		
Metal	Service	Minimum Thickness, in
Carbon and low-alloy steels	noncorrosive	3/32
High-alloy steels and nonferrous metals	noncorrosive	1/16
High-alloy steels and nonferrous metals	corrosive	3/32

Çizelge 7.3’de tank duvar kalınlığı hesabında kullanılan eşitlikler, Çizelge 7.4 de ise hesaplama basamakları verilmiştir.

Çizelge 7.3. Tank duvar kalınlığı hesabı için kullanılan eşitlikler

$$P = 1.10 P_o \quad ya \ da$$

$$P = P_o + 25 \text{ psi (büyük olan alınır)} \quad (7.3.1)$$

P_o : Kabul edilen işletme gösterge basıncı

P: Tasarım basıncı

$$\text{Gövde faktörü} \quad \alpha_s = \frac{P}{2\varepsilon_s S - 1.2P} \quad (7.3.2)$$

$$\text{Torisferik başlık faktörü} \quad \alpha_H = \frac{1.104P}{2\varepsilon_H S - 0.2P} \quad (7.3.3)$$

$$\text{Elipsoidal başlık (2:1) faktörü} \quad \alpha_H = \frac{P}{2\varepsilon_H S - 0.2P}$$

$$\text{Gövde duvar kalınlığı} \quad t_s = \alpha_s D + tc \quad (7.3.4)$$

$$\text{Başlık duvar kalınlığı} \quad t_H = \alpha_H D + tc \quad (7.3.5)$$

Çizelge 7.4. Duvar kalınlığı tespitinde hesaplama basamakları

1. Kabul edilebilir işletme basıncından(P_o) yararlanarak tasarım basıncı(P) Eşitlik (7.3.1) ile hesaplanır.
2. Gövde ve başlık için kaynak etkinlik katsayıları sırasıyla (ε_s) ve (ε_H) Çizelge 7.1’den seçilir.
3. Eşitlik (7.3.2) kullanılarak gövde faktörü (α_s) hesaplanır.
4. Eşitlik (7.3.3) kullanılarak başlık faktörü (α_H) hesaplanır.
Eğer basınç $P \leq 150$ psig ise torisferik başlık, $P > 150$ psig ise elipsoidal başlık seçilir.
5. Eşitlik (7.3.4) kullanılarak gövde duvar kalınlığı (t_s) hesaplanır.
6. Eşitlik (7.3.5) kullanılarak başlık duvar kalınlığı (t_H) hesaplanır.
7. Bulunan değerlere uygun standart malzeme seçilir.

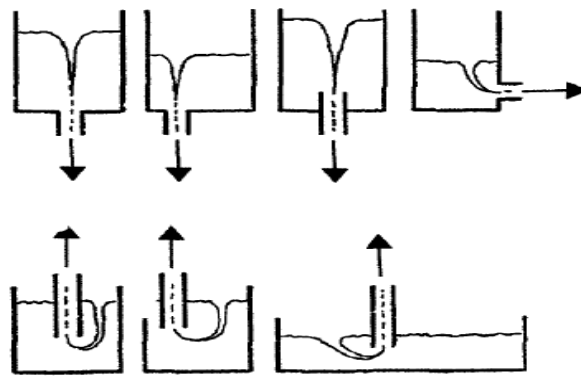
7.1.1. Tanklarda Girdap Oluşumu

Ayırıcılarda, sıvı içerisinde sürüklenen gazı azaltmak için girdap önlenmelidir. Şayet girdap oluşursa kıymetli buharların kaybı, pompa hasarları, akış kaybı, yatışkın olmayan iki fazlı akıştan kaynaklanan vibrasyonlar, doğru olmayan kontrolden dolayı sıvı seviyesinde hatalı okumalar meydana gelebilir. Girdap olayına hortum, kasırğa hatta banyo küvetlerinde de rastlanır. Atmosferik olaylardaki girdap başlı başına bir araştırma konusudur.

Girdap, üretim tanklarının taban kısmında, yanda ve üstte oluşur. Girdap önce sıvı yüzeyinde küçük bir çukur olarak gelişir. Bu çukurun döngüsel akışı ters çevrilmiş koni görüntüsünde yüzey girdabı gelişir. Girdabın tam gelişmiş halinde koninin sivri ucu çıkışa ulaşır. Sıvı seviyesi belli bir minimum değer üzerinde ise girdap oluşmayacaktır.

Minimum sıvı seviyesi ise; tankın çıkış çapına, pozisyonuna, sıvı çıkış hızına, viskozitesine, tankın yalnızca bir boşaltma tankı mı yoksa sıvı seviyesinin sabit kaldığı bir tank olup olmaması gibi faktörlere bağlıdır. Giriş akımının olmadığı boşaltma tanklarında, sıvı çıkış hızı, yalnızca 2.6 ft/s değerine kadar minimum sıvı seviyesini etkiler.

Tank tasarımında, yukarıda ifade edilen faktörler girdap oluşumuyla minimum sıvı seviyesini etkiler. Giriş akımıyla oluşan teğetsel hız bileşenleri girdap oluşumunu tetikler, bu nedenle teğetsel giriş borularından kaçınılmalıdır. Tankın tepesinden çıkış hattı olduğunda, hattın tank duvarına yakın yerleştirilmesi önerilir. Giriş akımının olmadığı boşaltma tanklarında, hem giriş akımının hem de çıkış akımının olduğu tanklara nazaran daha yüksek sıvı seviyelerinde girdap oluşabilir. En düşük sıvı seviyesinde girdap oluşumunu minimize etmek için; tank çıkışına girdap kırıcılar monte edilir. Girdap kırıcılar, düz plakalar, artı şeklinde levha, radyal rüzgar gülü gibi kanatçık ve kafes olabilir. Şekil 7.2’de tanklarda girdap oluşumu görülmektedir.



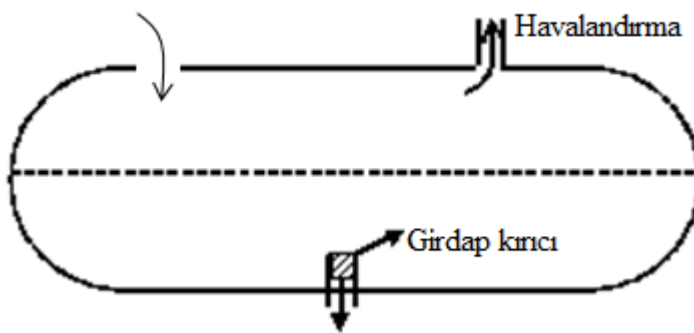
Şekil 7.2. Tanklarda girdap oluşumu

7.2. Toplayıcılar

Toplayıcılar, ayırıcı olmayıp, toplam yoğuşturucudan sonra akış hızındaki dalgalanmaları engellemek için yerleştirilir. Bu nedenle toplayıcılar geri döngü kazanı olarak adlandırılır. Yoğuşturucudan gelen sıvı, ürün ve geri döngü akımına ayrılmadan önce kazanda toplanır. Toplayıcının üst kısmında yoğuşmayan gazların damıtma kolonuna gitmesini önlemek için bir tahliye çıkışı vardır. Sıvı kazanın dışına ve pompaya gider. Gazın pompaya girişini engellemek için kazan çıkışına girdap kırıcılar yerleştirilerek tasarlanır. Şekil 7.3’de bir toplayıcı şeması görülmektedir.

Toplayıcının toplam hacmi kalma süresi (surge time) kullanılarak hesaplanır. Kalma süresi bilinmesi gereken proses, prosesin tipine göre deneyimlerden elde edilir. 18 toplayıcı tasarımlarında, kalma süresinin 5-10 dk arasında değiştiği tespit edilmiştir. Volumetrik akış (V_L) hızı kütle denkliği kurularak hesaplanır. Toplam toplayıcı hacmi hesaplandıktan sonra toplayıcı çapı ve uzunluğu hesaplanır, L/D oranı 2.5 - 6 arasındadır.

Gurunda’ya göre hesaplanan toplayıcı çapı, 30 in (0.762 m) tank çapından başlayarak 6 in artışlarla yuvarlatılır. 6 in’lik artışlar tank gövdesinin tankın sonundaki standart çaplı başlıklara uyması açısından gereklidir. Maksimum tank çapı 13.5 ft ile sınırlıdır. Taşıma zorluklarından dolayı 13.5 ft’den daha büyük tank gerektiren durumlarda, proses mühendisleri iki veya daha fazla tankın paralel çalışmasını ve tankın fabrika ortamında inşasını düşünürler. Eğer tank çapı 30 in’den küçük ise standart borular kullanılır. Tank uzunluğu hesaplandıktan sonra uzunluk 3 in artışlarla yuvarlatılır.



Şekil 7.3. Bir toplayıcı şeması

Çizelge 7.5. Toplayıcıların boyutlandırılması için gerekli eşitlikler

Alt indisler

L: sıvı HV: Tank başlığı

$$V = 2V_L t_s \quad (7.5.1)$$

V_L : Sıvı akış hızı

V: Toplayıcı hacmi

$$t_s: (5 - 10 \text{ dakika}) \quad (7.5.2)$$

f_{HV} : başlık için geometrik faktör olmak üzere toplayıcı hacmi Eşitlik (7.5.3) ile hesaplanır.

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4} + 2f_{HV} D^3 \quad (7.5.3)$$

$$L/D: 2.5 - 6 \text{ aralığında olmalıdır.} \quad (7.5.4)$$

$$\text{Elipsoidal başlık (2:1) için;} \quad f_{HV} : 0.1309$$

$$\text{Torisferik başlık için;} \quad f_{HV} : 0.0778 \quad (7.5.5)$$

Çizelge 7.6. Toplayıcıların boyutlandırmasında hesaplama basamakları

1. Eşitlik (7.5.2)'den kalma süresi (t_s) seçilir.
2. Eşitlik (7.5.1)'den toplayıcı hacmi (V) hesaplanır.
3. Tank başlığı seçilir. Eğer iç basınç 150 psig (10.3 barg) veya daha az ise *torisferik başlık*, eğer iç basınç 150 psig (10.3 barg)'nin üstünde ise 2:1 *elipsoidal başlık* kullanılır.
4. Eşitlik (7.5.5)'den başlık hacmi için geometrik faktör (f_{HV}) seçilir.
5. Eşitlik (7.5.4), Eşitlik (7.5.3)'te yerine yazılarak kazan çapı (D) hesaplanır.
6. 30 in'den başlayarak 6 in artışlarla çap değeri yuvarlanır. Eğer çap 30 in'den küçük ise standart boru kullanılır.
7. Eşitlik (7.5.4)'den kazan uzunluğu (L) hesaplanır.
8. Hesaplanan kazan uzunluğu 3 in artışlarla yuvarlanır.

Örnek 7.1. Geri döngü kazanının boyutlandırılması

Bazı özellikleri Çizelge 7.1.1’de verilen Dimetilformamit’in su ve asetik asitten ayrıldığı bir fraksiyonlandırıcıda, destilat az miktarda asetik asit içermektedir. Fraksiyonlandırıcıda toplam yoğuşturucu kullanılmaktadır. Geri döngü kazanının çapını, uzunluğunu ve duvar kalınlığını hesaplayınız. Karışım asetik asit içerdiği için kazan tasarlamada paslanmaz çelik (SS 316) kullanınız.

Çizelge 7.1.1. Sistemin özellikleri

Destilat akış hızı	16000 lb/h
Asetik asit	20 ppm
Sıcaklık	212 °F
Basınç	14.7 psia
Yoğunluk	62.38 lb/ft ³

1. Ortalama kalma süresi seçerek reaktör hacmini hesaplayalım.

$$ts = \frac{5+10}{2} = 7.5 \text{ dk}$$

$$V = 2.V_L.ts$$

$$V = 2 \times \frac{16000 \text{ lb}}{h} \times \frac{7.5 \text{ dk}}{1} \times \frac{1}{62.38 \text{ lb}} \times \frac{\text{ft}^3}{\cancel{\text{lb}}} \times \frac{1h}{60\text{dk}} = 64.12 \text{ ft}^3$$

2. Eşitlik (7.5.4)’den ortalama L/D = 4.25 olarak hesaplanır

$$L = 4.25 D$$

3. $P_{\text{mutlak}} = 14.7 \text{ psia}$

$$P_{\text{gösterge}} = P_{\text{mutlak}} - P_{\text{atm}} = 14.7 - 14.7$$

$$P_{\text{gösterge}} = 0 \text{ (gösterge işletim basıncı)}$$

$$P_{\text{gösterge}} = 0 + 25 = 25 \text{ psig olur.}$$

Tasarım basıncı 150 Psig’den küçük olduğu için *torisferik başlık* seçilir.

4. Seçilen başlığa ait geometrik faktör

$$f_{HV} = 0.0778 \text{ olarak seçilir.}$$

$$5. \quad V = \frac{\pi D^2 L}{4} + 2f_{HV} D^3 \text{ idi.}$$

$$L/D = 4.25 \implies L = 4.25 * D$$

$$V = \frac{4.25\pi D^3}{4} + 2f_{HV} D^3$$

$$V = 1.063\pi D^3 + 2f_{HV} D^3$$

$$D^3 = \frac{V}{1.063\pi + 2f_{HV}}$$

$$D^3 = \frac{64.12}{1.063(3.142) + 2(0.0778)} = 18.34 \text{ ft}^3$$

$$D = 2.637 \text{ ft (31.64 in, 0.803 m)}$$

Çap değeri 30 in'den küçük olsaydı standart boru kullanabilirdik. Fakat bulunan değer 30 in'den büyük olduğu için 30'dan başlatarak ilk olarak 36 in'e yuvarlatılır.

$$36 \text{ in} = 3 \text{ ft}$$

$$6. \quad L/D = 4.25 \implies L = 4.25 \times 3.0 \text{ ft}$$

$$L = 12.75 \text{ ft}$$

Bu uzunluk bir yuvarlatma gerektirmez. Bu basamaktan sonra hesaplayacağımız başlık duvar kalınlıklarıdır.

7. Herhangi bir radyograf inceleme olmadığı (No-Xray Inspection) durumda başlık için kaynak verim katsayısı 0.8 kullanılmalıdır. Çap 30 in'den büyük plakadan üretilecek ve dikey kaynak içerecektir. Destilat akımında asetik asit var olduğu için SS316 çelik kullanılmalı ve korozyon toleransı ihmal edilebilir. SS316 paslanmaz çelik için gerilim 15200 psi (1.04 A kPa)'dir.

Başlık Duvar Kalınlığı (Head Thickness, t_H)

$$t_H = \frac{PD \cdot 1.104}{2\varepsilon_H S - 0.2P}$$

$$t_H = \frac{1.104 \times (25) \text{ psig} \times 36 \text{ inc}}{2 \times (0.8) (15200 \text{ psi}) - 0.2 \times 25} = 0.04086 \text{ inc}$$

Gövde duvar kalınlığı (Shel thickness, t_s)

Gövde dikey kaynaklı ve herhangi bir Xray incelemesinden bahsedilmiyor. $\varepsilon = 0.7$ krozyon toleransı ihmal edilirse;

$$t_s = \frac{PD}{2\varepsilon S - 1.2P} = \frac{(25)(36)}{2x(0.7)15200 - 1.2(25)} = 0.04235 \text{ in} = 1.075 \text{ mm}$$

Gövde duvar kalınlığı başlık duvar kalınlığı ile benzerdir.

Buna göre, Çizelge 7.2'ye bakıldığında karbon veya düşük alaşımlı çeliklerin, nonkorozif durumlarda duvar kalınlıklarının minimum 3/32 in (2.38 mm) olması gerektiği görülür. Bu malzemelerden bu toplayıcıyı tasarlamak mümkündür.

7.3. Faz Ayırıcılar

7.3.1. Gaz-Sıvı Ayırıcılar

Gaz-sıvı veya buhar-sıvı ayırıcıların amacı, değerli ürünlerin kazanılması, ürün saflığının temini, cihazların korunması gibi sebeplerdir. Gaz-sıvı ayırıcılar vana üzerinden sıcak sıvının ani geçişinden sonra kullanılırlar. Bu şekilde kullanılan ayırıcılar *flash drum* olarak adlandırılırlar.

Şekil 7.4 te dikey bir gaz-sıvı ayırıcı verilmiştir. Gaz-sıvı karışımı ağırlık ve birikme etkisi ile ayrılır. Karışım ayırıcıya orta noktaya yakın bir yerden girer buradaki çarpma plakası akımı aşağıya yönlendirir. Sıvının büyük kısmı aşağıya akar ve sıvı damlacıkları içeren buhar yukarıya yönlenir. Buhar yükselirken büyük damlacıklar ağırlıklarıyla ayırıcının tabanında birikir. Çalışmalar buhardan sıvının % 95'inin ayrılmasının normal olduğunu gösterir. Daha fazla yüzdede sıvının ayrılması için genel durumlarda buhar çıkışının yakınına tel kafes şeklinde buğu giderici (mist eliminator) yerleştirilir. Oldukça küçük damlalar ayırıcının tepesine monte edilen tel-örgü tıkaç kullanılarak bir araya getirilip büyük damlalar oluşumu sağlanarak giderilebilir. 0.011 in çapında tellerin kullanımı ile uygun yönetimle bu teller birbirine bağlanarak 4 in den 6 in kalınlığa kadar tel-örgü buğu giderici yapılabilmektedir. Buhardaki sıvı damlacıkları yeterli büyüklüğe ulaşıp ağırlaşınca telden kopar ve ayrılıp tabanına düşer. Tıkaç ile ayırma verimi % 99.9 veya daha büyüktür.

Gaz-sıvı ayırıcıların boyutlandırılmasındaki amaç, gaz akımına katılarak giden sıvı damlacıkların sayısını azaltacak düşük gaz akış hızının sağlanmasıdır. Bunun için gaz-sıvı ayırıcının çapı tespit edilmelidir. Ayırıcılar akımın sıvı kısmı için tıpkı toplayıcılar gibi tasarlanır. Sıvı yüksekliği, sıvı akımının akış hızındaki değişimleri azaltacak yeterli kalma süresinin belirlenmesi ile hesaplanır.

Sıvı yüksekliği, buhar baloncuklarının çıkış akımında tutılmadan sıvının tepesine yükselmesine izin verecek değerde olmalıdır. Bu da ancak çıkış ağzının çapının artırılması ile sıvının **akış hızının** azalmasıyla başarılabilir.

Ayırıcılarda tek bir damla büyüklüğü söz konusu değildir, damla büyüklüğü dağılımı vardır. Gaz akımı ile tüm damlaların taşınmasının önlenmesi, ekonomik olmayan büyük ayırıcılar gerektirir. Çok küçük damlalar dışında tüm damlaların yakalanması için maksimum gaz hızı belirlenir. Maksimum gaz hızı için ampirik eşitlikler, gaz akımındaki dağılmış damlalar üzerine etki eden kuvvetlerin denkliği ile türetilmiştir. Damlaya etki eden kuvvetler, aşağıya doğru yerçekimi kuvveti (Newton yasası), yukarıya doğru kaldırma (Archimedes prensibi) ve sürüklenme kuvvetleridir.

$$F_G = F_D + F_B \quad (7.9)$$

Sürüklenme kuvvetinin tanımından yararlanarak kuvvet denkliği yazılırsa;

$$m_L g = m_L \frac{\rho_V}{\rho_L} g + C_D A_L \frac{\rho_V V_V^2}{2g} \quad (7.10)$$

$$v_V = \left(\frac{2m_L g^2}{C_D A_L \rho_L} \right)^{1/2} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} \quad (7.11)$$

$$v_V = k_v \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} \quad (7.12)$$

7.3.1.1. Düşük Sıvı İçerikli Gaz-Sıvı Ayırıcı Kazanı (Knock-Out Drum)

Akışın sıvı içeriğinin düşük olduğu durumlarda kullanılan gaz-sıvı ayırıcıların özel bir şeklidir. Bu tür kazanlar kompresörün giriş kısmına sıvı damlacıklarının kompresöre zarar vermemesi için önlem amaçlı yerleştirilir.

Bu tür knock-out kazanlarının boy ve çapının hesabında; Younger tarafından;

Buğu giderici yoksa

$$k_v = 0.2 \text{ ft/s } (0.01 \text{ m/s})$$

Buğu giderici varsa

$$k_v = 0.35 \text{ ft/s } (0.107 \text{ m/s})$$

$L/D = 2$ olarak alınması önerilir

Knock-out kazanlar genellikle dikey olarak monte edilir.

Çizelge 7.7. Knock-Out Kazanların boyutlandırılmasında kullanılan eşitlikler

Altindis

L : sıvı V : buhar

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (7.7.1)$$

$$k_v = 0.2 \text{ ft/s} \quad \text{buğu giderici yoksa}$$

$$k_v = 0.35 \text{ ft/s} \quad \text{buğu giderici varsa} \quad (7.7.2)$$

$$V_v = v_v A \quad (7.7.3)$$

$$A = \pi D^2 / 4 \quad (7.7.4)$$

$$L/D = 2 \quad (7.7.5)$$

Çizelge 7.8. Knock-Out Kazanların boyutlandırılmasında hesaplama basamakları

1. Eşitlik (7.7.2)'den k_v 'nin değeri seçilir.
2. Eşitlik (7.7.1) kullanılarak maksimum gaz hızı (v_v) hesaplanır.
3. Eşitlik (7.7.3) kullanılarak ayırıcının kesit alanı (A) hesaplanır.
4. Eşitlik (7.7.4) kullanılarak ayırıcının çapı (D) hesaplanır.
5. 30 in'den başlayarak 6 in artışlarda D 'nin değeri yuvarlatılır. Şayet D 'nin hesaplanan değeri 30 in'den küçük ise standart boru kullanılır.
6. Eşitlik (7.7.5) kullanılarak ayırıcının uzunluğu (L) hesaplanır. 3 in'lik artışlarla L 'nin değeri yuvarlatılır.

Örnek 7.2. Kompresör Knock - Out kazanının boyutlandırılması

Kompresöre sıvı girişini engellemek için knock-out kazan boyutlandırması yapınız. Çizelge 7.2.1'de bileşimi verilen gaz, kazana 105°F (40.6°C) ve 150 psig'de girmektedir.

Çizelge 7.2.1. Gaz bileşimi

Gaz	Akış Hızı lbmol/h
H ₂	2312.8
CH ₄	277.5
C ₂ H ₆	246.7
C ₃ H ₈	185.0
i-butan	61.7

Gaz hacimsel akış hızı, $V_V = 1.134 \times 10^5 \text{ ft}^3/\text{h}$,

$\rho_V = 0.2493 \text{ lb/ft}^3$ (3.99 kg/m^3), $\rho_L = 33.19 \text{ lb/ft}^3$ (532 kg/m^3)

1. Kazanın **buğu giderici içerdiğini** varsayarak,

$$k_V = 0.35 \text{ ft/s} \text{ olarak seçilir.}$$

2. Maksimum gaz hızı,

$$v_V = k_V \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}$$

$$v_V = 0.35 \left(\frac{33.19 - 0.2483}{0.2483} \right)^{1/2} = 4.023 \text{ ft/s}$$

3. Eşitlik (7.7.3)'den ayırıcının kesit alanı hesaplanır.

$$V_V = v_V \cdot A$$

$$A = 1.134 \times 10^5 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} / 4.023 \text{ ft/s} = 7.38 \text{ ft}^2$$

4. Eşitlik (7.7.4)'den kazan çapı hesaplanır.

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D^2 = \frac{4xA}{\pi} \quad D = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 7.83}{3.142} \right)^{1/2} = 3.157 \text{ ft} = 37.884 \text{ in}$$

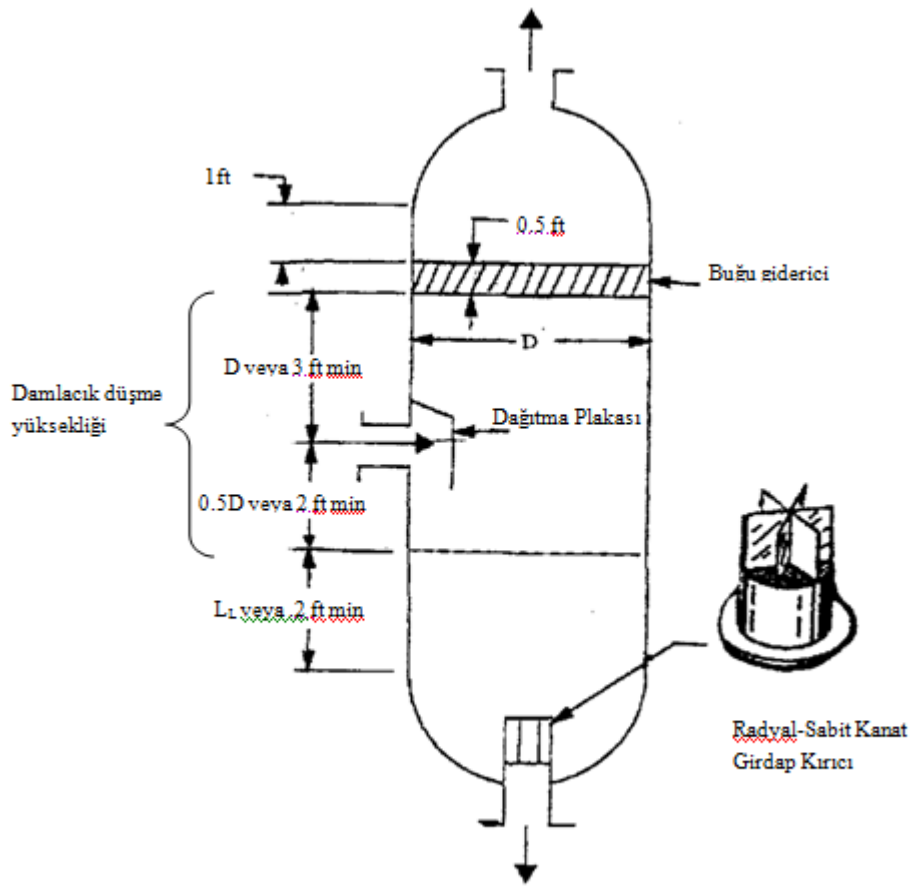
5. Bulunan D değeri Çizelge 7.8'e göre yuvarlatılırsa, D = 42 in (3.5 ft) olarak seçilir.

6. Eşitlik (7.7.5)'den kazanın uzunluğu hesaplanır.

$$L/D = 2 \quad L = 2 \times 3,5 = 7.0 \text{ ft}$$

7.3.2. Dikey Gaz-Sıvı Ayırıcılar

Literatürde birçok gaz sıvı ayırıcı tasarımı mevcuttur. Fakat bunların hepsi uyum içinde değildir.



Şekil 7.4. Dikey bir gaz-sıvı ayırıcı gösterimi

Gaz-sıvı ayırıcılar dikey ya da yatay tasarlanabilir. Dikey bir gaz-sıvı ayırıcı şeması Şekil 7.4'de verilmiştir. Dikey gaz ayırıcılar için knock-out kazanlarında olduğu gibi ilk olarak çap hesaplanır. Daha sonra damla düşüş uzunluğu (droplet settling length) hesabına gidilir. Bu uzunluk giriş ağzının merkezinden buğu gidericiye kadar olan uzunluktur. Schimon tarafından bu uzunluk 0.75 D veya minimum 12 in olarak önerilir. Gerunda tarafından bu

uzunluk çapa (D) eşit veya minimum 3 ft olarak önerilir. Şekil 7.4’de verilen uzunluklar Gerunda tarafından önerilen uzunluklardır.

Giriş ağzındaki olabilecek taşmaları önlemek için;

Scheiman giriş üflecinin (lülenin) altındaki seviyeden sıvı seviyesine 6 in veya giriş ağzının merkezinden sıvı seviyesine 12 in önermektedir. Gerunda ise giriş ağzının merkezinden sıvı seviyesine 0.5 D veya minimum 2 ft önermektedir. Gaz-sıvı, ayırıcılarda yeterli kalma süresi tahmini ile sıvı akış hızındaki değişimleri azaltarak toplayıcılar gibi tasarlanır.

Scheiman kalma süresi için minimum 2-5 dk, Younger ise minimum 3-5 dk önermektedir. Ders kapsamı içerisindeki çözümlenmelerde 3-5 dk seçilmiştir.

Girdap oluşumunu engellemek için minimum sıvı seviyesi önemlidir. Yine bu cihazlarda da girdap kırıcılar mevcuttur. Minimum sıvı seviyesi, sıvı seviyesine ilaveten girdap kırıcıların toplamı şeklinde olmalıdır. Girdap kırıcılar bulunmadığında, tankın çıkışındaki akış hızı 7 ft/s ve sıvı seviyesi 5 in olduğunda girdap oluşmaktadır. Girdabı önlemek için akışın türbülent olması gerekir. Gerunda minimum sıvı seviyesinin 2 ft olmasının, girdabın engellenmesi için uygun olduğunu önerir.

Ayırıcının toplam uzunluğunun hesabında buğu giderici kalınlığının bilinmesi gerekir. Gaz ile yükselen sıvı damlacıklarının bu tuzakta tutulabilmesi için buğu gidericinin yeterince kalın olması gerekir. Genellikle kalınlığı 6 in (0.5 ft) dir. Son olarak buğu önleyici üzerinde akışın üniform dağılımda olması için buğu önleyici üzerine 12 in (1 ft) ilave edilir. Eğer buğu giderici çıkış ağzına çok yakın ise akışın büyük bir kısmı engelleyici merkezine yönlenecek ve bu da etkinliği azaltacaktır. Böylece ayırıcının toplam uzunluğu tüm uzunlukların toplamı ile elde edilir.

Branan’a göre $L/D > 5$ ise yatay ayırıcılar kullanılmasını önerir. Ayrıca Branan $L/D < 3$ ise $L/D > 3$ yapabilmek için L’yi artırmayı da önerir. Sıvı kalma süresi artsa bile, kalma hacmi de aynı doğrultuda artar.

Çizelge 7.9. Gaz-sıvı ayırıcıları boyutlandırma kullanılan eşitlikler

Altindis

L: sıvı V: buhar

$$V_v = v_v A \quad (7.9.1)$$

$$v_V = k_V \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} \quad (7.9.2)$$

$k_V = 0.1 \text{ ft/s}$ (0.03045 m/s) buğu giderici yoksa

$k_V = 0.35 \text{ ft/s}$ (0.107 m/s) buğu giderici varsa (7.9.3)

$$A = \pi D^2 / 4 \quad (7.9.4)$$

Minimum sıvı seviyesi $L_L = 2 \text{ ft}$ (0.610 m)

$$L_L \cdot A = V_L \cdot t_s \quad (7.9.5)$$

$3 \leq t_s \leq 5 \text{ dk}$ arasında tercih edilir. (7.9.6)

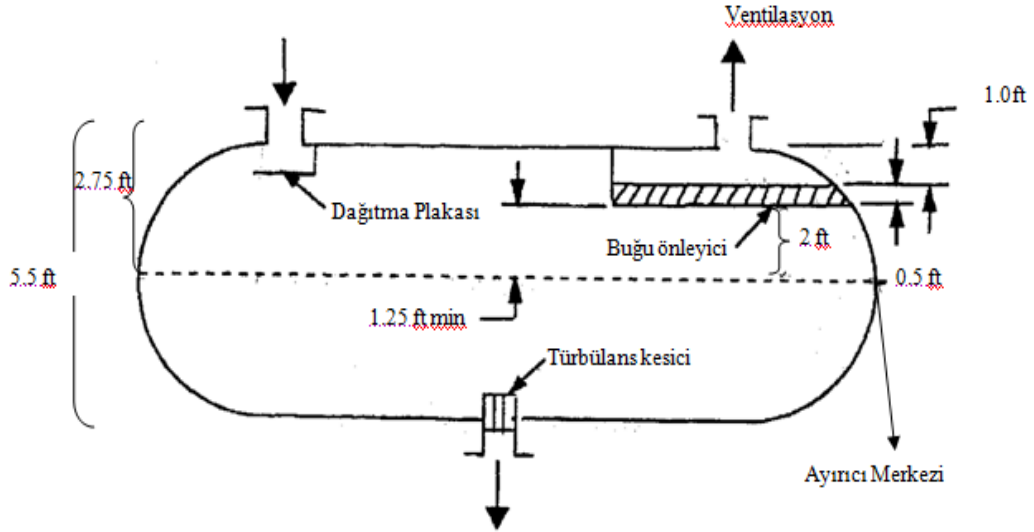
$$\left. \begin{array}{l} L = L_L + 1.5D + 1.5 \text{ ft} \\ L = 8.5 \text{ ft} \end{array} \right\} \text{hangisi büyükse o tercih edilir.} \quad (7.9.7)$$

Çizelge 7.10. Dikey gaz-sıvı ayırıcı boyutlandırmak için hesaplama basamakları

1. Buğu gidericinin bulunup bulunmamasına göre k_V değeri Eşitlik (7.9.3)'den seçilir.
2. Maksimum gaz hızı Eşitlik (7.9.2)'den hesaplanır.
3. Eşitlik (7.9.1) kullanılarak kesit alanı (A) hesaplanır.
4. Eşitlik (7.9.4) kullanılarak çap (D) hesaplanır.
5. Bulunan D'nin değeri 30 in'den başlayarak 6 in artışlarla yuvarlanır. Eğer $D < 30$ in ise standart boru kullanılır.
6. Eşitlik (7.9.6)'dan kalma suresi (t_s) seçilir.
7. Eşitlik (7.9.5) kullanılarak minimum sıvı seviyesi yüksekliği (L_L) hesaplanır.
8. Eşitlik (7.9.7) kullanılarak toplam ayırıcı yüksekliği (L) bulunur. Bulunan L değeri 8.5 ft'den büyük ise L'nin değeri 3 in (0.25 ft) artışlarla yuvarlanır. 8.5 ft'den küçük ise doğrudan 8.5 ft alınır.
9. Eğer $L/D < 3$ ise,
 - $L/D > 3.0$ yapmak için $L/D = 3.2$ seçilerek L tekrar hesaplanır.
 - Eğer $L/D > 5$ ise yatay ayırıcı kullanılır.

7.3.3. Yatay Gaz-Sıvı Ayırıcılar

Dikey gaz sıvı ayırıcılarda olduğu gibi bu ayırıcıda da birkaç tasarım yöntemi vardır. Bunların tümü uyum içinde değildir. Şekil 7.5'te verildiği gibi yatay gaz sıvı ayırıcıda k_v 'yi % 25 artırarak kullanmanın dışında hesap yöntemi dikey ayırıcıya benzemektedir.



Şekil 7.5. Yatay bir gaz-sıvı ayırıcı gösterimi.

Gaz akışı için kesit alan ayırıcı kesit alanının % 20'si kadar olmalıdır. Kalınlığı 6 in olan buğu giderici kullanılmalı ve bunun üzerinden 12 in mesafe bırakılmalıdır. Grunda'ya göre sıvı seviyesinden buğu giderici tabanına kadar 2 ft yükseklik önerilir. Scheiman ise 6 in (0.5 ft) önermektedir. Çözümlenelerde $(2 + 0.5)/2 = 1.25$ ft ortalama kullanılır. Bu mesafenin önemli olmasının nedeni, yükselen sıvı seviyesinden dolayı buğu gidericinin sıvı içerisinde yüzmesini engellemektir. Sıvı seviyesinin ayırıcının merkez seviyesinde olduğu kabulü ile tasarım eşitlikleri kullanılacaktır. Verilen kurallar minimum çapın 5.5 ft olması ve sıvı seviyesinin ayırıcı merkezinde olması durumu için geçerlidir.

5.5 ft ayırıcı çapı, eğer sıvı akış hızı küçük ise kısa ayırıcı uzunluğuna neden olabilir. Eğer bu durum meydana gelirse ayırıcı uzunluğunu artırmak için Sigales tarafından verilen ayırıcı çapını azaltan tasarım yöntemlerine başvurulur.

Dikey gaz ayırıcıda olduğu gibi, eğer $L/D < 3$ ise sıvı kalma süresi artsa bile $L/D > 3$ yapacak şekilde L 'yi artırmak gerekir. $L/D > 5$ ise $L/D < 5$ olacak şekilde D 'yi artırmak gerekir. D 'nin artışı gaz hızını azaltacak sıvı kalma hacmini arttıracaktır. Yine burada da başlıkların hacminin hesabı için detay verilmemiştir. Çizelge 7.11'de yatay gaz-sıvı ayırıcı boyutlandırması için gerekli eşitlikler verilmiştir.

Çizelge 7.11. Yatay gaz-sıvı ayırıcıların boyutlandırması için gerekli eşitlikler

Altındis

L: sıvı V: buhar

$$V_v = 0.5v_v A \quad (7.11.1)$$

$$v_v = 1.25k_v \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (7.11.2)$$

$k_v = 0.10 \text{ ft/s}$ (0.0305 m/s) buğu giderici yoksa

$$k_v = 0.35 \text{ ft/s} \text{ (0.107 m/s) buğu giderici varsa} \quad (7.11.3)$$

$$A = \pi D^2 / 4 \quad (\text{minimum } D = 5.5 \text{ ft}) \quad (7.11.4)$$

$$0.5LA = V_L t_s \quad (\text{L: ayırıcı uzunluğu}) \quad (7.11.5)$$

$$7.5 \leq t_s \leq 10 \text{ dk} \quad (7.11.6)$$

Çizelge 7.12. Yatay gaz-sıvı ayırıcıları boyutlandırmak için hesaplama basamakları

1. Buğu giderici kullanılıp kullanılmamasına bağlı olarak Eşitlik (7.11.3)'den k_v seçilir.
2. Eşitlik (7.11.2) kullanılarak maksimum buhar hızı (v_v) hesaplanır.
- 3 Eşitlik (7.11.1) kullanılarak kesit alan (A) hesaplanır.
4. Eşitlik (7.11.4) kullanılarak kazan çapı (D) hesaplanır. Eğer $D < 30$ in ise standart boru kullanılır, değilse 30 in'den başlayarak 6 in artışlarla yuvarlatılır.
5. Eşitlik (7.11.6)'dan kalma süresi (t_s) seçilir.
6. Eşitlik (7.11.5) kullanılarak kazan uzunluğu (L) hesaplanır. L'nin değeri 3 in'lik artışlarla yuvarlatılır,
7. Eğer $L/D < 3.0$ ise; $L/D = 3.2$ seçilerek $L/D > 3$ yapacak şekilde L tekrar hesaplanır. Eğer $L/D > 5.0$ ise $L/D = 4.8$ seçerek, $L/D < 5$ olacak şekilde D tekrar hesaplanır.

Örnek 7.3. Gaz-Sıvı ayırıcının boyutlandırması

5.0 gal/dk(0.0189 m³/dk) hacimsel akış hızına sahip sıvıdan 200.7 ft³/dk(5.68 m³/dk) hıza sahip gazı ayırabilmek için gaz-sıvı ayırıcının uzunluk ve çapını hesaplayınız.

Veriler

Buhar yoğunluğu	: 1.372 lb/ft ³
Sıvı yoğunluğu	: 31.15 lb/ft ³
Tasarım basıncı	: 50 psig (3.45 barg)
Tasarım sıcaklığı	: 200 °F (93.3 °C)
Materyal	: Karbon Çelik

Dikey ayırıcıda buğu giderici kullanıldığı kabulü yapılarak hesaplamaya başlarsak;

Buğu giderici varsa

$$k_v = 0.35 \text{ ft} / \text{s}$$

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} = 0.35 \left(\frac{31.15 - 1.372}{1.372} \right)^{1/2}$$

$$v_v = 1.631 \text{ ft} / \text{s}$$

$$V_v = v_v A$$

$$A = \left(\frac{200.7 \text{ ft}^3}{\text{dk}} \times \frac{1 \text{ dk}}{60 \text{ s}} \right) / 1.631 = 2.051 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi D^2 / 4$$

$$D = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{4(2.051)}{3.142} \right)^{1/2} = 1.616 \text{ ft}$$

$$D = 1.616 \text{ ft} = 19.39 \text{ in}$$

$D < 30 \text{ in}$ bu nedenle standart bir boru seçilebilir.

$D = 19.39 \text{ in}$ çaplı boru 20 in çaplı boruya yakın bir çaptadır.

Schedule 10 boru için $D_i = 19.50 \text{ in}$ (1.625 ft) kullanılarak $A = 2.074 \text{ ft}^2$ hesaplanır.

Bu özellikteki borunun 200 °F'da (93.3 °C) dayanma basıncı 186 psig olarak bulunur. Bu

basınç değeri 186 psig > 50 psig olduğundan malzeme uygundur. Eşitlik (7.9.5)'den sıvı yüksekliğini belirlemek için önce Eşitlik (7.9.6)'dan ortalama kalma süresi hesaplanır.

$$ts = \frac{3+5}{2} = 4 \text{ dk}$$

$$L_L = \frac{V_L ts}{A} = \frac{5.0 \text{ gal} / \text{dk}}{7.481 \text{ gal} / \text{ft}^3} 4 \text{ dk} \frac{1}{2.074 \text{ ft}^2} = 1.289 \text{ ft}$$

Fakat bu değer kriter olan 2 ft'den küçük olduğundan minimum sıvı seviyesi doğrudan 2ft alınır.

$$L_L = 2 \text{ ft alınarak} \quad L = 2.0 + 1.5(1.625) + 1.5 = 5.938 \text{ ft}$$

L değerini 3 in artışlarla yuvarlatılarak $L = 6 \text{ ft}$ alınır.

$L = 6 \text{ ft}$ değeri < minimum 8.5 ft olduğundan doğrudan 8.5 ft alınır. Dolayısıyla, dikey ayırıcı ve buğu giderici kullanıldığı varsayımıyla elde edilen ayırıcı boyutları,

$$D = 19.50 \text{ in (1.625 ft) ve } L = 8.5 \text{ ft bulunur.}$$

$$L/D = 8.5/(1.625) = 5.23$$

$L/D > 5$ ve bu değer 5'e yakın bir değerdir, bu yüzden net karar veremeyiz. Burada yatay ayırıcı tasarımı da yapılarak boyutlar kontrol edilmelidir.

Buğu giderici varlığında yatay ayırıcı seçimi

$$k_v = 0.35 \text{ ft} / \text{s}$$

Maksimum buhar hızı;

$$v_v = 1.25 k_v \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2}$$

$$v_v = 1.25(0.35) \left(\frac{31.15 - 1.372}{1.372} \right)^{1/2} = 2.038 \text{ ft} / \text{s}$$

$$V_v = 0.5 A v_v$$

$$A = \frac{V_v}{0.5 v_v} = \frac{2007 \text{ ft}^3 / \text{dk} \times 1 \text{ dk} / 60 \text{ s}}{(0.5) (2.038)}$$

$$A = \pi D^2 / 4 \quad D = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{4(3.283)}{3.141} \right)^{1/2} = 2.044 \text{ ft}$$

Minimum sıvı seviyesinin 2.75 ft ve minimum çapın 5.5 ft olması hali için kuralların verildiğini hatırlayarak bulunan $2.044 \text{ ft} < 5.5 \text{ ft}$ olduğundan $D = 5.5 \text{ ft}$ olarak doğrudan alınır.

$$A = \pi D^2 / 4 = \frac{3.142(5.5)^2}{4} = 23.76 \text{ ft}^2$$

$0.5LA = V_L ts$ 'den L bulmak için

$$ts = \frac{10 + 7.5}{2} = 8.75 \text{ dk seçilir.}$$

$$L = \frac{5 \text{ gal} / \text{dk}}{7.481 \text{ gal} / \text{ft}^3} \times 8.75 \text{ dk} \times \frac{1}{0.5(23.76) \text{ ft}^2} \text{ !!!!}$$

Ayırıcı uzunluğu,

$$L = 0.4923 \text{ ft}$$

$$\implies L/D = \frac{0.4923}{5.5} = 0.089$$

$3.0 < L/D < 5.0$ aralığında olmalı $L/D = 3.2$ olsun.

$$L = 3.2(5.5) = 17.60 \text{ ft} \text{ yuvarlatarak } L = 17.75 \text{ ft} \text{ olacaktır.}$$

Fakat bu varsayımla bulunan ayırıcı boyutu $D = 5.5 \text{ ft}$, $L = 17.75 \text{ ft}$ dir. Bu değerler dikey ayırıcı boyutlarından daha büyüktür. Yatay ayırıcının boyutlarını küçültmek gerekir. Eğer yatay ayırıcının buğu giderici aparatını ayırıcı dışına alırsak çapı 5.5 ft seçmek gibi bir zorunluluğumuz kalmayacaktır.

Böylece, $D = 2.044 \text{ ft}$ olarak hesaplanan çap alınır;

$D = 2.044 \text{ ft} < 30 \text{ in}$ olduğundan standart boru kullanılır.

$D = 2.044 \text{ ft} = 24.528 \text{ in}$ bu boru iç çapına uygun standart boru olarak Schedule ST boru seçilirse,

$$D_i = 29.25 \text{ in} (2.438 \text{ ft}), \quad A = 4.666 \text{ ft}^2$$

Bu borunun $200 \text{ }^\circ\text{F}$ sıcaklıkta dayanma basıncı 266 psig olup bu değer de 50 psig'den büyüktür.

$$L = \frac{5.0 \text{ gal} / \text{dk}}{7.481 \text{ gal} / \text{ft}^2} \times 8.75 \text{ dk} \times \frac{1}{0.5(4.666)}$$

$L = 2.05 / ft$ yuvarlatarak $L = 2.5ft$

$$L/D = \frac{2.5}{2.438} = 1.03$$

$$3.0 < L/D < 5 \quad L/D = 3.2$$

$L = 3.2(2.438) = 7.80 ft$ bulunan bu değer 8.0 ft olarak yuvarlatılır.

Dikey	Yatay	Yatay (buğu giderici ayırıcı dışında)
$D = 1.625ft$	$D = 5.5 ft$	$D = 2.438 ft$
$L = 8.5ft$	$L = 17.75 ft$	$L = 8.0 ft$

Çapı en küçük olan dikey ayırıcı duvar kalınlığı en az olan dikey ayırıcıdır. Ayrıca yatay ayırıcının buğu gidericisinin ayırıcı dışına alınması ilave masraf olacağından en iyi seçim dikey ayırıcıdır denilebilir.

7.4. Sıvı - Sıvı Ayırıcılar

Sıvı-sıvı ayırıcılar durultucu (dekanter) ya da çöktürücü olarak adlandırılırlar.

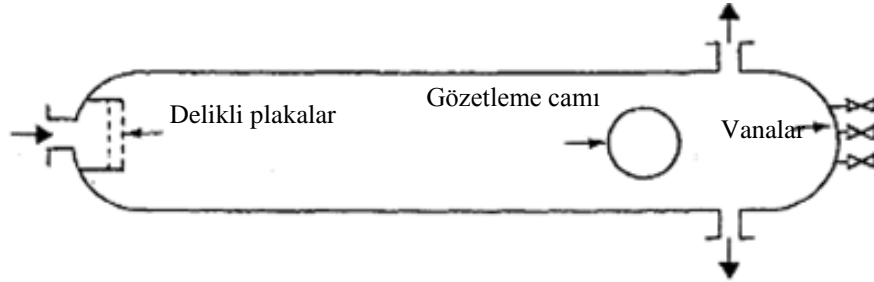
Çöktürücüye gelen akım dağılmış faz ve sürekli fazdan meydana gelir. Çöktürücünün görevi sürekli faz içinde dağılmış fazı, damlacıkları bir araya getirerek ayırmaktır. Bunun için söz konusu ayırıcı hacmi, dağılmış faz damlacıklarının sıvı-sıvı ara yüzeyine ulaşması ve birikmelerine izin verecek zamanı sağlayacak büyüklükte olmalıdır. Bundan dolayı, kalma zamanı iki bileşene sahiptir.

- Damlacıkların ara yüzeye ulaşması için gereken zaman değeri,
- Damlacıkların bir araya toplanmaları için gereken zaman.

Durultucu tasarımında, iki fazlı karışım besleme girişinden verildiğinde, iki fazın karışmasını engellemek ve dağılmış fazın çökmesini sağlamak için püskürtülen sıvı karşısına kapalı alana sahip iki tane birbirine paralel delikli plakanın yerleştirilir. Birinci plaka jetin basıncını azaltır ikinci plaka jetin hızını artırmaktadır.

Durdurucuların boyutlandırılması ile ilgili yeterli bir yöntem bulunmamaktadır. Doğru boyutlandırma denemelerle tamamlanır. Çökme ve damlacıkların bir araya toplanması aynı zamanda olduğu halde, önce damlacıkların ara yüzeye hareket ettiğini

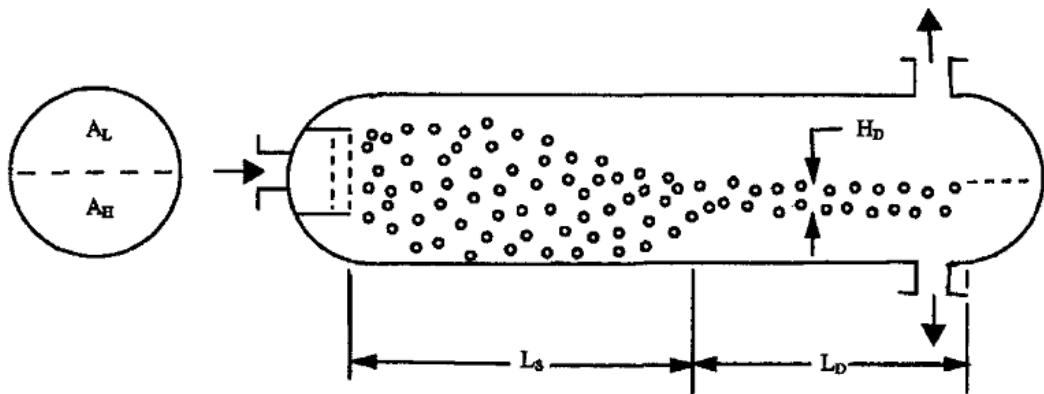
sonra uygun faz ile birleştiği kabul edilecektir. İlk plaka akış alanı, durdurucu akış alanının % 3 ile 10 civarında olması ikinci plakanın akış alanı ise durdurucu akış alanının % 20-50 arasında olması istenir. Şekil 7.6'da bir sıvı-sıvı ayırıcı şeması görülmektedir.



Şekil 7.6. Sıvı-sıvı ayırıcı

Akış plakaları geçtikten sonra, sıvı-sıvı karışımı durultucu uzunluğu boyunca akar. Her iki fazın özelliklerine bağlı olarak hafif ya da ağır faz dağılmış faz olabilir. Dağılmış faz damlacıkları ara yüzeyin ya aşağısına ya da yukarısına doğru iki sıvının bağlı yoğunluğuna bağlı olarak hareket eder. Ağır veya hafif fazın çıkış akımlarına girmelerini engellemek için, her iki çıkış ağzındaki akış hızı durultucudaki her bir fazın ortalama akış hızının 10 katından daha fazla olmamalıdır. Bu kural çıkış ağzının boyutlandırılmasına olanak sağlar.

Eğer çok ince katıların dispersiyonu ya da yüzey-aktif ajanlar mevcut ise ortamda gaz-sıvı sistemlerindeki köpürmeye benzer şekilde emülsiyon oluşacaktır. Bu emülsiyonun tankın sonuna yerleştirilen vanalar kullanılarak durultucudan uzaklaştırılması zorunludur. Şekil 7.7'de ideal bir sıvı-sıvı ayırıcı modeli görülmektedir.



Şekil 7.7. İdeal bir sıvı-sıvı ayırıcı modeli

Boyutlandırmada ilk basamak hangi fazın dağılmış olduğunun belirlenmesidir. Selker ve Sleicher bunun için dağılmış faz parametresini (θ) tanımlamışlardır. θ hesaplanarak dağılmış faz tespit edilir. Çizelge 7.13’de sıvı-sıvı ayırımında dağılmış faz parametresi değerleri verilmiştir.

Çizelge 7.13. Sıvı-sıvı ayırımında dağılmış faz parametresi değerleri

θ	Varılan Sonuç
< 0.3	Hafif faz daima dağılmış fazdır
0.3 - 0.5	Sıvı fazın dağılmış faz olması ihtimaldir
0.5 - 2.0	Faz dönüşümü olabilir en kötü koşullarda tasarım
2.0 - 3.3	Ağır fazın dağılmış faz olması ihtimal
< 3.3	Ağır faz daima dağılmış fazdır

Sıvı-sıvı ayırmada türbülansın kaçınılmalıdır. Ayırım üzerine türbülansın etkisi Bailes tarafından ortaya konmuştur. Türbülansı minimize edecek ayırıcı çapı hesaplanır. Burada iki faz olduğu için hem hafif hem ağır faz için Reynold sayısı hesaplanır. Çizelge 7.14’de sıvı-sıvı ayırımına türbülansın etkisi görülmektedir.

Çizelge 7.14. Sıvı-sıvı ayırmada türbülansın etkisi

Reynold Sayısı	Etki
<5000	Küçük problem
5000-20000	Bazı engeller
20000-50000	Ana problem olabilir
>50000	Kötü bir ayırma beklenir

Her iki faz için akış alanı dairesel değildir. Dairesel olmayan akış alanları için eşdeğer çap kullanıldığından, Reynolds sayısında hesaplanırken çap yerine eşdeğer çap alınır. Eşdeğer çap (D_e) ile hidrolik yarıçap (R_h) arasında

$$D_e = 4R_h \quad (7.13)$$

bağıntısı vardır.

$$R_h = \frac{\text{Akış kesit alanı}}{\text{Islak çevre}} = \frac{A_F}{P} \quad (7.14)$$

$$\text{Akış kesit alanı} = \pi D^2 / 4$$

Durultucunun merkezinde olduğu kabul edilen arayüzey için akış alanı durultucunun kesit alanının 1/2'sine eşittir.

$$\text{Her bir fazın kesit alanı} = \pi D^2 / 8$$

$$\text{Islak çevre} = \pi D / 2 + D$$

$$R_h = \frac{\pi D^2 / 8}{\frac{\pi D}{2} + D} = \frac{\pi D^2 / 8}{\frac{D(\pi + 2)}{2}} = \frac{\pi}{4} \frac{D}{(2 + \pi)} \quad (7.15)$$

Yatay durultucularda, dağılmış gaz damlacıkları sürekli faz akımıyla durultucu boyunca taşınırlar. Eğer ayrılmış iki tabakanın hızları saniyede birkaç cm'den farklı ise dağılmış faz bölgesinin şekli sürüklenmeden dolayı bozulacak ve damlacıkların sürüklenmesi meydana gelecektir. Durultucu çapının hesaplanmasında, dağılmış faz için Reynold sayısını kısıtlamak ve duvar etkilerini azaltmak için minimum çap 10.0 cm'dir. Durultucu içerisinde sıvı damlacıkların çökme hızının tahmini için Stokes yasası kullanılır.

Stokes yasasında kullanılan varsayımlar;

1. Sürekli fazın durgun akışkan olduğu,
2. Damlacıkların iç sirkülasyonlarının olmadığı ve küre şeklinde olduğu,
3. Damlacıkların laminar akışta hareket ettiği,
4. Brown hareketini engellemek için damlacıkların yeterince büyük olduğu,
5. Ayırıcının duvarı ve diğer damlacıklar tarafından hareketlerin engellenmediği dir.

d çaplı damlaların sürekli faz içindeki hızı;

$$v_d = \frac{gd^2(\rho_H - \rho_L)}{18\mu_c} \quad (7.16)$$

Altındis olarak L: hafif faz H: ağır faz c: sürekli faz

Damlacıkların çapının tespiti zordur. Burada tek bir çapta damlacık değil farklı çaplara sahip damlacık dağılımı vardır. Yapılan çalışmalar damlacık çapının 150 µm olarak alınmasını önermektedir. Bu değer Stokes yasası için yapılan kabullerin yanında oldukça ılımlı bir kabuldür. Damlacıkların çökme hızı bulunduktan sonra dağılmış fazın ana yüzeye ulaşması için gereken zamana (t_D) ihtiyaç vardır. Bu süre $t_D = D/2v_d$ ifadesi ile verilir. Bu çökme için gereken durultucu uzunluğu (L_S), V_D dağılmış faz hızını tanımlamak üzere, aşağıdaki gibi verilir;

$$L_S = V_D t_D \quad (7.17)$$

Dağılmış faz damlacıklarının, durultucu merkezindeki ana yüzeye ulaşmaları için gereken maksimum mesafe $D/2$ 'dir. Bu mesafe sıfırla $D/2$ arasında değişir. Bir araya toplanma bölgesinin uzunluğu, dağılmış fazın bir araya gelmesi için gerekli süreden hesaplanır.

Birikme, bir araya gelme;

- Damlacığın damlacığa birikmesi bir araya gelmesi,
- Damlacığın ana yüzeye birikmesi, etaplarından oluşur.

Fakat dağılmış fazın bir araya birikmesi için gereken süre tahmini için herhangi bir ilişki bulunmamaktadır. Bu süre birkaç saniye olabileceği gibi saat de olabilir. Sürekli fazın viskozitesi küçük ise; fazlar arası yoğunluk farkı büyük olduğunda, ara yüzey gerilimi büyük ve yüksek sıcaklıkta damlacıkların bir araya gelmesi artmaktadır. Dağılmış faz damlacıkları, dağılma bölgesini oluşturarak ana yüzey yakınında birikirler. Dağılmış faz kalınlığı (7.18) ifadesi ile hesaplanır.

$$H_D = 0.1D \quad (7.18)$$

Durultucu çapının %10'una eşit veya küçük olması önerilir. Damlacıklar, dağılma bölgesinin hacminin yarısına yakın bir hacim kaplar. Ayrıca ayırıcının kavisliğinin ihmal ile dağılma faz hacmi $H_D A_I$ kadar olacaktır.

H_D : dağılma faz kalınlığı, A_I : durultucu ana yüzey alanı

Dağılma bölgesinde, damlacıkların kalma süresi (t_R), A_I ara yüzey alanı ve V_D hacimsel debi olmak üzere aşağıdaki eşitlik ile hesaplanır.

$$t_R = \frac{1}{2} \frac{H_D A_I}{V_D} \quad (7.19)$$

Kalma süresi deneyimlerle tahmin edilir ve buradan ara yüzey alanı hesaplanır. Eğer ara yüzeyin durultucu merkezinde olduğu kabul edilirse bir araya gelme bölgesinin uzunluğu (7.20) eşitliği ile verilir.

$$L_D = A_I / D \quad (7.20)$$

Durultucunun toplam uzunluğu çökme ve bir araya gelme uzunluklarının toplamıdır.

$$L = L_S + L_D \quad (7.21)$$

Çizelge 7.15'te sıvı-sıvı ayırıcıların boyutlandırılmasında kullanılan eşitlikler verilmiştir.

Çizelge 7.15. Sıvı-sıvı ayırıcıların boyutlandırılmasında kullanılan eşitlikler

Altındis

L: Hafif faz H: Ağır faz D: Dağılmış faz C: Sürekli faz

$$\theta = \frac{V_L}{V_H} \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0.30} \quad (7.15.1)$$

Çizelge 7.13'den yararlanarak,

$$V_D = V_L, \quad V_D = V_H, \quad V_D: \text{Ağır ya da hafif faz olabilir.} \quad (7.15.2)$$

$$v_D = v_L, \quad v_D = v_H, \quad v_D: \text{Ağır ya da hafif faz olabilir.} \quad (7.15.3)$$

$$\rho_C = \rho_L, \quad \rho_C = \rho_H, \quad \rho_C: \text{Ağır ya da hafif faz olabilir.} \quad (7.15.4)$$

$$\rho_D = \rho_L, \quad \rho_D = \rho_H, \quad \rho_D: \text{Ağır ya da hafif faz olabilir.} \quad (7.15.5)$$

$$\mu_C = \mu_L, \quad \mu_C = \mu_H, \quad \mu_C: \text{Hafif ya da ağır faz olabilir.} \quad (7.15.6)$$

$$v_d = \frac{gd^2(\rho_D - \rho_C)}{18\mu_C} \quad (7.15.7)$$

$$t_D = D/2 v_d \quad (7.15.8)$$

$$L_S = v_D t_D \quad (7.15.9)$$

$$H_D = 0.1D \quad (7.15.10)$$

$$t_R = \frac{(1/2)H_D A_I}{V_D} \quad (7.15.11)$$

$$A_I = L_D D \quad (7.15.12)$$

$$L = L_S + L_D \quad (7.15.13)$$

$$A_L = \pi D_L^2 / 8 \quad (7.15.14)$$

$$A_H = \pi D_H^2 / 8 \quad (7.15.15)$$

$$v_L = V_L / A_L \quad (7.15.16)$$

$$v_H = V_H / A_H \quad (7.15.17)$$

$$\text{Re}_L = \frac{4Rh_L \rho_L v_L}{\mu_L} \quad (7.15.18)$$

$$\text{Re}_H = \frac{4Rh_H \rho_H v_H}{\mu_H} \quad (7.15.19)$$

$$Rh_L = \frac{\pi D_L / 4}{2 + \pi} \quad (7.15.20)$$

$$Rh_H = \frac{\pi D_H / 4}{2 + \pi} \quad (7.15.21)$$

$$\text{Re}_L \leq 10000 \quad (7.15.22)$$

$$\text{Re}_H \leq 10000 \quad (7.15.23)$$

$$D = D_L \text{ veya } D = D_H \text{ hangisi büyükse} \quad (7.15.24)$$

Çizelge 7.16. SIVI-SIVI ayırıcı boyutlandırmada hesaplama basamakları

1. Eşitlik (7.15.1) kullanılarak θ dağılma parametresi hesaplanır.
2. Hafif fazın çapı (D_L) belirlediği varsayılarak, (7.15.14), (7.15.16), (7.15.18), (7.15.20) ve (7.15.22) eşitliklerinden D_L hesaplanır.
3. Hafif fazın çapı (D_H) belirlediği varsayılarak, (7.15.15), (7.15.17), (7.15.19), (7.15.21) ve (7.15.23) eşitliklerinden D_H hesaplanır.
4. Basamak (2) ve (3)'de hesaplanan büyük çap durultucu çapıdır.
- 5) 30 in'den başlayarak 6 in artışlarla çap yuvarlatılır. Çap 30 in'den küçük ise standart boru kullanılır.

6. (7.15.7), (7.15.4), (7.15.5) ve (7.15.6) Eşitlikleri kullanılarak damlacık hızı (v_d) hesaplanır.
7. Eşitlik (7.15.8)'den disperse (dağıtılmış) faz çökme süresi (t_D) hesaplanır.
8. Eşitlik (7.15.9)'dan disperse fazın çökmesi için gereken uzunluk (L_S) hesaplanır.
9. Eşitlik (7.15.10)'dan disperse faz bölgesi yüksekliği (H_D) hesaplanır.
10. Eşitlik (7.15.11)'den dağılmış fazın bir araya gelmesi için gereken ara yüzey alanı (A_I) hesaplanır.
11. Disperse fazın bir araya gelmesi için gereken uzunluk (L_D) Eşitlik (7.15.12) kullanılarak hesaplanır.
12. Durultucu toplam uzunluğu (L) Eşitlik (7.15.12) kullanılarak hesaplanır ve 3 in artışlarla yuvarlatılır.

Örnek 7.4. Sıvı-Sıvı ayırıcının boyutlandırılması

Su - yağ karışımı bir durultucuda ayrılacaktır. Su ve yağın özellikleri Çizelge 7.4.1'de verilmektedir. Bir araya toplanabilme için gereken kalma süresi deneysel olarak 5.0 dk belirlendiğine göre durultucunun boyutlarını hesaplayınız.

Çizelge 7.4.1. Su-yağ karışımının özellikleri

Özellik	Yağ	Su	Özellik	Yağ	Su
ρ (kg/m ³)	897	1000	m (kg/s)	1.26	5.04
μ (Pa.s)	0.01	7.0×10^{-4}	d (m)	150.10^{-6}	
t_R (s)	300				

Her iki fazın hacimsel akış hızını bulalım,

$$V_L = \frac{m_L}{\rho_L} = \frac{1.26 \text{ kg/s}}{897 \text{ kg/m}^3} = 1.405 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$V_H = \frac{5.04 \text{ kg/s}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 5.040 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$1. \quad \theta = \frac{V_L}{V_H} \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0.30} = \left(\frac{1.405 \times 10^{-3}}{5.040 \times 10^{-3}} \right) \left(\frac{897 \times 7 \times 10^{-4}}{1000 \times 0.01} \right)^{0.30} \implies \theta = 0.1215$$

Hesaplanan θ değerine göre Çizelge 7.13'ten hafif faz veya yağın dağılmış olduğu belirlenmiştir. Ağır faz veya su sürekli fazdır. Buna göre,

$$V_D = V_L, \quad \rho_D = \rho_L, \quad \mu_C = \mu_H, \quad v_D = v_L, \quad \rho_C = \rho_H \quad \text{olacaktır.}$$

Dağılmış faz: hafif faz (yağ), Sürekli faz: ağır faz (su)

$$v_L = \frac{V_L}{A_L} \quad A_L = \pi D_L^2 / 8 \quad v_L = \frac{8V_L}{\pi D_L^2}$$

$$\text{Re}_L = \frac{4Rh_L V_L \rho_L}{\mu_L} \implies Rh_L = \frac{\pi D_L / 4}{2 + \pi}$$

$$\text{Re}_L = \frac{4 \frac{\pi D_L}{4} \frac{8V_L}{\pi D_L^2} \rho_L}{(2 + \pi) \mu_L}$$

$$\text{Re}_L = \frac{8 \rho_L V_L}{(2 + \pi) \mu_L D_L} \quad \text{hafif faz için}$$

Benzer şekilde ağır faz için,

$$\text{Re}_H = \frac{8 \rho_H V_H}{(2 + \pi) \mu_H D_H}$$

2. $\text{Re}_L \leq 10000$ olması halinde hafif faza göre durultucu çapı,

$$\text{Re}_L = \frac{8(897 \text{ kg/m}^3)(1.405 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s})}{(2 + 3.142)(0.01 \text{ kg/m.s}) D_L} = 10000 \implies D_L = 0.1961 \text{ m}$$

3. $\text{Re}_H \leq 10000$ olması halinde ağır faza göre durultucu çapı.

$$D_H = \frac{8}{(\pi + 2) M_H \text{Re}_H} = \frac{8(1000 \text{ kg/m}^3)(5.04 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s})}{(3.142 + 2)(7 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ms})(10^4)} \implies D_H = 1.114 \text{ m}$$

4. Büyük olan çap durultucu çapı olarak seçilir.

$$1.114 \text{ m} = 3.688 \text{ ft} = 43.85 \text{ in}$$

5. Çap 48 in olarak yuvarlatılır ve 4 ft olarak alınır (1.219 m).

6. $\rho_C = \rho_H$ $\mu_C = \mu_H$ olacaktır.

$$\rho_D = \rho_L$$

Damlacık çapı 150 µm olarak durultucu tasarımında kabul edilir. Böylece yağ damlacıklarının çökme hızı;

$$v_d = \frac{g d^2 (\rho_D - \rho_C)}{18 \mu_C}$$

$$v_d = \frac{9.807 m/s^2 \cdot (150 \times 10^{-6})^2 m^2 (897 - 1000) kg/m^3}{18 \cdot 7 \times 10^{-4} kg/m-s}$$

$$v_d = -1.804 \times 10^{-3} m/s \quad (-5.91 \times 10^{-3} ft/s)$$

İşaretin – (eksi) çıkması yağ damlacıklarının aşağı yerine yukarı doğru hareket ettiğini gösterir. Ara yüzey üzerinde toplanır.

$$D = D_H \quad V_D = V_L \quad v_D = v_L$$

$$v_L = \frac{8V_L}{\pi D_H^2}$$

$$v_D = \frac{8(1.405 \times 10^{-3}) m^3/s}{3.142 (1.219)^2 m^2} = 2.407 \times 10^{-3} m/s$$

7. Dağılmış fazın ara yüzeye ulaşması için gereken zaman $t_D = D/2v_d$ idi

$$8. L_S = v_D \cdot t_D$$

$$L_S = v_D \frac{D}{2v_d} = \frac{(2.407 \times 10^{-3} m/s)(1.219 m)}{2(1.804 \times 10^{-3} m/s)} = 0.8132 m$$

$$9. H_D = 0.1D = 0.1(1.219) = 0.1219 m$$

$$10. t_R = \frac{(1/2)H_D A_I}{V_D} \Rightarrow A_I = \frac{2t_R V_D}{H_D}$$

$$A_I = \frac{2(300s)(1.405 \times 10^{-3}) m^3/s}{0.1219 m} = 6.916 m^2$$

$$11. A_I = L_D \cdot D \quad L_D = 6.916/1.219 = 5.674 m$$

$$L = L_S + L_D = 0.8134 + 5.674 = 6.4872 m (21.28 ft) \quad L = \text{olacak}$$

12. $L = 21.50 ft$ 'e yuvarlatılır.

Fakat durultucu boyunu artırmak gerekir. Durultucu girişindeki difüzörlerin de varlığı dikkate alınmalıdır. Fakat bunun için genel bir kural yoktur. Bunun için 6 in (0.5 ft)'in yeterli olduğu kabul edilebilir. Toplam uzunluk 22 ft olur (6.7056 m).

$$\frac{L}{D} = \frac{6.7056}{1.219} = 5.5 \quad \text{olarak bulunur.}$$

Damlacıkların bir araya toplanma zamanının dikkate alınmadığı durdurucular için bu oran Bortar tarafından beş olarak önerilir.

7.5. Katı-Sıvı Ayırıcılar

Mekanik ayırma olarak ifade edilen katı-sıvı faz ayırma işlemine örnek olarak filtrasyon(süzme) verilebilir. Filtreler gaz-katı ayırma işlemlerinde de kullanılırlar. Filtrasyon işlemi, sıvı, katı veya her ikisinin de geri kazanımı için kullanılabilir. Aynı zamanda atık su arıtımında da kullanılırlar. Wolls birkaç katı-sıvı ayırıcı tanımlamaktadır. Fakat dersin kapsamında **döner-kazan filtreleri** ele alınmaktadır.

7.5.1. Döner Kazan Filtreler

Döner kazan filtreler 3 kısımdan oluşmaktadır.

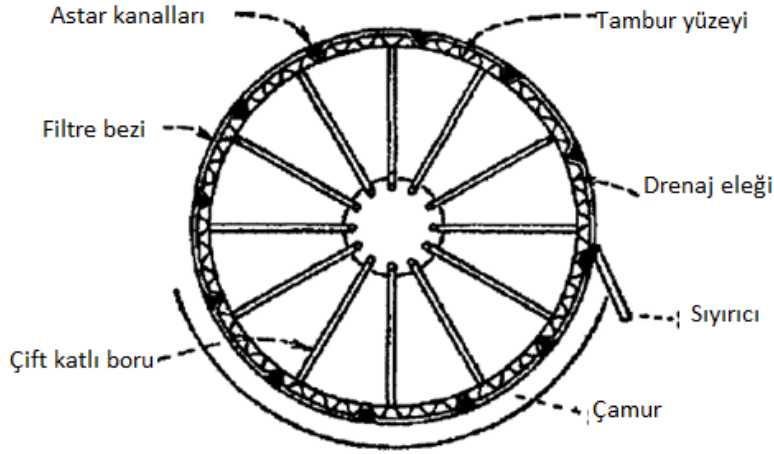
- Otomatik filtre vanalı kazan,
- Çamur karıştırmalı filtre tankı,
- Oluşan keki uzaklaştırmak için sıyırıcı

Kazan çapı 4 - 14 ft (1.22 - 4.27 m)

Kazan uzunluğu 1.5'den 18 ft

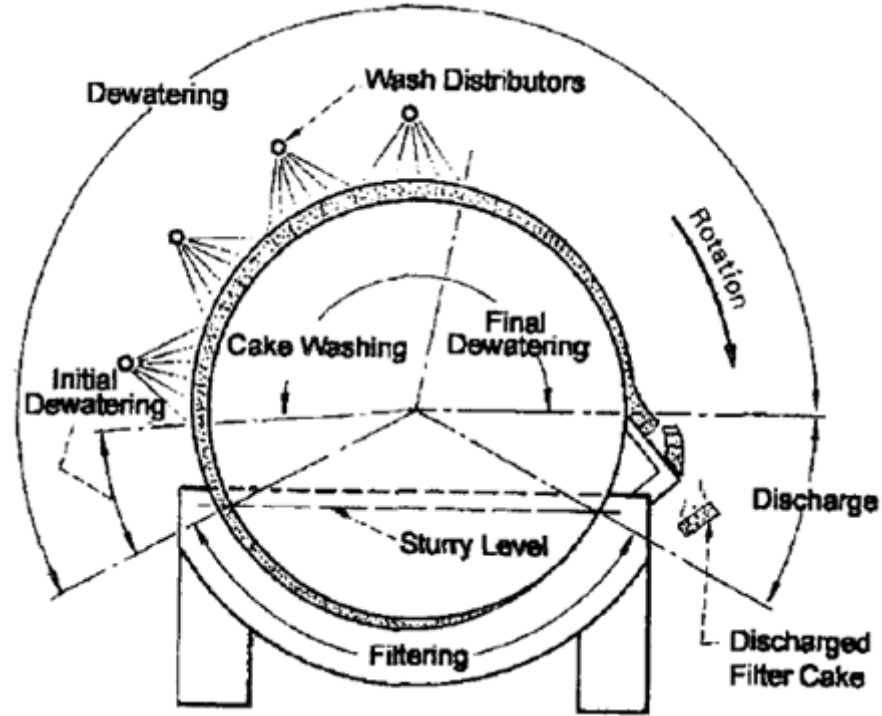
Kazan yüzey alanı 18 - 783 ft² kadar kazan karakteristiklerinde olabilir.

Filtre kazan etrafına giydirilir. Kazan çapına bağlı olarak kazan 12'den 24'e kadar değişen bölmelere ayrılmaktadır. Her bir bölme, sıvının toplanarak filtre borusuna akması için kanallar içermektedir (Şekil 7.8).



Şekil 7.8. Bir döner-kazan şeması

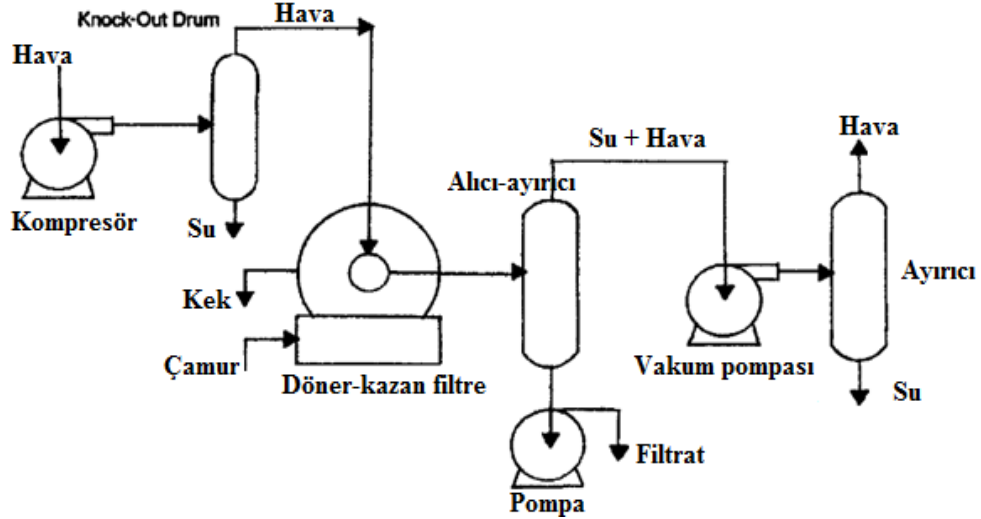
Her bölmeye vakum uygulanabilir. Kazanın bir kısmı çamur tankına batmaktadır. Çamur tankı, çamurun çökmesini engellemek için karıştırıcı ile karıştırılmaktadır. Genellikle çamur tankı, kazan alanının % 40'ının batabileceği şekilde tasarlanır. Fakat genellikle vakuma maruz kalan etkili filtrelerin batma alanı, kazan alanının % 37.5'dir. Şekil 7.9'da bir döner – kazan filtrede filtrasyon döngüsü verilmiştir.



Şekil 7.9. Döner – kazan filtrede filtrasyon döngüsü.

Döner-kazan filtrelerinin işletilmesinde, çamur, vakum ile kazan üzerine çamur tankından sürüklenerek çekilir ve kazan içine birikir. Eğer gerekli ise tekrar yıkanır ve

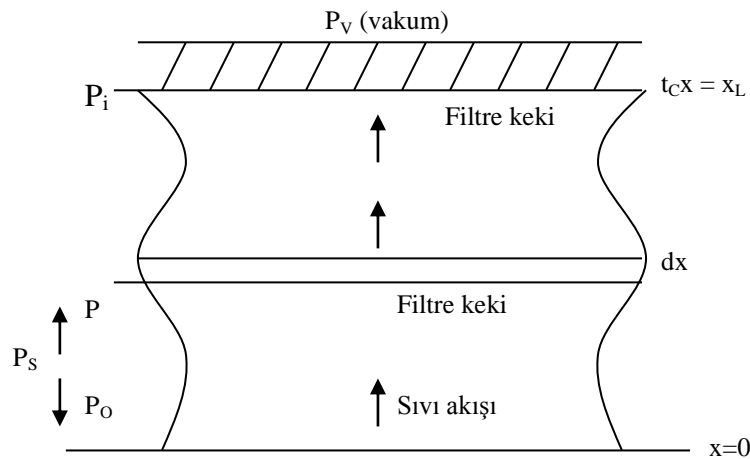
suyu giderilir. Basit döner filtre sistemi, döner filtre ve kompresör, filtrat alıcı (süzüntü toplayıcı), filtrat pompası, vakum pompası ve seperatör (ayırıcı) – silencer olarak yardımcı aletleri içerir. Şekil 7.10’da verildiği gibi filtre keki ve ortam boyunca basınç düşmesi sabit kabul edilebilir.



Şekil 7.10. Bir döner-kazan filtre sistemi

Filtre keki kalınlaşırken, sıvı akış hızı düşer. Çünkü akışa karşı direnç artmıştır. Filtrasyon alanının hesaplanmasında temel denklem Kazeny - Carman eşitliğidir. Laminer bir akışın dolambaçlı (kırıvrımlı) bir yapı takip etmesi temeline dayalı eşitlik;

$$-\frac{dp}{dx} = \frac{ks^2 M v_s (1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^2} \quad (7.19)$$



Şekil 7.11. Filtre kekinin kısımları

İzoentropik keklerde porozite $0.3 < \varepsilon < 0.6$ 'dır.

Yardımcı cihazlar, filtre maliyetinin % 40'dan 25'e kadar olabilir.

Döner kazan filtrelerinin boyutlandırılmasında, gözenekli bir ortamdan sıvının akış mekanizması dikkate alınır. Filtre kazanı çamur tankı içinde dönerken, gözenekli katı kazan üzerinde birikir. Birikimdeki artış, sıvı akışına direnç oluşturur. Filtre keki yüzeyinde atmosferik basınç etkindir. Eğer filtre akış ortamındaki basınç ki bu basınç vakum pompasıyla oluşturulur sabit düşünülürse, kuru kekin diferansiyel kısmının kütlesi (dm) (Şekil 7.11) aşağıdaki eşitlik ile yazılır. $dm = (1 - \varepsilon)\rho_s A_F dx$

$$(7.20)$$

dm: dx kalınlığında diferansiyel kuru kekin kütlesi

$(1 - \varepsilon)$: ıslak kek içindeki katının hacim fonksiyonu (kesri)

A_F : Filtre alanı ρ_s : katı yoğunluğu

$$dx = \frac{dm}{(1 - \varepsilon)\rho_s A_F}$$

Bunu daha önce yazdığımız Eşitlik (7.19) ile birleştirirsek,

$$-\frac{dp}{dm}(1 - \varepsilon)\rho_s A_F = \frac{ks^2 \mu v_s (1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^2}$$

$$-\frac{dp}{dm} = \frac{ks^2 \mu v_s (1 - \varepsilon)}{\rho_s A_F \varepsilon^2}$$

$$\alpha = \frac{ks^2 (1 - \varepsilon)}{\rho_s (\varepsilon^2)} \quad \alpha : \text{spesifik kek direnci (m/kg)}$$

$$(7.21)$$

Spesifik kek direnci kek özelliklerine bağlıdır. Kek boyunca basınç artarken, kek gözeneği kekin sıkışmasından dolayı azalmaktadır. Böylece spesifik kek direnci artmaktadır.

Sıkışabilir keklerde spesifik kek direnci

$$\alpha = \alpha_o P_s^n$$

$$(7.22)$$

Burada,

$$P_s = P_o - P$$

P_s : Kek üzerinde herhangi bir noktada basınç düşmesi

$$0.2 < n < 0.8$$

Eğer $n = 0 \Rightarrow$ kek sıkıştırılmaz bir kektir.

Filtre kekine ait spesifik direnç parametreleri (α_0 ve n değerleri) Çizelge 7.17'de verilmektedir.

$$-\frac{dP}{dm} = \frac{\alpha \mu v_s}{A_F}$$

$$P_S = P_O - P \Rightarrow dP_S = -dP$$

Çizelge 7.17. Spesifik filtre keki direnç parametreleri

Substance	α_0 (10^{10}) m/kg ^a	Exponent, n
Asbestos	—	—
Calcium carbonate	—	0.19
Celite	—	0.14
Crushed limestone	—	—
Gairome clay	282	0.60
Ignition plug clay	—	0.56
Kaolin	—	—
Kaolin, Hong Kong pink	101	0.33
Solkofloc	0.0024	1.01
Talc	8.66	0.51
Titanium dioxide	32	0.32
Zinc sulfide	14	0.69
General range	1×10^8 to 1×10^3	0 to 1.2

$$\frac{dP_S}{dm} = \frac{\alpha_0 P_S^n \mu v_s}{A_F} \quad (7.23)$$

$$x_1 = 0, \quad P_S = 0, \quad m = 0, \quad x_2 = x, \quad P_S = P_O - P_i, \quad m = m_s$$

P_i : filtre ortamı ve kek ara yüzeyindeki basınç

$$\int_0^{P_O - P_i} \frac{dP_S}{P_S^n} = \int_0^{m_s} \frac{\alpha_0 \mu v_s}{A_F} dm$$

$$\frac{P_S^{1-n}}{(1-n)} \Big|_0^{P_O - P_i} = \frac{\alpha_0 \mu v_s m_s}{A_F}$$

$$\frac{(P_O - P_i)^{1-n}}{1-n} = \frac{\alpha_o \mu v_s m_s}{A_F} \quad (7.24)$$

Birçok durumda filtre ortamındaki basınç düşmesi çok azdır. P_i yaklaşık olarak filtre ortamının alt akım bölgesindeki basınca eşit olur.

$$P_i \cong P_V$$

$$\alpha = \alpha_o (P_O - P_V)^n \quad (7.25)$$

$$\alpha_o = \frac{\alpha}{(P_O - P_V)^n}$$

$$\frac{(P_O - P_i)^{1-n}}{(1-n)} = \frac{\alpha_o \mu v_s m_s}{A_F}$$

$$\frac{(P_O - P_V)^{1-n}}{(1-n)} = \frac{\alpha \mu v_s m_s}{(P_O - P_V)^n A_F}$$

$$\frac{(P_O - P_V)}{(1-n)} = \frac{\alpha \mu v_s m_s}{A_F} \quad (7.26)$$

$$v_s = (dV / dt) / A_F \quad (7.27)$$

$$m_s = C_{1,2} V$$

m_s : kuru katı kütlesi

$C_{1,2}$: Giriş akımı katı konsantrasyonu

V : belli bir t süresince toplanan süzüntü hacmi

$$\frac{P_O - P_V}{(1-n)} = \frac{\alpha \mu C_{1,2} V}{A_F^2} \frac{dV}{dt} \quad (7.28)$$

$$\frac{(P_O - P_V)}{(1-n)} \int_0^{t_F} dt = \frac{\alpha \mu C_{1,2} V}{A_F^2} \int_0^{V_F} dV$$

$$\frac{(P_O - P_V)}{(1-n)} t_F = \frac{\alpha \mu C_{1,2} V_F^2}{2 A_F^2} \quad (7.29)$$

$$A_F^2 = \frac{(1-n) \alpha \mu C_{1,2} V_F^2}{2 t_F (P_O - P_V)} \quad (7.30)$$

Toplam kazan alanı(A_T), filtre alanından büyüktür. Çünkü yıkama, suyunu giderme ve kuru kekin elde edildiği kısımlarda toplam kazan alanını oluşturmaktadır.

$$A_T = A_F / f \quad (7.31)$$

Çizelge 7.18. Döner -kazan filtre boyutlandırılmasında kullanılan eşitlikler

Birinci alt indis; 1: giriş akımı, 2: çıkış akımı,

İkinci alt indis; 1: sıvı, 2: katı, C: ıslak kek

Kütle denkliği

Giren su = Kekteki su + çıkıştaki su

$$\text{Sıvı kütle denkliği; } y_{1,1} \rho_1 V_1 = y_{c,1} m_c + \rho_2 V_2 \quad (7.18.1)$$

y: kütle kesri, V: hacimsel debi

Katı kütle denkliği: Çamurdaki tüm katının uzaklaştığı düşünülür. Buna göre;

$$y_{1,2} \rho_1 V_1 = y_{c,2} m_c \quad (7.18.2)$$

$$y_{1,1} + y_{1,2} = 1 \quad (7.18.3)$$

$$y_{c,1} + y_{c,2} = 1 \quad (7.18.4)$$

Hız eşitliği

$$\text{Filtrasyon alanı } A_F^2 = \frac{(1-n)\alpha\mu C_{1,2} V_F^2}{2t_F (P_O - P_V)} \quad (7.18.5)$$

$$A_F = f \cdot A_T \quad (7.18.6)$$

Sistem özellikleri

$$\rho_1 = y_{1,1} \rho_{1,1} + y_{1,2} \rho_{1,2} \quad (7.18.7)$$

$$C_{1,2} = y_{1,2} \rho_1 \quad (7.18.8)$$

$$\alpha = \alpha_o (P_O - P_V)^n \quad (7.18.9)$$

Çizelge 7.19. Döner kazan filtreleri boyutlandırılmada hesaplama basamakları

1. Giriş akımındaki sıvının kütle kesri ($y_{1,1}$) Eşitlik (7.18.3) ile hesaplanır.
2. Giriş akımının yoğunluğu (ρ_1) Eşitlik (7.18.7) ile hesaplanır.
3. Kekteki katının kütle kesri Eşitlik (7.18.4) ile hesaplanır.
4. Giriş akımındaki katı konsantrasyonu ($C_{1,2}$) Eşitlik (7.18.8) ile hesaplanır.
5. Kek oluşum hızı (mc) Eşitlik (7.18.2) ile hesaplanır.
6. Çıkış akımındaki sıvı hacimsel akış hızı (V_2) Eşitlik (7.18.1) ile hesaplanır.
7. Spesifik kek direnci (α) Eşitlik (7.18.9) ile hesaplanır.
- 8) Etkin filtre alanı (A_F) Eşitlik (7.18.5) ile hesaplanır.
9. Kazan alanı (A_T) Eşitlik (7.18.6) ile hesaplanır.
10. Standart döner kazan filtre seçimi Çizelge 7.20'den yapılır.

Çizelge 7.20. Standart döner kazan filtreler

%37.5 Batmış kazana Göre Standart döner kazan Filtre

Filter Size Diameter ^a ft	Nominal Length ^a ft	Drum Area ^b ft ²	Drum Drive ^c hp	Agitator Drive ^c hp
8	6	150	1	1 ½
10	6 1/3	200	1 ½	3
10	8	250	1 ½	3
10	10	300	1 ½	3
11.5	10	360	1 ½	3
11.5	12	430	1 ½	3
11.5	14	500	2	5
11.5	16	575	2	5
12	20	750	5	5

Örnek 7.5. Döner kazan filtre tasarımı

Döner kazan filtre 20°C’de 20 m³/h hacimsel akış hızında kalsiyum karbonat çamurunu filtrelemektedir. Basınç düşüşü kek boyunca 0.658 bar’dır (9.641 psi). Çamur 0.15 kütle kesrinde kalsiyum karbonat içeriyor ve filtre keki 0.40 kütle kesrinde su içeriyorsa döner kazan filtrenin yüzey alanını hesaplayınız.

Veriler

$$\text{Su yoğunluğu: } 998.3 \text{ kg/m}^3 \quad P_o - P_i = 0.658 \text{ bar}$$

$$\text{Su viskozitesi: } 0.001 \text{ Pa.s}$$

$$\text{CaCO}_3 \text{ yoğunluğu: } 2709 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Çamur: CaCO}_3 (y_{1,2}) + \text{Su} (y_{1,1}) \quad \text{Kek: CaCO}_3 (y_{C,2}) + \text{Su} (y_{C,1})$$

$$1. \quad y_{1,1} + y_{1,2} = 1 \quad y_{1,1} + 0.15 = 1 \quad y_{1,1} = 0.85$$

$$2. \quad \rho_1 = y_{1,1}\rho_{1,1} + y_{1,2}\rho_{1,2} \quad \rho_1 = 0.85(988.3) + 0.15(2709) = 1255 \text{ kg/m}^3$$

$$3. \quad y_{C,1} + y_{C,2} = 1 \quad \Rightarrow \quad y_{C,2} + 0.40 = 1 \quad y_{C,2} = 0.60$$

$$4. \quad y_{C,2}\rho_1 V_1 = y_{C,2}mc \quad \text{ifadesinden;}$$

$$0.15 * 1255 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 20 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 0.60 m_c \quad \Rightarrow m_c = 6275 \text{ kg/h}$$

$$5. \quad y_{1,1}\rho_1 V_1 = y_{C,1}mc + \rho_2 V_2 \quad \text{ifadesinden;}$$

$$y_{1,1}\rho_1 V_1 = 0.85 * 1255 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 20 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 21335 \text{ kg/m}^3$$

$$y_{C,2}mc = 0.40(6275) = 2510 \text{ kg/h}$$

$$V_2 = \frac{y_{1,1}\rho_1 V_1 - y_{C,1}mc}{\rho_{2,1}}$$

$$V_2 = \frac{21335 - 2510}{988.3} = 18.86 \text{ m}^3 / \text{h}$$

6. Çizelge 7.17’de kalsiyum karbonat için α_0 değeri olmadığından literatürden alınır.

$$\alpha = 1.604 * 10^{10} (P_o - P_i)^{0.2664}$$

$$(P_0 - P_i) = (P_0 - P_v) = 0.658 \text{ bar}$$

$$\alpha = 1.604 \times 10^{10} (0.658)^{0.2664} = 1.435 \times 10^{10} \text{ m/kg}$$

McCabe Smith, CaCO_3 , filtrasyon için kazanın dönüş süresinin 5 dk olduğu belirlenmiştir. Kazanın %37.5 filtrasyon esnasında batmasına göre; filtrasyon süresi, kazan %37.5 battığı için filtre zamanı:

$$t_F = (0.375)(5 \text{ dk}) \frac{60}{1 \text{ dk}} = 112.55 \text{ s}$$

Toplam filtrat hacmi,

$$V_F = V_2 t_F = 18.86 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \times 112.55 \text{ s}$$

$$V_F = 0.5894 \text{ m}^3$$

$$C_{1,2} = 0.15(1255) = 188.3 \text{ kg/m}^3$$

$$A_F^2 = \frac{(1-n)\alpha\mu C_{1,2} V_F^2}{2t_F(P_0 - P_v)} = \frac{(1-0.2664)(1.435 \times 10^{10})(0.001)(188.3)(0.5894)}{2 \times (112.55)(6.58 \times 10^4)}$$

$$A_F = 6.82 \text{ m}^2$$

$$A_T = A_F / f = 6.82 / 0.375 = 18.19 \text{ m}^2 \quad (196 \text{ ft}^2)$$

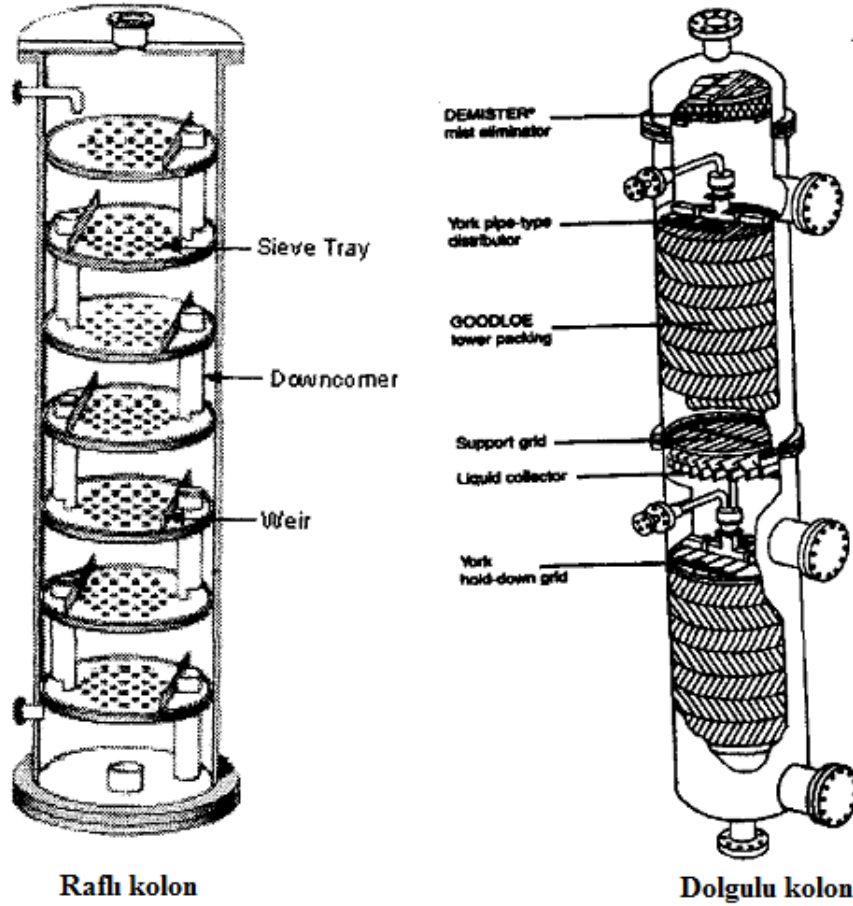
Çizelge 7.20'den bu alana en yakın 250 ft^2 alana sahip standart döner kazan filtre seçilir. Bu seçim % 29.5 güvenlik faktörü sağlar bu da tasarım için yeterlidir.

7.6. Bileşen Ayırıcılar

Yaygın olarak kullanılan bileşen ayırıcılar

- Absorpsiyon kolonu (soğurucu)
- Sıyırma kolonu (sıyırıcı)
- Damıtma Kolonu
- Ekstraktör (özütleyici) olarak sıralanabilir.

Şekil 7.12'den görüldüğü gibi, damıtma kolonu ile absorpsiyon ve sıyırma kolonları silindirik bir gövde ve bu gövde içine yerleştirilmiş raf ya da dolgu malzemelerinden oluşur. Raf ya da dolgu maddesi yüzey alanı yaratarak sıvı ile gaz arasında kütle aktarımının gerçekleşmesini sağlar. Dolgulu ayırıcılar genellikle ayırıcı çapı 2.5 ft'den (0.762 m) küçük olduğunda kullanılır.



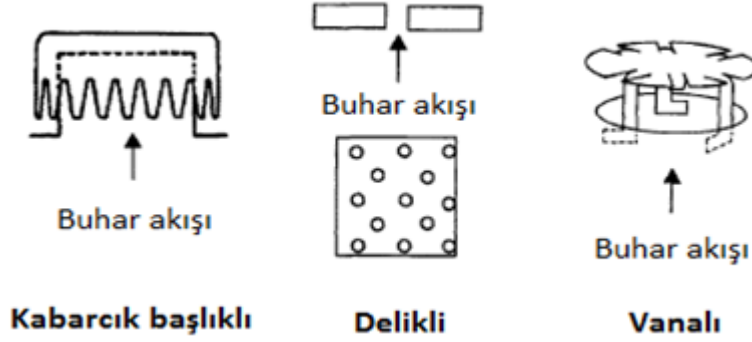
Şekil 7.12. Damıtma ya da absorpsiyon kolonu

Damıtma kolonunda sıvı kolona besleme rafından, diğer ayırıcılarda da kolonun üst kısmından girer ve aşağıya doğru yerçekimi etkisiyle akar. Gaz ise ayırıcıya aşağıdan girer ve sıvı akımına ters olarak yukarıya doğru yükselir.

7.6.1. Raflı Kolonlar

Ayırma kolonlarında rafın kullanılma amacı gaz ve sıvı fazların temasını sağlayarak her bir rafta iki faz arasındaki kütle aktarımını artırmaktır. Gaz yukarıya doğru yükselirken sıvı da raftan aşağıya doğru akar. Şekil 7.13'de yaygın olarak kullanılan raf türleri yer almaktadır. Bunlar

- Delikli
- Vanalı
- Kabarcık başlıklı olarak sınıflandırılır.

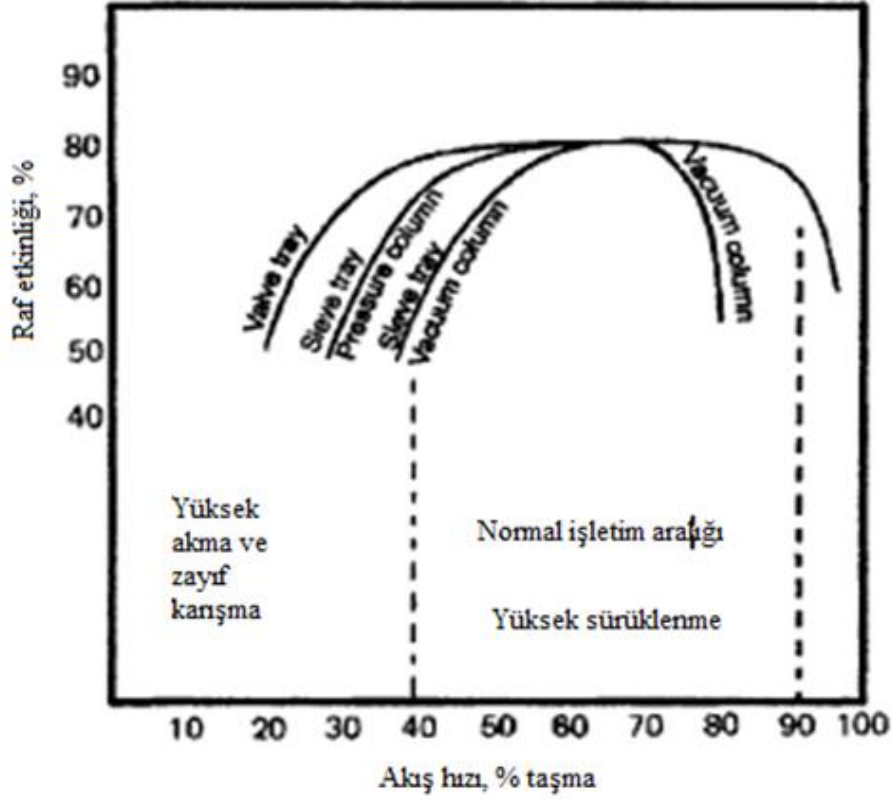


Şekil 7.13. Kabarcık başlıklı, delikli ve vanalı raf türleri

Delikli ve vanalı raflar ucuz ve daha yüksek ayırma kapasitesine sahip olmaları nedeniyle daha çok kullanılırlar. Delikli raf, maliyetinin düşük olması, tasarım yönteminin iyi bilinmesi, kapasitesinin fazlalığı ve kirlenme(fauling) eğiliminin düşük olması nedeniyle en çok tercih edilen raf türüdür.

Şekil 7.14'de raf etkinliğinin % gaz taşma hızıyla değişimi verilmiştir. Belirli bir gaz hızı aralığında raf etkinliği sabittir.

- Taşma noktasına yakın durumda gaz hızı yüksek olup sıvı damlacıkları gazla birlikte taşınarak geri karışmaya neden olur bu da raf etkinliğini düşürür.
- Düşük gaz hızlarında ise, sıvı ile gazın karışması yeterli olmadığından kütle aktarım hızı azalır. Ayrıca düşük gaz hızlarında sıvı raf üzerinde göllenir ve raf üzerindeki açıklıklardan raftan rafa akarak kolon etkinliğini düşürür.



Şekil 7.14. Buhar akış hızının raf etkinliğine etkisi.

7.6.2 Dolgulu Kolonlar

Dolgulu kolonlarda, sıvı dolgu malzemesinin üzerine püskürtülerek aşağıya doğru akması sağlanır. Gaz ise sıvı akımına ters yönde dolgu malzemesinin arasındaki boşluklardan yukarı doğru yükselir. Rafli kolonlarda olduğu gibi, dolgu malzemesinin amacı da sıvı ve gaz fazları arasındaki kütle aktarımını artıracak şekilde yüzey alanı sağlamaktır. Dolgu malzemeleri genel olarak düzensiz ve yapılı olarak sınıflandırılır. Düzensiz dolgu malzemesi kullanıldığında kolon önce suyla doldurulur ve sonra dolgu malzemesi kolona boşaltılır. Dolgunun çökmesinden sonra dolgu malzemesinin kolon içinde düzensiz bir konumda bulunduğu varsayılır. Su kırılğan malzemenin kırılmasını önler. Yapılı dolgu malzemesi kullanıldığında ise bu malzemenin kolondaki konumu bellidir. Düşük sıvı hold up (tutunma hızı) ve basınç düşmesinden dolayı vakum ayırıcılarda yapılı dolgu malzemesi kullanılır. Şekil 7.15’de düzensiz ve yapılı dolgu maddeleri görülmektedir.



Şekil 7.15. Düzensiz ve yapılı dolgu maddeleri

Düzensiz dolgu maddelerinin yaygın olarak kullanılan 2 türü vardır :

1. Raschig halkaları: En eski dolgu malzemesidir ve içi boş silindir şeklindedir.
2. Pall halkaları: Rasching halkalarından daha etkili dolgu malzemesi olup yaygın olarak kullanılır.

Rafli kolonlarda benzer şekilde, dolgulu kolonlarda da yüksek gaz hızları geri karışmaya, düşük gaz hızları da kütle aktarım hızının azalmasına neden olur. Eğer gaz hızı çok yüksekse kolonda taşma olacaktır. Ayrıca düşük sıvı akış hızlarında dolgu yeterince ıslanmayarak kütle aktarım hızını azaltır. Dalgulu kolonlarda bir başka sorun da sıvının kanallar oluşturma eğilimidir. Bunu önlemek için her 5-10 m’de kolona dağıtıcı yerleştirilir.

7.6.3. Absorpsiyon ve Sıyırma Kolonlarının Boyutlandırılması

Seyreltik çözelti varsayarak Çizelge 7.21’de absorpsiyon ve sıyırma kolonlarını boyutlandırmak için gerekli eşitlikler anahtar bileşen cinsinden verilmiştir. Bu çizelgede;

A: Absorpsiyon kolonu, S: Sıyırma kolonu, P: Dalgulu Kolon, T: Rafli Kolon anlamına gelir.

Seyreltik çözeltilerin işletilmesinde ısı etkileri az olacağından ayırma işlemi izotermaldir. Eğer kolon hem izotermal hem de izobarik ise, denge değeri sabit olacaktır. Ayrıca seyreltik çözeltiler için gaz ve sıvı akış hızları sabit kabul edilir.

Boyutlandırmada önce,

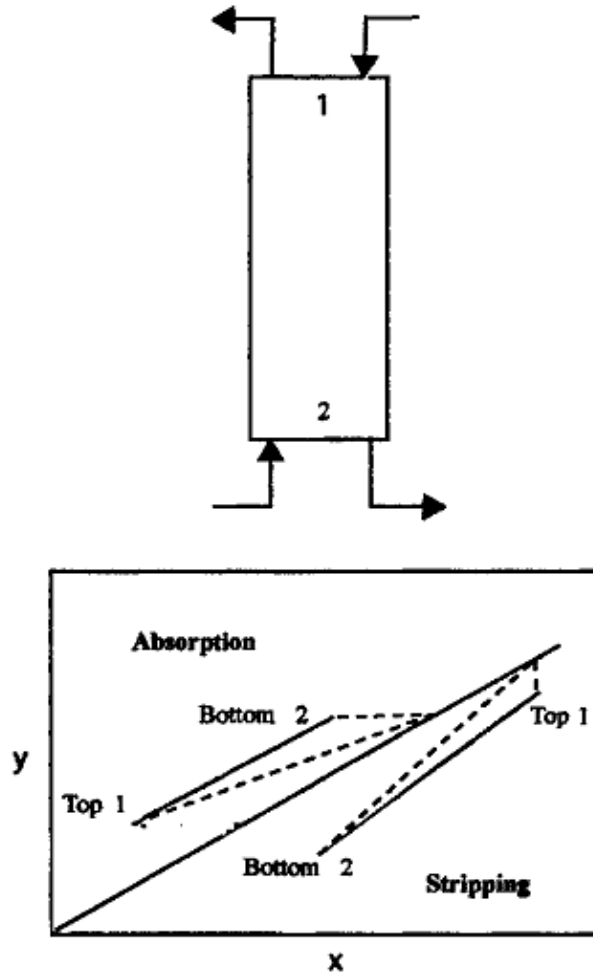
- Absorpsiyon kolonu için minimum sıvı akış hızı ya da sıyırma kolonu için minimum gaz akış hızı belirlenir.

- Gaz absorpsiyonu için giren sıvı ve gazın derişimleri bilinir. Gazın çıkış derişimi de bellidir(1 noktası işaretlenir). Ancak sıvının çıkış derişimi belli değildir (2 noktası işaretlenmez, Şekil 7.16).

Alt indis 1: Kolonun üst kısmını,

Alt indis 2: Kolonun alt kısmını gösterir.

Absorpsiyon kolonundan çıkan sıvı, giren gaz ile dengede olduğu zaman minimum sıvı akış hızı elde edilir. Bu durum işletme doğrusu denge eğrisini kestiğinde ortaya çıkar ve minimum sıvı akış hızı kütle denkleği ve denge bağıntısının birlikte çözümüyle eşitlik (7.21.1A)'dan hesaplanır.



Şekil 7.16. Absorpsiyon ve sıyırma kolonlarının ya da ekstraktörün şematik gösterimi

Çizelge 7.21'de izotermal koşullardaki absorpsiyon ve sıyırma kolonlarını boyutlandırmak için gerekli eşitlikler verilmiştir.

Çizelge 7.21. İzotermal koşullardaki absorpsiyon ve ve sıyırma kolonlarını boyutlandırmak(kolon yüksekliği) için gerekli eşitlikler

Alt indisler

L: sıvı V: buhar

1: kolonun üst kısmı, 2: kolonun alt kısmı (Şekil 7.16),

m: minimum, k: anahtar bileşen

Minimum akış hızları

Absorpsiyon kolonu

$$\frac{m_{Lm}}{m_V} = \frac{y_{2k} - y_{1k}}{\frac{y_{2k}}{K_k} - x_{1k}} \quad (7.21.1A)$$

$$y_{1k} = (1 - \varepsilon)y_{2k} \quad (7.21.2A)$$

Sıyırma kolonu

$$\frac{m_{Vm}}{m_L} = \frac{x_{1k} - x_{2k}}{K_k x_{1k} - y_{2k}} \quad (7.21.1S)$$

$$x_{2k} = (1 - \varepsilon)x_{1k} \quad (7.21.2S)$$

Optimum Akış Hızları

Absorpsiyon kolonu

$$m_L = 1.5 m_{Lm} \quad (7.21.3A)$$

Sıyırma kolonu

$$m_V = 1.5 m_{Vm} \quad (7.21.3S)$$

Denge Basamakları Sayısı

$$A_A = \frac{m_L}{K_k m_V} \quad (7.21.4)$$

Absorpsiyon kolonu

$$(A_A)^{Ne} = \frac{y_{2k} - K_k x_{1k}}{y_{1k} - K_k x_{1k}} \left(1 - \frac{1}{A_A}\right) + \frac{1}{A_A} \quad (7.21.5A)$$

Sıyırma kolonu

$$\left(\frac{1}{A_A}\right)^{Ne} = \frac{x_{1k} - \frac{y_{2k}}{K_k}}{x_{2k} - \frac{y_{2k}}{K_k}} (1 - A_A) + A_A \quad (7.21.5S)$$

Kolon Çapı

Rafli Kolon ($D \geq 2.5$ ft)

Çizelge 7.23'de 7.23.1- 7.23.6 eşitlikleri kullanılır. (7.21.6T)

Dolgulu Kolon ($D < 2.5$ ft)

Çizelge 7.23'de 7.23.1- 7.23.3 ve 7.23.7-7.23.9 eşitlikleri kullanılır. (7.21.6P)

Kolon Yüksekliği

Rafli Kolon

$$Z = N_A Z_T + 3 \text{ ft} + 0.25 D + L_s$$

$$L_s = V_L t_s / A \quad t_s = 5 \text{ dk} \quad \text{ya da}$$

$$L_s = 0.06 N_A + 2 \quad (\text{tüm terimlerin birimi m}) \quad (7.21.7T)$$

$$N_A = N_e / E_o \quad (7.21.8T)$$

$$Z_T = f(P) \quad \text{Çizelge 7.25} \quad (7.21.9T)$$

Dolgulu Kolon

$$Z = N_e(\text{HEST}) + 3 \text{ ft} + 0.25 D + L_s$$

$$L_s = V_L t_s / A \quad t_s = 5 \text{ dk} \quad \text{ya da}$$

$$L_s = 0.06 N_A + 2 \quad (\text{tüm terimlerin birimi m}) \quad (7.21.7P)$$

Sistem Özellikleri

Rafli Kolon

$$E_o = f(\mu_L, \alpha) \quad (\text{Şekil 7.17}) \quad (7.21.10T)$$

$$K_k = f(T, P) \quad (7.21.11T)$$

$$\alpha = 10 K_k \quad (7.21.12T)$$

$$\mu_L = f(T) \quad (7.21.13T)$$

Dolgulu Kolon

$$K_k = f(T, P) \quad (7.21.8P)$$

$$\text{HEST} = 0.5 \text{ m} \quad D < 0.5 \text{ m için ya da}$$

$$\text{HEST} = D^{0.3} \quad D > 0.5 \text{ m için} \quad (7.21.9P)$$

Çizelge 7.22'de izotermal koşullardaki absorpsiyon ve ve sıyırma kolonlarını boyutlandırmak(kolon yüksekliği) için hesaplama basamakları verilmiştir.

Çizelge 7.22. İzotermal koşullardaki absorpsiyon ve sıyırma kolonlarını boyutlandırmak için hesaplama basamakları (kolon yüksekliği)

1. Absorpsiyon kolonu için minimum sıvı akış hızı (m_{Lm}), 7.21.1A, 7.21.2A ve 7.21.11T eşitliklerinden hesaplanır. Sıyırma kolonu için minimum gaz akış hızı (m_{Vm}) 7.21.1S, 7.21.2S ve 7.21.8P eşitliklerinden hesaplanır.
2. Absorpsiyon kolonu için gerçek sıvı akış hızı (m_L) 7.21.3A eşitliğinden hesaplanır. Sıyırma kolonu için gerçek gaz akış hızı (m_V) 7.21.3S eşitliğinden hesaplanır.
3. Kolon çapı(D) raflı kolonlar için 7.21.6T eşitliğinden ve dolgulu kolonlar için 7.21.6P eşitliğinden hesaplanır.
4. Absorpsiyon faktörü (A_A) 7.21.4 eşitliğinden hesaplanır.
5. Denge basamak sayısı (N_e) absorpsiyon kolonu için 7.21.5A eşitliğinden, sıyırma kolonu için 7.21.5S eşitliğinden hesaplanır.
6. Gerçek basamak sayısı (N_A) 7.21.8T eşitliği ve 7.21.10T'den, 7.21.13T'ye kadar yazılan eşitliklerinden hesaplanır.
7. Raf aralığı (Z_T) 7.21.9T eşitliğinden hesaplanır.
8. Kolon yüksekliği (Z), raflı kolonlar için 7.21.7T eşitliğinden, dolgulu kolonlar için 7.21.7P ve 7.21.9P eşitliklerinden hesaplanır.

Çizelge 7.23'de absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonunu boyutlandırmak(kolon çapı) için gerekli eşitlikler verilmiştir.

Çizelge 7.23. Absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonunu boyutlandırmak için gerekli eşitlikler (kolon çapı)

Alt indisler

L: Sıvı V: Buhar

Kolon çapı

$$A = V_V / v_V \quad (7.23.1)$$

$$A = \pi D^2 / 4 \quad (7.23.2)$$

$$v_V = k_V [(\rho_L - \rho_V) / \rho_V]^{1/2}$$

$$v_S = 0.9 v_V \quad (7.23.3)$$

Raflı Kolon ($D \geq 2.5$ ft)

$$k = f \left[\frac{m_L M_L}{m_V M_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5}, z_T \right] \quad (\text{Şekil 7.18}) \quad (7.23.4)$$

$$k_V = 0.9k(\sigma / 20)^{0.2}, \quad \sigma \text{ (din/cm)} \quad \textbf{köpürmeyen sıvılar}$$

$$k_V = 0.75k(\sigma / 20)^{0.2}, \quad \sigma \text{ (din/cm)} \quad \textbf{köpüren sıvılar} \quad (7.23.5)$$

$$Z_T = f(P) \quad \text{Çizelge 7.25} \quad (7.23.6)$$

Dolgulu Kolon ($D < 2.5$ ft)

$$k = f \left[\frac{m_L M_L}{m_V M_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5}, d, \text{ dolgu türü} \right] \quad (\text{Çizelge 7.26 ve Şekil 7.19}) \quad (7.23.7)$$

$$k_V = 0.7k(\sigma / 20)^{0.2}, \quad \sigma \text{ (din/cm)} \quad \textbf{köpürmeyen sıvılar} \quad (7.23.8)$$

$$k_V = 0.4k(\sigma / 20)^{0.2}, \quad \sigma \text{ (din/cm)} \quad \textbf{köpüren sıvılar}$$

$$D = 15 d \quad (7.23.9)$$

Çizelge 7.24'de absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonunu boyutlandırmak(kolon çapı) için hesaplama basamakları yer almaktadır.

Çizelge 7.24. Absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonunu boyutlandırmak için hesaplama basamakları (kolon çapı)

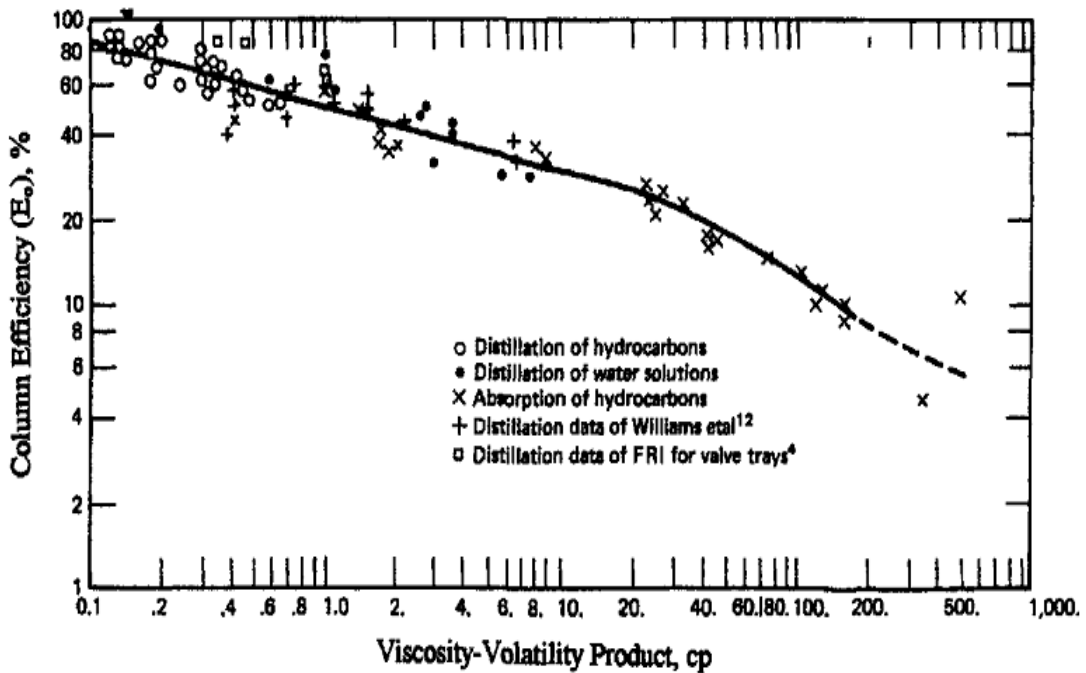
1. $v = 2$ ft/s alınarak 7.23.1 ve 7.23.2 eşitlikleri kullanılarak kolon çapı yaklaşık olarak hesaplanır. Eğer $D < 2.5$ ft ise dolgulu kolon, değilse raflı kolon seçilir.
2. Kolonun gerçek çapı raflı kolonlar için 7.23.1-7.23.6 eşitliklerinden, dolgulu kolonlar için 7.23.1-7.23.3 eşitlikleri ile 7.23.7-7.23.9 eşitliklerinden hesaplanır.

Çizelge 7.25’de absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonunu için raf aralıkları basınca bağlı olarak verilmiştir.

Çizelge 7.25 Absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonu için raf aralıkları

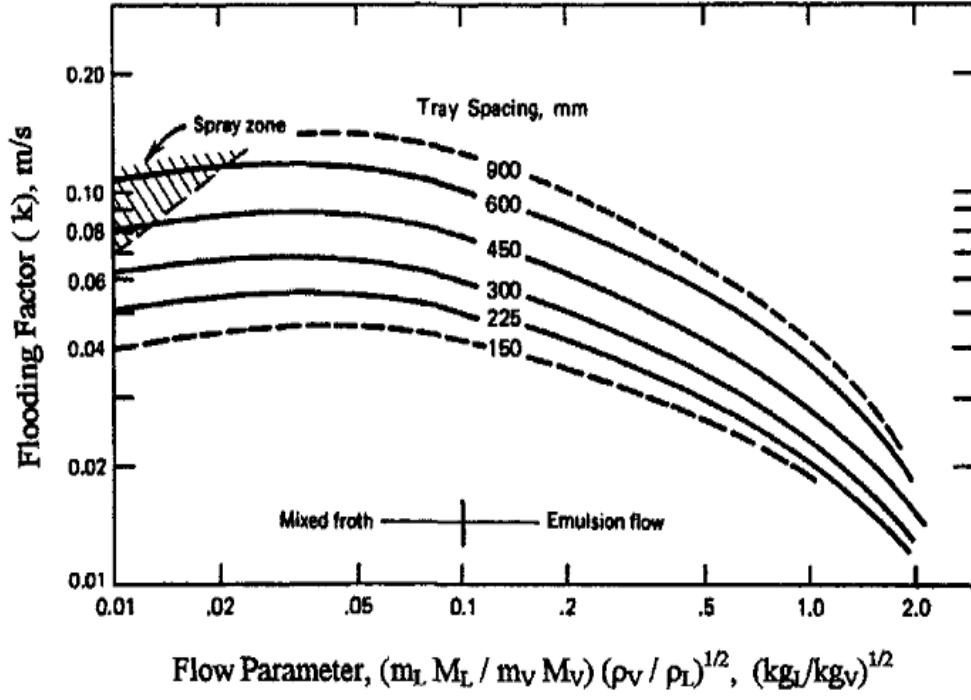
Basınç	Raf arası uzaklık, ft
Vakum	2-2.5
Atmosferik	1.5
Yüksek Basınç	1.0

Absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonu için kolon verimi Şekil 7.17’den belirlenebilir.

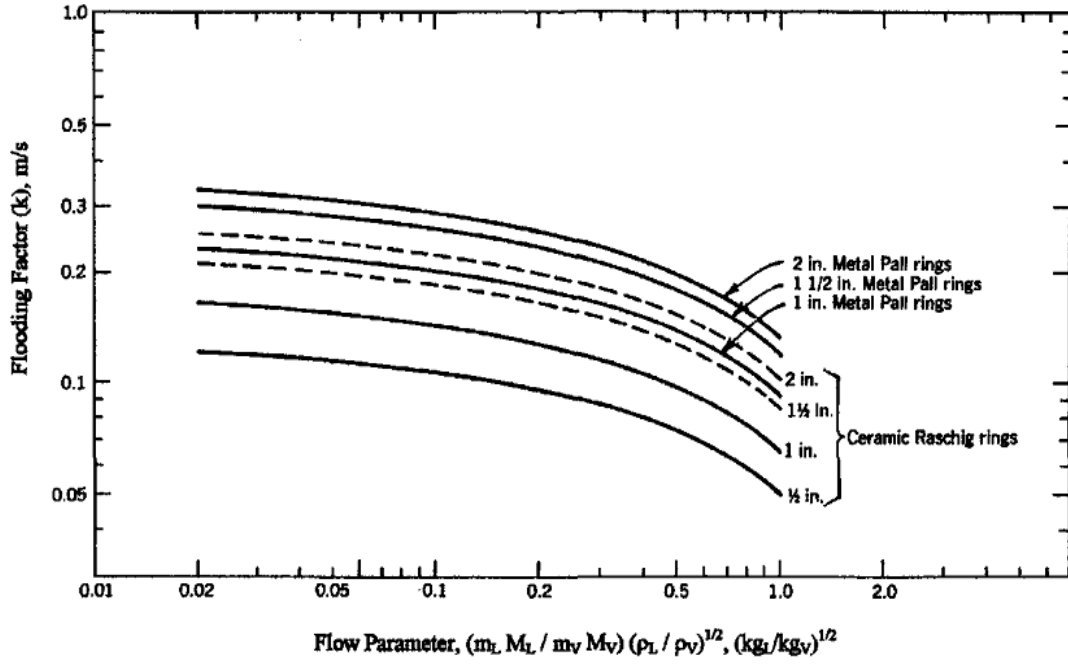


Şekil 7.17. Absorpsiyon ve sıyırma kolonları ile damıtma kolonu için kolon verimi

İzin verilen maksimum gaz hızı için önce taşma faktörünün(k) maksimum değeri bulunmalıdır. Kolon bu değer altında çalışacak şekilde tasarlanır. k_v hesaplanırken yüzey gerilimi için düzeltme yapmak gerekir. Şekil 7.18’de delikli, kabarcık başlıklı ve vanalı raflar için ve Şekil 7.19’da da sınırlı sayıda dolgu maddeleri için k değerleri verilmiştir. Şekil 7.19’da yer almayan diğer dolgu maddeleri için Çizelge 7.26 kullanılmadır.



Şekil 7.18. Delikli, kabarcık başlıklı ve vanalı raflar için taşma faktörü



Şekil 7.19. Dolgulu kolonlar için taşma faktörü

Çizelge 7.26. Dolgulu kolonlar için bağıl taşma faktörü

<i>Pall Rings—Metal</i>		<i>Intalox Saddles—Ceramic</i>		<i>Koch Sulzer BX</i>	
50 mm	1.00*	50	0.89	BX	1.00
38	0.91	38	0.75	<i>Koch Flexipac</i>	
25	0.70	25	0.60	No. 1	0.69
12	0.65	12	0.40	No. 2	1.08
<i>Raschig Rings—Metal</i>		<i>Berl Saddles—Ceramic</i>		No. 3	1.35
50	0.79	50	0.84	<i>Tellerettes</i>	
38	0.71	38	0.70	1.0	
25	0.66	25	0.54	<i>Nor-Pak Plastic</i>	
12	0.55	12	0.37	No. 25	1.0
<i>Raschig Rings—Ceramic</i>		<i>Intalox Saddles—Metal</i>		No. 35	1.20
50	0.78	No. 25	0.88		
38	0.65	No. 40	0.98		
25	0.50	No. 50	1.10		
12	0.37	No. 70	1.24		

Bu çizelgede verilen değerler belirtilen dolgu maddelerinin k değerlerinin 50 mm Pall halkalarının k değerine oranı olarak verilmiştir. Bu nedenle bu çizelgeden k değerini belirlemek için taşma oranını 50 mm Pall halkalarının k değeriyle çarpmak gerekir.

Dolgu absorpsiyon ve sıyırma kolonlarında sıvının kanallaşmasını azaltmak için, dolgu büyüklüğü kolon çapına göre çok küçük olmalıdır. Fakat küçük boyuttaki dolgu malzemesi yüksek basınç düşmesine neden olur.

$$\frac{\text{Ayırıcı çapı}}{\text{Dolgu çapı}} = \frac{15}{1} \quad \text{alınması önerilir.}$$

Örnek 7.6. Bir atıksu 100 ppm metilen klorür içermektedir. Metilen klorür (MK) 1×10^6 gal/gün miktarındaki atıksudan hava kullanılarak ayrılacaktır (sıyırılacaktır). Metilen klorürün % 99'unu uzaklaştıracak şekilde sıyırma kolonunun boyutlarını bulunuz. Sistemin özellikleri Çizelge 7.6.1'de verilmiştir.

Çizelge 7.6.1. Atıksuyun bazı özellikleri

M_{hava}	29
Atıksuyun sıcaklığı	100 °F (37.8 °C)
Suyun viskozitesi	0.703 cP (7.03×10^{-4} Pa s = 1.47×10^{-4} lb/ft s)
Suyun yoğunluğu	62.00 lb/ft ³ (993 kg/m ³)
Havanın sıcaklığı	100 °F (su ile doymuş)
Havanın yoğunluğu(100 °F ve 1 atm)	0.07395 lb/ft ³ (1.18 kg/m ³)
Suyun yüzey gerilimi	69 din/cm (0.069 N/m)

Varsayımlar,

- Hava suyla doymuş,
- MK derişimi düşük olduğundan, Henry Yasasını uygulayalım.

MK için Henry sabiti

$$\log H(\text{mm Hg}) = 9.58 - \frac{1139}{t(\text{C}) + 231}$$

eşitliği ile hesaplanır.

$$H = 219785.98 = 2.1978598 \times 10^5 \approx 2.2 \times 10^5 \text{ mmHg}$$

$$yP = Hx$$

$$y = \frac{H}{P} x$$

$$y_i = \frac{H}{P} x_i$$

$$y_i = K x_i \quad K = \frac{y_i}{x_i}$$

$$y = \frac{2.2 \times 10^5 \text{ mmHg}}{760 \text{ mmHg}} x$$

$y = 289.5x$, buradan $K_k = 289.5$ olarak bulunur.

Anahtar bileşen: MK

MK'ün kolona giren atıksudaki derişimini mol kesrine çevirelim.

$$x_{1k} = \frac{1 \times 10^{-4} \text{ kg MK} \frac{\text{kmol}}{84.94 \text{ kg}}}{1 \text{ kg su} \frac{\text{kmol}}{18 \text{ kg}}} = \frac{1 \times 10^{-4}}{84.94} \times 18 = 2.119 \times 10^{-5}$$

Eşitlik 7.21.2S'den

$$x_{2k} = (1 - \varepsilon) x_{1k}$$

$$x_{2k} = (1 - 0.99) 2.119 \times 10^{-5} = 2.119 \times 10^{-7}$$

Atıksuyun akış hızını gal/günden lbmol/h'e çevirelim.

$$m_L = \frac{1 \times 10^6 \text{ gal} \frac{1 \text{ gün}}{24 \text{ h}} \frac{1 \text{ ft}^3}{7.481 \text{ gal}} \frac{62.00 \text{ lb}}{1 \text{ ft}^3} \frac{1 \text{ lbmol}}{18 \text{ lb}}}{1 \text{ gün}}$$

$$m_L = 1.919 \times 10^4 \text{ lbmol/h}$$

Eşitlik 7.21.1S'den minimum hava akış hızı hesaplanır.

$$\frac{m_{v_m}}{1.919 \times 10^4} = \frac{2.119 \times 10^{-5} - 2.119 \times 10^{-7}}{289.5(2.119 \times 10^{-5}) - 0}$$

$$m_{v_m} = 65.59 \text{ lbmol/h}$$

Eşitlik 7.21.3S'den gerçek hava akış hızı hesaplanır.

$$m_v = (1.5)(65.59) = 98.39 \text{ lbmol/h}$$

Eşitlik 7.21.4'den absorpsiyon faktörü hesaplanır.

$$A_A = \frac{m_L}{K_k m_V} = \frac{1.919 \times 10^4}{(289.5)(98.39)} = 0.6734$$

Eşitlik 7.21.5S'den denge basamak sayısı hesaplanır.

$$\left(\frac{1}{0.6734}\right)^{Ne} = \frac{2.119 \times 10^{-5} - 0}{2.119 \times 10^{-7} - 0} (1 - 0.6734) + 0.6734 \implies Ne = 8.868$$

İdeal gaz yasasından havanın hacimsel akış hızı belirlenir.

$$PV = nRT$$

$$(1 \text{ atm}) V_V = 98.39 \frac{\text{lbmol}}{h} 0.7302 \frac{\text{atm ft}^3}{\text{lbmol } ^\circ\text{F}} 560 R \frac{1 ^\circ\text{F}}{1 R}$$

$$V_V = 4.023 \times 10^4 \frac{\text{ft}^3}{h}$$

Kolon çapını hesaplamak için $v_s = 2 \text{ ft} / s$ varsayalım.

$$A = \frac{V_V}{v_s} = \frac{4.023 \times 10^4 \frac{\text{ft}^3}{h} \frac{1 h}{3600 s}}{2 \frac{\text{ft}}{s}} = 5.588 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{(4)(5.588)}{3.142}} = 2.667 \text{ ft}$$

$D > 2.5 \text{ ft}$ olduğundan rafli kolon seçilir.

Şekil 7.18'i kullanarak gerçek hızı bulalım.

$$\frac{m_L}{m_V} \frac{M_L}{M_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5} = \frac{1.919 \times 10^4}{98.39} \frac{18}{29} \left(\frac{0.07395 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{62 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}\right)^{0.5} = 4.181$$

$Z_T = 1.5 \text{ ft} = 0.457 \text{ m}$ olarak belirlenir.

Şekil 7.18'den k değeri okunamıyor.

$$\frac{m_L}{m_V} \frac{M_L}{M_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = 2 \text{ alınak } m_V \text{ hesaplanır.}$$

$$\frac{1.919 \times 10^4}{m_V} \frac{18}{29} \left(\frac{0.07395 \frac{lb}{ft^3}}{62 \frac{lb}{ft^3}} \right)^{0.5} = 2$$

$m_V = 205.68 \text{ lbmol/h}$ olarak belirlenir.

Bu durumda denge basamak sayısı yeniden hesaplanır.

$$A_A = \frac{m_L}{K_k m_V} = \frac{1.919 \times 10^4}{(289.5)(205.68)} = 0.322$$

$$\left(\frac{1}{0.322} \right)^{N_e} = \frac{2.119 \times 10^{-5} - 0}{2.119 \times 10^{-7} - 0} (1 - 0.322) + 0.322$$

$$N_e = 3.727$$

$$\left. \begin{array}{l} \frac{m_L}{m_V} \frac{M_L}{M_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = 2 \\ Z_T = 1.5 \text{ ft} \end{array} \right\} \text{Şekil 7.18'den } k = 0.018 \text{ m/s olarak okunur.}$$

Köpürme hakkında bir bilgi olmadığından, köpüren sıvı varsayımı yapılır. Eşitlik 7.23.5'den

$$k_V = 0.75(0.018)(69/20)^{0.2} = 0.01729 \text{ m/s}$$

Havanın hızı eşitlik 7.23.3'den

$$v_V = 0.01729[(62 - 0.07395)/0.07395]^{1/2} = 0.5003 \text{ m/s} \text{ olarak hesaplanır.}$$

$$v_S = 0.9(0.5003) = 0.4502 \text{ m/s} = 1.477 \text{ ft/s}$$

Eşitlik 7.23.1'den düzeltilmiş kolon kesit alanı hesaplanır.

$$A = \frac{V_v}{v_s} = \frac{4.023 \times 10^4 \frac{ft^3}{h} \frac{1h}{3600s}}{1.477 \frac{ft}{s}} = 7.566 ft^2$$

Eşitlik 7.23.2'den düzeltilmiş kolon çapı hesaplanır.

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{(4)(7.566)}{3.142}} = 3.103 ft$$

Çizelge 7.30'dan güvenlik faktörü % 15 olarak belirlenir.

$$D = (1.15)(3.103) = 3.568 ft \left(\frac{12in}{1ft} \right) = 42.816 in$$

Hesaplanan kolon çapı 6 in aralıklarla yuvarlatılır ve $D = 48 in = 4 ft$ olarak alınır.

$D > 2.5 ft$ olduğundan raflı kolon seçilir.

$$\text{Gerçek raf sayısı } (N_A) = \frac{N_e}{E_o}$$

$$E_o = f(\mu_L, \alpha)$$

Şekil 7.17'de sıyırma kolonu hakkında bilgi olmadığından buhar ile sıyırmadaki verim değerleri alınır. Buhar ile sıyırmada verim % 25-40 arasında değişiyor. Bu değerlerin ortalaması alınarak ,

$$N_A = \frac{3.727}{0.325} = 11.47 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Çizelge 7.30'dan %20 güvenlik faktörü kullanıldığında,

$$N_A = (1.20)(11.47) = 13.767 = 14 \text{ olarak belirlenir.}$$

Eşitlik 7.21.7T'den kolonun alt kısmındaki sıvı yüksekliği hesaplanır.

$$L_s = \frac{V_L t_s}{A} = 1 \times 10^6 \frac{\text{gal}}{\text{gün}} \frac{1 \text{ gün}}{24 \text{ h}} \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ dk}} \frac{1 \text{ ft}^3}{7.481 \text{ gal}} 5 \text{ dk} \frac{4}{\pi 4^2 \text{ ft}^2} \implies L_s = 36.93 \text{ ft} \text{ (uygun ve mantıklı değil)}$$

Diğer eşitlikten,

$$L_s = 0.06 N_A + 2 = (0.06)(14) + 2 = 2.84 \text{ m} \frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} = 9.318 \text{ ft}$$

olarak hesaplanır.

Eşitlik 7.21.7 T'den kolon yüksekliği

$$Z = 14 (1.5) + 3 \text{ ft} + 0.25(4) + 9.318 = 34.31 \text{ ft} \text{ olarak bulunur.}$$

$$Z = 34.5 \text{ ft}'e \text{ yuvarlanır.}$$

7.7. Damıtma Kolonu Tasarımı

Çok bileşenli karışımların ayrılması damıtma kolonlarının ard arda kullanılmasını gerektirir. Kolonların sırası belirlendikten sonra her birinin boyutlandırılması yapılır. Absorbsiyon ve sıyırma kolonlarında olduğu gibi damıtma kolonunun yüksekliği de raf ya da dolgunun kapladığı kısmın uzunluğu ile kolonda alt ve üst kısımlarda bırakılan kısımların uzunluğunun toplamıdır. Kolon yüksekliğini hesaplamak için ilk olarak, ağır ve hafif anahtar bileşenlerin geri kazanımını belirlenmelidir. Hafif anahtar bileşen büyük oranda üst üründe, ağır anahtar bileşen ise büyük oranda alt üründe geri kazanılır. Anahtar bileşenlerin geri kazanımı belirlendikten sonra diğer bileşenlerin geri kazanımı hesaplanır. **Çizelge 7.27'de** damıtma kolonunu boyutlandırmak için gerekli eşitlikler verilmiştir. Bu eşitliklerde bağıl uçuculuğun *sabit kaldığı varsayılmış*, ancak kestirme hesaplama yöntemleri, yaygın olarak bağıl uçuculuğun değiştiği durumlarda kullanılır. Bu durumda ortalama bağıl uçuculuk değerleri hesaplanır.

$$(\alpha_i)_{ort} = (\alpha_{iF} \alpha_{iD} \alpha_{iB})^{1/3} \quad (\text{geometrik ortalama})$$

Kestirme yöntemde, verilen ayırma için gerekli denge basamak sayısı, minimum basamak sayısı ve minimum geri dönüş oranı ile ilişkilendirilir. Fenske, bağıl uçuculuğun sabit olduğunu varsayarak minimum gerçek basamak sayısını veren eşitliği (4) türetmiştir ve bu eşitlik ikili ve çok bileşenli karışımlara uygulanabilir.

Çizelge 7.27. Damıtma kolonu boyutlandırmada gerekli eşitlikler.

Alt indisler

i: i nci bileşen, F: Besleme, D: Üst ürün, B: Alt ürün,
LK: Hafif anahtar bileşen, HK: Ağır anahtar bileşen; olmak üzere;

Bileşen Dağılımı

$$\log \left(\frac{n_i D}{n_i B} \right) = A_c + B_c \log(\alpha_i)_{ort} \quad (\text{Geddes eşitliği}) \quad (7.27.1a)$$

$$n_{iF} = n_i D + n_i B \quad (7.27.1b)$$

Minimum Basamak Sayısı

$$N_M = \frac{\log \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B}{\log(\alpha_{LK})_{ort}} \quad (7.27.2)$$

Underwood iki anahtar bileşenli sistemlerin ayrılması için minimum geri dönüş oranını veren eşitlikleri türetmiştir. Buna göre,

Minimum Geri Akma Oranı

$$1 - q = \sum_i \left(\frac{\alpha_{i,ort} X_{iF}}{\alpha_{i,ort} - \theta} \right) \quad (7.27.3)$$

$$R_M + 1 = \sum_i \left(\frac{\alpha_{i,ort} X_{iD}}{\alpha_{i,ort} - \theta} \right) \quad (7.27.4)$$

$$\alpha_{LK,ort} > \theta > \alpha_{HK,ort}$$

R_o Optimum Geri Akış Oranı (Van Winkle ve Todd Eşitlikleri)

$$\frac{R_o}{R_M} = \frac{1.6 - Y_o}{6.5} (X_o - 7.5) + 1.6 \quad (7.27.5)$$

$$Y_o = \frac{\alpha_{LK,ort}}{1.0614 \alpha_{LK,ort} - 0.4175} \quad (7.27.6)$$

$$X_o = \log \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_F \right]^{0.55 \alpha_{LK,ort}} \quad (7.27.7)$$

Denge Basamak Sayısı (N_e)

$$Y_e = 1 - X_e^{B_e} \quad (7.27.8)$$

$$Y_e = \frac{N_e - N_M}{N_e + 1} \quad (7.27.9)$$

$$X_e = \frac{R_o - R_M}{R_o + 1} \quad (7.27.10)$$

$$B_e = 0.105 \log X_e + 0.44 \quad (7.27.11)$$

Besleme Rafının Yeri

$$\frac{N_U}{N_L} = \left[\left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_F \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0.206} \quad (7.27.12)$$

$$N_e = N_U + N_L \quad (7.27.13)$$

Kolon yüksekliği

Raflı kolon

$$N_A = \frac{N_e}{E_o} \quad (7.27.14)$$

$$Z = N_A x(\text{Raf aralığı}) + L_S + 4.0 \text{ ft} \quad (7.27.15)$$

Raf aralığı için Çizelge 7.25'e bakınız.

$$L_S = \frac{4V_B t_S}{\pi D^2} \quad (7.27.16)$$

Dolgulu kolon

$$Z = N_A (HETS) + L_S + 4.0 \text{ ft} \quad (7.27.17)$$

Kolon Çapı

Çizelge 7.23'e göre işlem yapılır.

Sistem Özellikleri

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}} \quad (7.27.18)$$

$$(\alpha_i)_{ort} = (\alpha_{iF} \alpha_{iD} \alpha_{iB})^{1/3} \quad (7.27.19)$$

$$\alpha_F = \sum_i X_{iF} \alpha_{iF}; \quad \left(\alpha_{iF} = \frac{(T_T + T_B)}{2} \right) \quad (7.27.20)$$

$$E_o = f(\mu_F \alpha_F) \quad (\text{Şekil. 7.17}) \quad (7.27.21)$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (7.27.22)$$

$$K_i = f(T, P) \quad (7.27.23)$$

$$\mu_F = \sum_i X_{iF} \mu_{iF} \quad (7.27.24)$$

$$\mu_{iF} = f \left[\frac{(T_T + T_B)}{2} \right] \quad (7.27.25)$$

$HETS = D$ ($D \leq 0.5 \text{ m olduğunda}$) veya

$$HETS = D^{0.3} \quad (D > 0.5 \text{ m olduğunda}) \quad (7.27.26)$$

Damıtma kolonlarını boyutlandırmak için hesaplama basamakları Çizelge 7.28’de verilmiştir.

Çizelge 7.28. Damıtma kolonlarını boyutlandırmak için hesaplama basamakları

1. Besleme kabarcıklanma noktası sıcaklığı hesaplanır ve bu sıcaklıkta dağılma katsayısı (K) değerleri tüm bileşenler için belirlenir (okunur). Daha sonra ağır anahtar bileşene göre her bir bileşen için bağıl uçuculuk hesaplanır.
2. Belirtilen geri kazanım değerleri ile hafif ve ağır bileşenlerin bağıl uçuculuk değerleri kullanılarak Geddes Eşitliği (7.27.1) ile A_C ve B_C sabitleri hesaplanır.
3. Bulunan A_C ve B_C sabitleri kullanılarak diğer bileşenlerin geri kazanım değerleri hesaplandıktan sonra alt ve üst akımların bileşimleri hesaplanır.
4. Alt ürünün bileşiminden kabarcıklanma noktası sıcaklığı hesaplanır.
5. Tam yoğuşturucu kullanıldığı varsayılır. En üst rafin bileşimi, distilatın bileşimi ile aynıdır. Buharın çığ noktası sıcaklığı hesaplanır ve bu sıcaklık en üst rafin sıcaklığı olarak alınır.
6. Kolonun alt ve üst kısmında hafif ve ağır bileşenler için bağıl uçuculuk hesaplanır. ($i = LK, i = HK$).
7. Ağır ve hafif bileşenler için besleme, alt ürün ve üst ürün değerleri kullanılarak geometrik ortalama bağıl uçuculuk hesaplanır. ($i = LK, i = HK$).
8. Minimum geri akım oranı (R_m) Underwood eşitliklerinden (7.27.3 ve 7.27.4) hesaplanır.
q: 1 mol beslemenin kolona verilmesi nedeniyle sıyırma bölgesinde akan buhar miktarı olarak tanımlanır.
 - i. $q = 1.0$ (doygun sıvı besleme),
 - ii. $q > 1.0$ (soğuk sıvı besleme),
 - iii. $0 < q < 1.0$ (doygun sıvı-buhar karışımı besleme),
 - iv. $q = 0$ (doygun buhar besleme)
9. Optimum geri akım oranı (R_O) Van Winkle ve Todd bağıntılarından (7.27.5) (7.27.6) ve (7.27.7) hesaplanır.
10. Fenske Eşitliği (7.27.2) kullanılarak minimum basamak sayısı (N_M) hesaplanır.
11. Denge basamak sayısı (N_e) Gilliland Eşitliklerinden (7.27.8), (7.27.8), (7.27.10) ve (7.27.11) hesaplanır.
12. Kirkbride Eşitlikleri (7.27.12) ve (7.27.13) kullanılarak besleme noktasının yeri belirlenir.
13. **Çizelge 7.24** kullanılarak kolon çapı (D) hesaplanır.

14. Beslemenin ortalama bağıl uçuculuğu (α_F) ve besleme viskozitesi (μ_F), (7.27.20), (7.27.24) ve (7.27.25) eşitlikleri kullanılarak kolonun alt ve üst noktalarındaki sıcaklıkların ortalama değerinde hesaplanır.
15. Kolon verimi Şekil 7.17'den belirlenir.
16. L_S değeri (7.27.16) eşitliği kullanılarak hesaplanır.
17. Rafli kolon için (7.27.15) eşitliği, dolgulu kolon için (7.27.17) ve (7.27.26) eşitlikleri kullanılarak kolon yüksekliği (Z) hesaplanır.

Örnek 7.7. Bir hidrokarbon karışımı 405.3 kPa toplam basınçta damıtma kolonuna beslenmektedir. Karışımın bileşimi (mol kesri) **Çizelge 7.7.1'de** verilmiştir. Üst üründe % 90 n-pentan ve alt üründe % 90 n-hekzan bulunması istenmektedir. Üst üründe D ve alt üründe ise A'nın bulunmaması gerekmektedir. **1 mol besleme için;**

- a) Beslemenin kabarcıklanma noktasını,
- b) Kolonda üst ürün için çığ noktasını,
- c) Kolonda alt ürün için kabarcıklanma noktasını hesaplayınız.

Çizelge 7.7.1. Problem 7.7 için veriler

Bileşen	mol kesri
n-bütan (A)	$X_A = 0.40$
n-pentan (B)	$X_B = 0.25$
n-hekzan (C)	$X_C = 0.20$
n-heptan (D)	$X_D = 0.15$

Çözüm

$$\sum y_i = 1.0$$

$$\sum y_i = \sum K_i X_i = K_{HK} \sum \alpha_i x_i = 1.0 \text{ olmalıdır.}$$

Kabarcıklanma noktası hesabı

Deneme-yanılma yöntemi ile,

1. Sıcaklık seçilir.
2. Verilen basınç ve bu sıcaklıkta her bir bileşenin K_i değerleri okunur.
3. $\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$ bulunur.
4. $\sum \alpha_i x_i$ hesaplanır.

5. $K_{HK} = \frac{1.0}{\sum \alpha_i x_i}$ ise seçilen sıcaklık doğrudur, eşit değilse, yeni bir sıcaklık değeri seçilerek 1-5 işlemleri tekrarlanır.

Çiğ noktası hesabı

1. Sıcaklık seçilir.
2. Verilen basınç ve bu sıcaklıkta her bir bileşenin K_i değerleri okunur.
3. $\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$ bulunur.
4. $\sum \frac{x_i D}{\alpha_i}$ hesaplanır.
5. $K_{HK} = \sum \frac{x_i D}{\alpha_i}$ ise seçilen sıcaklık doğrudur, eşit değilse, yeni bir sıcaklık değeri seçilerek 1-5 işlemleri tekrarlanır.

Besleme, T = 65 °C

T = 65 °C için hesaplama sonuçları

Bileşen	mol kesri, x_i	K_i	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$	$\alpha_i x_i$
n-bütan (A)	0.40	1.680	6.858	2.743
n-pentan (B), (LK)	0.25	0.630	2.571	0.643
n-hekzan (C), (HK)	0.20	0.245	1.000	0.200
n-heptan (D)	0.15	0.093	0.380	0.057
				$\sum \alpha_i x_i = 3.643$

$$K_{HK} = \frac{1.0}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1.0}{3.643} = 0.2745$$

$K_{HK} = 0.2745 \neq 0.245$ olduğundan yeni bir sıcaklık seçilir, yukarıdaki işlemler tekrarlanır.

Besleme, T = 70 °C

T = 70 °C için hesaplama sonuçları

Bileşen	mol kesri, x_i	K_i	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$	$\alpha_i x_i$
n-bütan (A)	0.40	1.860	6.607	2.643
n-pentan (B), (LK)	0.25	0.710	2.522	0.631
n-hekzan (C), (HK)	0.20	0.2815	1.000	0.200
n-heptan (D)	0.15	0.110	0.391	0.059
				$\sum \alpha_i x_i = 3.533$

$$K_{HK} = \frac{1.0}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1.0}{3.533} = 0.2830$$

$K_{HK} = 0.2830 \cong 0.2815$ olduğundan seçilen sıcaklık değeri doğru olarak alınır.

$K_{HK} = 0.2830 \implies T_k = 70^\circ\text{C}$ alınır.

Toplam kütle denkliği;	$F = D + B$
B için kütle denkliği,	$X_{B,F} * F = X_{B,D} * D + X_{B,B} * B$
Beslemede B'nin miktarı,	$X_{B,F} * F = (0.25)(1.0) = 0.25 \text{ mol}$
Üst üründe (D), B'nin miktarı;	$X_{B,F} * D = (0.25) \left(\frac{90}{100}\right) = 0.225 \text{ mol}$
Alt üründe (B), B'nin miktarı;	$X_{B,F} * B = (0.250 - 0.225) = 0.025 \text{ mol}$
C için kütle denkliği,	$X_{C,F} * F = X_{C,D} * D + X_{C,B} * B$
Beslemede C'nin miktarı,	$X_{C,F} * F = (0.20)(1.0) = 0.20 \text{ mol}$
Alt üründe (B), C'nin miktarı;	$X_{B,F} * D = (0.20) \left(\frac{90}{100}\right) = 0.180 \text{ mol}$
Üst üründe (D), C'nin miktarı;	$X_{B,F} * B = (0.200 - 0.18) = 0.02 \text{ mol}$

Bileşen	Besleme (F, mol)	X_{iF}	Üst Ürün (D, mol)	X_{iD}	Alt ürün (B, mol)	X_{iB}
A	0.40	0.40	0.400	0.620	0.000	0.000
B	0.25	0.25	0.225	0.349	0.025	0.070
C	0.20	0.20	0.020	0.031	0.180	0.507
D	0.15	0.15	0.000	0.000	0.150	0.423
Toplam	1.00	1.00	0.645	1.00	0.355	1.00

Üst Kısım (Ciğ Noktası)

$T = 67^\circ\text{C}$

Bileşen	X_{iD}	K_i	α_i	(X_{iD}/α_i)
A (n-bütan)	0.620	1.750	6.730	0.0921
B (n-pentan, LK)	0.349	0.650	2.500	0.1396
C (n-hekzan, HK)	0.031	0.260	1.000	0.0310
D (n-heptan)	0.000	0.100	0.385	0.000

$$\sum X_{iD}/\alpha_i = \mathbf{0.2627}$$

$$K_{HK} = 0.26 \implies T = 67 \text{ }^\circ\text{C}$$

Alt Kısım (Kabarcıklanma Noktası)

$$T = 135 \text{ }^\circ\text{C}$$

Bileşen	X_{iB}	K_i	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$	$(\alpha_i X_{iB})$
A (n-bütan)	0.000	5.010	4.00	0.000
B (n-pentan, LK)	0.070	2.900	2.320	0.1624
C (n-hekzan, HK)	0.507	1.250	1.000	0.507
D (n-heptan)	0.423	0.650	0.520	0.220
				$\Sigma(\alpha_i X_{iB}) = 0.890$

$$K_{HK} = \frac{K_i}{\alpha_i} = \frac{1}{0.890} = 1.123, \text{ uygun değil}$$

$$T = 132 \text{ }^\circ\text{C}$$

Bileşen	X_{iB}	K_i	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$	$(\alpha_i X_{iB})$
A (n-bütan)	0.000	5.000	4.348	0.000
B (n-pentan, LK)	0.070	2.350	2.043	0.1430
C (n-heksan, HK)	0.507	1.150	1.000	0.5070
D (n-heptan)	0.423	0.651	0.530	0.2242
				$\Sigma(\alpha_i X_{iB}) = 0.8742$

$$K_{HK} = \frac{K_i}{\alpha_i} = \frac{1}{0.8742} = 1.144$$

Örnek 7.8. Kabarcıklanma noktasında bulunan bir hidrokarbon karışımı ortalama **400 psi** toplam basınçta bir damıtma kolonuna pompalanıyor. Sıvı beslemenin bileşimi **Çizelge 7.8.1'de** verilmiştir. Üst üründe etanın % 99'unun alt üründe ise propilenin % 99'unun geri kazanılması için gerekli olan denge basamakları sayısını ve besleme rafının konumunu belirleyiniz.

Çizelge 7.8.1. Problem 7.8 için veriler

Bileşen	Besleme bileşimi, mol
CH ₄	0.05
C ₂ H ₆ (LK)	0.35
C ₃ H ₆ (HK)	0.15
C ₃ H ₈	0.20
i-Bütan	0.10
n-Bütan	0.15
n _{top}	1.00 mol

Çözüm 7.8.

P = 400 psi da verilen bileşimdeki besleme için kabarcıklanma sıcaklığı 86.5 °F olarak bulunur.

Bileşen	Besleme bileşimi, mol,	K _{IF}	α _{IF} , (hesaplanan)
CH ₄	0.05	4.965	7.958
C ₂ H ₆ (LK)	0.35	1.396	2.238
C ₃ H ₆ (HK)	0.15	0.6239	1.000
C ₃ H ₈	0.20	0.5488	0.8796
i-Bütan	0.10	0.2662	0.4267
n-Bütan	0.15	0.2213	0.3547

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK, (C_3H_6)}}$$

$$\alpha_{CH_4} = \frac{K_{CH_4}}{K_{HK, C_3H_6}} = \frac{4.965}{0.6239} = 7.958;$$

Geddes Eşitliği;

$$\log \frac{n_{iD}}{n_{iB}} = A_C + B_C \log(\alpha_{i,ort}); \quad n_{iF} = n_{iD} + n_{iB}$$

C₂H₆ için;

$$n_{C_2H_6,F} = 0.350; \quad n_{C_2H_6,D} = (0.350) * (0.99) = 0.3465 \text{ mol}$$

$$n_{C_2H_6,B} = (0.350) * (0.01) = 0.0035 \text{ mol}$$

C₃H₆ için;

$$n_{C_3H_6,F} = 0.150; \quad n_{C_3H_6,D} = (0.150) * (0.01) = 0.0015 \text{ mol}$$

$$n_{C_3H_6,B} = (0.150) * (0.99) = 0.1485 \text{ mol}$$

C₂H₆ ve C₃H₆ için bulunan bu değerler Eşitlik (7.27.1)'de yerine yazılarak A_C ve B_C değerleri hesaplanır.

C₂H₆ için;

$$\log \frac{0.3465}{0.0035} = A_C + B_C \log(2.238)$$

C₃H₆ için;

$$\log \frac{0.0015}{0.1485} = A_C + B_C \log(1.000)$$

A_C = -1.996 ve B_C = 11.41 olarak hesaplanır.

Bulunan A_C ve B_C değerleri, Eşitlik (6.27.1) de kullanılarak ve bileşen mol denkleğinden yararlanılarak alt ve üst akımlardaki bileşenlerin mol sayıları hesaplanır. Yapılan hesaplamalarda bulunan değerler Çizelge 6.7.1'de verilmiştir.

CH₄ için B ve D akımlarındaki mol sayıları;

$$\log \frac{n_{CH_4,D}}{n_{CH_4,B}} = A_C + B_C \log(\alpha_{i,ort}); \quad \log \frac{n_{CH_4,D}}{n_{CH_4,B}} = -1.996 + 11.41 * \log(7.958)$$

$$\log \frac{n_{CH_4,D}}{n_{CH_4,B}} = 8.282 \implies \frac{n_{CH_4,D}}{n_{CH_4,B}} = 1.915 * 10^8 \implies n_{CH_4,D} = 1.915 * 10^8 * n_{CH_4,B}$$

$$n_{CH_4,F} = n_{CH_4,B} + n_{CH_4,D} = 1.915 * 10^8 * n_{CH_4,B} + n_{CH_4,B} = n_{CH_4,B} (1.915 * 10^8 + 1)$$

$$0.05 = n_{CH_4,B} (1.915 * 10^8 + 1) \implies n_{CH_4,B} = 2.61 * 10^{-10} \cong 0; \quad n_{CH_4,B} \cong 0.05$$

Çizelge 7.8.2. Ön hesaplama sonucu bulunan Üst (D) ve Alt (B) ürün bileşimleri.

Bileşen	Besleme Bileşimi, mol	K _{İF}	α _{İF} , (hesaplanan)	%GK, D	ni, D	ni, B
CH ₄	0.05	4.965	7.958	1.00	0.05	0
C ₂ H ₆ (LK)	0.35	1.396	2.238	0.99	0.3465	3.5*10 ⁻³
C ₃ H ₆ (HK)	0.15	0.6239	1.000	0.01	0.0015	0.1485
C ₃ H ₈	0.20	0.5488	0.8796	2.332*10 ⁻³	4.664*10 ⁻⁴	0.1995
i-Bütan	0.10	0.2662	0.4267	6.092*10 ⁻⁷	6.092*10 ⁻⁸	~ 0.10
n-Bütan	0.15	0.2213	0.3547	7.397*10 ⁻⁸	1.11*10 ⁻⁸	~ 0.15

Üst ve alt ürün sıcaklıkları belirlendikten sonra her bir bileşenin bağıl uçuculukları hesaplanır. Eşitlik (7.26.19) kullanılarak her bir bileşen için geometrik ortalama bağıl uçuculuk değerleri hesaplanmış ve sonuçlar Çizelge 7.8.3'de verilmiştir.

Çizelge 7.8.3. Geometrik ortalama bağıl uçuculuk hesaplamaları

Bileşen	Bileşim mol	K _{IF}	α _{IF}	Çiğlenme		Kabarcıklanma		α _{i, ort}
				K _{ID}	α _{ID}	K _{IB}	α _{IB}	
CH ₄	0.05	4.965	7.958	3.388	8.225	4.409	3.519	6.130
C ₂ H ₆ (LK)	0.35	1.396	2.238	0.9150	2.221	2.058	1.642	2.013
C ₃ H ₆ (HK)	0.15	0.6239	1.000	0.4119	1.00	1.253	1.00	1.00
C ₃ H ₈	0.20	0.5488	0.8796	0.3429	0.8324	1.167	0.9314	0.8802
i-Bütan	0.10	0.2662	0.4267	0.1564	0.3798	0.7515	0.5988	0.4598
n-Bütan	0.15	0.2213	0.3547	0.1364	0.3311	0.6680	0.5331	0.3971

CH₄ için

$$\alpha_{i,ort} = [(7.958)(8.225)(3.519)]^{1/3} = 6.130;$$

Üst ve alt akım bileşimleri, Eşitlik (6.27.1) kullanılarak yeniden (α_i)_{ort} ya göre hesaplanmış ve Çizelge 6.7.3’de verilmiştir.

Çizelge 7.8.4. (α_i)_{ort} ya göre hesaplanan üst ve alt akım bileşimleri.

Bileşen	Besleme, X _F	Bağıl uçuculuk, α _{i, ort}	Üst ürün kazanma oranı, n _{ID} /n _{IF}	Üst ürün, n _{ID}	Alt ürün, n _{IB}	Üst ürün mol kesri, X _{ID}	Alt ürün mol kesri, X _{IB}
CH ₄	0.05	6.130	1.00	0.05	0.00	0.1225	0.00
C ₂ H ₆ (LK)	0.35	2.013	0.99	0.3465	3.50*10 ⁻³	0.8695	5.82*10 ⁻³
C ₃ H ₆ (HK)	0.15	1.00	0.01	0.0015	0.1485	0.003764	0.2469
C ₃ H ₈	0.20	0.8802	2.35*10 ⁻³	4.7*10 ⁻⁴	0.1995	0.001179	0.3317
i-Bütan	0.10	0.4598	1.429*10 ⁻⁶	1.429*10 ⁻⁷	0.100	3.58*10 ⁻⁷	0.1663
n-Bütan	0.15	0.3971	2.682*10 ⁻⁷	4.03*10 ⁻⁸	0.150	1.01*10 ⁻⁷	0.2494
Toplam				0.3985	0.6015		

Eşitlik (7.27.3) ve (7.27.4) kullanılarak minimum geri akım oranı hesaplanır.

Besleme kabarcıklanma noktasında olduğundan (doygun sıvı), q = 1.0 dir.

$$1 - 1 = \frac{6.130 * 0.05}{6.130 - \theta} + \frac{2.013 * 0.35}{2.013 - \theta} + \frac{1.0 * 0.15}{1.0 - \theta} + \frac{0.8802 * 0.2}{0.8802 - \theta} + \frac{0.4598 * 0.1}{0.4598 - \theta} + \frac{0.3971 * 0.15}{0.3971 - \theta}$$

$$\frac{0.3065}{6.130 - \theta} + \frac{0.7046}{2.013 - \theta} + \frac{0.15}{1.0 - \theta} + \frac{0.17604}{0.8802 - \theta} + \frac{0.04598 * 0.1}{0.4598 - \theta} + \frac{0.05956}{0.3971 - \theta} = 0$$

$\theta = 1.297$ bulunur.

Bulunan bu değeri Eşitlik (7.27.4)'de yazılarak R_m hesaplanır.

$$R_M + 1 = \frac{6.130 * 0.1255}{6.130 - 1.297} + \frac{2.013 * 0.8695}{2.0130 - 1.297} + \frac{1.0 * 0.00376}{1.0 - 1.297} + \frac{0.8802 * 0.00118}{0.8802 - 1.297} \\ + \frac{0.4598 * 3.583 * 10^{-7}}{0.4598 - 1.297} + \frac{0.3971 * 1.01 * 10^{-7}}{0.3971 - 1.297}$$

$$R_M = 1.5884 \cong 1.589$$

Optimum geri akım oranı (7.27.5), (7.27.6) ve (7.27.7) eşitlikleri kullanılarak hesaplanır.

$$Y_o = \frac{2.013}{1.0614 * 2.013 - 0.4175} = 1.171$$

$$X_o = \log \left[\left(\frac{0.8695}{3.764 * 10^{-3}} \right)_D \left(\frac{0.2469}{5.819 * 10^{-3}} \right)_B \left(\frac{0.35}{0.15} \right)_F \right]^{0.55 * 2.013} \implies X_o = 4.8263$$

$$\frac{R_o}{1.589} = \frac{1.6 - 1.171}{6.5} (4.8263 - 7.5) + 1.6 \implies R_o = 2.262$$

Gerçek basamak sayısı için önce Eşitlik (7.27.2)'den minimum basamak sayısı (N_M) hesaplanır.

$$N_M = \frac{\log \left(\frac{0.8695}{3.764 * 10^{-3}} \right)_D \left(\frac{0.2469}{5.819 * 10^{-3}} \right)_B}{\log(2.013)} \implies N_M = 13.14$$

(7.27.8)'den (7.27.11)'e kadar verilen eşitlikler kullanılarak **denge basamak sayısı** belirlenir.

$$X_e = \frac{2.262 - 1.589}{2.262 + 1} \implies X_e = 0.2063$$

$$B_e = 0.105 * \log(0.2063) + 0.44 \implies B_e = 0.368$$

$$Y_e = 1 - (0.2063)^{0.368} = 0.44$$

$$0.44 = \frac{N_e - 13.14}{N_e + 1} \implies N_e = 24.78 \approx 25 \text{ (en yakın basamak)}$$

Besleme Rafının Yeri, (7.27.12) ve (7.27.13) eşitliklerinden belirlenir.

$$\frac{N_U}{N_L} = \left[\left(\frac{0.15}{0.35} \right)_F \left(\frac{5.819 * 10^{-3}}{3.764 * 10^{-3}} \right)^2 \left(\frac{0.6015}{0.3985} \right) \right]^{0.206} \implies \frac{N_U}{N_L} = 1.094 \text{ veya } N_U = 1.094 * N_L$$

$$N_e = N_U + N_L$$

$$N_e = N_U * 1.094 * N_L \implies 25 = N_L(1 + 1.094) \implies N_L = 11.93; N_U = 13.07$$

$$N_L = 12 \text{ (besleme noktasının altındaki raf sayısı);}$$

$$N_U = 13 \text{ (besleme noktasının üzerindeki raf sayısı)}$$

7.5. Sıvı-Sıvı Ekstraktörler

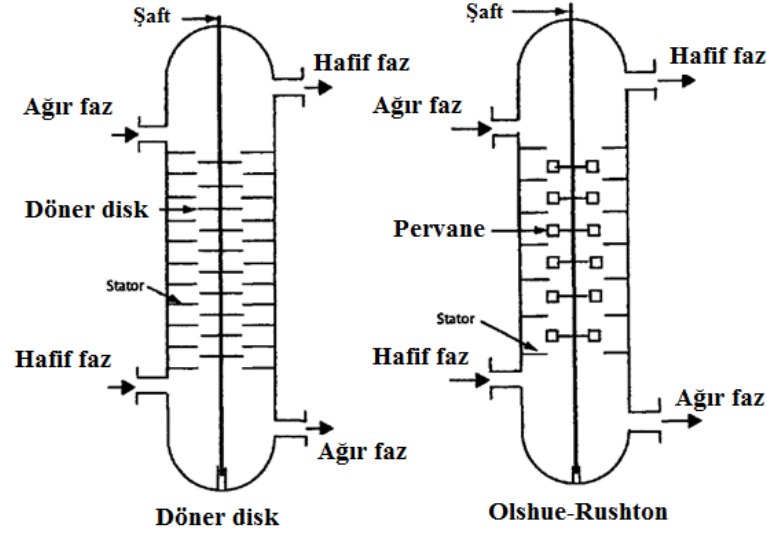
Sıvı-sıvı ekstraktörlerden bazıları Lo tarafından incelenmiştir. Ekstraktörler, karıştırmalı ve karıştırmaz olmak üzere iki gruba ayrılırlar. Fraksiyonlara ayırıcılara ve absorblayıcılara benzeyen, dolgulu ve delikli tabakalı modeller, karıştırmaz ekstraktörlerdendir. Şekil 7.20’de verilen, dönen-diskli ve Oldshue-Rushton ekstraktörler ise karıştırmalı ekstraktörlere örnektirler. Karr karşılıklı yer değiştiren (reciprocating)-tabakalı ekstraktör ise başka bir karıştırmalı ekstraktördür. Geri karışma bütün bu ekstraktörlerde kolon verimini azaltan bir problemdir. Karıştırma, fazlardan birinin dağılımını sağlayarak ve sürekli fazda türbülansı artırarak, kütle transferini arttırdığı için gereklidir. Dönen-diskli ekstraktörde diskler karıştırıcıdır, Oldshue-Rushton kolonda düz bıçak türbin pervaneler ve yer değiştiren tabakalı ekstraktörde ise yukarı-ve-aşağı hareketli tabakalar karıştırıcıdır. Her bir disk veya pervanenin aşağı ve yukarısında bulunan yatay sabitleyici halkalar, Şekil 6.20’de gösterilen, geri karışmayı azaltır.

7.5.1. Ekstraktörlerin Boyutlandırılması

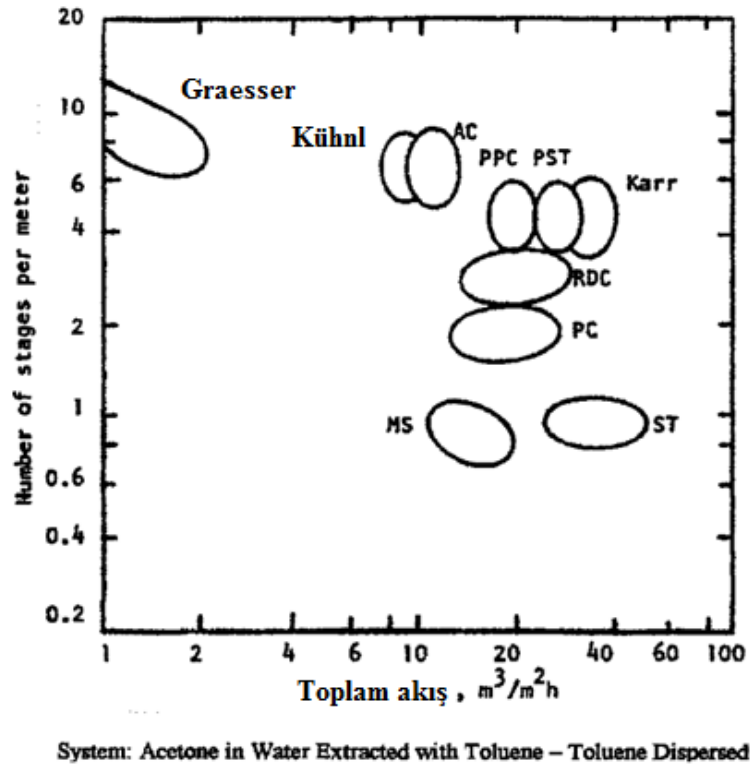
Absorblayıcılar ve ayırıcılar için ekstraktörlerin yüksekliği, kolayca, denge kademesinin sayısı hesaplanıp HETS ile çarpılarak bulunur. Faz ayırımı için ekstraktörün üst ve altında ilave yüksekliğe ihtiyaç duyulur. Şekil 6.21’de görüldüğü üzere Karr yerdeğiştiren-plakalı ekstraktör, HETS ve üretilen iş bakımından her iki parametrede de, daha verimli ekstraktörlerdendir. Karr ve Lo [62], küçük-ölçekli çalışmalar ile, yerdeğiştiren-plakalı ekstraktörlerin ölçeklendirilmesi için bir prosedür geliştirmişlerdir. Karr ekstraktör, ekstraktör boyutlandırma işlemlerini örneklendirmek için kullanılacaktır.

Çizelge 7.31’de Lo metilizobütilketon (MIBK) - asetik asit - su sistemi ve o-ksilen-asetik asit - su sistemi için minimum HETS değerlerini vermiştir. Ekstraktör geometrisi ayarlanarak, üretilen işi sabit tutarak ve ardından yerdeğiştiren-tabakanın frekansını değiştirerek minimum

HETS ölçülür. Düşük frekanslarda, dağılan fazın düşme miktarı artar ve böylece kütle transfer hızı, HETS değerinin büyük olması sonucu, azalır. Frekans arttıkça, düşme miktarı azalır ve HETS değerinin azalmasıyla kütle transfer hızı artar. Şekil 6.22’de gösterildiği gibi HETS taşma gerçekleşene kadar azalır. İşletme frekansı taşmayı önlemek için minimum frekansdan az olmalıdır.



Şekil 7.20. Karıştırılmalı sıvı-sıvı ekstraktörler.



Şekil 7.21. Sıvı-sıvı ekstraktörlerin karşılaştırması.

Çizelge 7.31 Karr, yerdeğiştiren-tabakalı ekstraktör için minimum HETS ve hacimsel verim

Kolon çapı, in	Genişlik, in	Tabaka boşluğu, in	Karıştırıcı hızı, vuru / dak	Ekstraktant	Dağılan faz	Min HETS	Çıkış gal/h ft ²	Hacimsel verim V ₁ /HETS.h ⁻¹
I. Sistem: MIBK-Asetik Asit-Su								
1	1/2	1	360	MIBK	Su	3,1	572	296
			401			2,8	913	523
1	1/2	1	278	Su	MIBK	4,2	459	175
			152			8,1	1030	204
3	1/2	1	336	MIBK	Su	4,9	600	196
	1/2	1	245			6,3	1193	304
	1/2	2	355			7,5	1837	393
	1/2	1	320	Su	Su	4,3	548	205
	1/2	1	230			6,7	1168	280
	1/2	2	367	Su	Su	5,0	1172	376
			240			7,75	1707	353
12 (bölmeli)	1/2	1	430	Su	MIBK	5,8	547	151
			285			5,7	1167	328
	1/2	1	244	MIBK	MIBK	4,4	599	218
			170			5,6	1193	342
	1/2	1	250	MIBK	Su	7,2	602	134
			225			7,2	1200	268
			150			14,0	1821	208
	1/2	1	225	Su	Su	7,0	555	127
			200			9,5	1170	197
			150			11,05	1694	246
	1/2	1	275	Su	MIBK	9,5	1179	199
	1/2	1	200	MIBK	MIBK	7,8	595	123
			150			6,2	1202	311
II. Sistem: Ksilen-Asetik Asit-Su								
3	1	1	267	Su	Su	9,1	424	75
3	1/2	1	537	Su	Su	8,2	424	83
3	1/4	1	995	Su	Su	7,7	424	88
3	1	2	340	Su	Su	9,1	804	142
36	1	1	168	Su	Su	23,3	425	29
36	1	1	168	Ksilen	Su	20,0	442	36

HETS değeri minimum noktasından daha yüksekte olacaktır. HETS değerini öngörmek için minimum değerden %20 daha yüksek bir değer seçilir. Ayrıca Çizelge 7.31'de verilen maksimum hacimsel verim Eşitlik 6.31 ile tanımlanmıştır.

$$\eta_v = \frac{V_C + V_D}{\text{HETS}} \quad (7.31)$$

Karr ve Lo, Karr ekstraktör için basit bir ölçeklendirme kuralı geliştirmişlerdir. HETS değerini bir kolon ölçüsünden başka birine ölçeklendirmek için, tabaka boşluğu, genişliği ve

birim alan başına toplam hacimsel akış hızı her bir ekstraktör için aynı olmalıdır. O-ksilen, asetik asit, su sistemi gibi arayüzey gerilimi yüksek sistemler için, eşitlik (7.32)'yi türetmişlerdir.

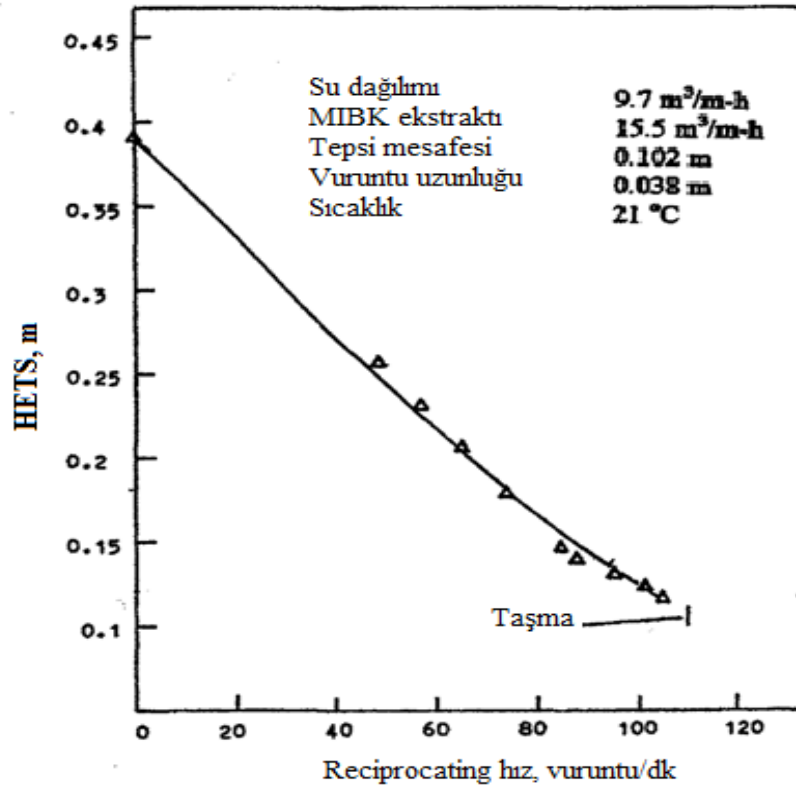
$$\frac{(HETS)_2}{(HETS)_1} = \left\{ \frac{D_2}{D_1} \right\}^{0,38} \quad (7.32)$$

Düşük arayüzey gerilimine sahip sistemler için, MIBK, asetik asit, su gibi, sadece üstel sayı 0,36 olarak değişir.

Yerdeğiştirme frekansını ölçeklendirmek için ise aşağıdaki ilişkiyi geliştirmişlerdir.

$$\frac{\omega_2}{\omega_1} = \left\{ \frac{D_1}{D_2} \right\}^{0,16} \quad (7.33)$$

(7.31), (7.32) ve (7.33) eşitlikleri birçok Karr ekstraktörünü pilot tesis deneylerinden 1,53 m (5,02 ft) çapına sahip ticari boyuta kadar ölçeklendirmek için başarıyla kullanılmaktadır.



Şekil 7.22. Karr kolonu için yerdeğiştiren-tabaka frekansının HETS değerine etkisi.

Çizelge 7.32. Karr, Yerdeğiştiren-Tabaka Ekstraktörün Ölçeklendirilmesinde Kullanılan Eşitliklerin Özeti

y = İstenilen bileşenin çözücü akımındaki kütle kesri

x = İstenilen bileşenin proses akımındaki kütle kesri

F: besleme, S: çözücü, M: minimum, k: Elde edilmek istenen bileşen

Sayısal alt simgeler için Şekil 7.16'ya bakınız

Minimum Çözücü Akış Hızı

$$\frac{m_F'}{m_{SM}} = \frac{K_k x_{1k}' - y_{2k}}{x_{1k}' - x_{2k}} \quad (7.32.1)$$

Kütle Denkliği

$$y_{1k} = y_{2k}' + (m_F' / m_S) (x_{1k}' - x_{2k}) \quad (7.32.2)$$

$$x_{2k} = (1 - \epsilon') x_{1k}' \quad (7.32.3)$$

İşletme Çözücü Akış Hızı

$$m_F' / m_S = C' (m_F' / m_{SM}) \quad (7.32.4)$$

Denge Kademelerinin Sayısı

$$(1/A_E)^{N_e} = \frac{x_{1k}' - y_{2k}' / K_k}{x_{2k} - y_{2k}' / K_k} (1 - A_E)^{+A_E} \quad (7.32.5)$$

Ekstraktör Yüksekliği

$$Z_E = N_e (\text{HETS}) + D \quad (7.32.6)$$

Ekstraktör Çapı

$$A = [(m_F' / \rho_F') + (m_S / \rho_S')] / J_T \quad (7.32.7)$$

$$A = \pi D^2 / 4 \quad (7.32.8)$$

$$\frac{(\text{HETS})}{(\text{HETS})_1} = \left\{ \frac{D}{D_1} \right\}^{0.38} \quad (7.32.9)$$

Sistem Özellikleri

$$K_k = f(T') \quad (7.32.10)$$

$$J_T = f(\omega', \text{ekstraktör geometri}) \quad \text{Çizelge 7.31} \quad (7.32.11)$$

$$\text{HETS} / D^{1/3}, f(\text{arayüzey gerilimi}') \quad \text{Şekil 7.23} \quad (7.32.12)$$

$$A_E = (m_F' / m_S) / K_k \quad (7.32.13)$$

Çizelge 7.32'de Karr ekstraktörü yaklaşık olarak boyutlandırmak için eşitlikler listelenmiştir. **Çizelge 7.33** hesaplama işleminin taslağını verir. Ekstraktörün gerçek boyutunu elde etmek için gerçek çözelti, çözücü ve ekipmanın kullanıldığı testler gereklidir. Tekrar edilecek olursa, çözeltilerin seyreltik dolayısıyla işletme ve denge eğrilerinin doğrusal olduğu kabul edilir. Böylece, Kremser denklemi, **Eşitlik (7.32.5)**, denge kademelerinin sayısını hesaplamakta kullanılabilir. V alt simgesi hafif fazı, L alt simgesi ağır fazı gösterir. **Çizelge 7.32'deki (7.32.1)'den (7.32.5)'e** kadar olan **eşitlikler** ağır fazdan hafif faza kütle aktarımını verir. Kremser eşitliğini kullanmadan önce **(7.32.1) ve (7.31.4) eşitlikleri** ile hesaplanabilen işletme çözeltisinin akış hızı gereklidir. Hedeflenen bileşen elde edildikten sonra, çözücü akımının çıkış bileşeni **Eşitlik (7.32.2)** ile hesaplanır. **Eşitlik (7.32.7) ve (7.32.8)** kullanılarak kolon çapı hesaplandıktan sonra, ekstraktörün yüksekliğini hesaplamak için **Eşitlik (7.32.6)** kullanılır.

Ekstraktörün, faz ayırımının gerçekleştiği, uç bölmelerinin boyutu dekanter boyutlandırma kısmında verilen yonteme benzer şekilde hesaplanabilmesine rağmen daha yaklaşık bir yöntem kullanılacaktır. Karr ve Lo çalışmalarında kullandıkları ekstraktörün boyutlarını vermişlerdir. Uç kısmın çapı kolon çapından % 50 daha büyüktür, ve yüksekliği kolon çapından çok az eksiktir. Vurumlu-kolon ekstraktörler için, Valle-Riestra ekstraktörün uç bölmelerini boyutlandırmada 0.5 gal/dak-ft² (3.40 m/dak) sürekli faz akışı ve 1.0 yükseklik/çap oranı kullanmıştır. Ekstraktörün kesit alanı ve dolayısıyla çapı, toplam hacimsel akış hızının (her iki fazın hacimsel akış hızının toplamı) **Çizelge 7.31'den** elde edilen birim ekstraktör kesit alanı başına toplam hacimsel akış hızına bölünmesiyle hesaplanır. Ardından kolon yüksekliğini elde etmek için, **Eşitlik (7.32.6)'da** gösterildiği gibi, bu çap değeri N_e ve HETS çarpımına eklenir.

Bir ekstraktör için HETS değeri Karr ve Lo tarafından geliştirilen ölçeklendirme kuralları kullanılarak tahmin edilebilir. HETS için deneysel değerler **Çizelge 6.31'de** özetlenmiştir. İlk önce ekstraksiyon sisteminin alçak iç yüzey-gerilim sistemi ya da yüksek iç yüzey-gerilim sistemi olduğu kararlaştırılır. Ardından şu sistemler için HETS değerleri **Çizelge 7.31'den seçilir.**

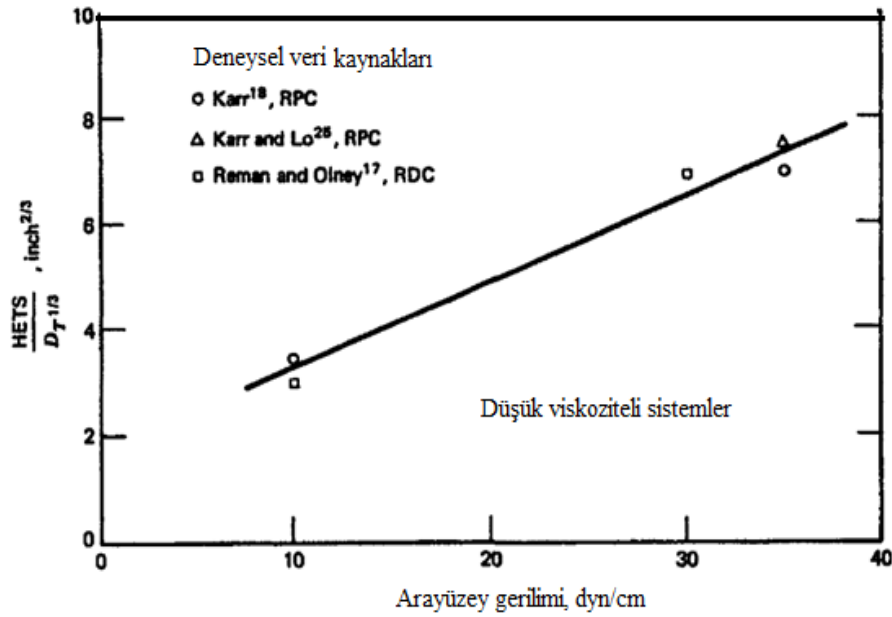
Alçak iç yüzey-gerilim sistemi \rightarrow MIBK, asetik asit, su sistemi

Yüksek iç yüzey-gerilim sistemi \rightarrow o-ksilen, asetik asit, su sistemi

Daha sonra bu HETS değeri, **Eşitlik (7.32.9)** kullanılarak istenen ekstraktör çapı için ölçeklendirilir. HETS değerini elde etmek için daha basit bir yöntem, **Şekil 7.23'de** gösterilen, Henley ve Seader tarafından verilen korelasyonu kullanmaktır. Bu korelasyon hem

alçak iç yüzey-gerilim hem de yüksek iç yüzey-gerilim sistemi için kabul edilebilir. Bununla birlikte bu yöntemde iç yüzey gerilim verisinin mevcut olmaması bir problemdir.

Karr kolonunun tamamıyla boyutlandırılması için elektrik motorunun da boyutlandırılması gerekir. Fazlardan birini dağıtmak için gerekli elektrik motoru küçüktür. Walas 30 in (0.762 m) çapında ve 20 ft (6.70 m) yüksekliğinde Karr ekstraktörü için 1.5 hp (1.12 kW) gücünde motorun yeterli olduğunu belirlemiştir. Bu veri motor gücünü belirleyebilmek için yol gösterir.



Şekil 7.23. RDC (Dönen Diskli) ve RPC (Yerdeğiştiren Tabakalı) ekstraktörler için iç yüzey geriliminin HETS'e etkisi

Çizelge 7.33. Karr, yerdeğiştiren-plakalı ekstraktörün boyutlandırmak için hesaplama basamakları

Sayısal kısaltmaların anlamı için Şekil 7.16'yı kullanılır.

1. Eşitlik (7.32.3) ile ayrılan ağır fazdaki elde edilmek istenen bileşenin kütle kesri (x_{2k}) hesaplanır.
2. Eşitlik (7.32.1) ile işletme doğrusunun maksimum eğimi hesaplanır.
3. Eşitlik (7.32.4) ile besleme kütle akış hızının işletme çözeltisinin akış hızına oranı (m_F/m_S) ve işletme çözeltisinin akış hızı (m_S) hesaplanır.
4. Eşitlik (7.32.2) ile ekstraktöre giren hafif fazdaki elde edilmek istenen bileşenin kütle kesri hesaplanır.

5. Eşitlik (7.32.13) ile ekstraksiyon faktörü (A_E) hesaplanır.
6. Eşitlik (7.32.5) ile dengedeki kademe sayısı (N_e) hesaplanır.
7. Eşitlik (7.32.7), (7.32.8) ve (7.32.1)'i kullanarak ekstraktörün kesit alanı (A) ve çapı (D) hesaplanır.
8. Eşitlik (7.32.12) ile D_1 değerindeki (HETS)₁ hesaplanır.
9. Eşitlik (7.32.9) ile D değerindeki HETS hesaplanır.
10. Eşitlik (7.32.6) ile ekstraktör yüksekliği (Z) hesaplanır.

Örnek 7.9. Bir Karr yerdeğiştiren-plakalı ekstraktör ölçeklendirilmesi

Bir Karr ekstraktörünün boyutlandırılmasını açıklamak için Drew tarafından tanımlanan bir proses tasarımı kullanacağız. Bu tasarımda metilen klorür ve metanol içeren çözeltinin ayrıştırılması istenmektedir.

Veriler

Besleme Bileşeni:

Metilen Klorür	2185 lb/h (991 kg/h), 0.9851 kütle kesri
Metanol	33 lb/h (15.0 kg/h), 0.01488 kütle kesri
Toplam akış hızı	2218 lb/h (1010 kg/h)
Metanolün yeniden elde edilmesi	$\epsilon = \%95$, ağırlıkça

Metanolün Dağılım Katsayısı (su/ metilen klorür) = 2.0, Drew tarafından tahmin edilmiştir.

Yoğunluk lb/ft³ ()

Metilen Klorür	: 82.41	(1320 kg/m ³)
Metanol	: 48.7	(780 kg/m ³)
Su	: 62.43	(999 kg/m ³)

$C = 0.5$ (Eşitlik 7.32.4'de)

Ekstraktörü ölçeklendirmek için Çizelge 7.32'de listelenen eşitlikleri kullanarak Çizelge 7.33'de verilen hesaplama basamakları izlenir. Metilen klorür çözeltisi sudan ağır olduğu için ekstraktörün üst kısmından, su ise alt kısmından ekstraktöre verilir. Sayısal alt simgelerin anlamı için Şekil 7.16'ya bakınız.

Eşitlik (7.32.4) ile,

$$X_{2K} = (1 - 0.95) 0.01488 = 7.440 \times 10^{-4}$$

Eşitlik (7.32.1) ile, (m_{SM} , minimum çözelti akış hızıdır)

$$\frac{m_F}{m_{SM}} = \frac{2.0 (0.01488) - 0}{0.01488 - 7.44 \times 10^{-4}} = 2.105$$

Eşitlik (7.32.4) ile işletme beslemesinin çözeltiye oranı, (m_S , işletme çözeltisinin akış hızıdır).

$$m_F / 1.053 = 2218 / 1.053 = 2106 \text{ lb/h (955 kg/h)}$$

Eşitlik (7.32.2)'de $x_{2k} = 7.44 \times 10^{-4}$ ve $m_F / m_S = 1.053$ değerleri metanol dengesi için yerine konur. Çıkıştaki su akımındaki metanol kütle kesri,

$$y_{1k} = 0 + 1.053 (0.01488 - 7.44 \times 10^{-4}) = 0.01489$$

Eşitlik (7.32.13) ile

$$A_E = 1.053 / 2 = 0.5265$$

Şimdi, Eşitlik (7.32.5) ile denge kademelerinin sayısını hesaplayınız.

$$(1/0.5265)^{N_e} = \frac{0,1489-0}{7.44 \times 10^{-4} - 0} (1-0.5265) + 0.5265 \implies N_e = 7.103$$

N_e yuvarlanarak **4 denge kademesi** elde edilir.

Ekstraksiyon yüksekliğini Eşitlik (7.32.6) ile hesaplamak için öncelikle HETS hesaplanır. HETS iç yüzey gerilim ile Şekil (7.23)'de gösterildiği gibi ilişkilidir. Bu sistem için iç yüzey gerilim elde edilebilir gözükmemektedir. Twifık HETS ile boyutsuz grupları ilişkilendirmiştir, ancak onun korelasyonunda da iç yüzey gerilim gereklidir. Biz Çizelge 7.31'de MIBK için verilen verileri kullanacağız. Çizelge 7.31'deki veriler farklı ekstraktör çapları için verilmiştir.

Hesaplanan çap değerine en yakın olduğu için 12 in (0.3048 m) çaplı ekstraktör seçilir. 12 in (0.3048 m) çaplı ekstraktör için karıştırma hızına ve çıkış akımına bağlı olmak üzere farklı HETS değerleri vardır. Maksimum hacimsel verimin elde edildiği ekstraktör seçilir.

Minimum HETS 5.6 in (0.142 m), ve toplam hacimsel çıkış 1193 gal/h-ft^2 (48.3 m/h). Eşitlik (7.32.7) ile kolonun kesit alanının hesaplanması için hem hafif fazın hem de ağır fazın hacimsel akış hızları gerekir.

$$\frac{m_F}{\rho_F} = \frac{2185}{82.41} + \frac{33}{48.7} = 27.19 \frac{ft^3}{h} = 203.4 \frac{gal}{h} = 0.770 \text{ m}^3/h$$

$$m_S / \rho_S = (7.481) (2106 / 62.43) = 252.4 \text{ gal/h (0.995 m}^3/h)$$

Eşitlik (7.32.7) ve Eşitlik (7.32.8)'i kullanarak

$$A = \frac{203.4 + 252.4}{1193} = 0.3821 \text{ ft}^2 (0.0355 \text{ m}^2)$$

$$D = (4 A / \pi)^{1/2} = [4 (0.3821) / 3.142]^{1/2} = 0.6975 \text{ ft} (8.370 \text{ in}, 0.213 \text{ m})$$

Daha sonra, kolon çapına göre HETS değeri düzeltilir. D, 30 in (0.762 m) değerinden küçük olduğu için standart boru ölçüsü seçilir. Borulama çizelgelerinden 10.42 in (0.265 m) iç çapına sahip Schedule 10 S borusu seçilir.

$$\text{HETS} = 5.6 \left(\frac{10.42}{12} \right)^{0.38} = 5.307 \text{ in} (0.135 \text{ m})$$

5.307 in değeri minimum değer olduğu için taşmayı önlemek için bu değer % 20 arttırılır. Böylelikle HETS dizayn değeri 6.368 in (0.162 m) olur. Eşitlik (7.32.6) ile ekstraksiyon yüksekliği,

$$Z_E = 4 (6.368) = 25.47 \text{ in} (0.6469 \text{ m})$$

Yükseklik en yakın 3 in (0.0762 m) değerine yuvarlanarak $Z_E = 27 \text{ in} (0.6858 \text{ m})$ elde edilir. Bu kısa bir ekstraktör olduğundan ve yaklaşımlar yapıldığından dolayı ekstraksiyon yüksekliği 6 ft (1.97 m) değerine arttırılır. İlave olacak maliyet önemli değildir.

Şimdi, fazları ayırmak için alt ve üst bölümler eklenir. Her iki bölmenin çapı ekstraktör çapından % 50 daha büyüktür ve her birinin yüksekliği çapına eşittir. Böylelikle, alt ve üst bölümlerin yüksekliği,

$$Z_S = 2 (1.5) (10.42) = 31.26 \text{ in} (0.794 \text{ m})$$

Alt ve üst bölümleri ekstraktöre eklemek için 1 ayak (12 in) uzunluğa sahip bağlayıcılar gereklidir. Kolonun toplam yüksekliği,

$$Z = Z_E + Z_S + \text{bağlayıcılar} = 27.0 + 31.26 + 24.0 = 82.26 \text{ in} (6.86 \text{ ft}, 2.09 \text{ m})$$

Z değeri yuvarlanırsa 7 ft (2.13 m) bulunur.

Bu problemde varsayımlar yapılarak yaklaşık değerler kullanıldığı için kolonun kesin olarak tasarım parametrelerinin belirlenmesi için küçük ölçekte test edilerek doğrulanmalıdır. Cusack ve Karr küçük ölçekte test yapılmasının gerekliliğini incelemiştir.

Simgeler Dizini

A	alan veya tahmini alan
A_A	absorpsiyon faktörü
A_E	ekstraksiyon faktörü
A_F	filtre alanı veya akışa göre kesit alan
A_I	dekanterin iç yüzey alanı
A_T	toplam dönen tambur alanı
B	alt kısımdaki akış hızı
C	konsantrasyon, birim hacimdeki kütle
C_D	sürtünme katsayısı
D	dolgu boyutu veya indirgenmiş çap
D	damıtılmış akımın hızı
D_M	ortalama çap
E_o	kolon verimi
F	süzme için gerekli tambur alanın kesri
F_B	yüzdürme kuvveti
F_D	sürtünme kuvveti
F_G	yerçekimsel kuvvet
g	yerçekimi ivmesi
H	yükseklik
H_D	dağılma alanı kalınlığı
HETS	teorik kademeye eşdeğer yükseklik
J_T	birim alanda toplam hacimsel akış hızı
k	taşma faktörü
k_V	sürüklenme faktörü
K	sıvı-buhar veya sıvı-sıvı denge oranı
L	uzunluk
L_D	dağılma tabakasının uzunluğu
L_S	bir kolonun alt kısmının uzunluğu veya dağılan fazın yerleşmesi için gerekli dekanter uzunluğu
m	kütle veya molar akış hızı
m_D	kuru kek kütlesi
m_L	sıvının kütleli akış hızı, molar akış hızı, veya sıvı düşme kütlesi

m_S	kuru süzgeç kekin kütlesi
m	buhar kütle akış hızı veya molar akış hızı
M_L	bir sıvının moleküler ağırlığı
M_V	bir buharın moleküler ağırlığı
n_{iB}	i bileşenin alt kısımdaki mol sayısı
n_{iD}	i bileşenin damıtılmış ürünündeki mol sayısı
N_A	gerçek kademe sayısı
N_e	dengedeki kademe sayısı
N_L	besleme rafının altındaki raf sayısı
N_M	minimum raf sayısı
N_U	besleme rafının üzerindeki raf sayısı
P	basınç veya çevre
P_o	iç veya işletme basıncı veya süzgeç kekin yüzeyündeki basınç
P_S	süzgeç kekin karşı tarafındaki basınç düşmesi
P_V	vakum pompasının ürettiği basınç
q	beslemenin ısıl durumunun ölçüsü
R	yarıçap veya geri döngü oranı
Re	Reynolds Sayısı
R_h	hidrolik yarıçap
R_M	minimum geri döngü oranı
R_O	optimum geri döngü oranı
s	belirgin yüzey (parçacığın birim hacim başına düşen yüzey alanı)
S	gerilim
t_C	korozyon hasar payı, kalınlık
t_D	bir damlanın sıvı-sıvı arayüzeyine ulaşması için gerekli süre
t_F	süzme zamanı
t_S	duvar kalınlığı veya kabarma süresi
t_H	tepe kalınlığı
t_R	alınma süresi
T	sıcaklık
T_T	Üst akım
T_B	Alt akım
v	hız
v_d	dağılan faz damlasının sınır hızı

v_S	buhar hızı
V	hacim
V_B	alt ürünün hacimsel akış hızı
V_D	dağılan fazın hacimsel akış hızı
V_L	sıvının veya hafif fazın hacimsel akış hızı
V_V	buharın hacimsel akış hızı
x	sıvı fazdaki mol kesri veya uzaklık
x_{LK}	sıvıdaki elde edilmek istenen hafif bileşenin mol kesri
x_{HK}	sıvıdaki elde edilmek istenen ağır bileşenin mol kesri
y	gaz veya buhar fazdaki mol kesri
Z	kolon yüksekliği
Z_T	raf aralığı

Yunan Alfabesi

α	bağıl uçuculuk veya spesifik direnç
$(\alpha_i)_{avg}$	geometrik ortalama
ε	kaynak verimi, absorplanan veya ayrılan kesir, boşluk kesri (porositi)
ε_H	başlık kaynak verimi
ε_S	gövde kaynak verimi
η_V	hacimsel verim
μ	vizkosite
μ_C	sürekli fazın vizkositesi
θ	dağılan faz parametresi
ρ	yoğunluk
ρ_S	katı yoğunluğu
σ	yüzey gerilimi
ω	yerdeğiştirme frekansı

Alt İndisler

B	ayırıcının alt bölümü
C	sürekli faz
D	dağılan faz veya destilat
F	ayırıcı
H	ağır faz
HK	ağır anahtar bileşen

i	ara yüzey veya <i>i</i> bileşeni
k	anahtar bileşen
L	sıvı veya hafif faz
LK	hafif anahtar bileşen
m	minimum
s	çözücü
T	sıcaklık veya en üst raf
V	buhar