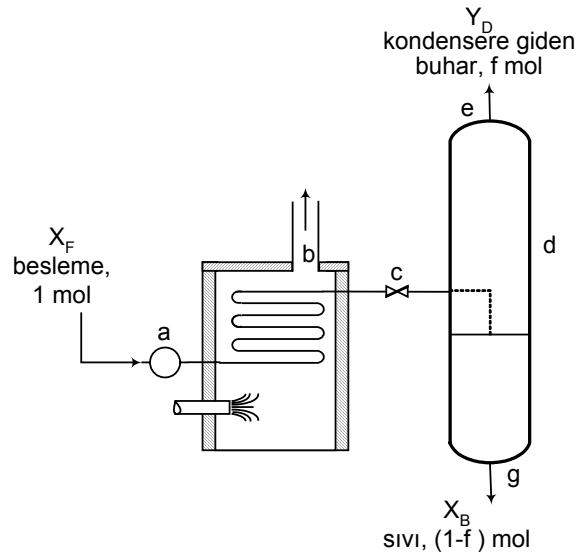


4. DİSTİLYASYON

([Ref. e makaleleri](#))

Distilasyon işlemi iki yöntemle yapılabilir. Birincisinde sıvı karışım kaynatılır, buhar haline dönüştürülür; buhar ayrılır ve yoğunlaştırılır. İkinci yöntemde, kondensatın bir kısmı, oluşan buharla temas edecek koşullarda geri döndürülür. İki yöntemde de sürekli veya kesikli işlem uygulanabilir.



Şekil-25: Basit bir distilasyon sisteminin şematik görünümü

1. Basit Distilasyon

Basit distilasyon, çıkan buhar kalan sıvıyla dengede olacak şekilde, sıvının belirli bir kesrini buharlaştırarak ayırmak ve yoğunlaştırmaktır. Şekil-5.25'de basit bir distilasyon sisteminin kısımları görülmektedir. Sıvı a pompasıyla b ısıtıcısına beslenir, c vanasından geçerken basıncı düşürülür. Buhar ve sıvı karışımı d buhar ayırıcısına girer; burada buhar ile sıvı kısımların ayrılabilmesi için yeterli bir süre bekletilir. Ayrılan akımlar denge halindedir. Buhar e hattıyla, sıvı g hattıyla sistemi terk eder.

İkili Karışımların Basit Distilasyonu

İki-bileşenli bir karışımdan 1 mol, Şekil-5.25'deki sisteme beslensin. Karışımdaki uçucu bileşenin konsantrasyonu X_F ($F = \text{feed}$), buhar olarak çekilen kısmın molal kesri f dir; $1 - f =$ sıvı halde kalan kısımdır. Buhar konsantrasyonu Y_D , sıvı X_B ise,

$$X_D = f Y_D + (1 - f) X_B \quad (24)$$

Madde dengesi yazılır. Eşitlikteki X_B ve Y_D bilinmeyenlerdir. Denklem çözülebilmesi için bilinmeyenleri içeren ikinci bir bağıntıya gerek vardır. Böyle bir bağıntı, bir noktasının koordinatları Y_D ve X_B olan denge eğrisiyle sağlanır. X_B ve Y_D yerine X ve Y kullanılarak Denklem(24) aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$Y = -\frac{1-f}{f} X + \frac{X_F}{f} \quad (25)$$

Bu eşitlik, eğim $= -(1 - f) / f$ olan bir doğruyu gösterir (Şekil-26). Doğru ile denge eğrisinin kesiştiği noktanın koordinatları $X = X_B$ ve $Y = Y_D$ dir. Bu madde dengesi hattı ve $X = Y$ köşegeni bir noktada kesişir. Bu nokta problemlerin çözümünde kullanılır. Denklem(25)de $X = X_F$ konularak,

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

bağıntısı yazılır. Kesişme noktasında $X = Y$ olduğunda, $Y = X_F = X$ dir. Madde dengesi hattı, f nin tüm değerleri için köşegeni $X = X_D$ de keser.

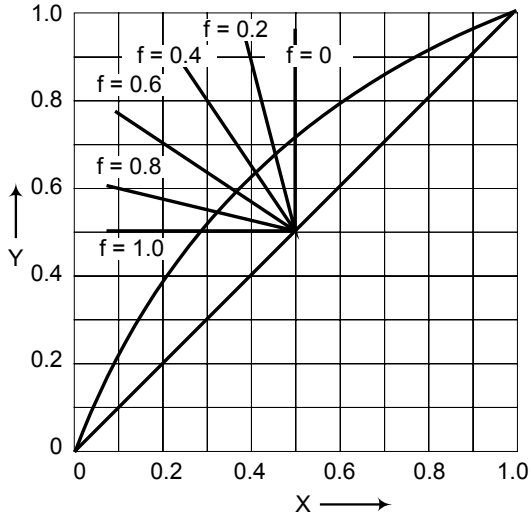
ÖRNEK:

%50 Mol benzen ve %50 mol toluen karışımı, $P = 1$ atm basınçta basit distilasyonla ayrılmaktadır. (a) Ayrıcıdaki sıcaklığı, (b) ayırıcıyı terk eden sıvının bileşimini, (c) ayırıcıyı terk eden buharın bileşimini diyagramla gösterin (tüm değerler f nin fonksiyonudur).

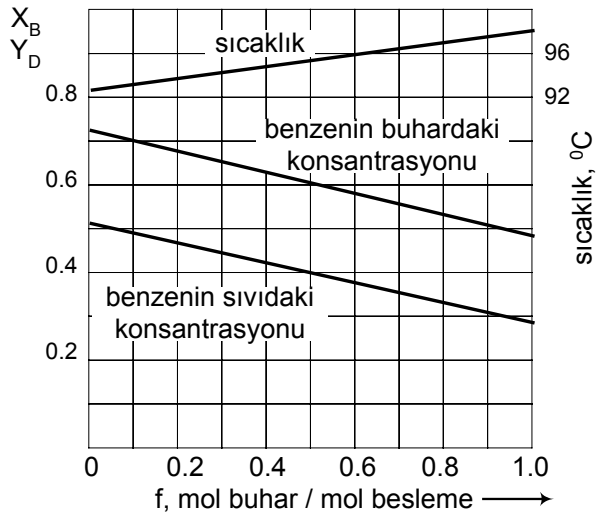
Çözüm:

Diyagramın çizilebilmesi için önce f nin birkaç değeri için, eğimi veren $-(1 - f) / f$ ifadesi hesaplanır. Bu değerler eğim olarak kullanılarak Şekil-5.4'de görülen benzen-toluen sisteminin denge eğrisi üzerinde, herbiri (X_F, X_F) noktasından geçen bir dizi doğru hat çizilir. Bu hatlar (Şekil-5.26 da görülmektedir) denge eğrisini X_B ve Y_D değerlerinde keser; eğri üzerinden X_B ve Y_D değerleri okunur. Her buharlaşmanın karşılığı olan sıcaklık Şekil-5.3'deki diyagramdan bulunur. Sonuçlar

aşağıdaki tabloda toplanmıştır. Bu verilere göre sorulan (a), (b), (c) eğrileri Şekil-5.27'de çizilmiştir. Eğriler, hemen hemen düz birer doğru şeklindedir. %0 ve %100 buharlaşmadaki sınırlar, "kabarcıklaşma" ve "çiğlenme" noktalarını gösterir.



Şekil-26: Örnek problemin grafiği.



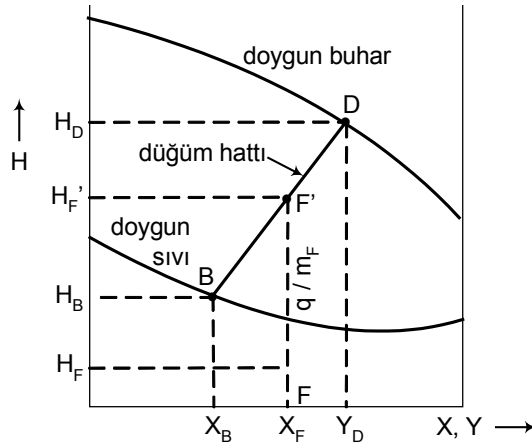
Şekil-27: Örnek problemin sonuçları.

Buharlaşan kesir, f	Eğim, $-(1-f)/f$	Konsantrasyon, C_6H_6 mol kesri		
		Sıvı, X_B	Buhar, Y_D	Sıcaklık, T °C
0	□	0.50	0.71	92.2
0.2	-4	0.455	0.67	93.7
0.4	-1.5	0.41	0.63	95.0
0.6	-0.67	0.365	0.585	96.5
0.8	-0.25	0.325	0.54	97.7
1.0	0	0.29	0.50	99.0

Entalpi-Konsantrasyon Yöntemi

İki-bileşenli karışımların basit distilasyon problemleri, Şekil-5.11 ve Şekil-5.28 deki entalpi-konsantrasyon diyagramlarından yararlanılarak çözülür. Şekil-5.28, Şekil-5.11 deki diyagramın basitleştirilmiş halidir:

Bileşimi X_F ve entalpisi H_F olan sıvı bir besleme, bir ısıtıcıya m_F lb / sa hızla aktığında, q Btu / sa ısı alır ve kısmen buharlaşır. Isıtıcıyı terk ettikten sonra sıvı ve buhar adyabatik olarak birbirinden ayrılır. Sıvı ve buhar akımlarının bileşimleri ve relatif akış hızları, birbirleriyle dengede oldukları kabul edilerek saptanabilir.



Şekil-5.28: Sıvı beslemenin kısmen buharlaşması ve adyabatik olarak ayrılması

ÖRNEK:

Önceki problemi entalpi-konsantrasyon yöntemiyle çözün. Benzen ve toluenin fiziksel bazı özellikleri aşağıda verilmiştir.

	M.Ağ.	Kaynama noktası, °C	Buharlaştırma ısı, cal / g	Öz ısı, 0 °C'de, cal / g °C
Benzen	78.11	80	94.14	0.423
Toluen	92.13	110.6	86.80	0.435

Çözüm:

Önce 0 °C'a göre entalpi-konsantrasyon diyagramı çizilir. Sıvı benzenin normal kaynama noktasındaki entalpisi (cal / g mol):

$$H_{\text{benzen}} = (80 - 0) \times 0.423 \times 78.11 = 2643.2 \text{ cal / g mol}$$

$$H_{\text{toluen}} = (110.6 - 0) \times 0.435 \times 92.13 = 4432.5 \text{ cal / g mol}$$

Bu noktalar HX diyagramında, X=1.0 ve X=0 da işaretlenir ve düz bir doğru ile birleştirilir. Benzen-toluen gibi ideale çok yakın sistemler için doymuş sıvı hattına çok yaklaşan bir doğru elde edilir.

$$H_{\text{benzen}} = 2643.2 \text{ cal / g mol}, X = 1$$

$$H_{\text{toluen}} = 4432.5 \text{ cal / g mol}, X = 0$$

Molal buharlaştırma ısıları:

$$\text{benzen: } 94.14 \times 78.11 = 7353.2 \text{ cal / g mol}$$

$$\text{toluen : } 86.80 \times 92.13 = 7996.9 \text{ cal / g mol}$$

Buna göre doymuş benzen ve toluen buharlarının entalpileri:

$$H_{\text{benzen buharı}} = 2643.2 + 7353.2 = 9996.4 \text{ cal / g mol}$$

$$H_{\text{toluen buharı}} = 4432.5 + 7996.9 = 12429.4 \text{ cal / g mol}$$

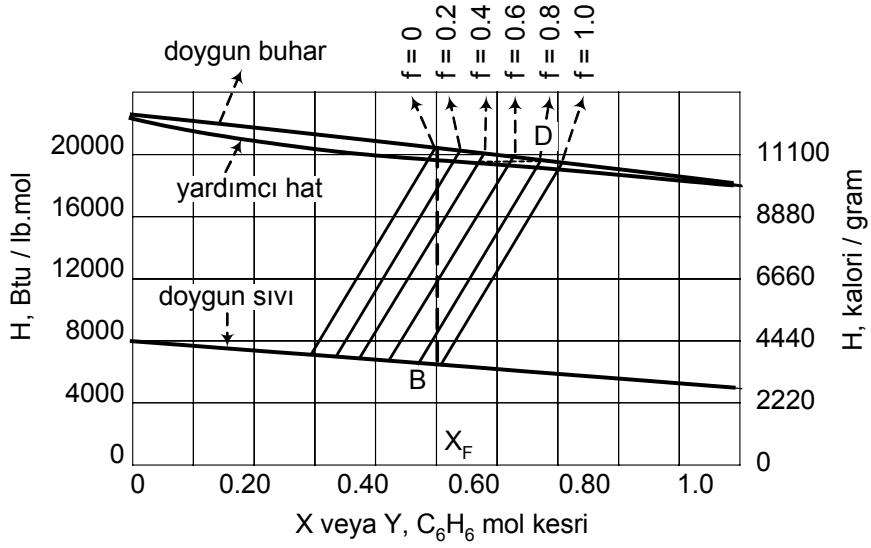
Bu iki değer, X = 1 ve X = 0 da HX diyagramına konulur ve noktalar birleştirilerek düz bir çizgi şeklindeki doymuş-buhar hattı elde edilir.

$$H_{\text{benzen buharı}} = 9996.4 \text{ cal / g mol}, X = 1$$

$$H_{\text{toluen buharı}} = 12429.4 \text{ cal / g mol}, X = 0$$

Düğüm hatlarını çizmek için gerekli olan yardımcı hat, benzen-toluen karışımının kaynama-noktası diyagramı denge verilerinden yararlanılarak (Şekil-5.3'ün tablosu) çizilir. Böylece Şekil-5.29'da görülen HX diyagramı elde edilir.

İstenilen bileşimi bulmak için, diyagram üzerinde $X = X_F = 0.50$ noktasından absis eksenine dik bir doğru çizilir ve bununla doymuş-sıvı hattının kesiştiği noktadan geçen düğüm hattı saptanır.



Şekil-5.29: Örnek problemin entalpi-konsantrasyon diyagramı.

Bu düğüm hattının iki ucu, sıvı ve buharın bileşimlerini gösterir; sıvı buharlaşması olmadığı ve $f = 0$ olduğu hali tanımlar.

$$f = 0, \quad X_B = 0.50, \quad Y_D = 0.71 \quad \text{benzer şekilde,}$$

$$f = 1, \quad X_B = 0.29, \quad Y_D = 0.50$$

Sıvının kısmen buharlaştığı haldeki denge bileşimleri denemeyle saptanır. Örneğin, $f = 0.2$ için BD nin çizilmesi gerekir. Düğüm hattının $X = 0.50$ den çizilen dik doğru ile kesiştiği nokta F' de

$$\frac{BF'}{BD} = f = 0.2 \quad BD = 5 BF'$$

Bu hattın tanımladığı bileşim:

$$X_B = 0.455 \quad Y_D = 0.67 \text{ dir.}$$

Aynı işlem $f = 0.4$, $f = 0.6$, $f = 0.8$ için yapılarak Şekil-5.29'daki düğüm hatları çizilir. Bu yöntemle elde edilen sonuçlar, bir önceki örnekte verilen tablodaki ve Şekil-5.2'deki sonuçlarla aynıdır.

Entalpi-Konsantrasyon yöntemi, basit distilasyon problemlerinin çözümünde XY diyagramına kıyasla daha az uygulanır. Avantajı gerekli ısının kolayca bulunabilmesidir.

Çok Bileşenli Karışımların Basit Distilasyonu

r bileşen içeren bir sistemin basit distilasyonunda, her bileşen için madde dengesi,

$$\begin{aligned} Y_{DA} &= -\frac{1-f}{f} X_{BA} + \frac{X_{FA}}{f} \\ Y_{DB} &= -\frac{1-f}{f} X_{BB} + \frac{X_{FB}}{f} \\ &\dots\dots\dots \\ Y_{Dr} &= -\frac{1-f}{f} X_{Br} + \frac{X_{Fr}}{f} \end{aligned} \quad (26)$$

r Bileşenli bir sistem için, $r-1$ bağımsız eşitlik yazılabilir. Sıvı ve buharın denge bileşimleri aşağıdaki gibi hesaplanır: Besleme bileşimi ve f nin bilindiği varsayılır; bilinen denge ilişkilerinden Y_D ve X_B deneme yöntemiyle saptılır.

$$\sum_{i=A}^{i=r} Y_{Di} = \sum_{i=A}^{i=r} X_{Bi} = 1 \quad (27)$$

Distillenen sisteme EK-19a ve 19b deki K eğrileri uygulanabiliyorsa, sistem basitleşir. Herhangi bir i bileşeni için Denklem(26) aşağıdaki gibi düzenlenir.

$$\frac{Y_{Di}}{X_{Bi}} = \frac{1}{f} \left(\frac{X_{Fi}}{X_{Bi}} + f - 1 \right) \quad (28)$$

Ayrılcıyı terk eden sıvı ve buhar dengede olduğundan $Y_{Di} / X_{Bi} = K_i$ dir. Bu değer Denklem(28) de yerine konularak X_{Bi} çözülür.

$$X_{Bi} = \frac{X_{Fi}}{1 + f(K_i - 1)} \quad (29)$$

ÖRNEK:

%30 mol n-hekzan, %45 mol n-heptan ve %25 mol n-oktan içeren bir karışıma atmosfer basıncında basit distilasyon uygulanmaktadır. Beslemenin 0.60 ı buharlaştığında,

- Ayırıcının sıcaklığı, (
- Ayırıcıyı terk eden sıvı ve buharın bileşimleri nedir?

Çözüm:

A = n-hekzan, B = n-heptan, C = n-oktan olsun. Denklem(29) ve Ek-19(b) kullanılarak sıcaklık ve X_B ($\sum X_B = 1.0$) değerleri bulunabilir. Sıcaklık 210 °F (98.9 °C) olsun; basınç 14.69 lb / in² (1 atm) için K değerleri:

$K_A = 2.18$, $K_B = 0.99$, $K_C = 0.46$ Denklem(29) dan,

$$X_{BA} = \frac{0.30}{1 + 0.60(2.18 - 1)} = 0.176$$

$$X_{BB} = \frac{0.45}{1 + 0.60(0.99 - 1)} = 0.454$$

$$X_{BC} = \frac{0.25}{1 + 0.60(0.46 - 1)} = 0.370$$

$Y_{Di} = K_i X_i$ olduğundan,

$$Y_{DA} = 2.18 \times 0.176 = 0.384, \quad Y_{DB} = 0.99 \times 0.454 = 0.449,$$

$$Y_{DC} = 0.46 \times 0.370 = 0.170$$

Bu değerlerin Denklem(27)yi karşılayıp karşılamadığı kontrol edilir:

$$\sum X_{Bi} = 0.176 + 0.454 + 0.370 = 1.000$$

$$\sum Y_{Di} = 0.384 + 0.449 + 0.170 = 1.003 \text{ (1.000 e çok yakın)}$$

Bu toplamlar 1.0 değerini vermeseydi, başka bir sıcaklık seçilerek hesapların tekrarlanması gerekirdi. Bu durumda sonuçlar:

- $T = 210$ °F

b. Sıvı: %17.6 n-heksan, %45.4 n-heptan, %37.0 n-oktan; Buhar: %38.4 n-heksan, %44.9 n-heptan, %17.0 n-oktan karışımıdır.

2. Sürekli Distilasyon; Zenginleştirmeli

Basit distilasyon, kaynama noktaları birbirinden oldukça farklı bileşenlerin bulunduğu karışımlara uygulanır. Uçuculukları yakın olan bileşenler bu yöntemle birbirinden ayrılamaz; bu durumda 2.a'da tanımlanan fraksiyonlu sürekli distilasyon kullanılır.

İdeal Tepsilerde Zenginleştirme

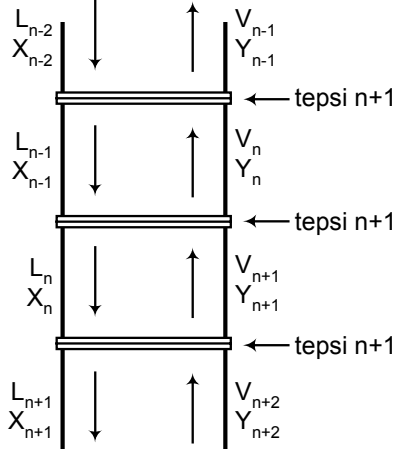
Bir kolonda tek bir tepsiyi veya ideal tepsiler kaskatını ele alalım. Tepsiler yukarıdan başlayarak numaralandığına göre, Şekil-30 da görülen n inci tepsiyi inceleyelim. Bunun hemen üstündeki (n-1) inci, altındaki (n+1) inci tepsilerdir.

n Tepsisine iki akım girer ve iki akım çıkar. (n-1) den L_{n-1} mol / sa hızla sıvı, (n+1) den V_{n+1} mol / sa hızla buhar akımı gelir ve n de birbiriyle etkileşirler. V_n mol / sa lik bir buhar akımı (n-1) tepsisine yükselirken, L_n mol / sa lik bir sıvı akımı (n+1) tepsisine iner. Buhar akımları V fazında olduğundan konsantrasyonları Y ile, sıvı akımları L fazında olduğundan X ile tanımlanır. Buna göre n inci tepsie giren ve çıkan akımların konsantrasyonları Şekil-30 da gösterilmiştir.

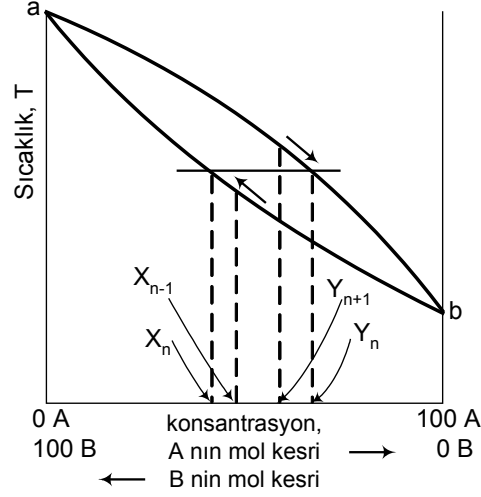
Distillenen karışımın kaynama noktası diyagramı Şekil-31 de görülmektedir; Şekil-30 daki dört konsantrasyon bu eğriler üzerinde işaretlenmiştir. İdeal tepsi tanımına göre, n inci tepsiyi terk eden buhar ve sıvı dengededir; dolayısıyla X_n ve Y_n denge konsantrasyonlarını gösterir. Her iki fazdaki konsantrasyon kolonun yüksekliği arttıkça artacağından, $X_{n-1} > X_n$ ve $Y_n > Y_{n+1}$ dir.

Bu yorum Şekil-31 de görülmektedir. (n+1) tepsisinden gelen buhar ve (n-1) tepsisinden gelen sıvı birbiriyle etkileştiğinde, konsantrasyonları bir denge haline doğru kayar (Şekil-31 de okla gösterilen yönlerde). Daha uçucu bileşenin (A) bir kısmı sıvıdan buharlaşırken, sıvı konsantrasyonu (X_{n-1}) den X_n e düşer. Keza buhardan, daha az uçucu bileşenin (B) bir kısmı yoğunlaşacağından, buhar konsantrasyonu Y_{n+1} den Y_n e yükselir.

Sıvı akımlar kabarcıklaşma noktalarında ve buhar akımlar da çiğlenme noktalarında bulduklarından, A bileşenini buharlaştırmak için gerekli ısı, B bileşeninin yoğunlaşmasıyla açığa çıkan ısıyla sağlanmak zorundadır.



Şekil-30: n. tepsi için madde dengesi.



Şekil-31: İdeal tepside zenginleşmeyi gösteren kaynama noktası diyagramı.

Kaskadtaki herbir tepside A bileşeni buhar akımına, B sıvı akımına transfer olur. Sıvı ve buhardaki konsantrasyon kolon yüksekliği ile arttığından sıcaklık düşer; n tepsinin sıcaklığı (n-1) den yüksek, (n+1) den düşüktür. Zenginleştirme ve Sıyırma

Kısım(2.1) de anlatılan sistemde, besleme kazana verilmektedir; kazandaki sıvıda zenginleştirme işlemi yapılmadığından saf bir dip ürün alınamaz. Bu sınırlama beslenmenin, kolonun merkezi kısmından yapılmasıyla önlenir. Böyle bir durumda sıvı besleme kolondan aşağı kazana akar; bu tip kazan sistemine "geri-kaynatma (reboiler)" denir. Sıvı akımı reboilerden yükselen buharla zenginleştirme işlemine girer. Reboilere ulaşan sıvının A bileşeni sıyrıldığından, dip ürün hemen hemen saf B bileşenidir.

3. Tepsili Kolonların Dizaynı ve Çalışma Özellikleri

Tepsili kolonların dizaynı ve çalışmasındaki önemli faktörler, istenilen ayırmayı yapabilecek tepsi sayısı, kolon çapı, reboilere giren ve kondenserden çıkan ısı, tepsi arasındaki mesafe, tepsi tipinin seçimi ve tepsi yerleşmesindeki detaylardır. Genel ilkelere uygun olarak, tepsili kolonların performans analizleri madde ve enerji dengelerine dayanır.

İki-Bileşenli Sistemler İçin Tüm Madde Dengeleri

Şekil-32 de, tipik bir sürekli distilasyon sisteminin madde dengesi diyagramı görülmektedir. Kolona X_F konsantrasyonunda F mol / sa besleme yapılmakta, ve X_D konsantrasyonunda D mol / sa tepe ürünüyle X_B konsantrasyonunda B mol / sa dip ürün alınmaktadır. İki adet bağımsız tüm madde dengesi yazılabilir.

Toplam madde dengesi:

$$F = D + B$$

A bileşeni dengesi:

$$F X_F = D X_D + B X_B$$

Bu eşitliklerden, B nin yerine konulmasıyla aşağıdaki Denklem(30), D nin yerine konulmasıyla Denklem(31) elde edilir.

$$\frac{D}{F} = \frac{X_F - X_B}{X_D - X_B} \quad (30)$$

$$\frac{B}{F} = \frac{X_D - X_F}{X_D - X_B} \quad (31)$$

Denklem(30) ve (31), kolonun içindeki buhar ve sıvının tüm değerleri için doğrudur.

Net akış Hızları

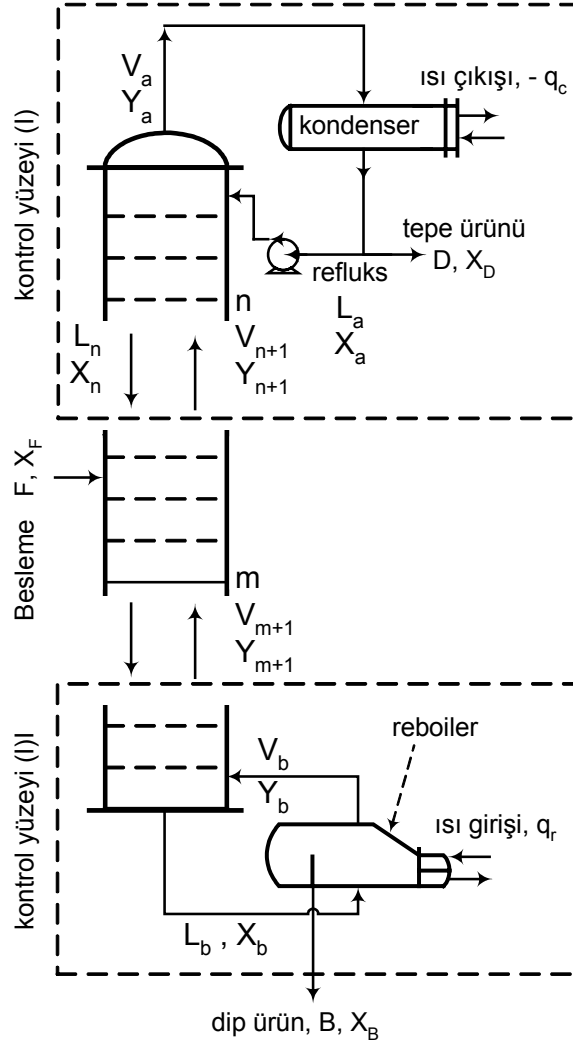
D değeri, kolona tepeden giren ve kolonun tepesinden çıkan akımların akış hızları arasındaki farktır. Şekil-32 de kondenser dolayındaki madde dengesi

$$D = V_a - L_a \quad (32)$$

dır. Kolonun üst bölgesinde herhangi bir yerde buhar ve sıvının akış hızları arasındaki fark da D ye eşittir. (I kontrol yüzeyi olarak tanımlanan kısımda). Bu yüzeyde kondenser ve $(n+1)$ tepsisinin üstünde kalan tüm tepsiler bulunur. Bu kontrol yüzeyi dolayındaki toplam madde dengesi aşağıdaki eşitlikle verilir.

$$D = V_{n+1} - L_n \quad (33)$$

D , kolonun üst bölgesinde yukarıya doğru çıkan maddenin "net akış hızı" dır. V ve L değişik olabilir, fakat farkları sabittir ve D ye eşittir.



Şekil-32: Sürekli fraksiyonlama kolonu için madde dengesi diyagramı.

A bileşeni için benzer madde dengeleri yazılabilir.

$$D X_D = V_a Y_a - L_a X_a = V_{n+1} Y_{n+1} - L_n X_n \quad (34)$$

$D X_D$, kolonun üst bölgesinde yukarıya akan A bileşenin net akış hızıdır ve sistemin bu bölgesi boyunca sabittir.

Kolonun alt bölgesindeki net akış hızları da sabittir, fakat yönleri aşağı doğrudur. Toplam maddenin net akış hızı B, A bileşenininki $B X_B$ dir. Sıyırma bölgesinde genel bir tepsi, n yerine m alt indisle gösterildiğinde aşağıdaki madde dengeleri yazılır.

$$B = L_b - V_b = L_m - V_{m+1} \quad (35)$$

$$B X_B = L_b X_b - V_b Y_b = L_m X_m - V_{m+1} Y_{m+1} \quad (36)$$

Çalışma Hatları

Kolonda iki bölge olduğundan iki de çalışma hattı bulunur; birisi zenginleşme, diğeri sıyırma bölgesi için.

a. Zenginleşme Bölgesi: Bu bölgede çalışma hattı Denklem(17) ile verilmişti.

$$Y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} X_n + \frac{V_a Y_a - L_a X_a}{V_{n+1}}$$

Denklem(34) ten, $(V_a Y_a - L_a X_a)$ yerine değeri konulur.

$$Y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} X_n + \frac{D X_D}{V_{n+1}}$$

Bu eşitliğin tanımladığı doğrunun eğimi, sıvı akımın akış hızının buhar akımının akış hızına oranına eşittir. Denklem(33) den yararlanılarak eşitlikteki V_{n+1} yok edilir.

$$Y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} X_n + \frac{D X_D}{L_n + D} \quad (37)$$

b. Sıyırma Bölgesi İçin: Besleme tepsisinin altındaki kolon bölgesinde Denklem(17) aşağıdaki şekilde yazılır.

$$Y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} X_m + \frac{V_b Y_b - L_b X_b}{V_{m+1}}$$

Denklem(36) da görüldüğü gibi

$$V_b Y_b - L_b X_b = -B X_B \quad \text{olduğundan,}$$

$$Y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} X_m - \frac{B X_B}{V_{m+1}}$$

Bu eşitlik sıyırma bölgesindeki çalışma hattını tanımlar; eğimi, sıvı akış hızının buhar akış hızına oranına eşittir. Denklem(35) ten yararlanılarak $V < MV >_{m+1} < D >$ yok edilir ve Denklem(38) elde edilir.

$$Y_{m+1} = \frac{L_m}{L_m - B} X_m - \frac{B X_B}{L_m - B} \quad (38)$$

4. Fraksiyon Kolonlarının Analizi

Fraksiyon kolonları McCabe-Thiele yöntemi ve entalpi-konsantrasyon yöntemiyle analiz edilebilir.

McCabe-Thiele Yöntemi

Denklem(37) ve (38) ile tanımlanan çalışma hatları ve denge eğrisi xy eksenine geçirildiğinde, basamak-basamak yapıdaki McCabe-Thiele diyagramı elde edilir. Bu diyagram, zenginleştirme veya sıyırma bölgesinde, belirli bir konsantrasyon farkını sağlamak için gerekli "ideal" tepsi sayısını hesaplamada kullanılır. Denklem(37) ve (38) den görüldüğü gibi L_n ve L_m sabit olmadıkça, çalışma hatları eğri şeklindedir ve sadece bu refluks akımların konsantrasyonla değişimi biliniyorsa çizilebilir. Ancak, L_n ve L_m , pek çok durumda önemli derecede değişmez ve sabit kabul edilebilir.

McCabe-Thiele diyagramını çizmeden önce bazı kavramların tanımlanması uygun olacaktır.

Sabit Molal Taşkan:

Kolon besleme tepsi dışında, herhangi bir tepsi n ile gösterilirse,

$$V_n = V_{n+1} \quad (39)$$

eşitliği bulunur; zenginleştirme veya sıyırma bölgelerinde, herhangi bir tepsiye yükselen buharın molü, o tepside yükselen buharın molüne eşittir (besleme tepsi hariç). Buhar akış hızı sabitse, Denklem(33) teki net akış hızının (D) sabit olması nedeniyle, sıvı akış hızı da sabittir.

$$L_{n-1} = L_n \quad (40)$$

Benzer şekilde,

$$L_{m-1} = L_m \text{ dir}$$

Denklem(39) "sabit molal buharlaşma", Denklem(40) "sabit molal taşkan" olarak tanımlanır. Sabit molal taşkanda, sabit sıvı ve buhar akış-hızları için zenginleştirme bölgesinde L ve V, sıyırma bölgesinde **L** ve **V** harfleri kullanılır. Bir kolonun herhangi bir bölgesinde buharlaşma ve taşkan sabitse o bölgenin çalışma hattı bir doğru şeklindedir ve iki noktanın veya bir nokta ile eğimin bilinmesi halinde kolaylıkla çizilebilir.

Refluks Oranı:

Fraksiyonlama kolonlarının analizinde "geri-akış (refluks) oranı" denilen bir değer kullanılır; iki refluks oranı vardır: biri tepe ürüne, diğeri buhara ait olan refluks oranlarıdır. Her iki oran da zenginleştirme kolonundaki değerlerle tanımlanır.

$$R_D = \frac{L}{D} = \frac{V - D}{D} \text{ ve } R_V = \frac{L}{V} = \frac{L}{L + D} \quad (41)$$

Denklem(37) nin sağ tarafındaki pay ve payda D ile bölünerek, sabit molal taşkan için Denklem(42) ifadesi bulunur.

$$Y_{n+1} = \frac{R_D}{R_{D+1}} X_n + \frac{X_D}{R_{D+1}} \quad (42)$$

Kondenser ve Tepe Tepsisi

Denklem(37), sabit molal taşkan için yazılır ve alt indisler kaldırılırsa aşağıdaki şekli alır.

$$Y = \frac{L}{L + D} X + \frac{D X_D}{L + D} \quad (43)$$

Bu eşitlikle tanımlanan çalışma hattının ve X=Y denkleminin gösterilen diyagonal kestiği nokta bulunabilir.

X = Y olduğunda,

$$X = \frac{L}{L + D} X + \frac{D X_D}{L + D} \quad X = X_D$$

bulunur. Zenginleştirme kolonu için çalışma hattı diyagonalı (X_D , X_D) noktasında keser.

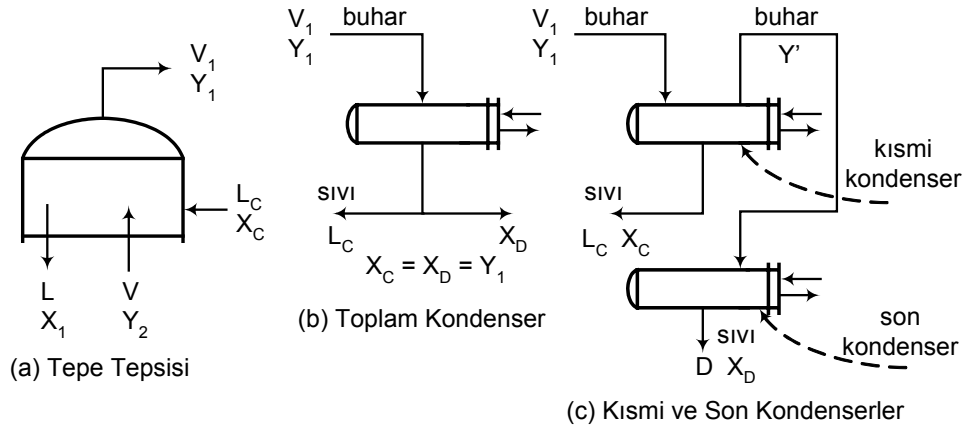
Tepe tepsisi için McCabe-Thiele diyagramı, kondenserin çalışma şekline bağlıdır. Şekil-33 te üst tepsi ve kondenserdeki madde dengeleri gösterilmiştir. Y_1 = üst tepside çıkan buharın, X_1 = üst tepsiye gelen reflüksün konsantrasyonlarıdır. Çalışma hattının genel özelliklerine uygun olarak hattın üst ucu, (X_c , Y_1) noktasındadır.

Reflüks ve sıvı ürünün elde edilmesi için en basit düzen, Şekil-33(b) de görülen tek toplam kondenser sistemidir; kolondan gelen tüm buharı yoğunlaştırır ve reflüks ve ürünü verir.

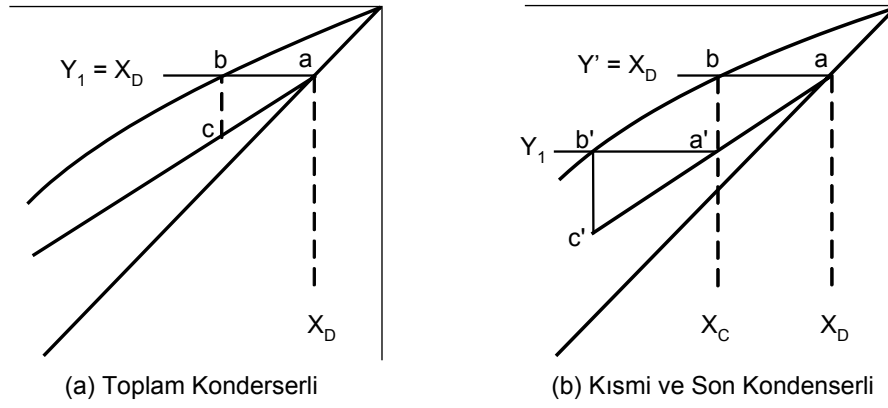
Böyle bir sistem kullanıldığında üst tepside çıkan buharın, üst tepsiye gelen reflüksün ve tepe ürününün konsantrasyonları eşittir; X_D ile gösterilir. Çalışma hattının ucu, bu hattın diyagonalı kestiği (X_D , X_D) noktasıdır. Şekil-34(a) daki abc üçgeni üst tepsiyi gösterir.

Kısmi bir kondenser (veya tasfiye edici) kullanıldığında, sıvı reflüksün konsantrasyonu tepe ürünü ile aynı olmaz; $X_c \approx X_D$. Bazan seri bağlı iki kondenser kullanılır; biri kısmi (reflüks için), diğeri son (sıvı ürün için) kondenserdur.

Böyle bir düzen, Şekil-33(c) de görülmektedir. Kısmi kondenseri terk eden buharın bileşimi Y' dir ve $Y' = X_D$ dir. Bu koşullarda elde edilen diyagram Şekil-34(b) deki gibidir. Çalışma hattı, diyagonal üstündeki (X_D , X_D) noktasından (a) geçer. Oysa kolonun üst tepsisi a'b'c' üçgeni ile tanımlanır. Bir kısmi kondenseri terk eden buhar, sıvı kondensat ile dengede olduğundan buharın bileşimi (Y') denge eğrisinin ordinatıdır; apsis X_c dir. Kısmi kondenser (aba'), distilasyon sisteminde ilave bir teorik basamağa eşdeğerdur.



Şekil-33: Üst tepsi ve kondenserler için madde dengesi diyagramları.



Şekil-34: Tepe tepsisinin grafikte tanımlanması.

Dip Tepsi ve Reboiler:

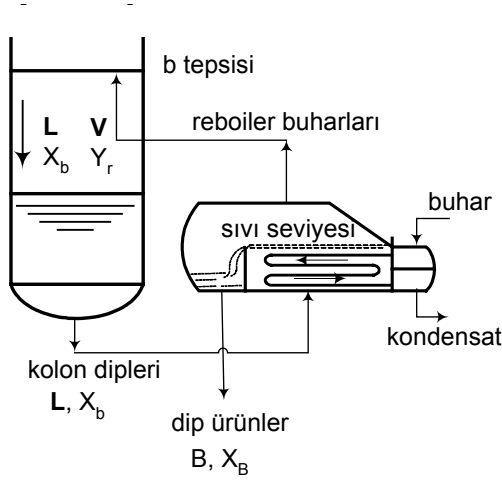
Kolonun dibindeki davranış, tepesindeki benzer. Denklem(38), sabit molal taşkan için yazılır ve $X=Y$ eşitliği için basitleştirilirse, $X = X_B$ bulunur.

$$Y = \frac{L}{L-B} X - \frac{B X_B}{L-B}$$

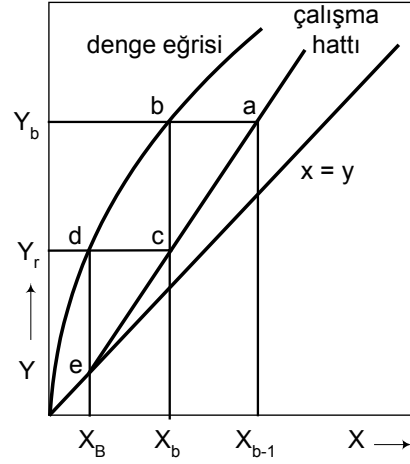
$$X = Y \text{ olduğunda} \quad X = X_B$$

Sıyırma kolonunda çalışma hattı, diyagonalı (X_B, X_B) noktasında keser.

Dip tepsi ve reboilerin madde dengesi Şekil-35 te verilmiştir. Çalışma hattının ucu (X_b, Y_r) noktasıdır; X_b = dip tepside gelen sıvının, Y_r = reboilerden gelen buharın konsantrasyonlarıdır. Reboileri terk eden buhar sıvı dip ürünle dengededir; denge eğrisi üzerindeki bir noktanın koordinatları (X_B, Y_r) dir ve reboiler, ideal bir tepsi gibi çalışır. Şekil-36 da reboiler (cde) ve dip tepsi (abc) için grafik tanımlar görülmektedir.



Şekil-35: Dip tepsi ve reboiler için madde dengesi diyagramı.



Şekil-36: Dip tepsi ve reboiler için grafiksel tanımlama; cde: reboiler, abc: dip tepsi

Besleme Tepsisi:

Beslemenin debisinin artırılması, sıyırma kolonunda reflüsü, zenginleştirme kolonunda buharı veya her ikisini birden artırır. Zenginleştirme kolonunda buhar akış hızı, sıvı akış hızından daha büyüktür. Sıyırma kolonunda ise sıvı akış hızı, buhar akış hızından daha fazladır. Bunun sonucu olarak, sıyırma kolonundaki çalışma hattının eğimi 1 den büyük, zenginleştirme kolonundaki çalışma hattının eğimi 1 den küçüktür.

Besleme değişik koşullarda yapılabilir; soğuk sıvı, doymuş sıvı (kabarcıklaşma noktasında), sıvı ve buhar karışımı, doymuş buhar (çiğlenme noktasında), aşırı ısınmış buhar olabilir. Şekil-37 de farklı beslemeler gösterilmiştir. Şekil-37a, soğuk sıvı haldeki beslemedir. Tüm besleme akımı, sıyırma kolonunda reflüsün bir kısmını oluşturur. Keza, beslemenin kabarcıklaşma noktasına ısınmasıyla bir miktar buhar yoğunlaşır ve bu kondensat L nin bir kısmını oluşturur. L , (1) zenginleştirme kolonundan gelen reflüs, (2) besleme, (3) kondensattan meydana gelir. Zenginleştirme kolonuna giden buhar, sıyırma kolonundakinden yoğunlaşan kısım kadar daha azdır. Şekil-37(b) deki besleme kabarcıklaşma noktasında bulunan sıvıyı gösterir. Beslemeyi ısıtmak için yoğunlaşmaya gereksinim yoktur, dolayısıyla,

$$V = \mathbf{V} \text{ ve } L = F + L$$

dir. Besleme kısmen buhar halindeyse (Şekil-37c), sıvı kısmı L nin, buhar kısmı V nin birer bölümünü oluşturur. Beslemenin doymuş buhar olması durumunda (Şekil-37a), tamamı V nin bir bölümüdür,

$$L = \mathbf{L} \text{ ve } V = F + \mathbf{V}$$

Besleme aşırı ısınmış ise (Şekil-37e), zenginleştirme kolonundan gelen sıvının bir kısmı buharlaşarak beslemeyi soğutur ve doymuş buhar haline dönüştürür. Bu durumda zenginleştirme kolonundaki buhar, (1) sıyırma kolonundan gelen buhar, (2) besleme, (3) buharlaşmadan oluşur. Sıyırma kolonuna reflüs, zenginleştirme kolonundan buharlaşan kısım kadar daha az olur.

Bu beş değişik koşuldaki besleme tipi tek bir faktörle (f) tarif edilebilir; f =giren herbir mol besleme için, zenginleştirme bölgesindeki buhar akış miktarı (mol) dir. Değişik koşullardaki beslemeler için aşağıdaki tanımlar yapılabilir:

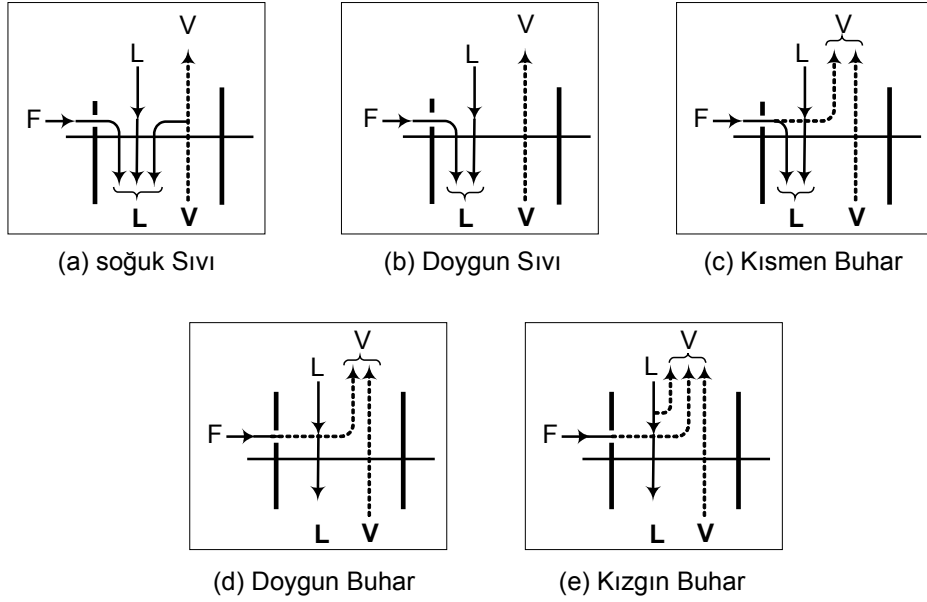
$$\text{soğuk besleme,} \quad f < 0$$

$$\text{doymuş sıvı besleme (kabarcıklaşma noktasında),} \quad f = 0$$

kısmen buhar besleme,	$0 < f < 1$
doygun buhar besleme (çiglenme noktasında),	$f = 1$
kızgın buhar besleme,	$f > 1$

Besleme sıvı-buhar karışımı ise, buharın mol kesri= f , sıvının mol kesri = $(1 - f)$ dir.
Tüm beslemenin V ye katkısı $f F$ olacağından,

$$V = \mathbf{V} + f F \quad \text{ve} \quad \mathbf{V} - V = f F \quad \text{dir} \quad (44)$$



Şekil-37: Değişik koşullardaki beslemelerin, besleme tepsisinden akışı.

Benzer şekilde, tüm beslemenin L ye katkısı $F(1-f)$ olacağından, sıyırma kolonuna toplam reflux L ve $F(1-f)$ nin toplamına eşittir, veya,

$$\mathbf{L} = L + (1 - f) F \quad \text{ve} \quad \mathbf{L} - L = (1 - f) F \quad (45)$$

Denklem(45), besleme tepsişi etrafında toplam madde dengesi yazılarak da çıkarılabilir. Buna göre:

$$f + \mathbf{V} + L = V + \mathbf{L}$$

Denklem(44) ten V alınarak,

$$F + V + L = V + f F + L$$

$$V = L + (1 - f) F$$

Besleme Hattı (q Doğrusu)

Denklem(44) ve (45), madde dengeleriyle beraber, tüm çalışma hatları kesim noktalarının bulunduğu doğru denkleminin çıkarılmasında kullanılır. Bu doğruya "besleme hattı (q doğrusu)" doğru denir ve aşağıdaki eşitlikle tanımlanır.

$$Y = -\frac{1-f}{f} X + \frac{X_F}{f} \quad (46)$$

Tüm çalışma hatlarının kesim noktası bu doğru üzerindedir. Doğrunun konumu, sadece X_F ve f ye bağlıdır; eğimi $-(1-f)/f$ dir ve Denklem(46) da $Y=X$ konulduğunda, diyagonal kestiği noktada $X = X_F$ olduğu görülür.

Soğuk besleme için f sıfırdan küçük bir değer, kızgın (aşırı ısınmış) buhar için birden büyük bir değerdir. Soğuk sıvı ve kızgın buhar için f eşitlikleri aşağıda verilmiştir.

Soğuk sıvı:

$$f = -\frac{c_{PL} (T_b - T_F)}{\lambda} \quad (47)$$

Kızgın buhar:

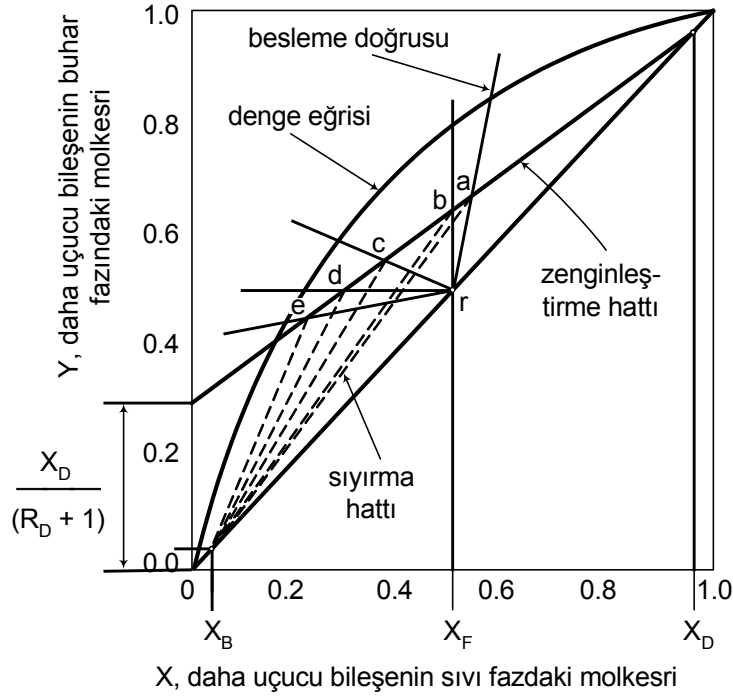
$$f = 1 + \frac{c_{PV} (T_F - T_d)}{\lambda} \quad (48)$$

c_{PL} = sıvının öz ısısı (Btu / lb.⁰F), c_{PV} = buharın öz ısısı (Btu / lb.⁰F), T_F = beslemenin sıcaklığı (⁰F), T_b = beslemenin kabarcıklaşma noktası (⁰F), T_d = beslemenin çiğlenme noktası (⁰F), λ = buharlaşma ısısı (Btu / Lb.) dir.

Çalışma Hatlarının Çizilmesi:

Çalışma hatlarını çizmenin en basit yöntemi (1) besleme hattının yerleştirilmesi, (2) Y eksenini zenginleştirme hattının $X_D / (R_{D+1})$ kesişme noktasının hesaplanması ve zenginleştirme hattının bu nokta ile (X_D, X_D) noktasından geçirilmesi, (3) sıyırma hattının, (X_B, X_B) noktasından ve besleme hattıyla zenginleştirme hattının

kesiştği noktalardan geçirilmesi. Bu yöntemlerle çizilen çalışma hatları Şekil-38 de görülmektedir. X_F , X_B , X_D , L , D sabit kabul edilmiştir. Besleme soğuk bir sıvı ise besleme hattının eğimi yukarı ve sağa doğru, doymun bir sıvı ise dikey, sıvı ve buhar karışımıysa yukarı ve sola doğru, doymun buhar ise yatay, kızgın buhar ise aşağı ve sola doğru konumlardadır.



Şekil-38: Besleme doğrusuna besleme koşullarının etkisi.

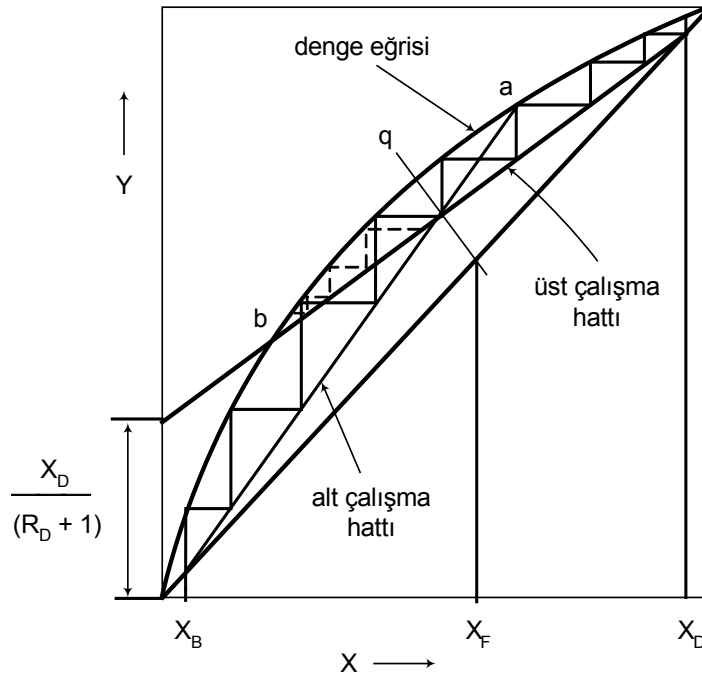
Besleme Tepsisinin Yeri:

Çalışma hatları çizildikten sonra, Şekil-39 da görüldüğü gibi, adım-adım çizilerek ideal tepsi sayısı bulunur. Çizime ya sıyırma hattının altından (alt çalışma hattı) veya zenginleştirme hattının üstünden (üst çalışma hattı) başlanır. Burada üstten başlandığı ve bir toplam kondenser olduğu kabul edilmiştir. Çalışma hatlarının kesim noktaları birbirlerine yaklaşırken adımların, ne zaman üst çalışma hattından alt çalışma hattına geçeceği karar vermek gerekir. Bunun için her tepside

azami zenginleşmenin gerçekleşmesi ve tepsi sayısının mümkün olduğu kadar az olması istenir.

Bu ilke, X in değerinin, iki çalışma hattının kesiştiği koordinattaki X değerinin altına düştüğü anda geçişin yapılmasıyla sağlanır.

Besleme tepsi, daima bir üçgenle gösterilir; üçgenin bir köşesi üst çalışma hattı, biri alt çalışma hattı üzerindedir. Optimum konumda olduğunda üçgenin iki kenarı, çalışma hatlarının kesim noktasında birleşmiş durumdadır; bu üçgen, besleme tepsisini gösterir.



Şekil-39: Besleme tepsisinin yeri.

Bir çalışma hattından diğere geçiş, a ve b noktaları arasında bulunan herhangi bir konumda olabilir, fakat besleme tepsi optimum noktadan başka bir yere konulduğunda gereğinden fazla tepsi sayısı çıkar.

Alt çalışma hattına geçiş b noktasına kadar geciktirilebilir. Denge ve çalışma hatları arasındaki üçgenler gittikçe küçülür; bunlar zenginleştirme bölgesinde gerek-

siz çok sayıda tepsiyi gösterir. Benzer şekilde geçişin a noktasına yakın bir yerde yapılması durumunda, sıyırma kolonunda gereksiz kolonlar bulunması sonucu doğar.

Isınma ve Soğuma Gereksinimleri

Tepsiler adyabatik bir sistemdir ve dışarıdan ısı alış-veriş olayı kondenser ve reboilerle ilgilidir. Molal gizli ısı λ sabit ise, reboilere ilave edilen ısı $q_r = V \lambda$, kondenserde uzaklaştırılan ısı $q_c = -V \lambda$ dir. (Btu / sa veya cal / sa) (sisteme ısı verildiğinde ısı etkileri pozitif, ısı alındığında negatif olur; dolayısıyla q_c , negatiftir).

Isıtma ortamı doymuş buhar olduğunda, reboiler için gereken buhar,

$$m_s = \frac{V \lambda}{\lambda_s} \quad (49)$$

dir. m_s = harcanan buhar (lb / sa), V =reboilerden çıkan buhar (lb mol / sa), λ_s = buharın iç ısı (Btu / lb) dir.

Soğutma ortamı su olduğunda, kondenser için gerekli su,

$$m_c = -\frac{-V \lambda}{T_2 - T_1} = \frac{V \lambda}{T_2 - T_1} \quad (50)$$

m_c = harcanan su (lb / sa), $(T_2 - T_1)$ = soğutma suyunun sıcaklık yükselmesi ($^{\circ}\text{F}$).

ÖRNEK

%40 Benzen ve %60 toluen içeren bir karışım, fraksiyonlu bir kolonda sürekli distilasyonla ayrılacaktır. Karışım kolona 30 000 g / sa hızla verilmektedir. Tepe ürününün %97 benzen, dip ürünün %98 toluen olması istenmektedir (% ler ağırlıktadır). Refluks oranı 3.5 mol / 1 mol ürün alınmıştır. Benzen ve toluenin molal iç ısı 7675 cal / g.mol, molekül ağırlıkları, $M_{\text{benzen}} = 78$, $M_{\text{toluen}} = 92$ dir.

a. Tepeden ve dipten alınan ürünü, mol / sa olarak hesaplayınız.

b. İdeal tepsi sayısını ve besleme tepsisinin konumunu bulunuz: (1) besleme sıvı ise ve kaynama noktasındaysa; (2) besleme sıvı ise ve 20°C de ise (öz ısı = 0,44 Btu / lb $^{\circ}\text{F}$); (3) besleme 2 / 3 buhar ve 1 / 3 sıvı ise.

c. Isıtma işleminde 20 lb / in² basınçlı buhar kullanıldığında, (1), (2), (3) halleri için saatte ne kadar buhar gerekir? (ısı kayıpları olmadığı ve refluksin doymuş sıvı olduğu kabul ediliyor.)

d. Soğutma suyu kondensere 80 °F da giriyor ve 150 °F da çıkıyorsa, saatte kaç litre soğutma suyu gerekir?

Çözüm

a. Besleme, tepe ve dip ürünlerinin konsantrasyonları (benzenin mol kesri cinsinden):

$$X_F = \frac{40 / 78}{40 / 78 + 60 / 92} = 0.440$$

$$X_D = \frac{97 / 78}{97 / 78 + 3 / 92} = 0.974$$

$$X_B = \frac{2 / 78}{2 / 78 + 98 / 92} = 0.0235$$

Beslemenin ortalama molekül ağırlığı:

$$M_{\text{ort.}} = \frac{100}{40 / 78 + 60 / 92} = 85.8$$

$$F = \frac{30\,000}{85.8} = 350 \text{ mol / saat}$$

Denklem(30) kullanılarak tüm benzen dengesi yazılır.

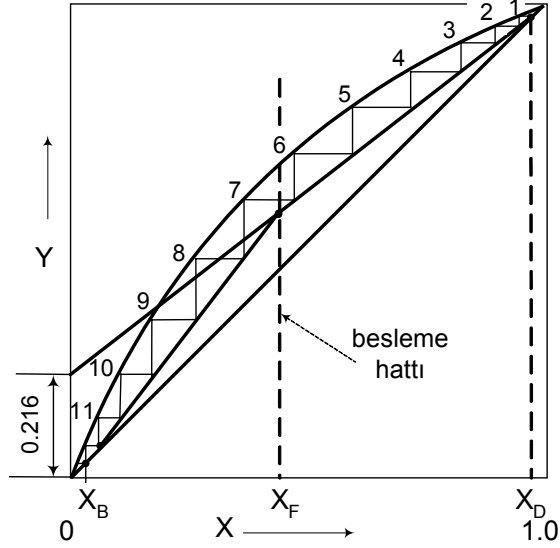
$$\frac{D}{F} = \frac{X_F - X_B}{X_D - X_B} \quad D = F \frac{X_F - X_B}{X_D - X_B}$$

$$D = 350 \frac{0.44 - 0.0235}{0.974 - 0.0235} = 153.4 \text{ mol / sa}$$

$$B = 350 - 153.4 = 196.6 \text{ mol / sa}$$

b. (1). Besleme sıvıdır ve kaynama noktası sıcaklığındadır. İdeal tepsi sayısı =?, besleme tepsisinin konumu =?

Bunun için denge diyagramı çizilir. Diyagramda, X_D , X_F , X_B noktalarından çıkılan dik doğruların diyagonal kestiği noktalar saptanır (Şekil-40).



Şekil-40: Örnek problem, b(1).

Besleme hattının çizilmesi: $f = 0$ olduğundan $X = X_F$ doğrusunun uzatılmasıyla besleme hattı çizilir. Çalışma hatlarının çizilmesi: Denklem(42) den, zenginleştirme hattının y eksenindeki kesim noktası bulunur.

$$Y_{n+1} = \frac{R_D}{R_{D+1}} X_n + \frac{X_D}{R_{D+1}} \quad (42)$$

$$\frac{X_D}{R_{D+1}} = \frac{0.974}{3.5 + 1} = 0.216$$

$X = 0, Y = 0.216$ koordinatları y eksenine yerleştirilir ve zenginleştirme hattı çizilir; bu hat ve besleme hattının kesiştiği nokta ile, $X = 0.0235, Y = 0.0235$ koordinatları birleştirilerek sıyırma hattı elde edilir.

Son aşamada iki çalışma hattı ve denge eğrisi arasında dik açılı basamaklar çizilir. Elde edilen diyagramdan istenilen veriler okunur:

İdeal tepsi sayısı = 11 tepsi

besleme tepsisinin konumu = 7. tepsi

b.(2) Besleme sıvıdır ve 20 °C sıcaklıktadır. İdeal tepsi sayısı =?, besleme tepsinin konumu = ? (beslemenin öz ısısı, $c_{PL} = 0.44 \text{ Btu / lb. dir.}$)

Çözüm b(1) dekine benzer; farkı besleme hattıdır. Şekil-3 teki kaynama noktası diyagramından beslemenin kabarcıklaşma noktası bulunur.

$X_F = 0.440$ olduğundan, beslemenin kabarcıklaşma noktası = 95.3 °C

$$c_{PL} = 0.44 \text{ Btu / lb } ^\circ\text{F} \text{ (} 0.44 \text{ cal / g } ^\circ\text{C)}$$

Beslemenin buharlaşma gizli ısısı, λ ,

$$\lambda = \frac{7675}{85.8} = 89.45 \text{ cal / g}$$

$$f = -\frac{c_{PL} (T_b - T_F)}{\lambda} \quad (47)$$

$$f = -\frac{0.44 (95.3 - 20)}{89.45} = -0.370$$

Denklem(46) dan, besleme hattının denklemi yazılır.

$$Y = -\frac{1-f}{f} X + \frac{X_F}{f} \quad (46)$$

$$\text{eğim} = -\frac{1-f}{f} = -\frac{(1+0.370)}{-0.370} = 3.70$$

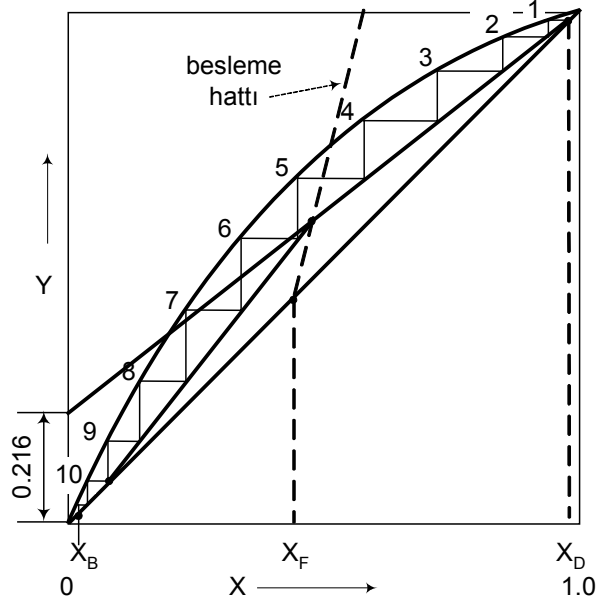
Bu değer kullanılarak besleme hattı ve sonra da basamaklar çizilerek Şekil-41 deki diyagram elde edilir. Diyagrama göre,

İdeal tepsi sayısı = 10 tepsi

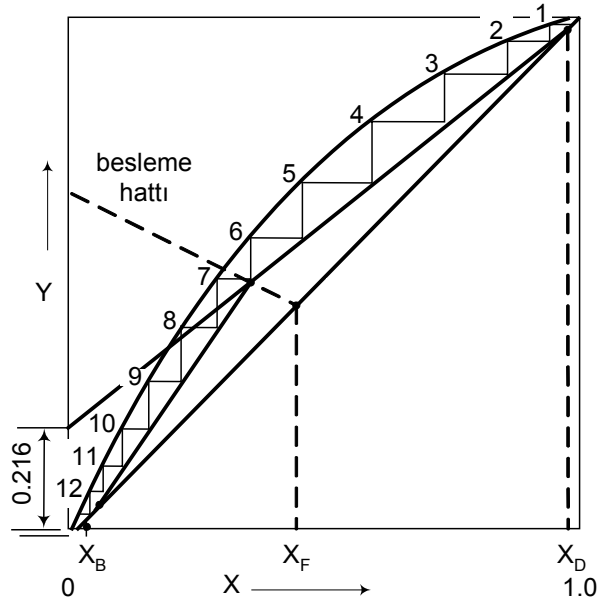
besleme tepsinin konumu = 5. tepsi

b.(3). Besleme 2 / 3 buhar ve 1 / 3 sıvı karışımıdır. İdeal tepsi sayısı =?, besleme tepsinin konumu =?

Çözüm b(1) dekine benzer; farkı, besleme hattının eğimidir. $F = 2 / 3$ olduğundan Denklem(46) dan besleme hattının eğimi bulunur.



Şekil-41: Örnek problem, b(2).



Şekil-42: Örnek problem, b(3).

$$\text{eğim} = -\frac{1-f}{f} = -\frac{(1-2/3)}{2/3} = -0.5$$

Bu değerle çizilen besleme hattı ve b(1) deki diğer çalışma hatları Şekil-42 deki diyagramı verir. Diyagrama göre:

İdeal tepsi sayısı = 12 tepsi

besleme tepsisinin konumu = 7. tepsi

c. Isıtmada kullanılan buharın basıncı 1.4 kg / cm^2 dir. b(1), b(2), b(3) hallerinde gerekli buhar = ?

Zenginleştirme kolonundaki V buhar akış hızı,

$$V = (3.5 + 1) \times 153.4 = 690 \text{ mol / sa}$$

Bu miktar kondenserde yoğunlaşmalıdır. Denklem(44) den V çekilir.

$$V = \mathbf{V} + f F$$

$$\mathbf{V} = V - f F = 690 - 350 f$$

Doygun buhar ve suyun özelliklerini gösteren tablolardan $P_A = 1.5 \text{ kg / cm}^2$ basınçlı buharın ısı değeri bulunur; $\lambda_S = 939 \text{ Btu}$.

Bu durumda gerekli ısı Denklem(49) dan hesaplanır.

$$m_S = \frac{\lambda \mathbf{V}}{\lambda_S} =$$

$$m_S = \frac{7675 \times 1.8}{939} (690 - 350 f) \text{ lb / sa}$$

Besleme sıvıdır ve kaynama noktası sıcaklığındadır:

$$f=0 \quad m_S = \frac{13815}{939} (690 - 0) = 10150 \text{ lb / sa}$$

Besleme sıvıdır ve 20°C sıcaklıktadır:

$$f=-0.370 \quad m_S = \frac{13815}{939} (690 + 350 \times 0.37) = 12080 \text{ lb / sa}$$

Beleme $2/3$ buhar ve $1/3$ sıvıdır.

$$13815$$

$$f = 0.667 \quad m_s = \frac{690 - 350 \times 0.667}{939} = 6720 \text{ lb / sa}$$

d. Kondens suyun giriş sıcaklığı, 80 °F, çıkış sıcaklığı 150 °F; $m_c = ?$ Llb / saattir?

Gerekli soğutma suyu miktarı, Denklem(50) den hesaplanır.

$$m_c = - \frac{-V \lambda}{T_2 - T_1} = \frac{V \lambda}{T_2 - T_1}$$

$$m_c = - \frac{-13815 \times 690}{150 - 80} = 136\,300 \text{ lb / sa}$$

Kolon Verimi, Tepe Verimi

Endüstriyel uygulamalar açısından kolon tepsileri birer teorik denge kademesi değillerdir. Tepsilerde teorik dengenin kurulması uygulamadaki gaz veya sıvı akış hızlarında mümkün olmaz. Teorik dengenin oluşması ancak özel hallerde ve özel durumlarda mümkündür.

Distilasyon konusu incelenirken distilasyon kolonunun her tepsisinde teorik dengeye ulaşıldığı varsayılmıştır. Oysa kolon toplam veriminin (veya distilasyon verimi) hesaplanması istendiğinde, gerçek ve teorik tepsi sayıları dikkate alınır.

Toplam verim E_0 (efficiency), teorik tepsi sayısının, gerçek tepsi sayısına oranı olarak tanımlanır:

$$E_0 = \frac{N_T}{N_G}$$

N_T = teorik tepsi sayısı, N_G = gerçek tepsi sayısı

Toplam tepsi verimini etkileyen çeşitli etkenler vardır; örneğin, akışkanın viskozitesi, buhar ve sıvı fazların akış hızları gibi hidrodinamikler ve kütle transfer özellikleri yanında, tepsilerin tipleri ve yapıları da önemli faktörlerdir. Asıl sorun, tüm etkenlerin dikkate alınarak toplam verimin nasıl hesaplanacağındadır.

Söz konusu verim (E_0), sadece kolon içindeki tepsilerde kaynaklanan verimdir. Sistemde bulunabilecek kısmi kondenser ve kısmi reboiler de ayrı birer denge kademesi gibi çalışmalarına karşın toplam verim olarak tanımlanan E_0 kapsamında düşünülemez; böyle hallerde, diğer farklı faktörlerin de dikkate alınması gerekir ki bu tür hesaplamalar çok karmaşık ve güçtür. Bu nedenle, uygulamalarda genellikle tepsi veriminin kullanılması tercih edilir.

Tepsi veriminin hesaplanmasında değişik yöntemler kullanılır; Murphree, Walter ve Sherwood, Gillard, O'Connel, Geddes metotları, gibi. Bunlardan en yaygın olarak kullanılanı Murphree metodudur.

$$E_{MV} = \frac{Y_m - Y_{m+1}}{Y_m^* - Y_{m+1}} \quad \text{buhar ortamı için}$$

$$E_{MV} = \frac{X_n - X_{n-1}}{X_n^* - X_{n-1}} \quad \text{sıvı ortamı için}$$

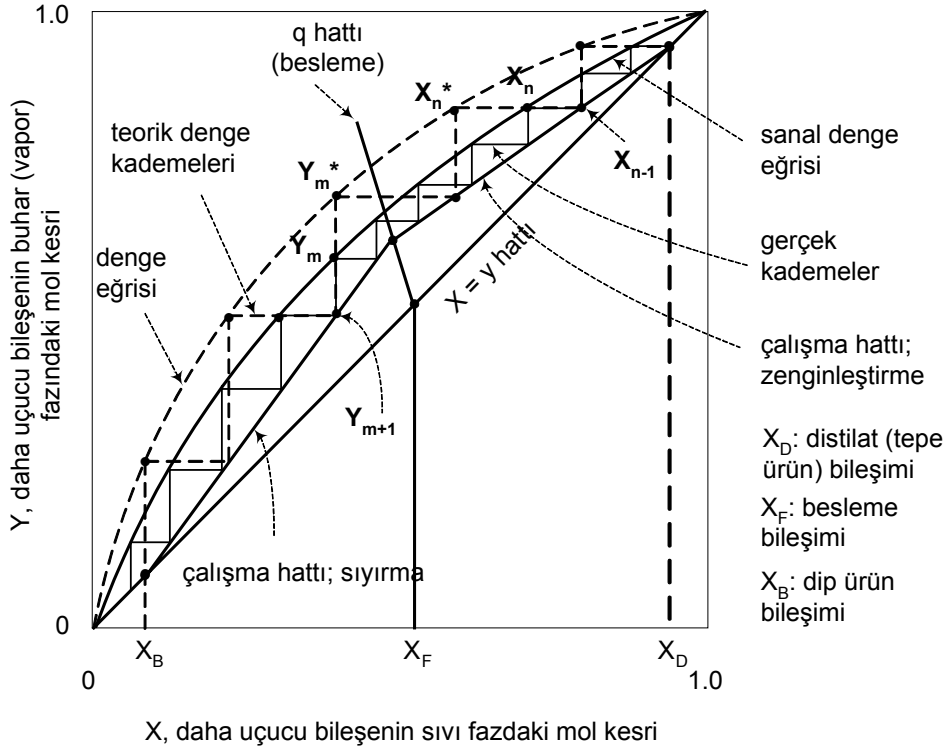
Y^* ve X^* , teorik dengenin olduğu koşullardaki x ve y değerleridir. Y_m , Y_{m+1} , X_n , X_{n-1} , gerçekte ulaşılan mol kesirleridir (Şekil-43).

Gerçek konsantrasyon noktalarını birleştirilmesiyle "sanal (pseudo) denge" eğrisi oluşturulur. Mc.Cabe Thiele diyagramında tepsiler sanal-denge eğrisi üzerinden oluşturulur. Bu durumda geçek tepsi sayısı, teorik tepsi sayısına göre tepsi veriminin değerine bağlı olarak daha fazla bulunur.

Distilasyon kolonlarının zenginleştirici (rectifier) bölgesi için E_{ML} eşitliğinin, sıyırıcı (stripper) bölgesi için de E_{MV} eşitliğinin kullanılması önerilir. E_{ML} ve E_{MV} eşitlikleri kolondaki n. ve n+1 nci tepsilere ait eşitliklerdir;

Entalpi-Konsantrasyon Yöntemi

Ponchon-Savarit yöntemi olarak tanıman analizde, entalpi-konsantrasyon diyagramı kullanılır. Entalpi-konsantrasyon diyagramı iç ısıları, karışma ısılarını ve hissedilir ısıları içerir. Diyagramda, aynı zamanda, denge verileri de bulunur. (Burada detaya girilmeyecektir.)



Şekil-43: Mc.Cabe Thiele diyagramı