

مؤسسه آموزش عالی آزاد پارس



آخرین قدم

در درس انتقال جرم

استاد محمود میرزازاده

در راهی که با هم شروع کرده‌ایم و هدفی که برای خود ترسیم نموده‌ایم، یک کلمه مشترک جلب توجه می‌کند:

قبولی در آزمون کارشناسی ارشد

در واقع هدف ما در این راستا، آشکارا و به‌طور مکرر بیان شده است:
تا سال ۹۰، ۹۰ درصد پذیرش کل در ۳۳ رشته کارشناسی ارشد، از اعضای خانواده پارسه باشند.

و هدف شما نیز در این راستا به وضوح قابل تشخیص است:

من باید در سال جاری یکی از پذیرفته‌شدگان کنکور کارشناسی ارشد باشم (البته احتمالاً با یک قید اضافی یعنی اسم دانشگاه).

این است که برای تحقق این اهداف چندماهی را همراه هم بوده‌ایم.

در حقیقت اولین قدم، پیوستن شما به برنامه‌های پارسه بود که با دریافت منابع علمی ارائه شده، حرکت مشترک شروع گردید و با اجرای هر آزمون یک گام به‌جلو برداشتیم.

از اولین روز تصمیم داشتیم، بعد از ششمین آزمون، یک برنامه ویژه را برای رسیدن به هدف مشترکمان، خدمتتان ارائه کنیم.

به‌طور طبیعی طرح مذکور برای کسانی آماده شده که به‌طور نسبی با برنامه‌های ما پیش آمده‌اند و به‌نظر می‌رسد به‌طور ملموسی بتوانند موفقیت در آزمون سال‌جاری را دارا هستند، این است که افراد مخاطب ما، بایستی حائز این شرط باشند که:

یک چهارم نمره حدنصاب رشته \geq مجموع نمره علمی شش آزمون

۶

از آنجا که در روزهای نزدیک امتحان آنچه اهمیت دارد، مرور آموخته‌های قبلی است و آنچه فاقد ارزش و البته اتلاف وقت است، آموختن مطالب جدید می‌باشد، لذا آنچه در پیش روی دارید تلاشی است برای یک مقصود کاملاً ارزشمند:

کسب بهترین نتیجه با صرف کمترین زمان

مجموعه حاضر که حاصل تلاش مجدانه اساتید محترم پارسه است و با تکیه بر سالیان متممادی تجربه ایشان در آزمون‌های ورودی کارشناسی ارشد طراحی گردیده، در رئوس زیر جمع‌بندی شده و اصلی‌ترین مطالب که در روزهای نزدیک امتحان باید به‌خاطر داشته باشید را مرور می‌کند.

۱- ارائه خلاصه درس به همراه طرح نکات کلیدی

۲- ارائه مهم‌ترین تست‌های کنکورهای سراسری و پارسه در سالیان اخیر

این است که با مطالعه آن می‌توانید ضمن تثبیت آموخته‌هایتان، توانایی‌های لازم برای روز آزمون را بهبود بخشیده و با کسب یک اعتماد به نفس کاملاً منطقی، ترفیع قابل توجهی را در رتبه خود ایجاد کنید.

پس لطفاً آخرین قدم را محکم بردارید

کاوه عابدین‌زاده

رئیس موسسه آموزش عالی پارسه

info@parseh.ac.ir

بخش اول

انتقال جرم

۱- مکانیزم‌های انتقال جرم

انتقال جرم بین فازها با دو مکانیزم نفوذ مولکولی و جابه‌جایی انجام می‌شود. در نفوذ مولکولی توده سیال فاقد حرکت است (حرکت به مفهوم سیالاتی) اما در جابه‌جایی، توده سیال دارای حرکت است ($v \neq 0$). عامل اصلی انتقال جرم بین دو فاز وجود اختلاف پتانسیل شیمیایی است اما درون یک فاز اختلاف غلظت شرط انتقال جرم است.

۲- نفوذ مولکولی در سیالات

شار مطلق انتقال جرم (N_A) عبارت است از تعداد مول‌های جزء A که در واحد زمان و در واحد سطح نسبت به یک ناظر لخت از نقطه‌ای به نقطه دیگر منتقل می‌شود و به صورت زیر بیان می‌شود:

$$N_A = C_A v_A \quad (1)$$

v_A در معادله فوق سرعت جزء A نسبت به ناظر لخت است. دقت شود که در نفوذ با وجود آنکه حرکت در مقیاس میکروسکوپی وجود ندارد اما در مقیاس مولکولی حرکت اجزاء انجام می‌شود. لذا در معادله بالا v_A همان سرعت ناشی از نفوذ است که در مقیاس مولکولی انجام می‌شود. چون این سرعت‌ها قابل اندازه‌گیری نیستند بنابراین لازم است رابطه فوق در قالب کمیت‌های قابل اندازه‌گیری بازنویسی شود:

$$N_A = C_A \left(v_A - \dot{v} \right) + C_A \dot{v} \quad (2)$$

$$N_A = J_A + C_A \dot{v} \quad (3)$$

$$J_A = C_A \left(v_A - \dot{v} \right) \quad (4)$$

$$\dot{v} = \frac{\sum C_i v_i}{\sum C_i} \quad (5)$$

در معادلات بالا، N_A : شار مطلق A، J_A : شار نسبی A ناشی از نفوذ، $C_A \dot{v}$: انتقال جرم ناشی از حرکت توده و \dot{v} : سرعت متوسط مولی ناشی از نفوذ اجزاء است.

۱-۲- قانون اول فیک و نکات آن

فرم اصلی و بی قید و شرط قانون اول فیک به صورت زیر است:

$$J_A = -CD_{AB}\nabla x_A \quad (6)$$

در صورتی که غلظت مولی کل (C) ثابت باشد به صورت زیر خواهد شد:

$$J_A = -D_{AB}\nabla C_A \quad (7)$$

نکات قانون اول فیک به اختصار عبارتند از:

- ضریب نفوذ A در B (D_{AB}) به حلالیت اجزاء بستگی ندارد.
- ضریب نفوذ در گازها، مایعات و جامدات به ترتیب $10^{-5} \frac{m^2}{s}$ ، $10^{-9} \frac{m^2}{s}$ و $10^{-12} \frac{m^2}{s}$ است. یعنی جزء B گاز، مایع یا جامد باشد.
- ضریب نفوذ در گازها با دما و فشار به صورت زیر رابطه دارد:

$$D_{AB} \sim T^{\frac{3}{2}}, \frac{1}{P_1}, \frac{1}{f} \quad (8)$$

در معادله بالا T دمای مطلق گاز و f تابع برخورد، مولکول‌های گاز است. اگر تغییرات دما کمتر از $50^\circ C$ باشد f اثری بر D_{AB} ندارد و لذا:

$$\frac{D_{AB,2}}{D_{AB,1}} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{3}{2}} \left(\frac{P_1}{P_2}\right) \quad (9)$$

- ضریب نفوذ در مایعات به صورت زیر با دما و ویسکوزیته رابطه دارد:

$$\frac{D_{AB,2}}{D_{AB,1}} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right) \left(\frac{\mu_1}{\mu_2}\right) \left(\frac{M_{B2}}{M_{B1}}\right)^{0.5} \left(\frac{v_{A1}}{v_{A2}}\right)^{0.6} \quad (10)$$

در معادله بالا T: دمای مطلق، μ : ویسکوزیته مایع، M_B : جرم مولکولی محیط نفوذ، v_A : حجم ویژه جزء A

- ضریب نفوذ در مایعات مستقل از فشار ولی وابسته به غلظت است. اما در گازها ضریب نفوذ در گازها به فشار بستگی دارد ولی به غلظت بستگی ندارد.
- اگر $D_{AB} = D_{BA}$ اگر غلظت مولی کل ثابت باشد.
- مجموع شارهای مولی نسبی ناشی از نفوذ اجزاء برابر صفر است. $(\sum J_i = 0)$

۲-۲- معادله اساسی شار انتقال جرم

با توجه به قانون اول فیک معادله (۳) به صورت زیر قابل بازنویسی است:

$$N_A = -CD_{AB}\nabla x_A + x_A \sum N_i \quad (11)$$

$$x_A = \frac{C_A}{C}, \sum N_i = N_A + N_B \quad (12)$$

۲-۳- اثر مختصات بر N_A

در صورتی که واکنش شیمیایی هموژنی انجام نشود و شرایط انتقال جرم پایدار فرض شود از موازنه کلی جزء می‌توان نتیجه گرفت که نرخ انتقال جزء (G_A) مقداری ثابت است. رابطه G_A با N_A به صورت زیر است:

$$G_A = N_A \cdot A \quad (13)$$

A در معادله فوق سطح انتقال جرم است. با توجه به اینکه در مختصات کارتزین، A ثابت بوده و در مختصات استوانه‌ای و کروی A به ترتیب برابر $A = 2\pi rL$ و $A = 4\pi r^2$ می‌باشد. لذا:

$$\text{ثابت } N_A = \text{کارتزین} \quad \frac{dN_A}{dz} = 0 \quad (14)$$

$$\text{استوانه} \quad G_A = N_A (2\pi rL) = \text{ثابت} \quad \frac{d}{dr}(r N_A) = 0 \quad (15)$$

$$\text{کره} \quad G_A = N_A (4\pi r^2) = \text{ثابت} \quad \frac{d}{dr}(r^2 N_A) = 0 \quad (16)$$

۲-۴- روابط شار در مسائل نفوذ

ترم $\sum N_i$ (در معادله (۱۱)) در مسائل مختلف انتقال جرم به یکی از صورت‌های زیر می‌باشد:

۱- اگر انتقال جرم از نوع نفوذ در جزء ساکن باشد:

$$N_A \neq 0, N_B = 0 \rightarrow \sum N_i = N_A \quad (17)$$

در بسیاری از فرایندها مثل جذب و دفع، جذب و دفع سطحی، خشک کردن و رطوبت‌سنجی به دلیل آنکه فقط یک جزء بین دو فاز مبادله می‌شود. فرض انتقال در جزء ساکن قابل قبول است. اما در فرآیندی مثل تقطیر که همه اجزاء بین دو فاز مبادله می‌شوند این فرض صادق نیست.

۲- اگر انتقال جرم از نوع نفوذ متقابل با مول‌های برابر باشد، همانند انتقال گازها:

$$N_A = -N_B \rightarrow \sum N_i = 0 \quad (18)$$

۳- اگر نفوذ توأم با واکنش هتروژن باشد ترم $\sum N_i$ به معادله واکنش بستگی دارد. در این حالت با توجه به معادله واکنش به صورت زیر

عمل می‌کنیم:

$$aA + bB + \dots \rightarrow rR + sS + \dots \quad (19)$$

$$\frac{N_A}{a} = \frac{N_B}{b} = \dots = \frac{N_R}{-r} = \frac{N_S}{-s} = \dots \quad (20)$$

$$\sum N_i = N_A + \frac{b}{a} N_A + \dots - \frac{r}{a} N_A - \frac{s}{a} N_A - \dots = \left(1 + \frac{b}{a} + \dots - \frac{r}{a} - \frac{s}{a} - \dots \right) N_A \quad (21)$$

نکته: در معادله (۲۰) باید شار اجزاء جامد در معادله واکنش برابر صفر قرار داده شود. با توجه به موارد فوق، در مختصات کارتزین

شار انتقال جرم ناشی از نفوذ به یکی از صورت‌های زیر قابل بیان است:

اگر $\sum N_i \neq 0$ باشد:

$$N_A = \frac{N_A}{\sum N_i} \cdot \frac{CD_{AB}}{Z} \cdot \text{Ln} \left[\frac{\frac{N_A}{\sum N_i} - \frac{C_{A2}}{C}}{\frac{N_A}{\sum N_i} - \frac{C_{A1}}{C}} \right] \quad (22)$$

اگر $\sum N_i = 0$ باشد:

$$N_A = \frac{CD_{AB}}{Z} \left[\frac{C_{A1}}{C} - \frac{C_{A2}}{C} \right] = \frac{CD_{AB}}{Z} [x_{A1} - x_{A2}] \quad (23)$$

برای سایر مختصات‌ها (استوانه و کره) رابطه شار یا نرخ انتقال جرم از ترکیب معادلات (۱۱)، (۱۵)، (۱۶)، (۱۷)، (۱۸) و (۲۱) به دست می‌آید.

به عنوان مثال نرخ تبادل جرم در یک پوسته استوانه‌ای به شعاع داخلی R_1 و شعاع خارجی R_2 و به طول L که غلظت در سطوح داخلی و خارجی آن به ترتیب C_{A1} و C_{A2} می‌باشد و انتقال جرم از نوع نفوذ در جزء ساکن باشد به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\sum N_i = N_A \rightarrow N_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dr} + \frac{C_A}{C} N_A$$

$$N_A = \frac{-D_{AB} \frac{dC_A}{dr}}{1 - \frac{C_A}{C}}$$

$$G_A = \left[\frac{-D_{AB} \frac{dC_A}{dr}}{1 - \frac{C_A}{C}} \right] (2\pi r L)$$

$$G_A = \frac{-2\pi L D_{AB} \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{dC_A}{1 - \frac{C_A}{C}}}{\int_{R_1}^{R_2} \frac{dr}{r}}$$

$$G_A = \frac{2\pi L D_{AB} C \text{Ln} \left[\frac{1 - \frac{C_{A2}}{C}}{1 - \frac{C_{A1}}{C}} \right]}{\text{Ln} \left(\frac{R_2}{R_1} \right)}$$

خلاصه نکات روابط شار انتقال جرم:

- در مختصات کارتزین و در نفوذ متقابل پروفایل غلظت خطی است.
- در مختصات کارتزین و در نفوذ در جزء ساکن پروفایل غلظت اکسپوننسیالی است.
- در معادله شار (۱۱) ترم $\sum N_i x_A$ در محلول‌های رقیق و در مسائل نفوذ متقابل قابل صرف‌نظر است. در این حالت در مختصات کارتزین پروفایل غلظت به صورت خطی خواهد بود.
- با تعریف متوسط لگاریتمی غلظت B (x_{BM}) روابط لگاریتمی شار مشابه روابط خطی خواهد شد.

$$x_{BM} = \frac{x_{B2} - x_{B1}}{\ln\left(\frac{x_{B2}}{x_{B1}}\right)} \quad (24)$$

در محلول‌های رقیق از A، x_{BM} به سمت یک میل می‌کند.

۲-۵- معادله دیفرانسیل انتقال جرم و قانون دوم فیک

با نوشتن موازنه جزء A در مسائل انتقال جرم، معادله دیفرانسیل بیان‌کننده تغییرات غلظت A بر حسب مکان و زمان به صورت زیر خواهد شد:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} + v \cdot \nabla C_A = D_{AB} \nabla^2 C_A + R_A \quad (25)$$

که در معادله بالا، R_A : سرعت واکنش هموزن، $v \cdot \nabla C_A$: انتقال جرم ناشی از حرکت توده سیال و $D_{AB} \nabla^2 C_A$: انتقال جرم ناشی از نفوذ می‌باشد. در معادله بالا اگر واکنش همگن شیمیایی و حرکت توده‌ای سیال نداشته باشیم:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} = D_{AB} \nabla^2 C_A \quad (26)$$

معادله بالا همان قانون دوم فیک است. مهم‌ترین کاربرد قانون دوم فیک در مسائل نفوذ ناپایدار در جامدات است (مثل فرآیند Drying) مطابق قانون دوم فیک زمان لازم برای یک تحول با مجذور ضخامت متناسب است.

۲-۶- مسئله تصعید گلوله نفتالین

اگر گلوله نفتالینی به شعاع اولیه R_0 داشته باشیم که به درون هوای ساکن تصعید می‌شود شار انتقال جرم و زمان لازم برای تصعید کامل گلوله از معادله‌های زیر به دست می‌آید:

$$N_A = -\frac{dn_A}{A dt} = -\frac{\rho}{M} \frac{dR}{dt}$$

$$N_A = -\frac{D_{AB}}{R_g T} \frac{dP_A}{dr} + \frac{P_A}{P_t} N_A$$

$$N_A = -\frac{\frac{D_{AB}}{R_g T} \frac{dP_A}{dr}}{1 - \frac{P_A}{P_t}}$$

$$G_A = N_A \cdot (4\pi r^2)$$

$$G_A = \frac{-4\pi D_{AB} \int_{R_0}^R \frac{dP_A}{1 - \frac{P_A}{P_t}}}{R_g T \int_R^{\infty} \frac{dr}{r^2}}$$

$$G_A = \frac{4\pi D_{AB} P_t R}{R_g T} \ln \frac{1}{1 - \frac{P_A^S}{P_t}}$$

$$t = \frac{\rho R_g T}{2MD_{AB} P_t \ln\left(\frac{P_t}{P_t - P_A^S}\right)} R_0^2$$

۳- انتقال جرم جابه‌جایی

اگر توده سیال دارای حرکت به مفهوم سیالاتی باشد جابه‌جایی مکانیزم غالب انتقال جرم است. شار انتقال جرم به دو روش قابل محاسبه است. در روش اول از روابطی مشابه روابط نفوذ استفاده می‌شود. (معادلات ۲۲ و ۲۳). در این حالت به جای ترم $\frac{CD_{AB}}{Z}$ در معادلات نفوذ، از ضریب انتقال جرم F استفاده می‌شود. لذا:

$$N_A = \sum N_i F L \ln \left[\frac{\frac{N_A}{\sum N_i} - \frac{C_{A2}}{C}}{\frac{N_A}{\sum N_i} - \frac{C_{A1}}{C}} \right] \quad \text{اگر} \quad \sum N_i \neq 0 \quad (27)$$

$$N_A = F \left(\frac{C_{A1}}{C} - \frac{C_{A2}}{C} \right) \quad \text{اگر} \quad \sum N_i = 0 \quad (28)$$

در روش دوم روابط شار انتقال جرم جابه‌جایی به تقلید از روابط انتقال حرارت جابه‌جایی ($q = h \cdot \Delta T$) نوشته می‌شود:

$$\text{نیروی محرکه غلظت} \times \text{ضریب انتقال جرم} = \text{شار انتقال جرم} \quad (29)$$

با توجه به تنوع واحدهای غلظت، ضرایب انتقال جرم نوع k دارای تنوع زیادی هستند:

$$\text{اگر} \quad \sum N_i \neq 0 \quad \text{باشد:}$$

$$\begin{cases} N_A = k_C \Delta C_A = k_y \Delta y_A = k_G \Delta P_A & \text{برای گازها} \\ N_A = k_L \Delta C_A = k_x \Delta x_A & \text{برای مایعات} \end{cases} \quad (30)$$

$$\text{اگر} \quad \sum N_i = 0 \quad \text{باشد:}$$

$$\begin{cases} N_A = k'_C \Delta C_A = k'_y \Delta y_A = k'_G \Delta P_A & \text{برای گازها} \\ N_A = k'_L \Delta C_A = k'_x \Delta x_A & \text{برای مایعات} \end{cases} \quad (31)$$

رابطه میان ضرایب انتقال جرم نوع F و k ، k' به صورت زیر است:

$$F = k_G \cdot P_{BM} = k_y \cdot y_{BM} = k_c C_{BM} = k_L \cdot C_{BM} = k_x \cdot x_{BM} \quad (32)$$

$$F = k'_G \cdot P_i = k_y = k_c C = k_L C = k_x \quad (33)$$

۳-۱- روش‌های محاسبه ضرایب انتقال جرم

برای محاسبه ضرایب انتقال جرم جابه‌جایی نوع F و k چهار روش اصلی وجود دارد که عبارتند از:

- تشابه با حرارت و سیالات (similarity)

- تئوری‌های انتقال جرم

- حل معادلات بقای جرم، مومنتم و پیوستگی

- روابط تجربی در قالب اعداد بی بعد

دو روش اول جزء سر فصل انتقال جرم دوره کارشناسی است.

نکته: ضرایب انتقال جرم نوع F برای شدت‌های زیاد انتقال جرم و ضرایب انتقال جرم نوع k برایش شدت‌های کم انتقال جرم به کار

می‌روند.

روابط مربوط به محاسبه ضرایب انتقال جرم جابه‌جایی معمولاً در قالب رابطه‌ای میان اعداد بی بعد ارائه می‌شوند:

برای جابه‌جایی اجباری:

$$sh = f(Re, Sc) \quad (34)$$

و برای جابه‌جایی آزاد:

$$sh = f(Gr, Sc) \quad (35)$$

در روابط فوق عدد Sh ، Sc و Re و Gr به صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$sh = \frac{FL}{CD_{AB}} = \frac{F}{CD_{AB}} \frac{انتقال جرم جابه‌جایی}{انتقال جرم ناشی از نفوذ} \quad (36)$$

$$Re = \frac{\rho v L}{\mu} = \frac{نیروی اینرسی}{نیروی ویسکوز} \quad (37)$$

$$Gr = \frac{g \left(\frac{\Delta \rho}{\rho} \right) L^3}{\nu^2} = \frac{نیروی شناوری}{نیروی ویسکوز} \quad (38)$$

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{شدت نفوذ مومنتم}{شدت نفوذ جرمی} \quad (39)$$

$$Sc = 0.5 - 2 \quad \text{گازها} \quad (40)$$

$$Sc = 100 - 50000 \quad \text{مایعات} \quad (41)$$

نکته: عدد اشمیت (Sc) گازها از مرتبه یک و عدد اشمیت مایعات از مرتبه هزار می‌باشد. عدد اشمیت حدود 50000 برای مایعات خیلی ویسکوز می‌باشد.

عدد اشمیت مشابه اعداد پرانتل $\left(Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu c_p}{k} \right)$ و لوئیس $\left(Le = \frac{\alpha}{D_{AB}} = \frac{Sc}{Pr} \right)$ می‌باشد.

۳-۲- تشابه پدیده‌های انتقال جرم، حرارت و سیالات

معادلات بقای جرم، حرارت و مومنتم به صورت زیر هستند:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} + v \cdot \nabla C_A = D_{AB} \nabla^2 C_A + R_A \quad (42)$$

$$\frac{\partial T}{\partial t} + v \cdot \nabla T = \alpha \nabla^2 T + \frac{\dot{q}}{\rho C_p} + \frac{\Phi}{\rho C_p} \quad (43)$$

$$\frac{\partial v}{\partial t} + v \cdot \nabla v = \nu \nabla^2 v + g - \frac{1}{\rho} \nabla P \quad (44)$$

از مقایسه معادلات فوق مشاهده می‌شود که ساختار روابط فوق دارای شباهت‌های زیادی است لذا در تحت شرایطی این سه پدیده می‌توانند مشابه هم باشند. شرایط تشابه به اختصار عبارتند از:

$$(Pr = Sc = Le = 1) \quad v = \alpha = D_{AB} \quad -1$$

۲- اگر جریان در هم باشد ضرایب نفوذ چرخانه‌ای باید با هم برابر باشند.

$$E_D = E_H = E_v \quad (45)$$

$$J_A = -(D_{AB} + E_D) \frac{\partial C_A}{\partial Z} \quad (46)$$

$$q = -(\alpha + E_H) \frac{\partial (\rho C_p T)}{\partial Z} \quad (47)$$

$$\tau = -(\nu + E_\gamma) \frac{\partial (\rho \nu)}{\partial Z} \quad (48)$$

نکته ۱: ضرایب نفوذ چرخانه‌ای تابع مسیرند در حالی که D_{AB} (ضریب نفوذ مولکولی) از خواص فیزیکی سیستم به شمار می‌رود.

نکته ۲: در عمل E_D و E_H با هم برابرند اما با E_ν مساوی نیستند.

$$E_D = E_H \neq E_\nu \quad (\text{در عمل}) \quad (49)$$

لذا هر چند معادله (۴۵) از شروط تشابه است اما در عمل در جریان در هم به دلیل معادله (۴۹) تشابه با سیالات توأم با خطا خواهد بود.

۳- شرایط مرزی مسئله هم‌نوع باشند (هر دو نوع اول، هر دو نوع دوم یا هر دو نوع سوم باشند)

۴- اعداد Re در هر سه پدیده برابر باشند.

۵- شکل هندسی در هر سه پدیده مشابه باشند.

۶- تلفات ویسکوز (Φ)، تولید گرما (\dot{q})، واکنش شیمیایی (R_A)، گرادیان فشار (∇P) و شتاب جاذبه در راستای حرکت (g) نداشته باشیم.

۷- شدت انتقال جرم تا حد امکان کم باشد.

نتیجه: در صورتی شرایط ۷ گانه فوق برقرار باشد بی بعد پروفایل‌های سرعت $\left(\frac{u}{u_\infty}\right)$ و دما $\left(\frac{T - T_w}{T_\infty - T_w}\right)$ و غلظت $\left(\frac{C_A - C_{Aw}}{C_{A\infty} - C_{Aw}}\right)$ بر هم منطبق خواهند بود.

در شرایط تشابه کاربردی چون هدف انطباق پروفایل‌های سرعت، دما و غلظت نیست بلکه هدف محاسبه ضرایب اصطکاک (C_f)، انتقال حرارت (h) و انتقال جرم (k یا f) به کمک هم است لذا ضرورتی ندارد بندهای ۱ و ۴ از شروط هفت‌گانه بالا حتماً صادق باشند.

نحوه محاسبه ضرایب انتقال جرم از تشابه با حرارت بدین صورت است که در رابطه مربوط به محاسبه h به جای Nu از sh و به جای Pr عدد اشمیت را جایگزین می‌کنیم. مثلاً اگر معادله Nu به صورت زیر باشد

$$Nu = 0.332 Re^{0.5} Pr^{\frac{1}{3}}$$

معادله به صورت زیر خواهد شد:

$$sh = 0.332 Re^{0.5} Sc^{\frac{1}{3}}$$

محاسبه ضرایب انتقال جرم و حرارت از تشابه با سیالات به کمک آنالوژی رینولدز کلبرن انجام می‌شود.

$$J_D = St_D \cdot Sc^{\frac{2}{3}} = \frac{C_f}{2} \quad (50)$$

$$J_H = St_H \cdot Pr^{\frac{2}{3}} = \frac{C_f}{2} \quad (51)$$

$$J_D = J_H = \frac{C_f}{2} \quad (52)$$

در معادلات فوق St_D و St_H اعداد استانتون جرمی و حرارتی هستند که به صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$St_D = \frac{Sh}{Re.Sc} = \frac{F}{Cu}, St_H = \frac{Nu}{Re.Pr} = \frac{h}{\rho u C_p} \quad (53)$$

نکات مهم این آنالوژی به اختصار عبارتند از:

۱- C_f در این آنالوژی فقط اصطکاک سطحی را شامل می‌شود لذا در مسائلی که اصطکاک شکلی داریم (جریان از روی سطوح منحنی)

$$J_D = J_H \neq \frac{C_f}{2} \text{ در این حالت}$$

۲- مطابق این آنالوژی ضرایب h, k, C_f با هم رابطه مستقیم دارند و هر چه اصطکاک بیشتر باشد ضرایب انتقال جرم و حرارت هم بیشتر خواهند بود.

۳- این آنالوژی در جریان آرام لوله صادق نیست.

۴- این آنالوژی در مسائل شار ثابت صادق نیست.

۳-۳- تئوری‌های انتقال جرم

یکی دیگر از روش‌های محاسبه ضرایب انتقال جرم استفاده از تئوری‌های انتقال جرم است. در ذیل خلاصه نکات این تئوری‌ها ارائه شده است:

۱- تئوری فیلمی (film)

- برای سطوح جامد - سیال به کار می‌رود. (سطح انتقال جرم آرام است)
- انتقال جرم پایدار فرض می‌شود.
- زمان تماس دو فاز طولانی است.
- ضخامت لایه انتقال جرم بسیار کم باشد.
- پروفایل غلظت خطی است.
- در این تئوری ضریب انتقال جرم به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$F = \frac{D_{ABC}}{Z_F} \quad (54)$$

۲- تئوری رسوخ (Penetration)

- سطح انتقال جرم آشفته است.
- زمان تماس دو فاز کوتاه است.
- مسیر نفوذ طولانی است.
- شرایط ناپایدار است (به علت زمان تماس کم).
- برای سطوح گاز - مایع استفاده می‌شود.
- در این تئوری ضریب انتقال جرم از معادله زیر به دست می‌آید:

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \theta}} \quad (55)$$

θ : زمان توقف المان‌های سیال در مجاور فصل مشترک است.

۳- تئوری نوشوندگی سطح (Surface Renewal)

- فرضیات این تئوری مشابه تئوری رسوخ است. فقط زمان توقف المان‌های سیال یکسان فرض نمی‌شود.
- در این تئوری ضریب انتقال جرم از معادله زیر به دست می‌آید:

$$k_L = \sqrt{D_{AB}S} \quad (56)$$

S در معادله بالا سرعت نوشندگی سطح است که با 0 نسبت عکس دارد.

۴- تئوری اصلاحی دابینز (ادغام تئوری فیلمی و نوشوندگی)

- این تئوری ادغام تئوری فیلمی و نوشوندگی است.
- ضریب انتقال جرم در این تئوری از معادله زیر به دست می‌آید:

$$k_L = \sqrt{D_{AB}S} \coth \left(\sqrt{\frac{SZ_b^2}{D_{AB}}} \right) \quad (57)$$

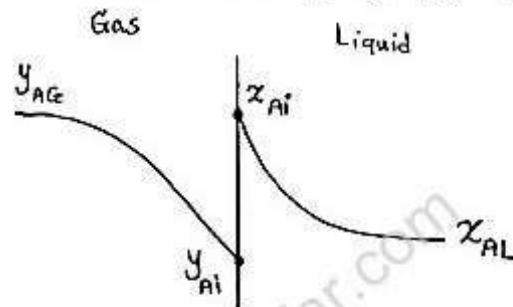
- مطابق این تئوری k_L متناسب با D_{AB}^n است که n بین 0.5 تا 1 است.
- هنگامی که $\sqrt{\frac{SZ_b^2}{D_{AB}}}$ عدد کوچکی باشد (Z_b کم، S کم و D_{AB} بزرگ) نتایج این تئوری مشابه تئوری فیلمی است و هنگامی که $\sqrt{\frac{SZ_b^2}{D_{AB}}}$ عدد بزرگی باشد نتایج این تئوری مشابه تئوری نوشوندگی است.

۴- انتقال جرم بین فازها

آنچه تاکنون مورد بررسی قرار گرفت انتقال جرم درون تک‌فاز بود اما در عملیات انتقال جرم با انتقال اجزاء بین فازها سر و کار داریم که در ادامه به مفاهیم انتقال بین فازها، مقاومت‌های هر فاز، ضرایب کلی و محلی انتقال جرم و نیروی محرکه پرداخته خواهد شد.

۴-۱- انتقال جرم محلی بین دو فاز

در شکل زیر پروفایل غلظت در جذب یک گاز به دورن مایع نشان داده شده است:



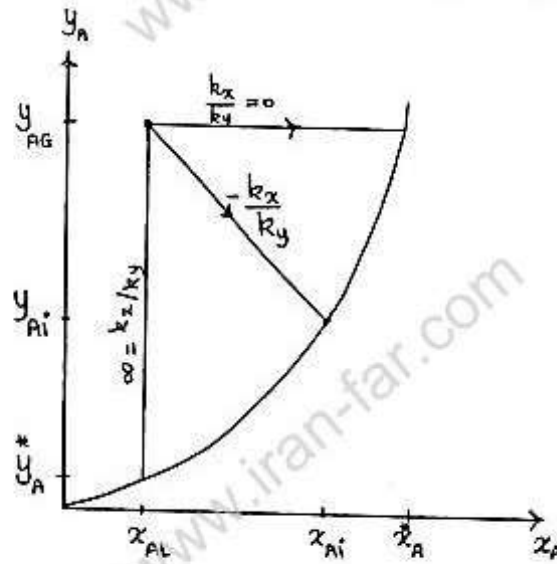
y_{AG} و x_{AL} غلظت جزء A در توده گاز و مایع بوده و x_{Ai} و y_{Ai} غلظت جزء A در فصل مشترک مایع و گاز می‌باشد. شار انتقال جرم برای سیستم فوق به صورت زیر قابل بیان است:

$$N_A = k_y (y_{AG} - y_{Ai}) = k_x (x_{Ai} - x_{AL}) \quad (58)$$

که معادله خط نیروی محرکه از معادله فوق به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{y_{AG} - y_{Ai}}{x_{AL} - x_{Ai}} = \frac{k_x}{k_y} \quad (59)$$

در شکل زیر معادله خط نیروی محرکه نشان داده شده است.



مطابق شکل بالا در صورتی که تمام مقاومت در فاز مایع باشد نیروی محرکه در فاز مایع برابر $\dot{X}_A - X_{AL}$ خواهد بود و در صورتی که تمام مقاومت در فاز گاز باشد نیروی محرکه در فاز گاز برابر $Y_{AG} - \dot{Y}_A$ خواهد بود. در این حالات روابط شار انتقال جرم بر حسب ضرایب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز (k_y) و مایع (k_x) به صورت زیر خواهد شد:

$$N_A = K_x (\dot{X}_A - X_{AL}) = K_y (Y_{AG} - \dot{Y}_A) \quad (60)$$

رابطه میان ضرایب کلی و محلی انتقال جرم به صورت زیر قابل بیان است:

$$\frac{1}{k_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (61)$$

$$\frac{1}{k_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{mk_y} \quad (62)$$

m در معادلات بالا شیب منحنی تعادل است.

معادله (58) به کمک ضرایب انتقال جرم نوع F هم قابل بیان است که در این صورت:

$$N_A = \frac{N_A}{\sum N_i} F_G \ln \left[\frac{\sum N_i - Y_{Ai}}{\sum N_i - Y_{AG}} \right] \quad (63)$$

$$N_A = \frac{N_A}{\sum N_i} F_L \ln \left[\frac{\sum N_i - X_{AL}}{\sum N_i - X_{Ai}} \right] \quad (64)$$

معادلات بالا برای حالت $\sum N_i \neq 0$ صادق است در این حالت معادله نیروی محرکه غیر خطی بوده و به صورت زیر قابل بیان است:

$$\left[\frac{\sum N_i - y_{Ai}}{\sum N_i - y_{AG}} \right] = \left[\frac{\sum N_i - x_{AL}}{\sum N_i - x_{Ai}} \right] \frac{F_L}{F_G} \quad (65)$$

$$N_A = F_G (y_{AG} - y_{Ai}) \quad (66)$$

$$N_A = F_L (x_{Ai} - x_{AL}) \quad (67)$$

$$\frac{y_{AG} - y_{Ai}}{x_{AL} - x_{Ai}} = - \frac{F_L}{F_G} \quad (68)$$

مشابه معادلات (۶۱) و (۶۲) در صورتی که $\sum N_i = 0$ باشد رابطه بین ضرایب کلی و محلی نوع F قابل ارائه به صورت زیر است:

$$\frac{1}{F_{oG}} = \frac{1}{F_G} + \frac{m}{F_L} \quad (69)$$

$$\frac{1}{F_{oL}} = \frac{1}{F_L} + \frac{1}{mF_G} \quad (70)$$

۳-۴- تعیین سهم مقاومت هر فاز در مقابل انتقال جرم

سهم فازهای گاز و مایع از مقاومت کلی در مقابل انتقال جرم در قالب روابط زیر بیان می‌شود:

$$\text{درصد مقاومت فاز گاز} = \frac{\frac{1}{k_y}}{\frac{1}{K_y}} \times 100 = \frac{1}{1 + \frac{mk_y}{k_x}} \times 100 \quad (71)$$

$$\text{درصد مقاومت فاز مایع} = \frac{\frac{1}{k_x}}{\frac{1}{K_x}} \times 100 = \frac{1}{1 + \frac{k_x}{mk_y}} \times 100 \quad (72)$$

روابط فوق نشان می‌دهد که مقاومت هر فاز تابع دو عامل m (شیب منحنی تعادل) و $\frac{k_x}{k_y}$ می‌باشد.

نکات بحث مقاومت‌ها به اختصار عبارتند از:

- در حالتی که $k_x \approx k_y$ باشد مقاومت فقط تابع m است. لذا اگر m زیاد باشد فاز مایع کنترل‌کننده انتقال جرم است و اگر m کم باشد فاز گاز کنترل‌کننده انتقال جرم است.
- از تقسیم معادلات (۷۲) و (۷۱) بر هم نسبت مقاومت مایع به گاز به دست می‌آید:

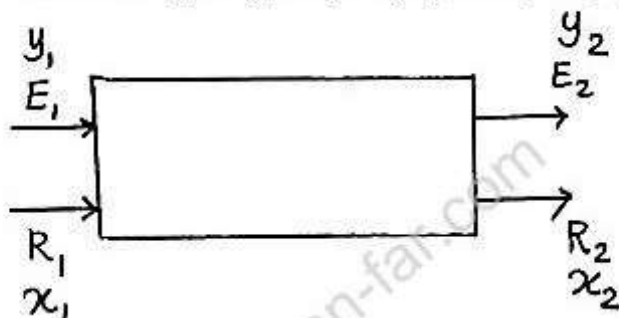
$$\text{نسبت مقاومت مایع به گاز} = \frac{mk_y}{k_x} \quad (73)$$

- اگر در مسئله‌ای هم m و هم نسبت $\frac{k_x}{k_y}$ معلوم باشد درصد مقاومت هر فاز به طور دقیق قابل تعیین است. در این نوع از مسائل مقایسه کمی به مقایسه کیفی ارجح است.

- رابطه $K_x = mK_y$ همواره صادق است اما معادله $k_x = mk_y$ فقط در صورتی که مقاومت دو فاز برابر باشد صادق است.

۴-۴- انتقال جرم در جریان همسو (co-current)

مطابق شکل زیر انتقال جزء A بین دو فاز E (فاز سبک) و فاز R (فاز سنگین) نشان داده شده است.



از موازنه جرم برای فرآیند همسوی فوق معادله خط کار این جریان به دست می‌آید:

$$\frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} = -\frac{R_s}{E_s} \quad (74)$$

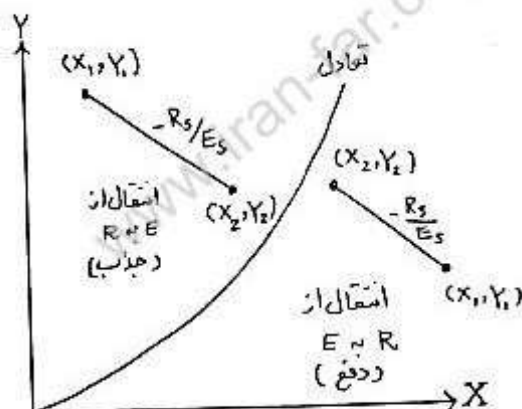
$$X = \frac{x}{1-x}, Y = \frac{y}{1-y} \quad (75)$$

R_s و E_s در معادلات بالا شدت جریان اجزاء غیر نفوذی فازهای R و E می‌باشند.

$$R_s = R_1(1-x_1) = R_2(1-x_2) \quad (76)$$

$$E_s = E_1(1-y_1) = E_2(1-y_2) \quad (77)$$

در شکل زیر معادله خط کار فوق رسم شده است:

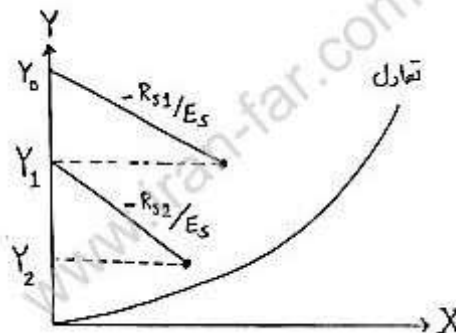
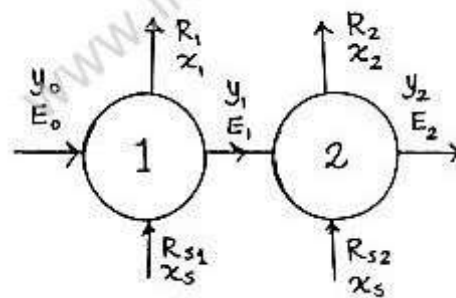


نکته: فرآیندهای ناپیوسته (Batch) به عنوان یک فرآیند همسو محسوب می‌شوند که در آنها (X_1, Y_1) غلظت‌ها در ابتدای فرآیند و (X_2, Y_2) غلظت‌های دو فاز در انتهای فرآیند می‌باشند.

در فرآیند همسو نیروی محرکه در طول فرآیند کاهش می‌یابد و این فرآیند حداکثر یک مرحله تعادلی می‌تواند باشد.

۴-۵- انتقال جرم در جریان متقاطع (Cross-current)

معادلات خط کار در جریان‌های متقاطع مشابه جریان همسو می‌باشد. در شکل‌های زیر شماتیک جریان و خطوط کار برای فرآیند متقاطع دو مرحله‌ای که در آن انتقال از E به R انجام می‌شود نشان داده شده است.



در شکل فوق $x_s = 0$ فرض شده است و مراحل غیر تعادلی اند. کل مقدار حلال مصرفی در هر دو مرحله از معادله زیر به دست می‌آید:

$$R_{s1} + R_{s2} = -E_s \left[\frac{Y_1 - Y_0}{X_1 - X_s} + \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_s} \right] \quad (78)$$

در صورتی که منحنی تعادل خطی باشد ($Y = mX$)، مراحل تعادلی باشند و حلال خالص باشد با مشتق گرفتن از معادله فوق نسبت به Y_1 شرایطی را که در آن مجموع حلال مصرفی در هر دو مرحله حداقل باشد به صورت زیر به دست می‌آید:

$$Y_1 = \sqrt{Y_0 Y_2} \quad (79)$$

$$R_{s1} = R_{s2} = E_s \left[\frac{\sqrt{Y_0 Y_2} - Y_0}{\frac{\sqrt{Y_0 Y_2}}{m}} \right] \quad (80)$$

اشکال و روابط مشابهی برای حالت انتقال از R به E (دفع) قابل ارائه است.

۴-۶- انتقال جرم در جریان ناهمسو (counter current)

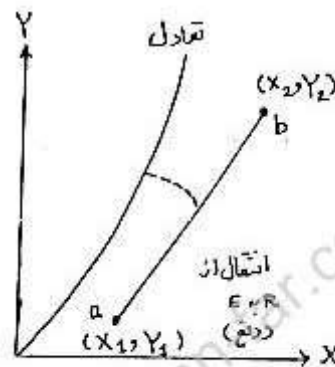
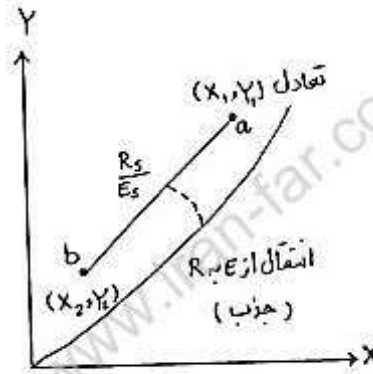
در شکل زیر شماتیک جریان ناهمسو ارائه شده است.



در این سیستم معادله خط کار به صورت زیر خواهد بود:

$$\frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} = \frac{R_s}{E_s} \quad (81)$$

در شکل‌های زیر معادلات خطوط کار، تعادل و نیروی محرکه در جریان ناهمسو برای دو حالت انتقال از E به R (جذب) و انتقال از R به E (دفع) ارائه شده است.



در اشکال فوق خط چین نشان‌دهنده منحنی نیروی محرکه در موضعی خاص از برج بوده و نقاط a و b به ترتیب پایین و بالای برج را نشان می‌دهند.

نکته: اگر خط کار فوق در صفحه XY (کوچک) رسم می‌شد به صورت منحنی در می‌آمد.

در جریان ناهمسو یک نیروی محرکه قابل قبول در سرتاسر دستگاه وجود دارد. مزیت دیگر این فرآیند چند مرحله‌ای بودن آن است. محاسبه حداقل در جریان ناهمسو در فرآیند جذب (انتقال از E به R) از معادله زیر و با فرض تلاقی خط کار و منحنی تعادل امکان‌پذیر است. در این حالت مایع خروجی از پایین برج (X_1) در تعادل با گاز ورودی فرض می‌شود:

$$R_{s_{\min}} = -E_s \left(\frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_{1_{\text{eq}}}} \right) \quad (82)$$

در معادله بالا $X_{1_{\text{eq}}}$ در تعادل با Y_1 فرض می‌شود (مثلاً $X_{1_{\text{eq}}} = \frac{Y_1}{m}$) در حالی که انتقال از R به E انجام می‌شود. حداقل در معادله زیر به دست می‌آید. در این حالت گاز خروجی از بالای برج (Y_2) در تعادل با مایع ورودی فرض می‌شود:

$$E_{s_{\min}} = \frac{-R_s}{\left[\frac{Y_{2_{\text{eq}}} - Y_1}{X_2 - X_1} \right]} \quad (83)$$

در معادله بالا $Y_{2_{\text{eq}}} = mX_2$ (مثلاً $Y_{2_{\text{eq}}} = mX_2$) فرض می‌شود

۴-۷- محاسبه عده مراحل تنوری در جریان ناهمسو

در جریان ناهمسو و تحت شرایط ذیل:

- فقط یک جزء بین دو فاز مبادله شود.
- خطوط تعادل و تبادل هر دو خطی باشند.

از معادله کرمسر عده سینی‌های تنوری قابل محاسبه هستند:

$$N_P = f [Y_{N_P+1}, Y_1, X_0, m, A] \quad (84)$$

$$N_P = f [Y_{N_P+1}, X_0, X_{N_P}, m, S] \quad (85)$$

معادلات ۸۴ و ۸۵ معادله کرمسر برای حالات انتقال از E به R (جذب) و انتقال از R به E (دفع) می‌باشد. X_0 و X_{N_P} غلظت A در مایع در بالا و پایین برج می‌باشند و Y_1 و Y_{N_P+1} غلظت A در گاز ورودی و خروجی می‌باشد.

$$A = \frac{R_s}{m} = \frac{\text{شیب خط کار}}{\text{شیب خط تعادل}} \quad \text{فاکتور جذب} \quad (86)$$

$$S = \frac{m}{R_s} = \frac{\text{شیب خط تعادل}}{\text{شیب خط کار}} \quad \text{فاکتور دفع} \quad (87)$$

در جذب با افزایش فاکتور جذب (A) (دور شدن خطوط تبادل و تعادل از هم) عده مراحل تنوری کاهش می‌یابد. در دفع یا افزایش فاکتور دفع (S) عده مراحل تنوری کاهش می‌یابد.

در حالتی که فاکتور جذب برابر یک باشد ($A = 1$)، خطوط تبادل و تعادل موازی‌اند و نیروی محرکه در طول برج ثابت می‌ماند.

نکته: از معادله کرمسر برای محاسبه عده مراحل در فرآیندی مثل تقطیر نمی‌توان استفاده کرد چون در تقطیر فرض انتقال یک جزء بین دو فاز معتبر نیست.

۵- دستگاه‌های گاز مایع

دستگاه‌های گاز - مایع به دو دسته اصلی تقسیم می‌شوند. دستگاه‌هایی که در آنها گاز پراکنده می‌شود و دستگاه‌هایی که در آنها مایع پراکنده می‌شود. دستگاه‌هایی که در آنها گاز پراکنده می‌شود عبارتند از:

۱- برج‌های سینی‌دار (Tray Tower)

۲- مخازن مولد حباب

۳- مخازن همزن‌دار

و دستگاه‌هایی که در آنها مایع پراکنده می‌شود عبارتند از:

۱- شستشودهنده وانتوری

۲- برج‌های دیواره مرطوب (Wetted Wall Tower)

۳- برج‌های پاششی (Spray Tower)

۴- برج‌های پر شده

در ادامه خلاصه نکات مهم هر یک از این دستگاه‌ها ارائه می‌شود.

۵-۱- مخازن مولد حباب

در این مخازن گاز پس از عبور از یک دستگاه مولد حباب (spurger) به صورت حباب در می‌آید. مهم‌ترین کاربرد این دستگاه‌ها در فرآیندهایی است که:

- در فاز مایع جزء جامد داریم.

- یک واکنش شیمیایی بین گاز و مایع انجام می‌شود.

مثل هوادهی فرمانتورها، کلرینه کردن خمیر کاغذ، کریناسیون دوغاب آهک و هیدروژناسیون روغن نباتی.

سطح ویژه انتقال جرم (سطح به ازای واحد حجم) در این دستگاه‌ها از معادله زیر به دست می‌آید:

$$a = \frac{6\Phi_G}{d_p} \quad (88)$$

که در معادله بالا a : سطح ویژه، Φ_G : ماندگی گاز در مایع (با کسری از حجم که توسط گاز اشغال شده است) و d_p : قطر حباب‌های گاز است.

در این دستگاه مقاومت اصلی در مقابل انتقال جرم در فاز مایع است (چون گاز پراکنده شده است).

۵-۲- مخازن همزن دار

کاربرد مخازن همزن دار مشابه مخازن مولد حباب است. فقط در این دستگاه برای ایجاد اختلاط مناسب در فاز مایع از همزن استفاده می‌شود. هر چند همزن مقاومت فیلمی مایع را کاهش می‌دهد اما دلیل اصلی استفاده از همزن همان ایجاد اختلاط مناسب است. توان همزن مورد استفاده در این مخازن در قالب رابطه زیر که بین اعداد بی‌بعد سیستم نوشته شده، ارائه می‌شود:

$$P_o = f(Re, We, Fr) \quad (89)$$

که در معادله بالا P_o : عدد توان $\left(P_o = \frac{P}{\rho N^3 d^5}\right)$ ، Re : عدد رینولدز $\left(Re = \frac{\rho N d^2}{\mu}\right)$ ، Fr : عدد فرود $\left(Fr = \frac{d N^2}{g}\right)$ ، We : عدد وبر $\left>We = \frac{\rho N^2 d^2 \cdot d_p}{\sigma}\right)$ می‌باشد. همچنین P ، N و d به ترتیب توان همزن، دور همزن و قطر همزن می‌باشند.

نکته: توان همزن زمانی به عدد فرود (Fr) بستگی دارد که در مخزن پدیده vortex داشته باشیم. بنابراین در مخازن مجهز به بافل این عدد نقشی در محاسبه توان همزن ندارد.

نکته: عدد We زمانی در محاسبه توان همزن نقش دارد که اختلاط دو فازی در مخزن انجام شود. (مثل اختلاط گاز - مایع)

نکته: در جریان آرام عدد توان با عدد رینولدز نسبت عکس دارد $\left(P_o - \frac{1}{Re}\right)$ ولی در جریان در هم عدد توان مستقل از Re است. تزریق گاز به درون مخزن باعث کاهش توان مورد نیاز برای اختلاط می‌شود.

۵-۳- برج‌های سینی‌دار

در این برج‌ها گاز از طریق روزنه‌های ایجاد شده روی سینی به صورت حباب درون فاز مایع پراکنده می‌شود. در این برج‌ها Weir (بند) باعث ایجاد عمق مناسب روی سینی می‌شود. مایع پس از طی سینی از روی بند به درون Down Comer وارد می‌شود. از انتقال جرم بین گاز و مایع درون مجرای ریزش مایع در مقایسه با انتقال جرم روی سینی صرف‌نظر می‌شود. چون جریان‌های گاز و مایع خروجی از سینی تقریباً به حالت تعادلی نزدیک هستند.

سینی‌ها برج به صورت شیب‌دار نصب می‌شوند تا مایع روی سینی به خوبی حرکت کند. ازدیاد بیش از حد این شیب باعث توزیع نایکنواخت حباب‌های گاز در مایع می‌شود.

ماندگی گاز در مایع در برج‌های سینی‌دار حدود 5-15% حجمی است. فاصله منافذ روی سینی حدود 2 تا 3 برابر قطر این منافذ است. این امر برای ایجاد سطح انتقال جرم تا حد امکان زیاد و نیز جلوگیری از به هم چسبیدن حباب‌های گاز است. پدیده‌های نامطلوب در برج‌های سینی‌دار به شرح ذیل هستند:

۱- پدیده ماندگی (Entrainment)

ماندگی عبارت است از مقدار مایعی که توسط گاز از سینی‌های زیرین به سینی‌های فوقانی حمل می‌شود. ماندگی در تمام دستگاه‌هایی گاز - مایع اتفاق می‌افتد. وقوع پدیده ماندگی باعث کاهش نیروی محرکه در برج و لذا کاهش راندمان سینی می‌شود.

۲- پدیده انسداد (priming)

این پدیده حالت حاد پدیده ماندگی است که در آن به علت کف‌زا بودن محلول ماندگی مایع در گاز بسیار قابل توجه است. در این حالت هم به علت کاهش نیروی محرکه راندمان سینی کم می‌شود.

۳- پدیده مخروطی شدن (coning)

در این پدیده گاز با سرعت از درون مایع عبور می‌کند و به جای آنکه درون فاز مایع پراکنده شود، درون این فاز ایجاد مجرا نموده و بدون ایجاد تماس مناسب سینی را ترک می‌کند.

۴- پدیده طغیان (Flooding)

طغیان یک اشکال مکانیکی است که در آن به علت عدم تناسب سطح مقطع برج با فلوریت‌های عبوری افت فشار گاز در سینی بالا می‌رود. افزایش افت فشار باعث بالا رفتن سطح مایع درون Down Comer می‌شود. در حالت حاد مایع از درون Down Comer به سینی فوقانی بازگردانده می‌شود. این پدیده باعث کاهش قابل توجه راندمان سینی می‌شود.

۵- پدیده چکه (Weeping)

در این حالت به علت سرعت کم گاز بخشی از مایع از درون منافذ سینی چکه می‌کند.

۶- پدیده بارش (Dumping)

در این پدیده به دلیل سرعت خیلی کم گاز بارش پیوسته مایع از درون منافذ اتفاق می‌افتد.

افت فشار در برج‌های سینی‌دار نسبت حداکثر به حداقل شدت جریان عبوری از سینی Turn down Ratio گفته می‌شود. این نسبت برای سینی‌های فنجان‌ی (Bubble Cap) در حدود (10 - 12) و برای سینی‌های دریچه‌ای (Valve Tray) در حدود (6 - 5) و برای سینی‌های مشبک (Sieve Tray) در حدود (3 - 2) است. هر چه این نسبت بزرگتر باشد انعطاف‌پذیری فرآیندی برج بالاتر است.

راندمان سینی مطابق معادله زیر بیان می‌شود:

$$E_{oG} = 1 - \exp\left[-\frac{k_y a h_L}{G'}\right] \quad (90)$$

که در معادله بالا a : سطح ویژه حباب‌ها، h_L : عمق مایع روی سینی و G' : شدت جریان ظاهری گاز است.

نکته: مطابق معادله فوق با افزایش سطح حباب‌ها و عمق مایع روی سینی، راندمان سینی افزایش می‌یابد.

نکته: راندمان مورفوری تنها راندمانی است که می‌تواند از 100% بیشتر باشد. این امر به دلیل تعریف خاص راندمان مورفوری است و به معنی انجام انتقال جرم فراتر از شرایط تعادلی نیست.

نوع ساده‌تری از راندمان به صورت نسبت عده سینی‌های تئوری به عده سینی‌های واقعی بیان می‌شود.

۴-۵- شستشودهنده وانتوری

در این دستگاه مایع پراکنده می‌شود کاربرد این دستگاه زمانی است که در فاز مایع جزء جامد داشته باشیم و علاوه بر وجود واکنش شیمیایی بین گاز و مایع افت فشار کم گاز هم مورد نظر باشد. (مثل حذف SO_2 از گازهای خروجی توسط دوغاب آهک، وقتی افت فشار کم گاز مورد نظر باشد)

۵-۵- برج‌های دیواره مرطوب

در این برج‌ها مایع به صورت فیلم از جداره برج جریان می‌یابد و در مرکز برج گاز جریان دارد. رابطه نرخ و شار تبادل جرم در این برج به صورت زیر است:

$$G_A = \bar{N}_A \cdot \pi DH \quad (91)$$

که H و D به ترتیب قطر و ارتفاع این برج می‌باشد.

در این برج‌ها سطح انتقال جرم به دقت قابل اندازه‌گیری است (مناسب فعالیت‌های تحقیقاتی) و افت فشار گاز نیز کم است. خنک‌سازی مایع در این برج از بقیه دستگاه‌های گاز مایع آسان‌تر است لذا مهم‌ترین کاربرد این دستگاه‌ها در فرآیندهای جذب گرمازای توأم با واکنش شیمیایی است (مثل جذب اسید کلریدریک) و مهم‌ترین مشکل این دستگاه‌ها توزیع یکنواخت مایع به صورت فیلم است.

۶-۵- برج‌های پاششی

در این دستگاه‌ها مهم‌ترین مشکل حفظ سطح انتقال جرم ایجاد شده توسط قطرات مایع در ارتفاع زیاد است. به همین دلیل در این دستگاه‌ها نمی‌توان به عده مراحل تئوری بالایی دست یافت. لذا این دستگاه‌ها برای فرآیندهایی مثل تقطیر و جذب و دفع که به مراحل تئوری بالایی نیاز دارند مناسب نیست.

مهم‌ترین کاربرد این دستگاه‌ها در فرآیند خشک کردن مواد غذایی و دارویی حساس به دماست.

۷-۵- برج‌های پر شده

در این برج‌ها توسط پرکن‌های جامدی که درون برج قرار گرفته‌اند سطح تماس بالای مایع و گاز ایجاد می‌شود. مایع سطح پرکن‌ها را مرطوب نموده و به صورت فیلم نازکی شکل پرکن را به خود می‌گیرد. سطح ویژه پرکن‌ها از معادله زیر به دست می‌آید:

$$a = \frac{6(1-\epsilon)}{d_p} \quad (92)$$

در معادله بالا ϵ : تخلخل بستر و d_p : قطر پرکن‌ها می‌باشد. پرکن‌ها دارای شکل‌های مختلفی همانند حلقه‌های راشیگ، لسینگ، زین اسبی و بال می‌باشند. حلقه‌های راشیگ ساده‌ترین پرکن‌ها هستند و کم‌ترین سطح ویژه را در مقایسه با سایر پرکن‌ها دارند.

نکته: در جذب و دفع و تقطیر، جنس پرکن باید به گونه‌ای باشد که سطح آن به خوبی توسط فاز پراکنده (مایع) مرطوب شود. اما در استخراج که هر دو فاز مایع هستند سطح پرکن باید به گونه‌ای باشد که به خوبی توسط فاز پیوسته مرطوب شود.

پرکن‌ها به دو صورت تصادفی و منظم می‌توانند در برج نصب شوند. در چیدمان منظم پرکن‌ها افت فشار کمتر بوده ولی هزینه‌های نصب پرکن بیشتر است. در برج‌ها برای جلوگیری از کانالیز شدن جریان و توزیع مناسب مایع روی سطح پرکن‌ها از توزیع‌کننده‌های مایع باید استفاده شود. به ازای هر 6 الی 7 متر ارتفاع برج توزیع مجدد مایع باید انجام شود. برای پیش‌گیری از کانالیزه شدن جریان و کشیده شدن جریان مایع به سمت دیواره‌ها لازم است قطر پرکن‌ها حداقل از $\frac{1}{8}$ قطر برج کمتر باشد. هر چند در عمل توصیه می‌شود قطر پرکن‌ها بین

$$\frac{1}{15} \text{ تا } \frac{1}{10} \text{ قطر برج باشد.}$$

نکته: برای بازیابی قطرات مایع همراه گاز در برج‌های پر شده، معمولاً از یک بستر خشک به ارتفاع حدود یک متر در بالای محل ورود مایع استفاده می‌شود.

افت فشار در بسترهای پر شده حدود $200 \sim 400 \frac{\text{pa}}{\text{m}}$ برای برج‌های جذب و دفع و حدود $400 \sim 600 \frac{\text{pa}}{\text{m}}$ برای برج‌های تقطیر اتمسفریک می‌باشد. در فرآیندهای تحت خلاء این افت فشار به حدود $40 \sim 8 \frac{\text{pa}}{\text{m}}$ می‌رسد که مقدار بسیار کوچکی است به همین دلیل این برج‌ها برای فرآیندهای تحت خلاء توصیه می‌شوند.

در برج‌های پر شده موجودی مایع درون بستر (Liquid Hold Up) به دو صورت موجودی مایع ساکن (Static Liquid Hold Up) و موجودی مایع متحرک (Dynamic Liquid Hold Up) می‌باشد.

$$\Phi_{LH} = \Phi_{Ls} + \Phi_{Lo}$$

که Φ_{Ls} و Φ_{Lo} به ترتیب موجودی مایع کلی، ساکن و دینامیک بستر است.

نکته: در فرآیندهایی که مقاومت در هر دو فاز مایع و گاز توزیع شده (مثل جذب و دفع و تقطیر) باید موجودی مایع ساکن برج به حداقل رسانده شود. این کار با چیدمان منظم پرکن‌ها و کار در ناحیه Loading امکان‌پذیر است. اما در فرآیندهایی که مقاومتی در فاز مایع وجود ندارد (مثل تبخیر یا میعان مایع خالص به درون گاز) استاتیکی یا دینامیکی بودن موجودی مایع اهمیتی ندارد.

۵-۸- مقایسه برج‌های پر شده و سینی‌دار

- ۱- افت فشار در برج پر شده کمتر از برج‌های سینی‌دار است.
- ۲- موجودی مایع در برج‌های سینی‌دار بیشتر از برج‌های پر شده است.
- ۳- $\frac{L}{G}$ در سینی‌دار کمتر از پر شده است.
- ۴- خنک‌سازی مایع در سینی‌دار بهتر از پر شده انجام می‌شود اما دیواره مرطوب از هر دوی اینها بهتر است.
- ۵- گرفتن جریان جانبی در سینی‌دار آسانتر از پر شده انجام می‌شود.
- ۶- برج‌های پر شده برای محلول‌های کفزا مناسب‌تر هستند.
- ۷- در صورتی که جزء جامد در فاز مایع حضور داشته باشد هیچکدام از این برج‌ها مناسب نیستند.
- ۸- تمیز کردن برج‌های سینی‌دار آسانتر از پر شده است.

۹- در برج‌هایی که نوسانات شدید دمایی وجود داشته باشد پرکن‌های سرامیکی، گرافیتی یا پلاستیکی شکسته می‌شوند یا تغییر شکل می‌دهند، لذا در این حالت مناسب است از برج سینی‌دار یا برج پر شده با پرکن فلزی استفاده شود.

۱۰- برای سیالات خورنده برج پر شده مناسب‌تر است.

۱۱- وزن برج پر شده کمتر از سینی‌دار است.

۱۲- در صورتی که پرکن‌های مورد استفاده از شکل‌های خیلی خاص نباشند هزینه برج‌های پر شده کمتر از سینی‌دار است.

بخش دوم

عملیات واحد ۱

۶- فرآیند جذب و دفع گازی

انتقال یک جزء از گاز به مایع را جذب (Absorption) می‌گویند. انتقال یک جزء از مایع به گاز دفع (Stripping) نامیده می‌شود.

نکته: جذب در دمای پایین و فشار بالا بهتر انجام می‌شود در حالی که دفع در دمای بالا و فشار پایین بهتر انجام می‌شود.

جذب فرآیندی گرمازاست در حالی که دفع فرآیندی گرماگیر است. در برج جذب اگر خنک‌سازی مایع انجام نشود از بالا به پایین برج دما افزایش می‌یابد و لذا نیروی محرکه انتقال جرم کاهش می‌یابد. از این رو سرعت انتقال جرم در پایین برج به علت نزدیک شدن خطوط تعادل و تبادل به هم، کم می‌شود. به همین دلیل عده سینی‌ها و ارتفاع یک برج جذب غیر همدمما بیشتر از یک برج جذب همدمماست.

نکته: الکوی تماس ناهمسو بهترین الکوی جریان در فرآیندهای جذب و دفع است. اما اگر جذب توأم با واکنش سریع باشد فرآیند همسو ارجح به فرآیند ناهمسو است.

۶-۱- محاسبه ارتفاع برج‌های جذب و دفع دیفرانسیلی

$$Z = H_{IG} \cdot N_{IG} \quad (۹۴)$$

$$H_{IG} = \frac{G'}{F_G \cdot a} \quad (۹۵)$$

$$N_{IG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{iM}}{(1-y)(y-y_1)} dy \quad (۹۶)$$

$$\approx \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-y_1} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1}$$

$$\approx \frac{y_1 - y_2}{(y - y_1)_M}$$

در معادلات فوق H_{IG} : ارتفاع معادل یک واحد تنوری (یا HETP) است و N_{IG} : عدد واحدهای انتقال است و Z : ارتفاع برج دیفرانسیلی است.

نکته: هر چه سطح ویژه پرکن بیشتر باشد HETP (ارتفاع معادل یک واحد تنوری) آن کوچکتر خواهد بود. حلقه‌های راشیک دارای بزرگترین مقدار HETP بین همه پرکن‌ها هستند چون کمترین سطح ویژه را دارند.

عدد واحدهای انتقال (N_{IG}) به فاکتور جذب (نسبت شیب خط کار به شیب خط تعادل) و میزان جداسازی موردنظر ($y_1 - y_2$) دارد. در معادلات فوق y_1 و y_2 به ترتیب کسر مولی جزء منتقل شونده در ورودی و خروجی دستگاه است.

نکته: در یک برج جذب توأم با واکنش شیمیایی سریع که در آن گاز با کسر مولی y_a وارد و با کسر مولی y_b خارج می‌شود عدد واحدهای انتقال به صورت زیر قابل محاسبه است (غایت در فصل مشترک گاز و مایع به علت واکنش سریع صفر فرض می‌شود)

$$N_{IG} = \frac{(y_a - y_b)}{(y_a - 0) - (y_b - 0)} = L_n \left(\frac{y_a}{y_b} \right) \quad (97)$$

$$L_n \frac{y_a - 0}{y_b - 0}$$

معادله (۹۴) در صورت استفاده از ضرائب انتقال جرم فاز مایع یا ضرائب کلی انتقال جرم به صورت‌های زیر هم قابل بازنویسی است:

$$Z = H_{IL} \cdot N_{IL} \quad , \quad H_{IL} = \frac{L'}{F_{L,a}} \quad (98)$$

$$Z = H_{IG} \cdot N_{IG} \quad , \quad H_{IG} = \frac{G'}{F_{G,a}} \quad (99)$$

$$Z = H_{IOL} \cdot N_{IOL} \quad , \quad H_{IOL} = \frac{L'}{F_{OL,a}} \quad (100)$$

در برج‌های پر شده HETP (یا H_{IG} یا H_{IL} ...) ارتفاعی از برج پر شده است که در آن جداسازی معادل یک واحد تنوری انجام می‌شود. شار انتقال جرم در یک مقطع خاص از یک برج دیفرانسیلی به صورت زیر قابل بیان است:

$$N_A = \mp \frac{d(Gy)}{AadZ} = \mp \frac{d(G'y)}{adZ} = \mp \frac{G'dy}{(1-y)adZ} \quad (101)$$

در معادله بالا G : شدت جریان گاز، G' : شدت جریان ظاهری گاز $\left(G' = \frac{G}{A} \right)$ ، A : سطح مقطع برج، a : سطح ویژه و y : کسر مولی جزء منتقل شونده در گاز است.

علامت (-) یا (+) در معادله بالا به ترتیب برای جذب و دفع استفاده می‌شود.

۷- تقطیر

در تقطیر جداسازی براساس اختلاف نقاط جوش اجزاء انجام می‌شود. تقطیر در دسته فرآیندهای مستقیم قرار می‌گیرد چرا که برای جداسازی اجزاء صرفاً از گرفتن و دادن گرما استفاده می‌شود.

۱-۷ - تعادلات بخار مایع در تقطیر

برای محلول‌های ایده‌آل که فاز مایع آنها از قانون راولت پیروی می‌کند می‌توان نوشت:

$$P_A = x_A P_A^{sat} \quad (102)$$

$$P_B = x_B P_B^{sat} \quad (103)$$

$$P_t = P_A + P_B \quad (104)$$

در معادلات بالا P_A و P_B فشار بخار A و B در محلول هستند و P_A^{sat} و P_B^{sat} فشار بخار A و B به صورت خالص می‌باشد. از معادلات فوق داریم:

$$x_A = \frac{P_t - P_B^{sat}}{P_A^{sat} - P_B^{sat}} \quad (105)$$

برای محلول‌های ایده‌آل با فرض آنکه فاز بخار هم از قانون گازهای ایده‌آل پیروی کند (قانون دالتون) می‌توان نوشت:

$$y_A = \frac{P_A}{P_t} = \frac{x_A P_A^{sat}}{P_t} \quad (106)$$

$$y_B = \frac{P_B}{P_t} = \frac{x_B P_B^{sat}}{P_t} \quad (107)$$

روابط تعادلی بخار - مایع به کمک k-value ها هم قابل نوشتن است:

$$k_A = \frac{y_A}{x_A} \quad (108)$$

$$k_B = \frac{y_B}{x_B} \quad (109)$$

$$y_A + y_B = 1 \quad (110)$$

$$x_A = \frac{1 - k_B}{k_A - k_B} \quad (111)$$

برای محلول‌های ایده‌آل:

$$k_A = \frac{x_A P_A^{sat} / P_t}{x_A} = \frac{P_A^{sat}}{P_t} \quad (112)$$

با توجه به معادله بالا k-value تابعی است از دما (رابطه مستقیم) و فشار (رابطه عکس) و نوع ماده. هر چه k یک ماده بیشتر باشد آن ماده فرارتر است. روابط تعادلی بخار مایع بر حسب ضریب فراریت نسبی (α_{AB}) هم قابل بیان است:

$$\alpha_{AB} = \frac{\left(\frac{y_A}{y_B}\right)}{\left(\frac{x_A}{x_B}\right)} \quad (113)$$

برای محلول‌های ایده‌آل:

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^{sat}}{P_B^{sat}} \quad (114)$$

در صورتی که α ثابت باشد معادله منحنی تعادل به صورت زیر قابل ارائه است:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (115)$$

هم‌چنین α معیاری است برای تعیین درجه دشواری یا سهولت جداسازی به کمک تقطیر:

$$\alpha < 1.1$$

تقطیر ممکن نیست

$$1.1 < \alpha < 3.5$$

$$3.5 < \alpha < 10$$

$$10 < \alpha$$

تقطیر دشوار است

تقطیر آسان است

تبخیر

۲-۷- محاسبه دمای حباب و شبنم

اگر مایعی با غلظت Z_F (از جزء فرار) حرارت داده شود در دمای حباب (Bubble Point) اولین حباب بخار ظاهر می‌شود. این بخار در تعادل با مایعی با غلظت Z_F است لذا در نقطه حباب می‌توان نوشت:

$$\sum Z_{iF} k_i = 1 \quad (116)$$

Z_{iF} : کسر مولی جزء i در خوراک اولیه است. در صورتی که محلول ایده‌آل باشد می‌توان نوشت:

$$\sum Z_{iF} \frac{p_i^{sat}}{P_i} = 1 \quad (117)$$

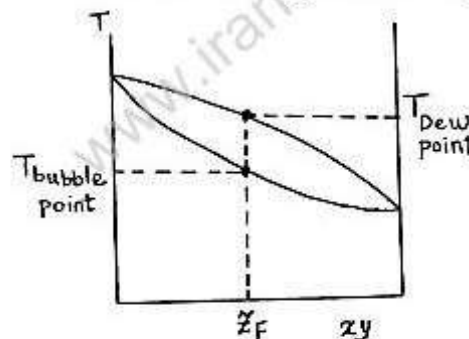
دمای شبنم دمایی است که اگر خوراکی را سرد کنیم در این دما اولین قطره مایع حاصل می‌شود. اگر کسر مولی جزء فرار در خوراک Z_F باشد اولین قطره مایع حاصله در تعادل با این بخار با غلظت Z_F خواهد بود. در نقطه شبنم می‌توان نوشت:

$$\sum \frac{Z_{iF}}{k_i} = 1 \quad (118)$$

در صورتی که محلول ایده‌آل باشد می‌توان نوشت:

$$\sum \frac{Z_{iF}}{\frac{p_i^{sat}}{P_i}} = 1 \quad (119)$$

در شکل زیر دمای حباب و دمای شبنم به صورت شماتیک نشان داده شده است.



همان‌طور که از نمودار فوق ملاحظه می‌شود، دمای جوش محلول بین دمای حباب و دمای شبنم است.

با توجه به شکل فوق و نیز معادلات (۱۱۶) و (۱۱۸) می‌توان نوشت:

• مخلوط به صورت مایع سرد است. اگر $\sum Z_{iF} k_i < 1$

• مخلوط در دمای حباب است. اگر $\sum Z_{iF} k_i = 1$

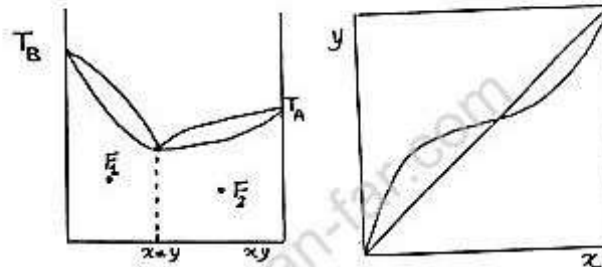
• مخلوط دو فازی است. اگر $\sum \frac{Z_{iF}}{k_i} > 1$ & $\sum Z_{iF} k_i > 1$

• مخلوط در دمای شبنم است. اگر $\sum \frac{Z_{iF}}{k_i} = 1$

• مخلوط به صورت سوپرهیت است. اگر $\sum \frac{Z_{iF}}{k_i} < 1$

۳-۷- بررسی تقطیر در سیستم‌های آزنوتروپی

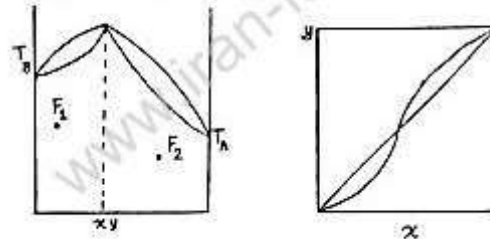
محلول آزنوتروپی رفتاری همانند ماده خالص دارد و به جای محدود جوش دارای نقطه جوش است. در شکل زیر دیاگرام‌های $T-xy$ و xy سیستم دارای آزنوتروپ می‌نیمم جوش (ماکزیمم فشار) نشان داده شده است:



با توجه به شکل فوق محلول آزنوتروپی دارای کمترین نقطه جوش است. هم‌چنین اگر خوراک دارای غلظتی کمتر از محلول آزنوتروپی باشد (F_1) محصولات بالا و پایین برج به ترتیب محلول آزنوتروپی و محلول غنی از B خواهد بود. اگر خوراک دارای غلظتی بیش از غلظت محلول آزنوتروپی باشد (F_2) محصولات بالاسری و پایین سری این برج به ترتیب محلول آزنوتروپی و محلول غنی از A خواهد بود. اگر خوراک دارای غلظتی دقیقاً برابر غلظت محلول آزنوتروپی باشد تقطیر انجام‌پذیر نخواهد بود.

سیستم اتانول و آب یک مثال از سیستم‌های آزنوتروپ از نوع می‌نیمم جوش است که در فشار اتمسفری در غلظت $x = y = 0.9$ (مولی) دارای آزنوتروپ است. بنابراین اگر خوراکی از آب و الکل دارای غلظتی بیش از 90 درصد مولی الکل باشد (مثلاً $Z_F = 0.96$) محصولات این برج به ترتیب محلول آزنوتروپ 90 درصد الکل و 10 درصد آب در بالای برج و محصول غنی از الکل در پایین برج (الکل تقریباً خالص) خواهد بود.

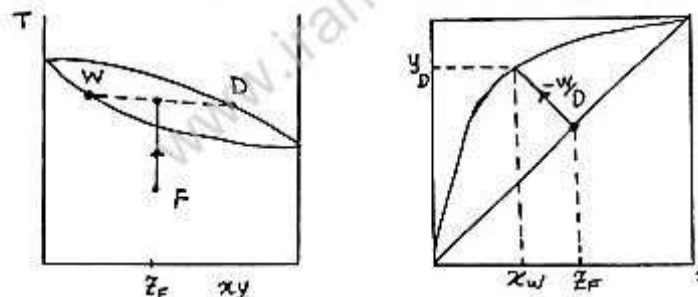
در شکل‌های زیر دیاگرام‌های xy و $T-xy$ سیستم آزنوتروپ ماکزیمم جوش (می‌نیمم فشار) نشان داده شده است.



در سیستم فوق اگر خوراک در موقعیت F_1 باشد محصولات بالا و پایین برج به ترتیب محصول غنی از B و محلول آزنوتروپی خواهد بود. و در صورتی که خوراک در موقعیت F_2 باشد محصولات برج به ترتیب محصول غنی از A (در بالای برج) و محلول آزنوتروپی (در پایین برج) خواهد بود.

۴-۷- تقطیر ناگهانی (Flash)

در شکل‌های زیر مسیر تحول Flash در دیاگرام‌های xy و $T-xy$ نشان داده شده است.



موازنه جرم و انرژی برای یک واحد Flash منجر به معادله خط کار به صورت زیر می‌شود:

$$-\frac{W}{D} = \frac{y_D - Z_F}{x_w - Z_F} = \frac{H_D - \left(H_F + \frac{Q}{F}\right)}{H_w - \left(H_F + \frac{Q}{F}\right)} \quad (120)$$

با توجه به شکل‌های فوق می‌توان گفت:

$$(دمای شبنم خوراک) \quad T_{\text{Dew Point}} < T_{\text{Flash}} < T_{\text{bubble point}} \quad (\text{دمای حباب خوراک}) \quad (121)$$

$$Z_F < y_D < y_M \quad (122)$$

$$x_N < x_w < Z_F \quad (123)$$

y_M : غلظت بخار در تعادل با Z_F است یعنی زمانی که دمای Flash برابر دمای حباب خوراک است $\left(\frac{W}{D} = \infty\right)$: غلظت مایع در

تعادل با Z_F است. یعنی زمانی که دمای Flash برابر دمای شبنم خوراک است $\left(\frac{W}{D} = 0\right)$ و y_M و x_N با توجه به معادله منحنی تعادل

به یکی از صورت‌های زیر محاسبه می‌شوند:

$$y_M = kZ_F \quad \text{یا} \quad y_M = \frac{\alpha Z_F}{1 + (\alpha - 1)Z_F} \quad (124)$$

$$x_N = \frac{Z_F}{k} \quad \text{یا} \quad x_N = \frac{Z_F}{\alpha(1 - Z_F)} \quad (125)$$

بنابراین خالص‌ترین بخار در دمای حباب و رفیق‌ترین مایع در دمای شبنم حاصل می‌شود.

۵-۷- تقطیر دیفرانسیلی

اگر F مول از خوراکی با غلظت Z_F وارد یک واحد تقطیر دیفرانسیلی شود تا در انتهای کار W مول مایع در ظرف تقطیر باقی بماند (با غلظت x_w) نتیجه موازنه جرم برای این سیستم در قالب معادله ریله به صورت زیر بیان می‌شود:

$$\int_F^w \frac{dL}{L} = \int_{Z_F}^{x_w} \frac{dx}{y-x} \quad (126)$$

در صورتی که معادله منحنی تعادل به صورت $y = kx$ باشد حاصل انتگرال فوق به صورت زیر در خواهد آمد:

$$L \ln \frac{F}{w} = \frac{1}{k-1} L \ln \frac{Z_F}{x_w} \quad (127)$$

و اگر معادله منحنی تعادل به صورت $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$ باشد:

$$L \ln \frac{FZ_F}{Wx_w} = \alpha L \ln \frac{F(1 - Z_F)}{W(1 - x_w)} \quad (128)$$

معادله (۱۲۸) به صورت زیر و در قالب نسبت مول‌های A و B در خوراک و در ظرف تقطیر نیز قابل ارائه است:

$$\frac{n_{AF}}{n_{AW}} = \left(\frac{n_{BF}}{n_{BW}} \right)^\alpha \quad (129)$$

n_{AF} و n_{AW} عده مول‌های A در خوراک و در ظرف تقطیر است.

غلظت جزء فرار در ظرف جمع‌آوری محصول $(y_{D,av})$ از معادلات زیر به دست می‌آید:

$$F = D + W \quad (130)$$

$$FZ_F = Dy_{D,av} + Wx_w \quad (131)$$

با در نظر گرفتن این نکته که:

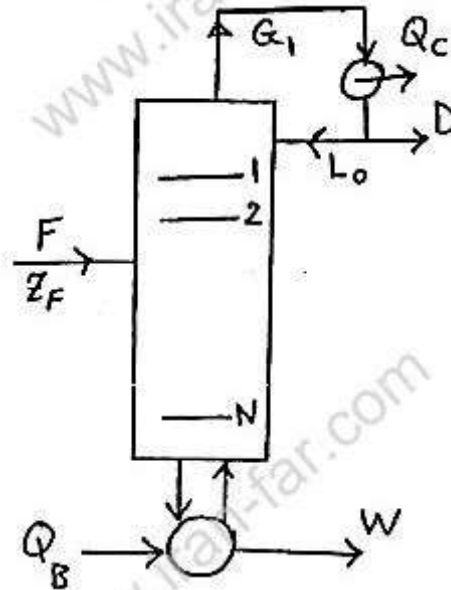
$$\frac{\alpha x_w}{1 + (\alpha - 1)x_w} < y_{D,av} < \frac{\alpha Z_F}{1 + (\alpha - 1)Z_F} \quad (132)$$

در میعان دیفرانسیلی معادله ریله به صورت زیر در خواهد آمد:

$$\int_F^D \frac{dv}{v} = \int_{Z_F}^{y_D} \frac{dy}{x - y} \quad (133)$$

۶-۷- تقطیر پیوسته

در شکل زیر شماتیک یک واحد تقطیر پیوسته نشان داده شده است. این واحد مجهز به کندانسور و ریبولر می باشد.



در کندانسور بخارات خروجی از بالای برج تبدیل به مایع شده و بخشی از آن به عنوان جریان برگشتی (Reflux) به داخل برج بازگردانده می شود. این جریان وظیفه تامین دائمی جریان مایع در برج را به عهده دارد. نسبت دبی مایع برگشتی به برج (L_0) به دبی محصول بالای (D)، نسبت جریان برگشتی ($R = \frac{L_0}{D}$) نامیده می شود. قسمت فوقانی برج تقطیر مثل یک برج جذب عمل می کند که در آن اجزاء غیر فراری که فرصت حضور در بالای برج را یافته اند به درون مایع برگشتی (که دارای دمای پایین تری است) جذب می شوند. در برج های تقطیر پیوسته وظیفه تامین جریان دائمی بخار در برج برعهده ریبولر است.

۶-۷-۱- انواع کندانسورها و محاسبه بار حرارتی آن

برج های تقطیر دارای دو نوع کندانسور هستند: کندانسور کامل و کندانسور پارشیال. در کندانسور کامل تمام بخار ورودی به کندانسور (G_1) به مایع تبدیل می شود. در این کندانسور مایع خروجی از کندانسور در دمای حباب خارج می شود:

$$T_{L_0} = T_D = \text{Bubble point at } x_D \quad (134)$$

$$y_1 = x_0 = x_D \quad (135)$$

بار حرارتی کندانسور کامل از معادله زیر به دست می آید:

$$Q_c = (R + 1)D(H_{G_1} - H_{L_0}) \quad (136)$$

در کندانسور کامل $\Pi_D = \Pi_{L_o}$ است و این کندانسور به عنوان یک مرحله تعادلی محسوب نمی‌شود.

در کندانسور پارشیاال بخشی از بخار ورودی به کندانسور به مایع تبدیل می‌شود. در واقع کندانسور همانند یک واحد میعان ناگهانی (Flash) عمل می‌کند که در آن بخار G_1 با از دست دادن گرما به صورت دو فاز درآمده که بخش مایع آن (L_o) به درون برج بازگردانده می‌شود و بخش بخار آن (D) به عنوان محصول بالای برج محسوب می‌شود. در این کندانسور:

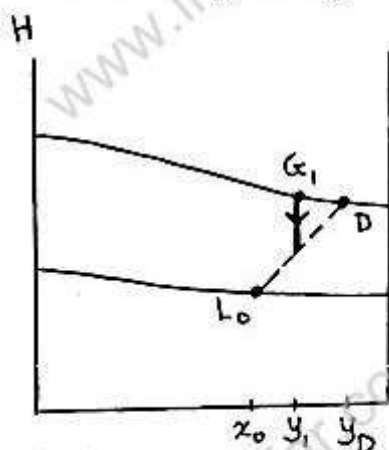
$$-\frac{L_o}{D} = \frac{y_D - y_1}{x_o - y_1} \quad (\text{مشابه Flash}) \quad (137)$$

$$T_{L_o} = T_D = \text{Dew Point at } y_D \quad (138)$$

$$H_{L_o} \neq \Pi_D, H_D \approx H_{G_1} \quad (139)$$

$$Q_c = RD(H_{G_1} - H_{L_o}) \quad (140)$$

در شکل زیر مسیر تحول کندانسور پارشیاال در صفحه $\Pi - xy$ نشان داده شده است:



همانگونه که ملاحظه می‌شود کندانسور پارشیاال به عنوان یک مرحله تعادلی در محاسبات تقطیر محسوب می‌شود.

۷-۶-۲- محاسبه بار حرارتی ریبویلر

بار حرارتی ریبویلر با نوشتن موازنه انرژی برای کل برج به دست می‌آید:

$$Q_B = DH_D + Q_c + WH_w - FH_F \quad (141)$$

ریبویلرها به عنوان یک واحد تعادلی در محاسبات تقطیر محسوب می‌شوند. البته ریبویلر از نوع ترموسیفون از این قاعده مستثنی بوده و به عنوان یک مرحله تعادلی هم محسوب نمی‌شود.

۷-۶-۲- روش پونچون

در روش از دیاگرام‌های $\Pi - xy$ استفاده می‌شود. در این روش با نوشتن موازنه‌های جرم و انرژی برای بالا و پایین برج، مختصات نقاط تقاض در بالا و پایین خوراک به صورت زیر به دست می‌آید:

$$\Delta D \begin{cases} x_{\Delta D} = x_D \\ H_{\Delta D} = H_D + \frac{Q_c}{D} \end{cases} \quad (142)$$

$$\Delta W \begin{cases} x_{\Delta W} = x_w \\ H_{\Delta W} = H_w - \frac{Q_B}{W} \end{cases} \quad (143)$$

نقاط F و ΔD و ΔW در صفحه $H-xy$ بر یک استقامتند. رسم خطوط کار در بالای برج به کمک ΔD انجام می‌شود با رسم خطوط کار و خطوط Tie-Line در روش پونچون عده سینی‌های تئوری برج و نیز شماره سینی خوراک به دست می‌آید (مراجعه به کتاب تریبال برای جزئیات بیشتر). هم‌چنین از روش پونچون و به کمک قانون اهم شدت جریان‌های مایع و بخار در سینی‌های مختلف برج قابل محاسبه است. از آنجایی که نقاط L_n و G_{n+1} و ΔD در صفحه $H-xy$ بر یک استقامتند لذا با در نظر گرفتن ΔD به عنوان تکیه‌گاه و استفاده از قانون اهم می‌توان نوشت:

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} = \frac{G_{n+1}\Delta D}{L_n\Delta D} \quad (144)$$

سمت راست معادله فوق نشان‌دهنده نسبت طول پاره‌خط واصل بین G_{n+1} و ΔD به طول پاره‌خط واصل بین L_n و ΔD است.

۷-۶-۳- محاسبه حداقل تعداد سینی‌های تئوری

در حالتی که نسبت جریان برگشتی در برج برابر بی‌نهایت باشد ($R = \infty$) (حالتی که به آن رفلکس کامل هم گفته می‌شود) عده سینی‌های برج حداقل است. در این حالت در روش پونچون نقاط تفاضل برج در $+\infty$ و $-\infty$ قرار می‌گیرند و لذا خطوط کار برج یک دسته خطوط قائم هستند (در صفحه $H-xy$).

معادله Fenske با فرض یک ضریب فرارایت ثابت در طول برج به صورت زیر حداقل عده سینی‌های تئوری برج را محاسبه می‌کند:

$$N_{min} + 1 = \log \frac{\left[\frac{x_D}{1-x_D} \cdot \frac{1-x_w}{x_w} \right]}{\log \alpha_{av}} \quad (145)$$

در معادله بالا α_{av} متوسط هندسی α در بالا و پایین برج است:

$$\alpha_{av} = \sqrt{\alpha_{top} \cdot \alpha_{bot}} \quad (146)$$

همانگونه که از معادله بالا ملاحظه می‌شود N_{min} فقط تابع x_D ، x_w و α است.

نکته: حداقل عده سینی‌های تئوری برج مستقل از مشخصات خوراک ورودی به برج است.

۷-۶-۴- محاسبه حداقل نسبت جریان برگشتی

در روش پونچون وقتی خط کار و خط Tie بر هم منطبق شوند عده سینی‌های تئوری بی‌نهایت خواهد شد ($N = \infty$). در این حالت نسبت جریان برگشتی در حداقل مقدار خود است (R_{min}).

لذا برای محاسبه R_{min} ، خط Tie عبوری از خوراک رسم شده و تلاقی آن با امتداد قائم x_D به دست می‌آید (نقطه ΔD_{min}). با محاسبه $H_{\Delta D_{min}}$ از روی شکل و به کمک رابطه مربوط به $H_{\Delta D}$ مقدار R_{min} از معادله زیر به دست می‌آید:

$$H_{\Delta D_{min}} = H_D + (R_{min} + 1)(H_{G_i} - H_{L_o}) \quad (147)$$

در کندانسور کامل با توجه به اینکه $H_D = H_{L_o}$ است:

$$R_{min} = \frac{H_{\Delta D_{min}} - H_{G_i}}{H_{G_i} - H_{L_o}} \quad (148)$$

نسبت بهینه جریان برگشتی برج (R_{opt}) از معادله Gilland به دست می‌آید:

$$R_{opt} = (1.2 \sim 1.5) R_{min} \quad (149)$$

نکته : R_{min} برای خوراکی که به صورت مایع سرد است کمترین مقدار و برای خوراکی که به صورت سوپرهیت است بیشترین مقدار را دارد.

نکته : در حالت R_{min} به دلیل تلاقی خط کار و خط تعادل در تعدادی از سینی‌های پشت سر هم در درون برج غلظت‌ها و دماها بدون تغییر می‌ماند که به دلیل توقف انتقال جرم است.

نکته : R_{min} همیشه به کمک Tie-Line عبوری از خوراک به دست نمی‌آید بلکه Tie-Line ای برای محاسبه R_{min} به کار می‌رود که ΔD آن از همه بالاتر و ΔW آن از همه پایین‌تر است.

نکته : R_{min} بزرگترین رفلکسی است که عده سینی‌ها برج را برابر بی‌نهایت کند.

۷-۶-۵- اثر ازدیاد R بر عملکرد برج

افزایش نسبت جریان برگشتی برج در یک برج در مرحله طراحی باعث می‌شود که:

- ۱- عده سینی‌های برج کاهش یابد و لذا ارتفاع برج کم شود.
 - ۲- دبی مایع و بخار در برج زیاد شود ($G_1 = (R+1)D$, $L_n = RD$) و لذا قطر برج زیاد شود.
 - ۳- بار حرارتی کندانسور و ریبویلر و لذا سطح حرارتی کندانسور و ریبویلر زیاد شود.
- در یک برج در حال کار افزایش R موجب افزایش خلوص محصولات برج می‌شود.

۷-۶-۶- پدیده Cold Reflux

اگر مایع خروجی از کندانسور Subcool باشد، در این صورت این مایع در اولین سینی (در ورود به برج) با تبدیل بخشی از بخارات به مایع به حالت مایع اشباع بر می‌گردد. مقدار مایعی که در اثر کندانس بخار حاصل می‌شود از معادله زیر به دست می‌آید:

$$\Delta L = \frac{L_0 \Delta H}{\lambda} = \frac{L_0 C_p \Delta T}{\lambda} \quad (150)$$

ΔL : مایع حاصل از میعان بخار و λ : گرمای نهان تبخیر است.

لذا با کندانس مایع، دبی مایع در سینی‌های زیرین افزایش می‌یابد و لذا رفلکس ظاهری ($R' = \frac{L}{D}$) زیاد می‌شود:

$$R' = \frac{L}{D} = \frac{L_0 + \Delta L}{D} = R \left[1 + \frac{C_p \Delta T}{\lambda} \right] > R \quad (151)$$

با توجه به معادله بالا می‌توان گفت اثرات Cold Reflux مشابه اثرات ازدیاد رفلکس بر عملکرد برج است.

۷-۶-۷- برج‌های دو خوراکه و برج‌های با جریان جانبی و برج‌های Open Steam

اگر برج از بالا به پایین دارای دو خوراک F_1 و F_2 باشد این برج دارای سه نقطه تفاضل است: ΔD (در بالای F_1) ، ΔM (بین F_1 و F_2) و ΔW (پایین F_2) . مشخصات نقاط ΔD و ΔW مشابه معادلات (۱۴۲) و (۱۴۳) است. اما ΔM با نوشتن موازنه جرم و انرژی به کمک بالا یا پایین برج به یکی از صورت‌های زیر به دست می‌آید:

$$\Delta M \begin{cases} x_{\Delta M} = \frac{Dx_D - F_1 Z_{F1}}{D - F_1} \\ H_{\Delta M} = \frac{DH_D + Q_c - F_1 H_{F1}}{D - F_1} \end{cases} \quad (152)$$

$$\Delta M \begin{cases} x_{\Delta M} = \frac{F_2 Z_{F2} - Wx_w}{F_2 - W} \\ H_{\Delta M} = \frac{F_2 H_{F2} + Q_B - WH_w}{F_2 - W} \end{cases} \quad (153)$$

ΔM به دست آمده از هر دو معادله فوق به لحاظ عددی یکسان است. در برج دو خوراکه نقاط F_1 و ΔD و ΔM بر یک استقامتند. همچنین نقاط F_2 و ΔM و ΔW نیز بر یک استقامت خواهند بود.

اگر برج دارای جریان جانبی (S) در بالاتر از خوراک باشد علاوه بر نقاط تفاضل ΔD و ΔW در بالا و پایین برج، یک نقطه تفاضل هم بین S و F داریم.

$$\Delta M \begin{cases} x_{\Delta M} = \frac{Dx_D + Sx_s}{D + S} \\ H_{\Delta M} = \frac{DH_D + Q_c + SH_s}{D + S} \end{cases} \quad (154)$$

اگر در یک برج آب جزء سنگین باشد می‌توان ریبویلر را حذف نموده و از تزریق مستقیم بخار به درون برج استفاده کرد. در این حالت نقطه تفاضل پایین خوراک به صورت زیر تغییر خواهد کرد.

$$\Delta W \begin{cases} x_{\Delta W} = \frac{Wx_w}{W - S} \\ H_{\Delta W} = \frac{WH_w - SH_s}{W - S} \end{cases} \quad (155)$$

در معادله بالا S شدت جریان بخار (Steam) ورودی به برج است. در این برج نقاط S و W و ΔW بر یک استقامتند. همچنین نقاط F و ΔD و ΔW بر یک استقامتند.

۷-۶-۸- روش مک کیب

در این روش منحنی‌های $H_L - x$ و $H_G - y$ به صورت دو خط موازی فرض می‌شوند. در این روش دبی‌های مولی مایع و بخار در هر ناحیه از برج مقدار ثابتی است (به عبارتی $N_A + N_B = 0$). در بخش بالای خوراک L و G دبی‌های مایع و بخار هستند که به ترتیب برابر RD و $(R+1)D$ هستند. با نوشتن موازنه جرم برای بخش بالای خوراک، معادله خط کار این ناحیه به صورت زیر به دست می‌آید:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \quad (156)$$

این خط از نقطه‌ای به مختصات (x_D, x_D) روی خط 45° می‌گذرد. در این روش دبی‌های مایع و بخار در پایین خوراک به ترتیب \bar{L} و \bar{G} فرض می‌شود. با نوشتن بیلان جرم برای بخش پایین خوراک، معادله خط کار این ناحیه به دست می‌آید.

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{G}}x - \frac{Wx_w}{\bar{G}} \quad (157)$$

خط کار این ناحیه از نقطه‌ای به مختصات (x_w, x_w) روی خط 45° می‌گذرد.

خطوط کار بالا و پایین خوراک در سینی خوراک با هم تلاقی می‌کنند. با نوشتن موازنه جرم برای سینی خوراک خواهیم داشت:

$$\begin{aligned} \bar{L} &= L + qF \\ \bar{G} &= G + (q-1)F \end{aligned} \quad (158)$$

در معادله بالا q کسری از خوراک است که به صورت مایع اشباع وارد برج می‌شود. معادله خط خوراک از نوشتن بلان جرم جزئی در سینی خوراک به دست می‌آید:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{Z_F}{q-1} \quad (159)$$

که از نقطه‌ای به مختصات (Z_F, Z_F) روی خط 45° می‌گذرد. با نوشتن موازنه انرژی برای سینی خوراک به تعریف جدیدی بر q دست خواهیم یافت:

$$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = \frac{\text{انرژی لازم برای تبدیل خوراک به بخار اشباع}}{\text{گرمای نهان تبخیر}} \quad (160)$$

مطابق تعریف فوق برای حالات مختلف خوراک خواهیم داشت:

حالت خوراک	H_F	$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L}$	شیب خط خوراک $= \frac{q}{q-1}$
مایع سرد	$H_F < H_L$	$q > 1$	$1 < \frac{q}{q-1} < \infty$
مایع اشباع	$H_F = H_L$	$q = 1$	∞
دوفازی	$H_L < H_F < H_G$	$0 < q < 1$	شیب منفی است و $0 < \left \frac{q}{q-1} \right < \infty$
بخار اشباع	$H_F = H_G$	$q = 0$	0
بخار سوپرهیت	$H_F > H_G$	$q < 0$	$0 < \frac{q}{q-1} < 1$

برای حالات مایع سرد و بخار سوپر هیت q از معادلات زیر به دست می‌آید:

$$\text{مایع سرد: } q = 1 + \frac{C_p \Delta t}{\lambda} > 1 \quad (161)$$

$$\text{بخار سوپرهیت: } q = -\frac{C_p \Delta t}{\lambda} < 0 \quad (162)$$

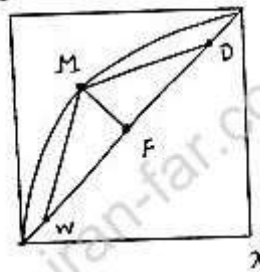
۷-۶-۹- محاسبه N_{min} در روش مکعب

در حالت N_{min} ، نسبت جریان برگشتی برابر ∞ است لذا خطوط کار برج بر خط 45° منطبق می‌شوند. بنابراین $\left(\frac{R}{R+1} \right)_{R \rightarrow \infty} = 1$ حد

N_{min} با رسم پله‌های بین منحنی تعادل و خط 45° به دست می‌آید.

۷-۶-۱۰- محاسبه R_{min} در روش مک کیب

برای محاسبه R_{min} در روش مک کیب کافی است محل تلاقی خط خوراک و منحنی تعادل را مطابق شکل زیر به دست آوریم (نقطه M) سپس با وصل نمودن نقطه M به نقطه D و محاسبه شیب MD و برابری آن با مقدار $\frac{R_{min}}{R_{min}+1}$ محاسبه نمود:



مختصات نقطه M از تلاقی معادلات تعادل و خط خوراک به صورت زیر به دست می آید:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{Z_F}{q-1}$$

پس از یافتن مختصات نقطه M از معادله بالا از رابطه زیر R_{min} به دست می آید:

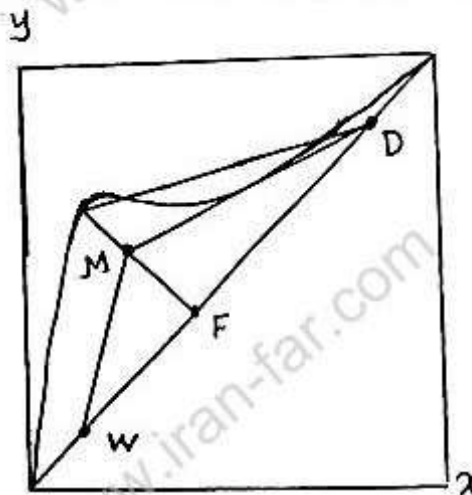
$$\text{شیب MD} = \frac{x_D - y_M}{x_D - x_M} = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1} \quad (163)$$

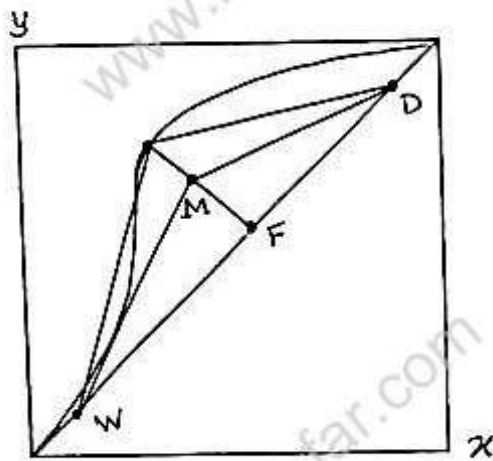
با توجه به توضیحات فوق مشخص می شود که R_{min} به عوامل زیر بستگی دارد:

$$R_{min} = f(x_D, q, Z_F, \alpha) \quad (164)$$

معادله فوق همان معادله Underwood است (مراجعه شود به معادله 133 فصل 9 تریبال).

در صورتی که مخلوط غیر ایده آل باشد لزوماً همیشه تلاقی خط خوراک و منحنی تعادل منجر به محاسبه R_{min} نمی شود به عنوان مثال در دو شکل زیر ملاحظه می گردد که با رسم خط مماس به طریقی که در شکل نشان داده شده است R_{min} به دست می آید.





۷-۶-۱۱- برج‌های دوخوراکه، برج‌های با جریان جانبی و open steam

در برج‌های دو خوراکه سه خط کار و دو خط خوراک در محاسبات روش McCabe وجود دارد. در ناحیه بالای خوراک F_1 و پایین خوراک F_2 معادلات خط کار مشابه معادلات (۱۵۶) و (۱۵۷) می‌باشد. در ناحیه بین خوراک F_1 و F_2 یک خط کار جدید وجود دارد که معادله آن با نوشتن موازنه جرم در این ناحیه به صورت زیر به دست می‌آید:

$$y = \frac{L'}{G'}x + \frac{Dx_D - F_1 Z_{F1}}{G'} \quad (165)$$

L' و G' در معادله فوق شدت جریان مایع و بخار در ناحیه بین دو خوراک F_1 و F_2 می‌باشند. دبی‌های مایع و بخار در سه ناحیه برج (بالای F_1 ، بین F_1 و F_2 و پایین F_2) به صورت زیر محاسبه خواهند شد:

$$\text{بالای } F_1 \begin{cases} L = RD \\ G = (R+1)D \end{cases}$$

$$\text{بین } F_1 \text{ و } F_2 \begin{cases} L' = L + q_1 F_1 \\ G' = G + (q_1 - 1)F_1 \end{cases}$$

$$\text{پایین } F_2 \begin{cases} \bar{L} = L' + q_2 F_2 \\ \bar{G} = G' + (q_2 - 1)F_2 \end{cases}$$

محل تلاقی خط کار ناحیه بین F_1 و F_2 با خط $y = x$ از معادله زیر به دست می‌آید:

$$x = \frac{Dx_D - F_1 Z_{F1}}{D - F_1} = x_{\Delta M} \quad (166)$$

همان‌گونه که ملاحظه می‌شود این نقطه همان نقطه تقاضای این ناحیه است. به‌طور کلی: محل تلاقی خط کار هر ناحیه با خط $y = x$ همان مختصات نقطه تقاضای آن ناحیه است.

در برج‌های با جریان جانبی یک خط کار جدید هم بین S (جریان جانبی) و F وجود دارد که معادله آن به صورت زیر است:

$$y = \frac{L'}{G'}x + \frac{Dx_D + Sx_S}{G'} \quad (167)$$

در ناحیه بین S و F دبی‌های مایع و بخار با فرض آنکه S به صورت مایع اشباع باشد به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$L' = L - S = RD - S, \quad G' = G = (R+1)D \quad (168)$$

که با جایگزینی این دبی‌ها در معادله (۱۶۷) خواهیم داشت:

$$y = \frac{R - \frac{S}{D}}{R+1}x + \frac{x_D + \frac{S}{D}x_S}{R+1} \quad (169)$$

در برج‌های تقطیر وقتی آب جزء سنگین باشد از open steam استفاده می‌شود. در این حالت در روش مک کیب دو خط کار خواهیم داشت که خط کار بالای خوراک مشابه معادله (۱۵۶) خواهد بود اما خط کار پایین خوراک به صورت زیر خواهد شد:

$$y = \frac{W}{S}(x - x_w) \quad (170)$$

که از نقطه‌ای به مختصات $(x_w, 0)$ می‌گذرد.

۸- استخراج از مایعات

در صورتی که برای جداسازی یک سیستم به یکی از دلایل زیر تقطیر امکان‌پذیر نباشد استخراج گزینه بعدی است:

۱- داشتن محلول ازنوتروپی

۲- داشتن ماده حساس به دما

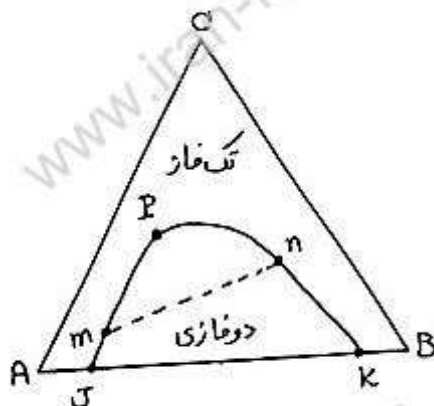
۳- ضریب فرار نسبتی نزدیک به یک باشد.

در استخراج با افزودن حلال (B) به خوراک (که شامل اجزاء C و A است) دو فاز مایع تشکیل خواهد شد که فاز غنی از حلال را Extract و فاز غنی از همراه را Raffinate گویند. اصولاً حلال‌ها به دو دسته تقسیم می‌شوند:

۱- حلال غیر قابل امتزاج با جزء همراه (A)، که در این حالت حلال B فقط C را در خود حل می‌کند و A و B در هم نامحلولند. در این حالت هر دو فاز E و R دو جزئی خواهند بود.

۲- حلال با امتزاج‌پذیری نسبی، که در این حالت حلال B عمدتاً جزء C را در خود حل می‌کند اما خود A و B هم به‌طور جزئی در هم حل می‌شوند. در این صورت هر دو فاز E و R سه جزئی خواهند بود که طبیعتاً برای بررسی تعادلات به دیاگرام مثلثی نیاز خواهیم داشت.

در شکل زیر نمونه‌ای از دیاگرام مثلثی ارائه شده است:



نقطه P در شکل فوق همان نقطه plait است. در نقطه plait:

۱- طول Tie Line برابر صفر است.

۲- غلظت اجزاء در هر دو فاز E و R با هم برابر است $(x = y)$ و فاکتور استخراج مساوی یک است. $(\beta = 1)$

۳- کشش بین سطحی بین دو فاز به صفر می‌رسد.

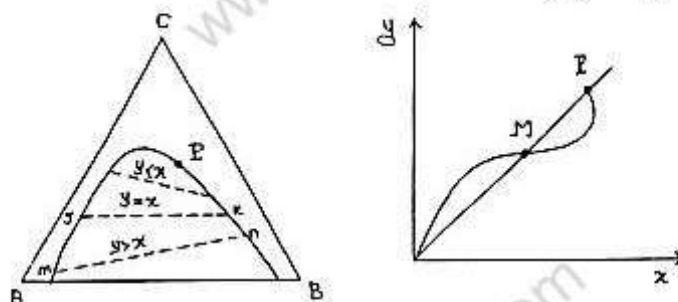
با توجه به شکل فوق می‌توان گفت:

۱- A و C کاملاً در هم محلولند. B و C نیز کاملاً در هم محلولند.

۲- A و B به‌طور جزئی در هم حل می‌شوند.

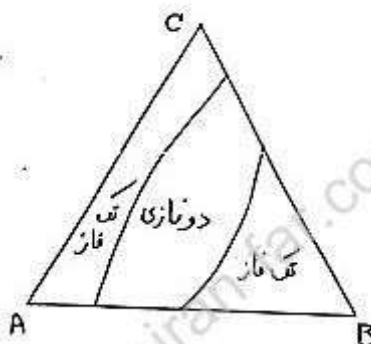
۳- شاخه pmj مشخصات فاز R را نشان می‌دهد. شاخه pkn مشخصات فاز E و شاخه pmz مشخصات فاز R را نشان می‌دهد.

در شکل زیر هم نمونه دیگری از دیاگرام مثلثی ارائه شده است.



همچنانکه ملاحظه می‌شود شیب Tie-Line در این سیستم از مثبت به منفی تغییر کرده است. Tie-Line که در منحنی xy با نقطه M نشان داده شده است معرف محلول سولوتروپیک است که در آن $x = y$ است و تفاوت مهم محلول سولوتر و پیک با نقطه plait این است که در محلول سولوتروپیک سیستم دوفازی است و علیرغم تساوی x و y (غلظت جزء C در فازهای R و E)، فاکتور استخراج مخالف یک است ($\beta \neq 1$) هم چنین طول Tie مخالف صفر بوده و کشش بین سطحی هم مخالف صفر است.

نمونه دیگری از دیاگرام مثلثی در شکل زیر نشان داده شده است که در این سیستم A و B به طور جزئی در هم حل می‌شوند و B و C نیز به طور جزئی در هم حل می‌شوند ولی A و C به طور کامل در هم حل می‌شوند. بنابراین مطابق این شکل و توضیحات فوق حلال B، حلال مناسبی برای استخراج جزء C نیست.



افزایش دما باعث افزایش حلالیت مواد در هم می‌شود لذا باعث می‌شود سطح ناحیه دو فاز کوچک شود به همین دلیل بهتر است استخراج در دمای پایین انجام شود.

۸-۱- فاکتور استخراج و ضریب توزیع اجزاء بین فازها

در استخراج، فاکتور استخراج (β) به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$\beta = \frac{\left(\frac{C}{A}\right)_E}{\left(\frac{C}{A}\right)_R} = \frac{\left(\frac{\text{جزء اصلی}}{\text{جزء همراه}}\right)_E}{\left(\frac{\text{جزء اصلی}}{\text{جزء همراه}}\right)_R} \quad (171)$$

ضریب توزیع اجزاء بین فازها (k) نیز به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$k = \frac{C_E}{C_R} = \frac{y}{x} \quad (172)$$

شرط انجام پذیری استخراج $\beta > 1$ است.

سؤال: آیا در استخراج می‌توان نوشت:

$$y = \frac{\beta x}{1 + (\beta - 1)x}$$

اگر A و B در هم نامخلول باشند (هر دو فاز دو جزئی است) غلظت A در فاز E برابر صفر است. لذا:

$$\beta = \frac{\frac{y}{x}}{1-x} = \infty \quad (173)$$

چون فازهای E و R دو جزئی هستند لذا غلظت A در فاز R برابر $1-x$ می شود (x: غلظت C در فاز R است).

اگر سیستم سه جزئی باشد (یعنی A و B به طور جزئی در هم حل شوند) در این صورت چون $A_E \neq (1-y)$ و $A_R \neq (1-x)$ لذا

$$\beta = \frac{\frac{y}{A_E \neq (1-y)}}{\frac{x}{A_R \neq (1-x)}} \rightarrow y \neq \frac{\beta x}{1+(\beta-1)x}$$

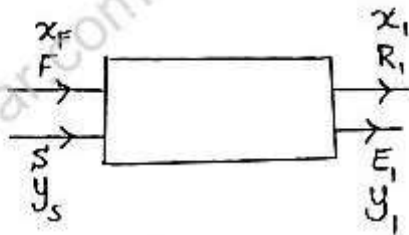
ملاحظه می شود که در این حالت هم رابطه $y = \frac{\beta x}{1+(\beta-1)x}$ صادق نیست. اما اگر X و Y غلظت جزء C در فازهای R و E و بر مبنای

عاری از حلال (B) باشند می توان نوشت:

$$\beta = \frac{\frac{Y}{1-Y}}{\frac{X}{1-X}} \rightarrow Y = \frac{\beta X}{1+(\beta-1)X} \quad (174)$$

۸-۲- استخراج در جریان همسو

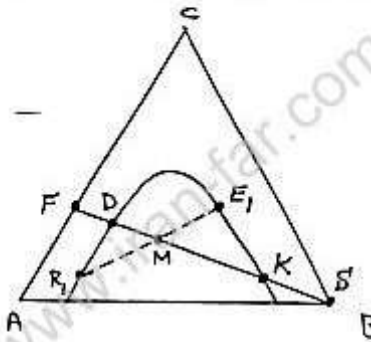
در شکل روبرو شماتیک جریان همسو در فرآیند استخراج نشان داده شده است.



اگر A و B در هم نامخلول باشند سیستم های E و R دو جزئی هستند لذا معادله خط کار به صورت زیر در خواهد آمد:

$$\frac{Y_1 - Y_S}{X_1 - X_F} = -\frac{R_S}{E_S} \quad (175)$$

اما اگر A (جزء همراه) و B (حلال) به طور جزئی در هم حل شوند به دیاگرام مثلثی نیاز خواهیم داشت (چون هر دو فاز سه جزئی هستند) در شکل زیر مسیر تحول جریان همسو در دیاگرام مثلثی نشان داده شده است.



در شکل فوق خط FS مسیر افزودن حلال (S) به خوراک را نشان می‌دهد. مطابق شکل فوق حداقل حلال برای داشتن سیستم دو فازی در شرایطی به دست خواهد آمد که امولسیون (M) در نقطه D واقع شود لذا طبق قانون اهرم می‌توان نوشت:

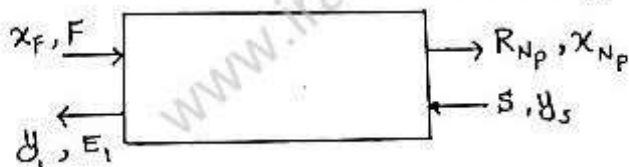
$$S_{\min} = F \cdot \frac{\overline{FD}}{\overline{SD}} \quad (176)$$

و به طریق مشابه حداکثر مقدار حلال برای داشتن سیستم دو فازی در حالتی به دست می‌آید که امولسیون (M) در نقطه K باشد:

$$S_{\max} = F \cdot \frac{\overline{FK}}{\overline{SK}} \quad (177)$$

۸-۳- استخراج در جریان ناهمسو

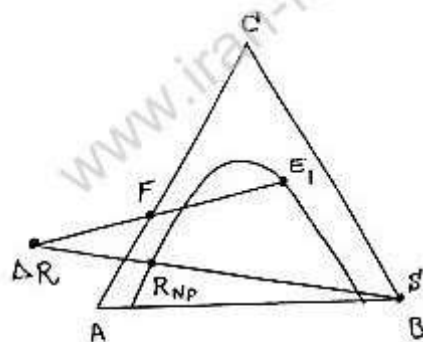
در شکل زیر شماتیک جریان ناهمسو نشان داده شده است:



مجدداً در صورتی که A و B در هم نامحلول باشند فازهای E و R دوجزئی هستند لذا معادله خط کار عبارت خواهد بود از:

$$\frac{Y_1 - Y_S}{X_F - X_{Np}} = \frac{R_S}{E_S} \quad (178)$$

در صورتی که A و B به‌طور جزئی در هم حل شوند فازهای E و R سه جزئی بوده و لذا محاسبات در صفحه مختصات مثلثی باید انجام شود. در این حالت با توجه به موازنه جرم یک نقطه تفاضل خواهیم داشت که از تلاقی امتدادهای SR_{Np} به دست می‌آید مطابق شکل زیر:



موقعیت نقطه تفاضل ΔR تابع عوامل زیر است:

$$\Delta R \text{ موقعیت} = f[F, x_F, S, y_S, y_1 \text{ یا } x_{Np}] \quad (179)$$

یعنی موقعیت ΔR تابع شدت و غلظت خوراک، شدت و غلظت حلال و غلظت جزء اصلی در فاز Extract یا Raffinate خروجی است. محاسبه عده مراحل به روشی مشابه روش پونچون در تقطیر به کمک نقطه تفاضل ΔR انجام می‌شود.

نکته: برای محاسبه حداقل حلال در جریان ناهمسو، از تلاقی Tie-Line و امتداد SR_{Np} نقطه ΔR_{\min} به دست می‌آید. اگر Tie-Line در سمت چپ دیاگرام مثلثی امتداد SR_{Np} را قطع کند دورترین محل تلاقی ΔR_{\min} است و اگر امتداد SR_{Np} را در سمت راست دیاگرام مثلثی قطع کند نزدیک‌ترین تلاقی Tie-Line ها با امتداد SR_{Np} نقطه ΔR_{\min} است. لذا واضحاً موقعیت ΔR_{\min} به شیب Tie-line هم بستگی دارد (هر چند موقعیت ΔR به شیب Tie-Line وابستگی ندارد).

۸-۴- دستگاه‌های استخراج

در این قسمت خلاصه‌ای از نکات مهم مربوط به دستگاه‌های استخراج ارائه خواهد شد:

۱- دستگاه‌های Mixer-Settler

- این دستگاه‌ها راندمان بالایی دارند (75 - 100%)
- اگر در فاز مایع جزء جامد داشته باشیم مناسب هستند.
- هم به صورت ناپوسته و هم به صورت پیوسته استفاده می‌شوند در حالت پیوسته حداکثر عده مراحل بین 6-8 مرحله است.

۲- استخراج کننده سانتریفوژی

- وقتی استفاده می‌شوند که اختلاف دانسیته دو فاز کم باشد.
- زمانی استفاده می‌شوند که زمان اقامت کمی مورد نظر باشد (استخراج ویتامین‌ها و پنی‌سیلین)
- در یک ماشین سانتریفوژ به حدود 3 تا 10 مرحله تئوری می‌توان دست یافت.
- تجهیزات گران قیمت و پرهزینه‌ای هستند.
- راندمان بالایی دارند.

۳- استخراج کننده‌هایی که در آنها یک فاز پراکنده می‌شود.

- در این دسته سه دستگاه اصلی قرار می‌گیرند: برج‌های سینی‌دار، برج‌های پر شده و برج‌های پاششی
- فازی باید پراکنده شود که یا ویسکوزیته بالا یا شدت جریان بالایی داشته باشد.
- فاز پراکنده می‌تواند از بالا و یا از پایین وارد برج شود فقط فاز سبک باید از پایین و فاز سنگین باید از بالا وارد شود.
- بالاترین انتقال جرم در محل تشکیل قطرات انجام می‌شود.
- این دستگاه‌ها زمانی استفاده می‌شوند که کشش بین سطحی کم باشد. (در این حالت پراکنده‌گی به راحتی انجام می‌شود)
- برج‌های پر شده و سینی‌دار در حضور جامد مناسب نیستند.
- مفهوم طغیان در برج پر شده آن است که اگر دبی یک فاز زیاد شود به طوری که فازهای پیوسته و پراکنده از یک طرف خارج شوند.
- در این دستگاه‌ها چون هر دو فاز مایع هستند (نزدیکی دانسیته‌ها) راندمان بسیار پایین است (حدود 24% ~ 6 برای سینی‌دار).

ارتفاع معادل یک واحد تئوری (HETP) برج‌های پر شده و پاششی هم در حدود (5 - 20 ft) و (10 ~ 20 ft) است که مجدداً نشان‌دهنده کارایی پایین این دستگاه‌ها برای استخراج است.

۴- استخراج کننده مجهز به همزن (Agitated)

- در این دستگاه‌ها از همزن درون برج استفاده می‌شود. دو نوع اصلی این دستگاه‌ها برج‌های RDC و شیبیل می‌باشد.
- این دستگاه‌ها راندمان بسیار بالایی دارند. (80 - 100%)
- برای زمانی که عده مراحل تئوری مورد نیاز باشد مناسب هستند (مثلاً 40 مرحله)
- برای سیالات خورنده مناسب نیستند.
- اگر سیال ویسکوز باشد برج شیبیل به RDC ارجحیت دارد.

۵- برج‌های ضربانی (pulsed)

- در این برج جریان مایع به صورت ضربانی وارد برج می‌شود.
- یک برج پر شده یا سینی داری که در آن ایجاد ضربان شده باشد دارای راندمانی در حدود 3 برابر برج پر شده یا سینی داری است که در آن پالسی ایجاد نشده است.
- این دستگاه‌ها برای سیالات خورنده و رادیواکتیو مناسبند.
- با ازدیاد ضربان‌ها ابتدا راندمان افزایش و سپس کاهش می‌یابد.

بخش سوم

عملیات واحد ۲

۹- رطوبت سنجی (Humidification)

اگر گاز خشک B در تماس با مایع A قرار گیرد در اثر تبخیر مایع A به درون گاز B، این گاز توسط مایع مرطوب می‌شود تا جایی که این گاز به طور کامل اشباع از رطوبت شود.

۹-۱ تعاریف و اصطلاحات

۱- رطوبت مطلق (Absolute Humidity)

$$Y' = \frac{\text{kg A}}{\text{kg B}} = \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg Dry Air}} \quad (180)$$

با ایده‌آل فرض کردن فاز گاز رطوبت مطلق به صورت زیر هم قابل بیان است:

$$Y' = \frac{M_A}{M_B} \cdot \frac{P_A}{P_t - P_A} \quad (181)$$

M_B و M_A جرم مولکولی A و B است.

۲- رطوبت اشباع (Saturated Humidity)

$$Y'_s = \frac{M_A}{M_B} \cdot \frac{P_A^{\text{sat}}}{P_t - P_A^{\text{sat}}} \quad (182)$$

P_A^{sat} : فشار بخار اشباع جزء A (که تابع دماست)

۳- رطوبت نسبی (Relative Humidity)

$$\text{RH}\% = \frac{P_A}{P_A^{\text{sat}}} \times 100 \quad (183)$$

نسبت فشار بخار به فشار بخار اشباع را رطوبت نسبی گویند.

۴- درصد رطوبت مطلق (Percentage Humidity)

$$\text{درصد رطوبت مطلق} = \frac{Y'}{Y'_s} \times 100 = \frac{P_A}{P_A^{sat}} \cdot \frac{P_t - P_A^{sat}}{P_t - P_A} \times 100 \quad (184)$$

درصد رطوبت مطلق به لحاظ عددی از رطوبت نسبی کوچکتر است.

۵- حجم مرطوب (Humid Volume)

حجمی که توسط یک کیلوگرم هوای خشک (B) و رطوبت همراه آن (A) اشغال شده است را حجم مرطوب گویند. حجم مرطوب با v_{H1} نشان داده می‌شود.

۶- گرمای مرطوب (Humid Volume)

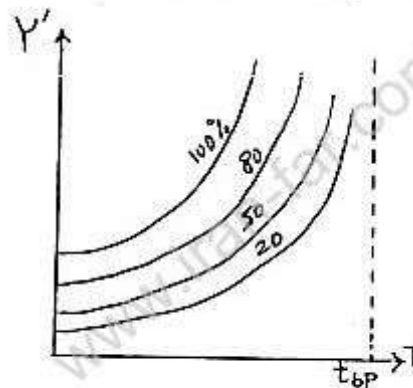
مقدار انرژی لازم برای آنکه دمای یک کیلوگرم هوای خشک (B) و رطوبت همراه آن را یک درجه سانتی‌گراد در فشار ثابت افزایش دهد:

$$C_s = C_B + Y' C_A \quad (185)$$

C_B و C_A ظرفیت گرمایی A (آب) و B (هوا) است.

۹-۲- منحنی رطوبت سنجی

منحنی رطوبت سنجی منحنی است که در آن تغییرات رطوبت مطلق گاز (Y') بر حسب دما (T) برای درصدهای مختلف رطوبت نسبی نشان داده شده است. در شکل زیر نمونه‌ای از این منحنی ارائه شده است.

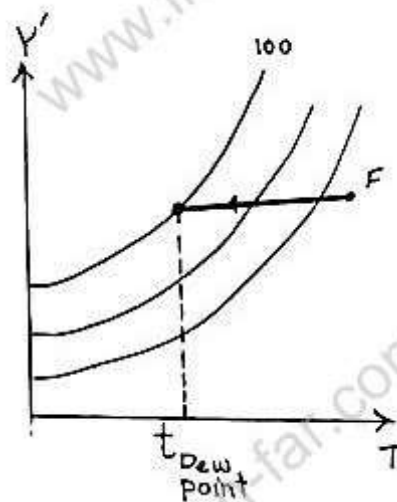


همانگونه که از این شکل ملاحظه می‌شود با افزایش دما گنجایش رطوبت هوا افزایش می‌یابد و در دمای جوش مایع (t_{bp}) رطوبت مطلق اشباع به سمت بی‌نهایت میل می‌کند چون:

$$T = t_{bp} \rightarrow P_A^{sat} = P_t \rightarrow Y'_s = \infty \quad (186)$$

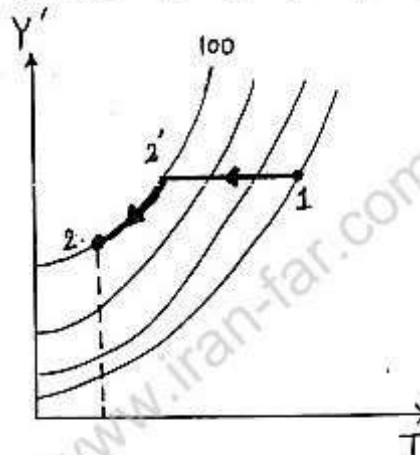
۹-۳- دمای شبنم (Dew Point)

اگر در فشار ثابت یک گاز حاوی رطوبت را سرد کنیم دمایی که در آن رطوبت نسبی هوا برابر 100% خواهد شد دمای شبنم نامیده می‌شود مثلاً در شکل زیر دمای شبنم هوای مرطوب (F) نشان داده شده است:

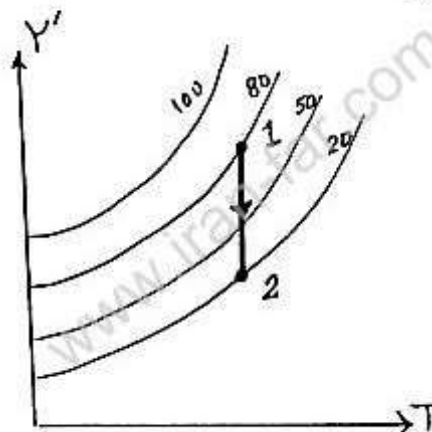


دمای شبنم مطابق شکل روبرو تابع مقدار رطوبت گاز و نیز فشار کل است. اثر فشار بر دمای شبنم به واسطه اثر این عامل بر منحنی اشباع (100%) در منحنی رطوبت سنجی است (مراجعه شود به معادله Y'_s). به طور کلی با افزایش فشار (کاهش Y'_s) و افزایش رطوبت مطلق گاز، دمای شبنم افزایش می‌یابد.

اگر گازی را تا دمایی کمتر از دمای شبنم آن سرد کنیم مسیر تحول مطابق شکل زیر خواهد بود:



مطابق شکل فوق ملاحظه می‌شود که چون $Y'_2 < Y'_1$ است لذا این هوا بخشی از رطوبت خود را به صورت کندانس مایع از دست داده است. این پدیده در زمستان و در قالب بخار گرفتگی سطح شیشه منازل قابل مشاهده است. بنابراین اگر هوا کنار یک سطح با دمایی کمتر از دمای شبنم گاز قرار گیرد هوا بخشی از رطوبت خود را از دست می‌دهد. اگر یک هوای مرطوب از روی یک بستر جاذب الرطوبه (مثل سیلیکاژل) عبور کند مسیر تحول مطابق شکل زیر است:



ملاحظه می‌شود که بدون آنکه دمای گاز تغییر چندانی بکند رطوبت گاز کاهش چشمگیری پیدا می‌کند.

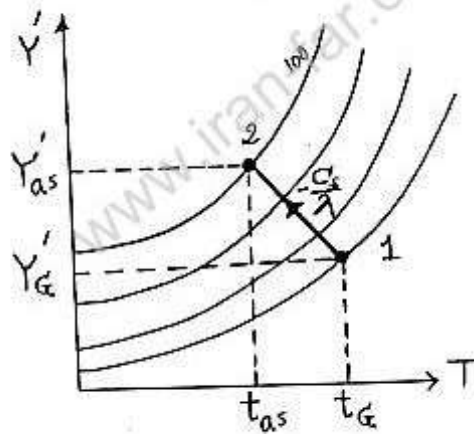
۹-۴- دمای اشباع آدیباتیک

اگر هوایی با رطوبت اولیه Y'_G و دمای t_G در تماس با آب قرار گیرد تا به صورت آدیباتیک اشباع از بخار آب شود در این صورت رطوبت هوا به Y'_{as} و دمای آن به t_{as} (دمای اشباع آدیباتیک) می‌رسد. موازنه انرژی در این حالت به صورت زیر است:

$$C_s (t_G - t_{as}) = (Y'_{as} - Y'_G) \lambda \quad (187)$$

$$Y'_G - Y'_s = -\frac{C_s}{\lambda} (t_G - t_{as}) \quad (188)$$

مسیر تحول فوق روی منحنی رطوبت-سنجی خطی است با شیب $-\frac{C_s}{\lambda}$ (مطابق شکل زیر)



۹-۵- دمای حباب مرطوب

دماسنجی را در نظر بگیرید که پارچه خشکی دور آن پیچیده شده است و در هوایی با دمای t_G (دمای حباب خشک) قرار گرفته است. اگر پارچه مورد نظر خیس شود و دماسنج را در هوا بچرخانیم مقداری از آب درون پارچه به درون هوا تبخیر می‌شود. تبخیر آب باعث کاهش دمای دماسنج می‌شود، در حالت پایدار این دما به دمای حباب مرطوب هوا می‌رسد (Wet Bulb). موازنه انرژی در حالت پایا به صورت زیر است:

$$h_G (t_G - t_w) = K_y (Y'_w - Y'_G) \lambda \quad (189)$$

$$Y'_G - Y'_w = -\frac{h_G}{K_y \lambda} (t_G - t_w) \quad (190)$$

Y'_w : رطوبت در سطح پارچه، Y'_G : رطوبت در توده هوا و λ : نیز گرمای نهان تبخیر آب می‌باشد. ملاحظه می‌شود مسیر این تحول خطی است به شیب $-\frac{h_G}{K_y \lambda}$. از تقسیم نسبت شیب منحنی دمای حباب مرطوب به شیب منحنی اشباع آدیباتیک پارامتری به دست می‌آید که آن را نسبت رطوبت-سنجی می‌گویند:

$$\text{نسبت رطوبت سنجی} = \frac{h_G}{K_y C_s} \quad (191)$$

h_G : ضریب انتقال حرارت تابع Re و Pr است و K_y : ضریب انتقال جرم تابع Sc و Re است، لذا نسبت رطوبت سنجی تابع عدد لونیس خواهد بود:

$$\frac{h_G}{K_y C_s} = Le^{0.567} \quad (192)$$

برای سیستم هوا - بخار آب چون $Le = 1$ است لذا:

$$\frac{h_G}{K_y C_s} = 1 \rightarrow t_w = t_{as}$$

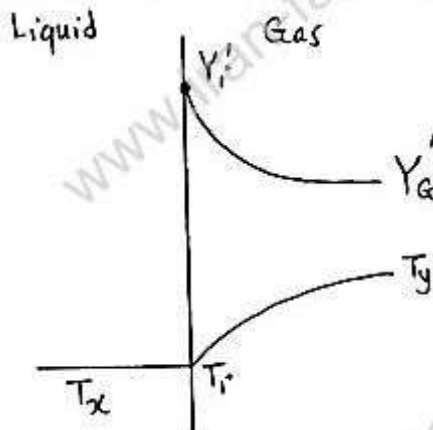
(۱۹۳)

یعنی برای این سیستم دمای اشباع آدیاباتیک و دمای حباب مرطوب با هم برابر هستند.

نکته: هرچه رطوبت نسبی هوا کمتر باشد اختلاف دمای حباب خشک و مرطوب هوا ($t_G - t_w$) بزرگتر است.

۹-۶- کولر آبی

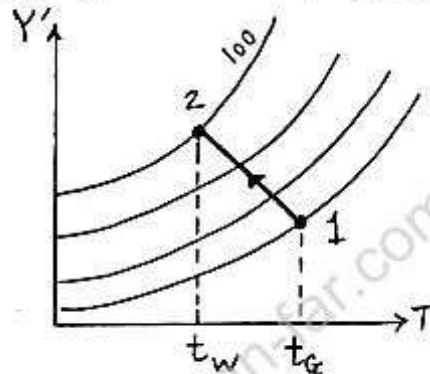
در کولر آبی در اثر تماس هوا با آب، تبخیر آب به درون هوا انجام می‌شود. در این حالت هوا انرژی لازم برای تبخیر آب را فراهم می‌کند. لذا دمای خود هوا کاهش می‌یابد. در شکل زیر پروفایل رطوبت و دما در سطح تماس مایع و هوا در کولر آبی نشان داده شده است:



عاملی که در کولر آبی باعث خنک شدن هوا می‌شود تبخیر آب به درون هوا با انرژی هواست ($T_y > T_i$)

در کولر آبی در حالت تئوری می‌توان هوا را تا دمای حباب مرطوب هوا خنک کرد. لذا پایین‌ترین دمایی که در کولر آبی به آن می‌توان رسید دمای حباب مرطوب هواست. دمای آب چرخشی در کولر آبی تقریباً برابر دمای Wet Bulb هواست چون زمان ماند آب درون کولر زیاد است.

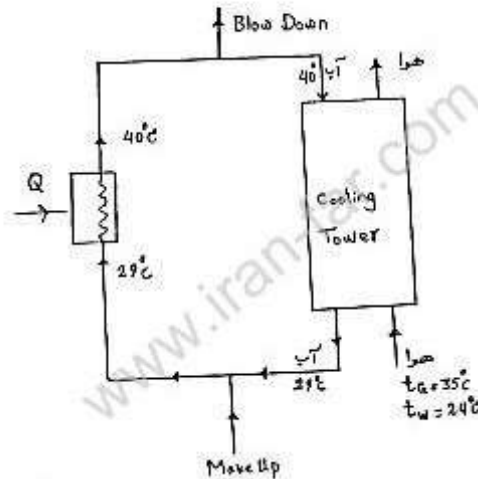
در مناطق شرجی به علت رطوبت نسبی بالای هوا اختلاف بین دمای حباب خشک و مرطوب هوا ناچیز است لذا خنک‌سازی چندانی در کولر آبی انجام نمی‌شود. بنابراین در این مناطق کولر آبی قابل استفاده نیست. مسیر تحول در کولر آبی مطابق شکل زیر است:



همانگونه که ملاحظه می‌شود در حین عبور هوا از کولر آبی دمای هوا کاهش می‌یابد و رطوبت مطلق و نسبی آن هم افزایش می‌یابد.

۹-۷- برج های خنک کن

در برج خنک کن آب برگشتی از شبکه مبدل های حرارتی پلنت در اثر تماس با هوا خنک می شود. در شکل زیر شماتیک جریان در برج خنک کن نشان داده شده است:



در برج خنک کن عاملی که باعث خنک شدن آب می شود تبخیر آب به درون هوا با انرژی آب است.

$$(194) \quad \text{دمای حباب مرطوب هوای ورودی} = \text{دمای آب خنک خروجی از برج خنک} + (2 \sim 5^\circ\text{C})$$

اختلاف دمای آب خنک خروجی و دمای حباب مرطوب هوای ورودی را اختلاف دمای نزدیکی یا $\Delta T_{\text{Approach}}$ می گویند:

$$(195) \quad \Delta T_{\text{Approach}} = 2 \sim 5^\circ\text{C}$$

در شکل فوق چون $t_w = 24^\circ\text{C}$ است لذا آب را می توان تا دمایی بین 26 تا 29°C خنک کرد. در سیکل بسته آب درون برج خنک کن، به سه دلیل هدر رفت آب در سیکل چرخشی داریم:

۱- هدر رفت آب ناشی از تبخیر آب به درون هوا (E)

۲- قطرات آبی که با جریان هوا حمل می شوند (D یا Drift)

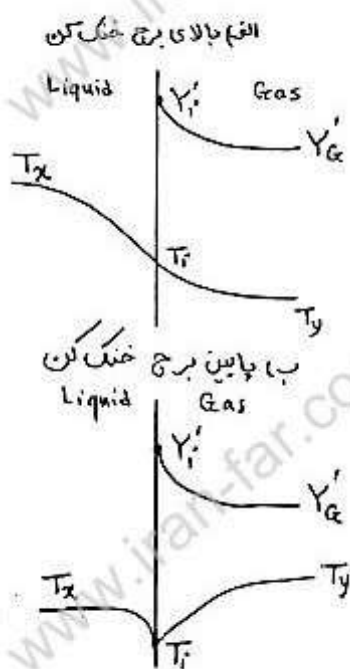
۳- به دلیل تعلیق آب به واسطه تبخیر، غلظت نمک در سیکل مدام در حال افزایش است. برای جلوگیری از ازدیاد بیش از حد نمک

بخشی از آب چرخشی دارای نمک بالا از سیکل خارج شده و به جای آن آب با نمک کم وارد می شود (B یا Blow Down)

بنابراین آب جبرانی (Make up) باید هدر رفت آب ناشی از هر 3 عامل فوق را جبران نماید:

$$(196) \quad \text{Make up} = E + D + B$$

دبی جریان Make up حدود 2 تا 3 درصد دبی آب چرخشی است. منحنی های پروفایل دما و رطوبت در بالا و پایین برج خنک کن به ترتیب در شکل های زیر نشان داده شده است:



۱۰- خشک کردن (Drying)

اگر جامد مرطوبی گرما دریافت کند رطوبت همراه آن خارج می‌شود. خشک کردن پدیده توأم انتقال حرارت و انتقال جرم است. خشک‌کن‌ها از حیث نحوه انتقال حرارت به دو دسته اصلی تقسیم می‌شوند:

۱- خشک‌کن‌های مستقیم (Direct)

در این خشک‌کن انتقال گرما به جامد مرطوب توسط هوای داغ عبوری از درون خشک‌کن انجام می‌شود و لذا انتقال حرارت با مکانیزم جابجایی انجام می‌شود. این خشک‌کن‌ها را آدیاباتیک هم می‌گویند چون از بدنه خشک‌کن تبادل گرما انجام نمی‌شود.

۲- خشک‌کن‌های غیر مستقیم (Indirect)

در این خشک‌کن‌ها بدنه خشک‌کن توسط steam یا المنت حرارتی گرم می‌شود و سپس گرما از بدنه به جامد مرطوب درون خشک‌کن منتقل می‌شود. این خشک‌کن‌ها را خشک‌کن غیر آدیاباتیک هم می‌گویند. مکانیزم اصلی انتقال حرارت در این خشک‌کن‌ها هدایت حرارتی است.

خشک‌کن‌ها از حیث ظرفیت نیز به دو دسته اصلی ناپیوسته (Batch) و پیوسته (continuous) تقسیم می‌شوند. در ظرفیت‌های کمتر از

$50 \frac{kg}{hr}$ حتماً باید از خشک‌کن ناپیوسته استفاده شود و در ظرفیت‌های بالاتر از $1000 \frac{kg}{hr}$ نیز باید از خشک‌کن پیوسته استفاده گردد. در

فاصله بین 50 تا 1000 کیلوگرم بر ساعت محاسبات اقتصادی تعیین‌کننده خواهد بود.

نکته: برای خشک کردن مواد غذایی و دارویی حساس به دما باید از خشک‌کنی استفاده شود که در آن ماده برای زمان طولانی در

معرض دمای بالا قرار نگیرد. لذا باید زمان خشک کردن کوتاه باشد یا دمای عملیاتی پایین باشد. خشک‌کن‌های پاششی (Spray Dryer) یکی از بهترین گزینه‌ها در این زمینه به شمار می‌روند چون کمترین زمان اقامت را بین همه خشک‌کن‌ها دارند

$$(t < 30sec)$$