به نام یگانه مهندس هستی

عملیات واحد I

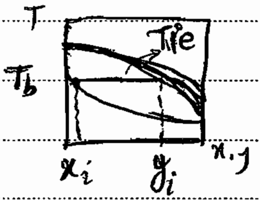
«به نام خدا»

بررسی نقاط جوش - حباب و شبنم برای مخلوط ها و مقایسه با مواد خالص

قانون گول: اگر یک ماده خالص یا مخلوط را داخل یک مخزن خلأ بریزیم ابتدا فشارسنج روی مخزن فشار صفر را نشان می دهد ولی با گذشت زمان مایع تبخیر شده و فشار افزایش می یابد تا اینکه به فشار ثابت می رسد این فشار را فشار بخار گوییم

برای مواد خالص در هر فشار یک دمای اشباع داریم یعنی $P = F(T)$ تابعی یک به یک است.

ولی این آزمایش در مورد مخلوط ها نیز قابل انجام است. اگر مخلوط در مخزن قرار بگیرد تبخیر شده تا اینکه به مرز تعادل می رسد. و x_i ها و y_i های متعادل در این حالت قابل اندازه گیری اند. در حالت تعادل برای مخلوط دمای مایع و بخار اشباع یکسان است.



* در صورتی که مواد خالص در هر فشار یک دمای اشباع داریم.

ولی در مخلوط با تغییر غلظت اجزا می توانیم به دمای جوش متفاوت برسیم مطابق با نمودار بالا.

* در مواد خالص وقتی که یک مایع اشباع باشد با دریافت انرژی گرما تبخیر شده و بخار تشکیل می شود و تا لحظه ای که کاملاً بخار شود دمای آن ثابت می ماند. پس در این شرایط (مواد خالص) دمای حباب و شبنم همان دمای جوش (دمای اشباع) است.

در مورد یک مخلوط مایع در شرایط تعادل به این نتیجه رسیدیم که مایع جوشان با x_i ها و بخار اشباع با y_i ها دمای یکسانی دارند. اکنون اگر مخلوط مایعی با همان x_i های تعادلی در نظر بگیریم در ظرف A و در ظرف B

Subject:

Year. Month. Date. ( )

بخاری اشباع با همان yها در نظر بگیریم و صرف تبخیر مایع در ظرف A و معادلات [illegible] در ظرف B باشد حالت [illegible] نقطه‌ی حباب و شبنم هر دو یکسان است. پس به این نتیجه می‌رسیم که با داشتن yهای تعادلی و یا xهای تعادلی می‌توانیم دمای جوش مخلوط اشباع را بدست آوریم. یا دمای نقطه‌ی شبنم مخلوط گاز در ظرف B و یا دمای نقطه‌ی حباب ظرف A را پیدا کنیم.

تذکر مهم: اگر مخلوط مایع با xها در نظر بگیریم و حرارت دهیم، در لحظه‌ای که اولین حباب تشکیل شود (نقطه‌ی حباب) مایع شروع به جوش کرده و این کمترین دمای جوش است و با ادامه حرارت دادن دما افزایش پیدا کرده و به سمت دمای تعادلی نزدیک می‌شویم (دمای جوش مرتباً بالا می‌رود چون غلظت اجزای فرار در مایع کاهش می‌یابد) در شرایط تعادلی هم xهای تعادلی و yهای تعادلی داریم. [redacted] ما در دمای تعادل دمای جوش تعادلی داریم که از دمای حباب اولیه (مخلوط مایع) بیشتر است و آن دما، جوش [illegible] دمای جوش مخلوط تعادلی دیگری است که مایع اساس آن همین مایع اولیه برابر [illegible] بوده است.

بنابراین بدیهی است منظور از دمای شبنم، دمای بخار و دمای حباب، دمای مایع همان دمای جوش مخلوط تعادلی است که مایع و گاز آن همان xها و yها را داشته باشند.

* پیدا کردن [illegible] به علت اجزای مایع در حال تعادل با بخار استفاده از روش تعیین دمای جوش لازم است.

همچنین جهت تعیین xهای در حال تعادل با مایع می‌توان دمای جوش را پیدا کرده و سپس xها را تعیین کرد.

سه روش کلی برای تعیین دمای جوش داریم [illegible] مایع [illegible]

۱) روش استفاده از [illegible] ؛ [illegible] فشارها [illegible] کار
۲) روش Ki ها [illegible]
۳) روش [illegible] ها.

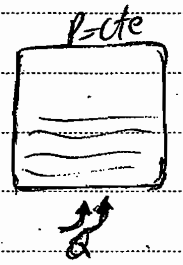
Subject:

Year ۸۶ Month ۱۱ Date ۲۸ ( )

به نام خدا

* تعیین نقاط جوش و شبنم با استفاده از قانون رائولت ـ دالتون *

تعیین نقطه جوش (حباب): مخلوط مایع در فشار ثابت P=cte را در نظر می‌گیریم که به آن گرما می‌دهیم.



برای اولین حباب بخار که تشکیل می‌شود داریم:

$$P_t y_i = P_i^* x_i \rightarrow y_i = \frac{P_i^*}{P_t} x_i$$

تذکر: برای تعیین نقطه جوش یا حباب x_iها را داریم.

$$\sum y_i = \sum \frac{P_i^* x_i}{P_t} = 1$$

رابطه مقابل مبنای تعیین نقطه حباب می‌باشد $*** \sum P_i^* x_i = P_t *** \textcircled{I}$

۱- مرحله اول: حدس دمای جوش مخلوط: یک حدس قابل قبول و منطقی این است که دمای جوش مخلوط را بین دمای جوش فرارترین و غیر فرارترین جزء در نظر بگیریم که این حدس خیلی دقیق نیست. بهترین حدس این است که $T_{bm} = \sum T_{b_i} x_i$ را در نظر بگیریم. با استفاده از رابطه آنتوان در فشار ثابت P، T_{b_i}ها را یافته و سپس T_{bm} را.

۲- مرحله دوم: در دمای T_{bm} که حدس زده‌ایم P_i^*ها را از طریق رابطه آنتوان بیابیم.

۳- مرحله سوم: چک کردن صحت رابطه I اگر درست بود که حدس را قبول می‌کنیم وگرنه بایستی حدس جدیدی در نظر گرفت.

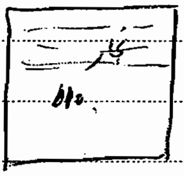
۴- مرحله چهارم: یافتن y_iها:

$$y_i = \frac{P_i^* x_i}{P_t} = \frac{P_i^* x_i}{\sum P_i^* x_i}$$

در محاسبه‌ی yها در سطح بهتر است که به جای P_t از $\sum x_i P_i^*$ استفاده کنیم چرا که ما در اندازه‌گیری همواره خطا داریم

و برای جلوگیری از انتشار خطا این ترم را به کار می‌بریم در این صورت حتماً $\sum y_i$ ها ۱ می‌شود.

۲- تعیین نقطه‌ی شبنم: مخلوط بخار شامل اجزاء مختلف را در نظر می‌گیریم به همراه اولین قطره‌ای که تشکیل می‌شود



داریم:

تذکر: در این حالت yها را مشخصاً داریم:

$$P_t y_i = P_i^* x_i$$

$$x_i = P_t \frac{y_i}{P_i^*} \qquad \sum x_i = P_t \sum (y_i/P_i^*) = 1$$

$$*** \sum\left(\frac{y_i}{P_i^*}\right) = \frac{1}{P_t} *** \# \longrightarrow$$ رابطه‌ی فوق مبنای تعیین نقطه‌ی شبنم می‌باشد.

نقطه‌ی شبنم: دمایی است که در آن بخار به مایع تبدیل می‌شود و بر مبنای اطلاعات فاز بخار تعیین می‌شود.

۱- مرحله‌ی اول: حدس دمای شبنم: ساده‌ترین و معمول‌ترین حدس این است که دمای شبنم را این دمای جوش خالص اجزاء در نظر بگیریم

چرا که حدس بزنیم در آن بهتر است که حدس اول را به این صورت: $T_{dm} = \sum y_i T_{bi}$ در نظر بگیریم

* یادآوری: برای مواد خالص نقطه‌ی شبنم و حباب در فشار ثابت دمای یکسانی دارند. یعنی دمایی که هنگامی که مایع اشباع می‌جوشد همان دمایی است که بخار اشباع شروع به میعان می‌کند.

۲- مرحله‌ی دوم: دستیابی به P_i^* ها از رابطه‌ی آنتوان در دمای T_{dm}

۳- مرحله‌ی سوم: چک کردن صحت رابطه‌ی # یعنی رابطه‌ی $\frac{1}{P_t} = \sum\left(\frac{y_i}{P_i^*}\right)$

در صورتی که رابطه صحیح باشد به مرحله بعد می رویم و در غیر این صورت Tdm جدید حدس می زنیم

مرحله چهارم: تعیین x_i ها:

$$x_i = \frac{y_i P_t}{P_i^*} = \frac{(y_i/P_i^*)}{\frac{1}{P_t}}$$

نکته مهم: اگر $\sum(\frac{y_i}{P_i^*})$ نسبت به $\frac{1}{P_t}$ کمتر از ۱۰٪ خطا داشته باشد آنگاه جواب ما قابل قبول بوده و Tdm حدسی را درست در نظر گرفته‌ایم و از حلقه خارج می شویم.

$$x_i = \frac{(y_i/P_i^*)}{\sum(\frac{y_i}{P_i^*})}$$

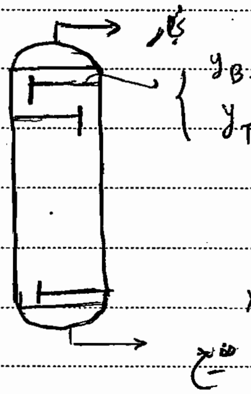
نکته مهم: برای مواد خالص دمای جوش و شبنم یکسان است. ولی برای مخلوط ها در هر x_i و y_i های خاص که در تعادل می باشند دماهای جوش و شبنم برابرند ولی با تغییر x_i ها و y_i ها دمای جوش و شبنم جدید با هم برابرند ولی با قبلی فرق می کنند.

مثال: در یک ستون تقطیر مداوم که برای جداسازی چند جزئی ها بکار می رود اجزای بنزن - تولوئن و زایلین ها در نقطه خروجی از سینی اول از بالاترین نقطه به ترتیب ۵۲٫۱٪ و ۴۲٪، ۵٫۹٪ می باشند. مایع خروجی از پایین ترین سینی در داخل ستون حاوی ۰٫۵٪ بنزن و ۷۴٫۴٪ تولوئن و ۲۵٫۱٪ زایلین ها می باشد. مطلوبست:

الف) غلظت اجزاء در مایع ورودی به سینی دوم از بالای ستون و همچنین غلظت اجزای در بخار ورودی به سینی دوم از پایین ستون در فشار کل 1atm را تعیین کنید. ب) اگر فشار در بالاترین نقطه ستون ۱٫۱atm و تعداد سینی های ستون ۲۷ سینی باشد و افت فشار هر سینی حدوداً ۱۵۰ mmH_2O باشد، تفاوت دمای بالاترین و پایین ترین سینی در داخل ستون چقدر است؟

ج) در چه صورت می توان با دمای سینی اول از بالا، دمای سینی اول از پایین را بدست آورد؟

نکته مهم: اگر سینی ها بدرستی کار کنند باید بین بخار و مایع جوشان در حال تعادل باشند

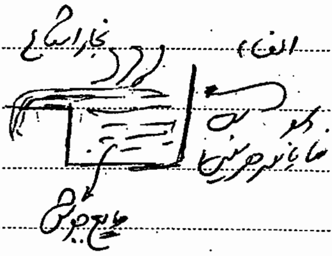


$y_B =$ ٪۵۲۱

$y_T =$ ٪٤۲ $y_X =$ ٪۵۹

$x_B =$ ٪۰۰۵ ، $x_T =$ ٪۷٤٤ ، $x_X =$ ٪۲۵۱

الف)



$$\ln P_B^* = ۱۷٫٦۱٤ - \frac{۳۸۷۷٫۲٦}{T} \qquad \ln P_X = ۱۷٫۱۸ - \frac{٤٦۰۱٫۷٤}{T}$$

$$\ln P_T = ۱۷٫٦٦ - \frac{٤۲۳۰}{T}$$

ب) در بخش الف فشار را ثابت فرض کردیم ولی این خطا دارد و در طول ستون نیز هر سینی ها افت فشار داریم و فشار از پایین ستون به سمت بالای ستون کاهش می یابد. مایع خروجی از پایین ستون مایع در حال جوشش است و از بالای ستون نیز بخار اشباع خارج می شود ما در پایین ستون می توانیم دمای حباب و از بالای ستون دمای شبنم را پیدا کرد. فشار در بالاترین نقطه 1.1atm است و برگذا هر سینی 100 mmH₂o فشار کاهش می یابد پس فشار در پایین ستون ۱٫۱ + ۲۷ΔP می باشد: ΔP = ۱۵۰ mmH₂o

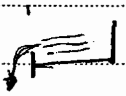
ج) طبق فصل ۷ انتقال جرم

$$\text{راندمان} = \frac{\text{جداسازی انجام شده}}{\text{حداکثر جداسازی ممکن}}$$

$$\text{راندمان} = \frac{\text{غلظت جزء خاص خروجی از سینی (واقعی)} - \text{غلظت جزء خاص ورودی به سینی}}{\text{غلظت جزء خاص خروجی از سینی (ایده‌آل)} - \text{غلظت جزء خاص ورودی به سینی}}$$

تمرین [illegible]

الف)



با ترکیب زیر $y_B = /۵۲۱$, $y_T = /۴۲$, $y_X = /۰۵۹$

مایع خروجی از سینی اول که به سینی دوم منتقل می‌شود و مایع جوش و بخار اشباع خروجی در تعادل اند. از طریق روش ها سعی [illegible]

شیم تنها می‌توان نقطه‌ها را یافت: $P_t = 1atm$ ثابت.

ابتدا از رابطه آنتوان در فشار کل 1atm، دماها را می‌یابیم

$\ln P_B = ۱۷٫۶۱۴ - \frac{۳۸۷۷٫۸۶}{T}$

با جایگزینی $P = ۷۶۰ mmHg$ داریم: $\ln P_T = ۱۷٫۶۶ - \frac{۴۲۳۰}{T}$, $\ln P_X = ۱۷٫۸ - \frac{۴۶۰۱٫۷۳}{T}$

$T_{b(B)} = ۳۵۳٫۱ °K$ $T_{b(T)} = ۳۸۳٫۶۱۵ °K$ $T_{b(X)} = ۴۱۲٫۱ °K$

حدس اولیه دمای شبنم نقطه

$T_{bm} = \sum y_i T_{bi} = ۳۶۹٫۴ °K$

اکنون P_i^* ها را در دمای جوش فرضی یعنی ۳۶۹٫۴K می‌یابیم. $P_t = ۷۶۰ mmHg$

$P_B^* = ۱۲۴۴٫۸۵ mmHg$ $P_T^* = ۴۹۷٫۲۰۴ mmHg$, $P_X^* = ۲۰۹٫۰۷۵ mmHg$

اکنون صحت رابطه $\sum(\frac{y_i}{P_i^*}) = \frac{1}{P_t}$ را بررسی کنیم: $\frac{1}{P_t} = \frac{1}{۷۶۰} = /۰۰۱۳۱۶$

دمای بعدی را باید بیشتر حدس بزنیم تا P_i^* بزرگتر گردد و مقدار $\sum \frac{y_i}{P_i^*}$ کاهش یابد پس:

$\sum(\frac{y_i}{P_i^*}) = /۰۰۱۵۴۹ \Rightarrow \sum(\frac{y_i}{P_i^*}) > \frac{1}{P_t}$

حدس دوم: $T_{bm} = ۳۷۵ °K$ محاسبه می‌کنیم: $P_B^* = ۱۴۴۴٫۲۴$, $P_T^* = ۵۸۹٫۹۴°K$, $P_X^* = ۲۵۱٫۸۴$

دمای کمتر حدس می‌زنیم: $\sum \frac{y_i}{P_i^*} = /۰۰۱۲۰۷۴ < \frac{1}{P_t} = /۰۰۱۳۱۶$

Subject:

Year. Month. Date. ( )

$P_B^* = ۱۴۱۵,۶$ $P_T^* = ۵۷۷,۶۱۴$ $P_X^* = ۲۴۶,۴$ $T_{bm} = ۳۷۴,۳$ حدس سوم:

$\sum \frac{y_i}{P_i^*} = /۰۰۱۲۴۴ > \frac{1}{P_t}$

حدس چهارم: $T_{bm} = ۳۷۴,۲۵$

$P_B^* = ۱۴۱۱,۶۸$ $P_X^* = ۲۴۵,۶$ $P_T^* = ۵۷۵,۸۷$ mmHg

$\sum (\frac{y_i}{P_i^*}) = /۰۰۱۲۲۸$

نهایتاً $T_{bm} = ۳۷۴,۱$ درنظر می‌گیریم اگر

$P_B^* = ۱۴۰۷,۷۷۵$, $P_T^* = ۵۷۴,۲۳۴$ mmHg , $P_X^* = ۲۴۴,۵$

$\sum (\frac{y_i}{P_i^*}) = /۰۰۱۲۴۳$

حال اگر گرد کنیم یعنی $T_{bm} = 375°C$ با تقریب بگیریم و x_i ها را بیابیم

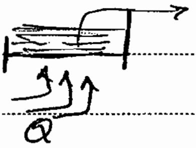
$P_i^* x_i = P_t * y_i \Rightarrow x_i = \frac{(y_i/P_i^*)}{\sum (y_i/P_i^*)}$, $\sum (\frac{y_i}{P_i^*}) = /۰۰۱۲۰۷۲$ ~~mmHg~~

$x_B = \frac{(\frac{/۵۲۱}{۱۴۴۲,۳۲})}{/۰۰۱۲۰۷۲} = /۲۷۶$ $x_T = \frac{\frac{/۴۴۲}{۵۸۶,۹۲}}{/۰۰۱۲۰۷۲} = /۵۴۴۶$

$x_X = /۱۷۹۴$

پس غلظت مایع ورودی به سینی دوم از بالا مشخص شد.

به همین ترتیب با تعیین نقطه حباب می‌توان y_i های ورودی به بالای سینی دوم را از پایین سینی می‌توان یافت



$\begin{cases} X_T = /۷۴۴ \\ X_B = /۰۰۵ \\ X_X = /۲۵۱ \end{cases}$

ریبویلر

$T_{bm} = \sum x_i T_{bi} \rightarrow$ حدس اول

$T_{bm} = \sum x_i T_{bi} = ۳۹۰,۶۱۲$ حدس اول دمای حباب

اکنون P_i^* ها را در $T_{bm} = ۳۹۰,۶۱۲$ با استفاده از رابطه آنتوان می‌یابیم:

Sunwood

$P_B^* = ۲۱۸۱,۷۵$ $P_T^* = ۹۲۵,۹۷$ $P_X^* = ٤۱۱,۲٤$

چک کردن صحت رابطه $P_t = \sum x_i P_i^*$

$\sum x_i P_i^* = ۸۰۳,۰۵ > P_t = ۷۶۰$

پس دما را کمتر حدس می‌زنیم تا مقادیر P_i^* کاهش یابد

حدس دوم $T_{bm} = ۳۸۷,۵°K$

$P_B^* = ۲۰۱٤,۵۸$,
$P_T^* = ۸٤۸,۸٤$, $P_X^* = ۳۷٤,۵٤٤$

$\sum x_i P_i^* = ۷٤۵,۶۱۷ \not> P_t = ۷۶۰$ درصد خطا: $\frac{۷۶۰-۷٤۵,۶۱۷}{۷۶۰} * ۱۰۰ = \%3,2$

خطا $< 5\%$ پس $T_{bm} = 387.5$ قبول است.

اکنون مقادیر y_i ها را داریم،

$$y_i = \frac{x_i P_i^*}{P_t} = \frac{x_i P_i^*}{\sum x_i P_i^*}$$

$$y_B = \frac{\%۰۰۵ * ۲۰۱٤,۵۸}{۷٤۵,٤۲} = \%۰۱٤۷$$

$$y_T = \frac{\%۷٤٤ * ۸٤۸,۸٤}{۷٤۵,۶۲} = \%۸۵۸۵ \Rightarrow y_X = 1-(y_B+y_T) = \%۱٤۷۸$$

ب) اکنون در قسمت ب فشار بالای برج را $P = 1,1 atm$ در نظر گرفته و دمای شبنم را می‌یابیم.

افت فشار هر سینی برابر $10 mmH_2O$ آب می‌باشد. بنابراین با ترکیب به داشتن ۲۷ سینی می‌توان فشار در پایین برج را

پیدا کرد. پس فشار وارد بر مایع در اولین سینی از پایین عبارت است از $P' = P_t + 26\Delta P$

یعنی $\Delta P = 10^{mmH_2O}$, $P = 1,1 atm$ و در این فشار دمای جوش را می‌یابیم و بدین ترتیب تفاوت

دمای جوش بالا و پایین ستون را بدست می‌آوریم.

پیدا کردن اجزاء مایع در سینی اول در بالای برج در فشار 1atm، ۱ پس حساب الشعاعی با ... برای پایین برج

بدست: دمای جوش را در فشار $۱٫۱atm + 26\Delta P$ پیدا کرده و از آنجا با است که به شیوه کار ما سابق است.

فشار روی سینی ۲۷

$P_{\text{سینی ۲۷}} = ۱٫۱*۷۶۰ + 26*۱۱٫۰۳ = ۱۱۲۲٫۷۸\ mmHg$ برابر پایین برج غلظت ها را داریم:

$$\begin{cases} T_b^B = ۳۹۶٫۱۱\ °K \\ T_b^T = ۳۹۷٫۴۹\ K \\ T_b^X = ۴۲۷٫۰۲ \end{cases} \rightarrow T_{bm} = \sum x_i T_{bi} = ۴۰۴٫۹\ K$$ حدس اولیه برای دمای جوش

و ضرب سینی دما P_i^* ها را داریم: $$\begin{cases} P_B^* = ۳۰۹۶٫۹\ mmHg \\ P_T^* = ۱۳۵۶٫۹۳ \\ P_X^* = ۶۲۳٫۲۲ \end{cases}$$

$\Rightarrow \sum x_i P_i^* = ۱۱۸۱٫۵ > P_t$

حدس دوم دمای جوش: $T_{bm} = ۳۸۸\ °K$

$$\begin{cases} P_B^* = ۲۰۲۰٫۷۳ \\ P_T^* = ۸۶۰٫۸۶ \\ P_X^* = ۳۷۹٫۸۹ \end{cases} \Rightarrow \sum x_i P_i^* = ۷۴۶٫۰۵۵$$

$\Rightarrow \dfrac{۷۶۰ - ۷۴۶٫۰۵۵}{۷۶۰} * ۱۰۰ = ۱٫۸۷\ \%$ خطای نسبی

$T_{bm} = ۳۸۸\ °K$ قابل قبول است ...

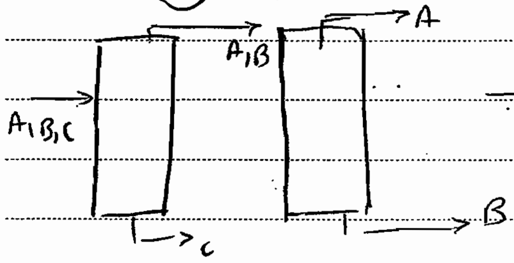
$$y_i = \frac{x_i P_i^*}{\sum x_i P_i^*} = \begin{cases} y_B = \%۰۱۳۷ \\ y_T = \%۸۵۹ \\ y_X = \%۱۲۷۳ \end{cases}$$ و $T_{bm} = ۳۸۸\ °K$

در سوال قبلی افت فشار نداشتیم، $T_{bm} = ۳۷۷\ K$ و

$$\begin{cases} y_B = \%۰۱۲۷ \\ y_T = \%۸۵۸ \quad y_X = \%۱۲۷۸ \end{cases}$$

ملاحظه می‌شود که با تغییرات فشار در طول سینی نتایج با حالتی که فشار را ثابت در نظر بگیریم تقریباً یکسان است و خطای بسیار اندکی دارد. پس می‌توان در طول یک برج از افت فشار روی سینی‌ها صرف نظر کرده و فشار کل را تقریباً ثابت فرض نمود.

با تقریب گیری از مولفه ورودی و خروجی از سینی های توان راندمان را بدست آورد. ما راندمان را برای هر جزئی توانیم (جداسازی) تعریف کنیم

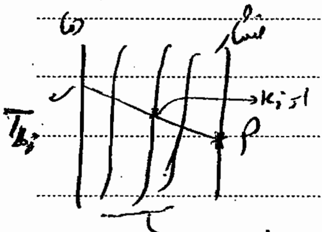


!!! *** در این مورد کمتر است که راندمان

جداسازی C را زیاد کنیم.

تعیین دمای جوش و شبنم به کمک Ki ها.

* روابط آنتوان در یک محدوده خاصی از فشار کاربرد دارند در فشارهای بالا کاربرد ندارند. در فشارهای بالا باید از Ki ها استفاده کرد. مقادیر Ki ها را می توان از منحنی های خاص تجربی بدست آورد به



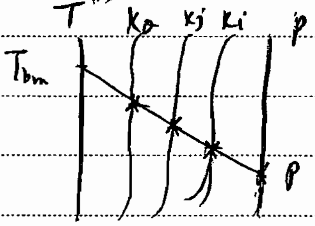
نمودار اجزاء و مواد خالص

* تعیین نقطه جوش یا حباب

۱- حدس دمای جوش به صورت $T_{bm} = \sum x_i T_{b_i}$

در فشار ثابت P برای هر یک از مولفه ها که Ki برابر با یک دارند می توان T_{b_i} (دمای جوش خالص) را یافت.

۲- دستیابی به Ki ها در فشار کل P و دمای T_{bm} (دمای جوش مخلوط که حدس زده ایم) می توان Ki ها را یافت.



۳- چک کردن صحت رابطه I

۴- تعیین y_i ها.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^*}{P_t}$$

$$y_i = x_i * K_i \Rightarrow \sum y_i = \sum K_i x_i = 1 \Rightarrow \sum K_i x_i = 1 \quad \text{(I)}$$

$$\underline{y_i = \frac{K_i x_i}{1} = \frac{K_i x_i}{\sum K_i x_i}}$$

در حدس و خطاهایی که ما انجام می‌دهیم تا ±٪۵ خطا را قبول می‌کنیم.

تعیین نقطهٔ شبنم P:

$$y_i = K_i x_i \Rightarrow x_i = \frac{y_i}{K_i}$$

رابطهٔ

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{\cancel{K_i}} = 1 \Rightarrow \sum \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad \text{(II)}$$

۱- حدس دمای شبنم به صورت

$$\underbrace{T_{dm} = \sum y_i T_{di}}$$

۲- یافتن K_i ها با توجه به T_{dm} ، P (از نمودار دپریستر)

۳- چک کردن صحت رابطهٔ II

۴- یافتن x_i ها ←

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} = \frac{y_i/K_i}{1}$$

$$x_i = \frac{y_i/K_i}{\sum (y_i/x_i)}$$

«بنام خدا» «عملیات واحد»

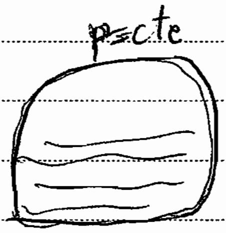
- تعیین نقاط جوش سیستم با استفاده از ضرایب فراریت:

$$\alpha_{ij} = \frac{(y_i/x_i)}{(y_j/x_j)} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{\left(\frac{P_i^*}{P_t}\right)}{\left(\frac{P_j^*}{P_t}\right)} = \frac{P_i^*}{P_j^*} = fun(T)$$

α_{ij} ضریب فراریت i نسبت به j تابعی از دماست. و در طی یک برج دما در حال تغییر است پس ضریب فراریت α_{ij} نیز تغییر می کند. در طول یک برج اگر اختلاف α_{ij} ها کم باشد از متوسط حسابی به عنوان مقدار ثابتی استفاده می کنیم وگرنه در صورتی که تفاوت α_{ij} ها زیاد باشد از متوسط هندسی بهره می گیریم.

* ضریب فراریت α_{ij} برای هر دو جزئی که در شرایط تعادل با یکدیگر تعریف می شود. در یک مخلوط چند جزئی کلیه α_{ij} ها نسبت به یک جزء مشخص می شود یعنی K_j را به عنوان ثابت و مبنا گرفته و α_{ij} که $i = 1 \ldots n$, $i \neq j$ را پیدا می کنیم

** برای سیستم بنزن - تولوئن α_{ij} در طول یک برج تقریباً ثابت می باشد ولی در برخی از سیستم ها ممکن است در طی برج α_{ij} تا ۲ برابر تغییرات داشته باشد.



تعیین نقطه جوش (حباب)

مخلوطی از مایع با x_i های مشخص را در نظر می گیریم در فشار ثابت به آن حرارت می دهیم. برای اولین حباب تشکیل شده داریم:

$$y_i = K_i x_i = \left(\frac{K_i}{K_j}\right) x_i K_j$$

$$y_i = \alpha_{ij} x_i K_j \qquad \sum y_i = \sum_{\substack{i=1 \\ i \neq j}}^{N} (\alpha_{ij} x_i) K_j = 1 \qquad i \neq j , 1, 2 \ldots n$$

← شمارگان اجزای

رابطه مقابل به عنوان پایه‌ای برای محاسبهٔ دمای ← $\sum x_i \alpha_{ij} = \frac{1}{K_j}$ ① $\sum x_i \alpha_{ij} \cdot K_j = 1$

برای جوش T

جوش بکار می‌رود.

تذکر: در مورد مخلوط یک مایع که شامل چندین جزء می‌باشد در هر حالت خاص که آنگاه مخلوط مایع اشباع شده و در حال تعادل با یکدیگر هستند (x_i , y_i) تعادلی خاص داریم و دمای جوش نیز مقدار ثابت خاص ولی با تغییر (x_i , y_i) دمای جوش تغییر می‌کند. یعنی دمای جوش در فشار ثابت برای یک مخلوط مایع به x_i ها بستگی دارد. ولی در هر x_i خاص ??? دمای جوش و شبنم با یکدیگر برابر نبود. در مادهٔ خالص در فشار ثابت، تا زمانی که کل مایع، بخار شود دمای جوش ثابت می‌ماند اما در مورد مخلوط‌ها اینگونه نیست.

روش محاسبهٔ دمای جوش (حباب)

۱- حدس اولیه: اولین حدس برای دمای جوش مخلوط را به صورت $T_{bm} = \sum x_i T_{bi}$ در نظر می‌گیریم. اگر فشار کم باشد از طریق رابطهٔ آنتوان در فشار P، کلیهٔ T_{bi} ها را می‌یابیم و اگر فشار بالا باشد (P های بزرگ) از طریق منحنی‌های خاص و با $K_i = 1$ (مادهٔ خالص i) می‌توان T_{bi} ها را یافت.

۲- محاسبهٔ K_j و K_i ها: اگر فشار پایین باشد از طریق رابطهٔ آنتوان در T_{bm} مخلوط، P_i^* ها را می‌یابیم و از رابطهٔ $K_i = \frac{P_i^*}{P_t}$، K_i ها را می‌یابیم. ولی در فشارهای بالا از منحنی‌های خاص با توجه به $P = cte$ و T_{bm} (حدسی) K_i ها را می‌یابیم.

۳- چک کردن صحت رابطه ① اگر رابطه I یعنی: $\sum x_i\alpha_{ij} = \frac{1}{K_j}$

با در نظر گرفتن T_{bm} ای که حدس زده‌ایم برقرار بود از حلقهٔ حدس و خطا خارج می‌شویم وگرنه بایستی حدس را تکرار کرد.

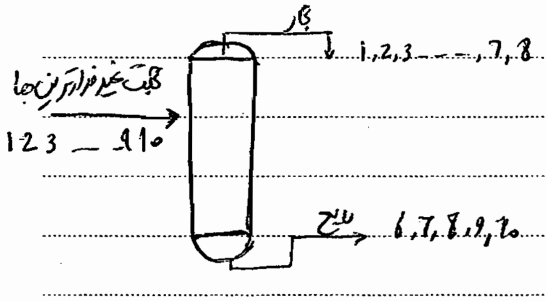
۴- محاسبهٔ y_i ها: $y_i = K_j x_i\alpha_{ij}$

$$y_i = \underbrace{\frac{x_i\alpha_{ij}}{(1/K_j)} = \frac{x_i\alpha_{ij}}{\sum x_i\alpha_{ij}}}\rightarrow \sum y_i = 1$$

هر حدس و خطا اگر $T_{bm}^{(n)}$ مرحله n ام صحیح باشد و با جواب قبلی یعنی T_{bm}^{n-1}، ±5% خطا داشته باشد، آن را به عنوان جواب مسئله قبول می‌کنیم. هر چند دارای خطای کمی است.

!!! توجه (سؤال مهم) اکنون سؤال اینست که در یک مخلوط چند جزئی کدام یک از اجزاء را به عنوان جزء کلیدی ن انتخاب کنیم؟

در حالتی که مخلوط دو جزئی باشد ن جزء غیر از جزء سبک و سنگین (یعنی n) می‌باشد. در تقطیر تعادلی هر جزئی می‌تواند ن باشد ولی با توجه به اطلاعاتی که در اختیار داریم ن را انتخاب می‌کنیم. در تقطیر مداوم (ناگهانی، تعادلی) ن را به گونه‌ای انتخاب می‌کنیم که نه فرارترین باشد و نه غیر فرارترین. نحوهٔ انتخاب:



1
2
3
6 →
7
8
9
10

6: جزئی است که در پایین ستون کمترین مقدار را در مایع دارد.

8: جزئی است که در بالای ستون کمترین مقدار را دارد.

4* فرض کنیم که شرایط به صورت مقابل باشد
5
6 } → 7، 6، 5 هر یک از سازنده‌ها می‌تواند ن باشد.
7
8*

جزء ۷ بین ۶ و ۸ را به عنوان جزء کلیدی انتخاب می‌کنیم.

تعیین نقطهٔ شبنم با استفاده از ضرایب فراریت (α_{ij})

[illegible]

مخلوطی بخار را در فشار P در نظر می‌گیریم. برای اولین قطرهٔ تشکیل شده داریم:

$$y_i = K_i x_i = x_i K_j \alpha_{ij} \Rightarrow x_i = \frac{y_i}{\alpha_{ij}} * \frac{1}{K_j}$$

$$\sum x_i = \sum\left(\frac{y_i}{\alpha_{ij}}\right) * \frac{1}{K_j} = 1 \qquad K_j = \sum\left(\frac{y_i}{\alpha_{ij}}\right) \quad (II)$$

مراحل کار:

۱- حدس اولیه: $T_{bm} = \sum y_i T_{bi}$. اگر فشار کم باشد با استفاده از رابطهٔ آنتوان در فشار P_{total} کلیهٔ T_{bi} ها را می‌یابیم. وگرنه در فشار بالا از منحنی های خالص در ازای K_i برای سایر مواد خالص (اجزاء) در مخلوط با فشار P می‌توان T_{bi} ها را یافت.

۲- محاسبهٔ K_i ها: اگر فشار کم باشد از رابطهٔ آنتوان در T_{bm} حدس زده شده P_i^* های را یابیم و از رابطهٔ $K_i = \frac{P_i^*}{P_t}$، K_i ها را می‌یابیم. و در فشارهای بالا از طریق منحنی های خالص K_i ها و K_j را می‌یابیم. α_{ij} ها: $\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j}$

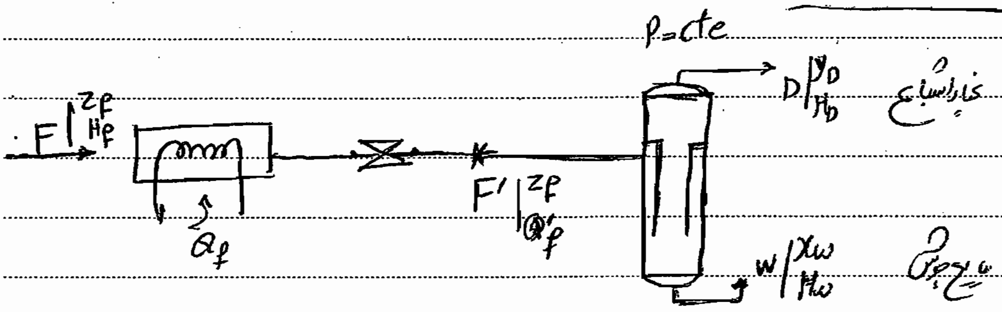
۳- چک کردن صحت رابطهٔ II. اگر داده های بدست آمده صحت رابطهٔ $\sum\left(\frac{y_i}{\alpha_{ij}}\right) = K_j$ را تصدیق کند جواب درست است وگرنه حدس بعدی را در نظر می‌گیریم.

۴- دستیابی به x_i ها:

$$y_i = x_i \alpha_{ij} K_j \qquad x_i = \frac{(y_i/\alpha_{ij})}{K_j}$$

$$x_i = \frac{(y_i/\alpha_{ij})}{\sum(y_i/\alpha_{ij})}$$

تقطیر تعادلی یا تبخیر ناگهانی



خوراک F به صورت مایع تحت فشار با مشخصات $F\Big|^{z_f}_{H_f}$ وارد گرمکن می‌شود و گرما می‌گیرد و دمایش بالا می‌رود سپس وارد یک فشارشکن می‌شود. در فشارشکن، فشار مایع به سرعت افت پیدا می‌کند و به همین جهت مایع شروع به تبخیر می‌کند جدا می‌شود. مخلوط خروجی از فشارشکن به صورت مخلوط مایع و بخار اشباع با کیفیت (x) بالا و یا به صورت مایع اشباع و یا به صورت بخار اشباع یا داغ می‌باشد. ورودی به فشارشکن شرایط خروجی از بویلر است می‌تواند به صورت مخلوط اشباع با کیفیت پایین نیز باشد. یعنی مقدار بخار کم باشد. اما خروجی از شیر فشارشکن حتماً به یکی از سه حالت بالا ظاهر می‌شود در غیر این صورت شیر به خوبی کار نمی‌کند.

خروجی از فشارشکن

* مراحل خوراک که به صورت شکل نشان داده شده کلاً یک واحد تقطیر تعادلی یا تبخیر کننده ناگهانی می‌باشد خروجی از شیر فشارشکن وارد یک تانک جداکننده می‌شود و مخلوط بخار و مایع به صورت مایع در حال جوش و بخار اشباع که در تعادل اند از هم جدا می‌شوند. سپس بخار از قسمت بالای برج با درصد بالایی از جزء فرار و مایع در حالت جوش (مایع اشباع) از قسمت پایین خارج می‌شوند. تذکر: نکته‌ای که باید به آن توجه کرد این است که در برج جداکننده مایع و بخار در حال تعادل اند

پس دمای بخار بالای برج و مایع در حال جوش پایین برج یکسان است. برج در فشار ثابت (P) کار می‌کند.

توضیح Z_F: فرض کنیم که مخلوطی شامل n جزء به صورت بخار و مایع در حال تعادل باشد. در این صورت:

$n_1+n_2+n_3+ \ldots + n_n = A$

n_i: تعداد مولهای سازنده i در دو فاز مایع و بخار

A: کل مولهای موجود در بخار و مایع.

$Z_i = \frac{n_i}{A}$ کسر مولی کل جزء i

$n_i = x_i L + y_i G$

L: تعداد کل مولهای فاز مایع، G: تعداد کل مولهای فاز گاز است. در یک حالت که مخلوط دو جزئی است و A=1 باشد

در این صورت

$$n_1+n_2=1$$

$$Z_1 = \frac{n_1}{1} = n_1 = x_1 L + y_1 G = x_1 L + (1-L) y_1$$

* واحد تقطیر تعادلی می‌تواند بصورت batch یا مداوم کار کند. اگر خوراک از بالای برج وارد کنند و اشباع جزئی شود در بخش زیرین که مایع می‌شود مجدداً وارد چرخه شود گوییم یک واحد مداوم کار می‌کند در غیر این صورت واحد به صورت batch کار می‌کند. Z_F که وارد برج می‌شود ثابت می‌ماند. به عبارتی اگر شیر فشارشکن نیز Z_F می‌باشد چون جرم ثابت مانده است. با این مطالب $Z_F = \frac{n_1}{N}$ ، $n_1+n_2=N$ و Z_F را می‌توان کسر مولی جزء (1) در مایع است چون خوراک ورودی به صورت مایع تحت فشار می‌باشد و اکنون در فرایند

* تقطیر دو جزئی ها روی تصویر Hxy از شیر فشارشکن بخشی از افزایش در مایع در نتیجه دیگر ثابت نیست ولی در هر دو حال n_1, N, Z_F ثابت است.

نکته کلی که در عملیات بالا باید به آن توجه کرد این است که ما همواره در عملیات سه نکته را مورد نظر داشت.

1. نوشتن بیلان کل   2. بیلان جزئی مواد   3. بیلان آنتالپی.

$$F = D + W$$ معادله اول: بیلان کلی :

$$z_f F = y_D D + x_w W$$ معادله دوم : بیلان جزئی

$$z_f (W + D) = y_D D + x_w . W \Rightarrow \underline{\frac{-W}{D} = \frac{z_f - y_D}{z_f - x_w}} \;\star\star\star\; ①$$

آنتالپی کل مایع ورودی

آنتالپی کل خوراک مایع جوشش

$$Q_f + \cancel{z_f} F H_f = \cancel{D} D H_D + \cancel{W} W H_w$$ معادله سوم : بیلان آنتالپی (انرژی) بیلان کلی

$$F\left(H_f + \frac{Q_f}{F}\right) = D H_D + W H_w \Rightarrow F Q_f' = Q_f'(D + W)$$

$$\underline{\frac{Q_f' - H_D}{Q_f' - H_w} = \frac{-W}{D}} \;\star\star\star\; ② \qquad Q_f' = H_f'$$

H_f: آنتالپی مایع ورودی ، H_D: آنتالپی بخار اشباع خروجی ، H_w: آنتالپی مایع خروجی ،

H_f': آنتالپی خوراک با مایع خروجی از شیر فشارشکن

بنابراین طبق قانون اهرم ها در منحنی Hxy سه نقطه $W\left|\begin{matrix} x_w \\ H_w \end{matrix}\right.$, $F'\left|\begin{matrix} z_f \\ H_f' \end{matrix}\right.$, $D\left|\begin{matrix} y_D \\ H_D \end{matrix}\right.$ بر روی یک خط راست قرار دارند.

اهرم ها

توجه

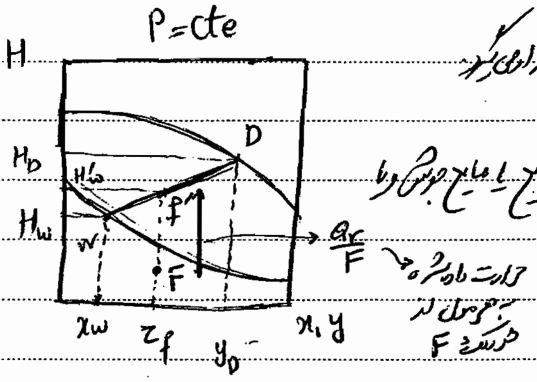
$$\frac{Q_f' - H_D}{z_f - y_D} = \frac{Q_f' - H_w}{z_f - x_w}$$

در منحنی Hxy فشار ثابت است و از نقطه

$$\frac{Q_f' - H_D}{Q_f' - H_w} = \overset{①}{\frac{z_f - y_D}{z_f - x_w}} = \frac{-W}{D}$$

خروجی فشارشکن به بعد در Hxy , xy

نشان داده می‌شود



نقطه‌ی F حتماً در محدوده‌ی بین مایع اشباع (جوش) و بخار اشباع قرار می‌گیرد

یعنی حتماً خروجی از شیر فشارشکن به صورت مخلوط اشباع، نه به صورت مایع یا مایع جوش و یا بخار اشباع می‌باشد.

نکات و توضیحات مهم در ارتباط با مسائل تبخیرکننده‌ی تعادلی

ابتدا باید با توجه به داده‌ها و اطلاعات مسئله منحنی Hxy را رسم کنیم در فشار ثابت. اکنون دو حالت پیش می‌آید

یا اینکه نقطه‌ی F مشخص است و یا اینکه مشخص نیست. در این صورت با معلوم بودن نقاط D و W و وصل کردن آن‌ها به یکدیگر و تقاطع با z_F می‌توان محل F را یافت.

* تحول صورت گرفته در فشارشکن بسیار سریع اتفاق می‌افتد پس فرصت کافی برای تبادل حرارت با محیط وجود ندارد پس تحول را تقریباً آدیاباتیک در نظر می‌گیریم و کاری نیز انجام نمی‌شود. طبق قانون اول برای حجم کنترل $q + h_i = w + h_e \Rightarrow h_i = h_e$

پس تحول شیر فشارشکن آنتالپی ثابت نیز هست. انرژی ورودی به شیر = انرژی خروجی از شیر فشارشکن
اختناق

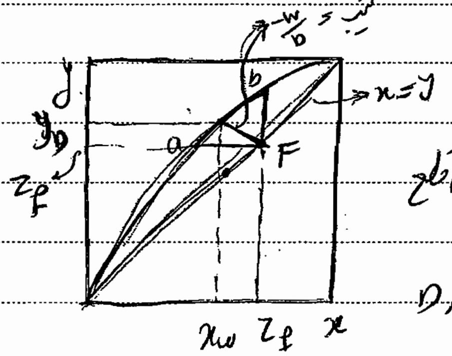
* هدف از هر تبخیرکننده‌ی تبخیر تعادلی یا تبخیرکننده‌ی تعادلی این است که جزء فرار را جدا کنیم یعنی به درصد خلوص بالایی برای جزء خاص برسیم.

تذکر: فرض کنیم که خوراک مایع تحت فشار P دارای کسر مولی z_F از جزء فرار باشد مثلاً $z_F = ۰/۴$ باشد و در خروجی به مقدار ۶۰٪ برسد. می‌توان گفت که مثلاً $y_D = ۰/۶$ می‌باشد چون جزء فرار سبک‌تر و راحت‌تر بخار

سبک‌تر و از بالای برج خارج می‌شود و جزء سنگین‌تر به صورت مایع از پایین برج خارج می‌شود. جزء فرار علاوه بر دمای جوش کمتری دارد و گرمای لاتنت را از بخار سنگین می‌گیرد و جزء فرار بخار می‌شود و جزء سنگین به صورت مایع در می‌آید

$$\frac{z_f - y_D}{z_f - x_W} = \frac{-W}{D}$$

تحلیل تعادلی در تصویر xy:



۱. ابتدا با توجه به داده‌های تعادلی مسئله تصویر xy را رسم می‌کنیم

۲. از نقطه $z_f \mid z_f$ خط عملیاتی $-\frac{W}{D}$ را رسم می‌کنیم تا منحنی تعادلی را قطع کند. بدین ترتیب x_W و y_D بدست می‌آیند. قبلاً گفتیم W و D یک مرحله تعادلی اند یعنی بخار و مایع خروجی از بالا و پایین برج در حال تعادل اند زیرا از یکدیگر جدا شده‌اند و دمای یکسان دارند.

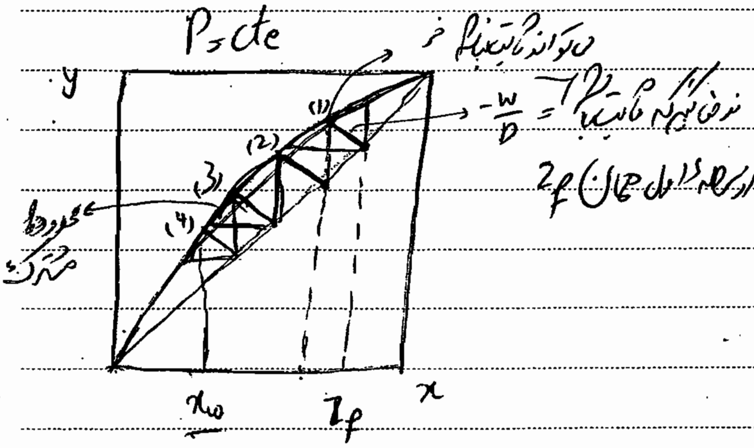
اکنون با استفاده از بیلان کلی می‌توان F و D و W را یافت.

خط افقی F‌_a دارای شیب صفر می‌باشد یعنی $\frac{-W}{D} \to 0$ یعنی $W \to 0$ و کلیه محصول به صورت بخار می‌باشد.

خط عمودی F‌_b دارای شیب ∞ است پس $D \to 0$ و همه محصول به صورت مایع جوش می‌باشد

محدوده a‌_b روی منحنی [illegible] را محدوده عملیاتی گوییم. منطقه عملیاتی در یک تبخیر کننده ناگهانی خالص تا محدوده a‌_b روی x = y می‌باشد. اکنون می‌توان از چندین تبخیر کننده استفاده کرد یعنی مایع خروجی از اولی را به عنوان خوراک وارد دومین تبخیر کننده کنیم و به همین ترتیب...

فرض کنیم که هدف رسیدن به x_w خاصی باشد چطور تعداد مراحل را می‌توانیم؟ این x_w را می‌رسیم برای این صورت به روش زیر عمل می‌کنیم

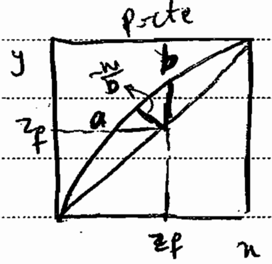


(۱) خوراک از اولین مرحله. x_w خروجی از مرحله اول همان z_f مرحله دوم است.

(۲) خروجی از دومین مرحله

توجه کنید در طی چندین مرحله، منطقه عملیاتی مراحل مختلف ممکن است با هم مشترک باشند. روی شکل دقت کنید.

۳) آیا در تبخیر لحظه‌ای تعادلی چند مرحله‌ای که پیش و جدا است دارد همان شار هیچ محدودیتی از نظر رسیدن به خلوص باشد؟ گفتیم بله



نقطه b مربوط به غنی‌ترین بخار است که مقدار آن بسیار کم است. یعنی y_D ماکزیمم را در z_f نشان می‌دهد. $\frac{W}{D} \to \infty \leftarrow D \to 0$ و این یعنی اینکه بیشتر خوراک به صورت مایع جریان از پایین برج جدا گسسته خارج می‌شود. این حالت در دمای حباب خوراک اتفاق می‌افتد و نقطه a مربوط به کمترین غلظت مایع یعنی x_w^{min} است.

که در دمای شبنم خوراک رخ می‌دهد. حصول واقعی خروجی‌ها از برج جدا کسر محدوده a تا b قرار می‌گیرد که مقدار آن بستگی به بار

مرحله و میزان تبخیر خوراک دارد. نقطه x_w^{min} به a نشان می‌دهد که در دمای شبنم خوراک اتفاق می‌افتد. یعنی نیم اولین قطره مایع

که تشکیل می‌گردد بیشتر شامل اجزاء سنگین می‌باشد. به همین دلیل است کمترین غلظت در سر مایع می‌گوید پس میزان جزء سبک کمترین و x_w^{min} است.

در مقابل b که y_D^{max} است در دمای حباب اتفاق می‌افتد. اولین حباب که تشکیل می‌شود بیشتر اجزای فرار را شامل می‌شود چون اجزای فرار

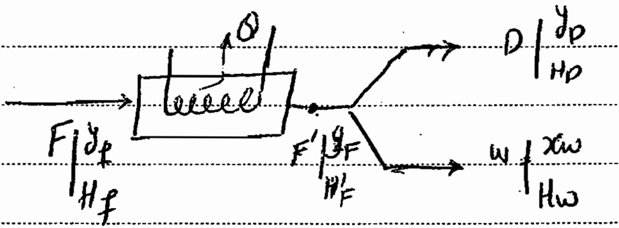
زودتر به فاز بخار می‌روند.

Subject:

Year 86 Month ۱۲ Date ۵ ( )

بنام خدا

کندانسور جزئی:



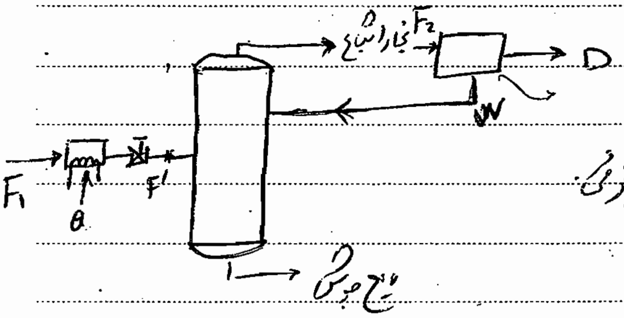
در کندانسور یا میعان جزئی خوراک ورودی (F) معمولاً به صورت بخار اشباع یا بخار داغ می باشد که در reboiler

Condensor

از آن حرارت گرفته می شود و نهایتاً به صورت بخار اشباع و مایع جزئی در حال تعادل جداسازی می گردند.

کندانسور جزئی یعنی اینکه کلیه بخار ورودی به کندانسور و سیستم سرد کن به صورت مایع جداسازی نمی گردد و بخشی از آن

به صورت بخار خارج و جداسازی می شود



کندانسور جزئی.

* مسائل کندانسور جزئی دقیقاً شبیه به تبخیر تعادلی حل می شود.

میزان کلی جرم: $F = D + W$

میزان جزئی: $F y_f = y_D * D + x_w * w$

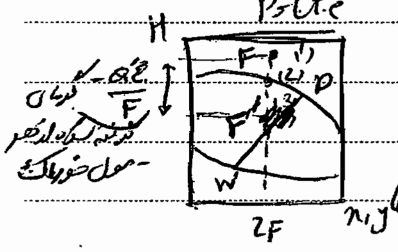
$$y_f(W+D) = y_D * D + x_w * W \Rightarrow \frac{y_f - y_D}{y_f - x_w} = \frac{-W}{D} \quad ⊛$$

میزان انرژی (آنتالپی): $FH_F + Q_f = DH_D + wH_w$

$$F\left(H_f \oplus \frac{Q_f}{F_f}\right) = DH_D + wH_w = FH_f'$$

Sunwood $DH_D + wH_w = (w+D)H_f' \Rightarrow \frac{H_f' - H_D}{H_f' - H_w} = \frac{-W}{D}$ III

انجمن: در تصویر Hxy نقطه F حتماً روی منحنی بخار و یا بالای آن یعنی ناحیه بخار داغ قرار دارد. البته ممکن است که بخار ورودی به صورت مخلوط اشباع بخار و مایع باشد که در این صورت به جای y و x بایستی از عبارت IF (البته با خروجی مایع کامل)



استفاده کرد. نقاط (۱) و (۲)، نقاطی هستند که F می‌توانند در آنجا وجود داشته باشد. به این ترتیب خروجی از کندانسور جزئی حتماً بخار داغ است.

کندانسور ایده‌آل: کندانسوری است که به صورت ایده‌آل کار کند و کل بخار ورودی به آن را به صورت مایع، بیرون دهد و کندانسور شمای دو به صورت صورت مایع جوش خارج کند.

* مثال: مخلوطی از اتانول حاوی ۷۰٪ وزنی اتانول به طور مداوم تقطیر ناگهانی می‌شود به نحوی که ۸۰٪ مول مخلوط تبخیر خواهد شد. مطلوبست: الف) غلظت اجزاء در بخار و مایع باقی‌مانده، همچنین دمای تبخیر مایع. ب) تغییرات دما را روی تصویر xy نشان دهید به نحوی که بتوان در هر نقطه از ستون یا در هر نقطه از جداسازی بتوان با داشتن غلظت اجزاء به دما، یا با داشتن دما به غلظت اجزاء برسیم. داده‌های تعادلی به شرح زیر است:

x	۱٫۹	۷٫۲۱	۹٫۶۶	۱۲٫۳۸	۱۶٫۶۱	۲۶٫۳۷	۳۲٫۷۳	۳۹٫۶۵	۵۰٫۷۹	۵۷٫۳۲	۶۷٫۶۴	۷۴	
y	۱۷	۳۸٫۹۱	۴۳٫۷۵	۴۷٫۰۴	۵۰٫۸۹	۵۲٫۴۵	۵۸٫۲۶	۶۱٫۲۲	۶۵٫۶۴	۶۸٫۴۱	۷۳٫۸۴	۷۸٫۱۵	۸۹
T_{bm}	۹۵٫۵	۸۹	۸۶٫۷	۸۵٫۳	۸۴٫۱	۸۲٫۷	۸۱٫۵	۸۰٫۷	۷۹٫۸	۷۹٫۲	۷۸٫۷۴	۷۸٫۴۱	۷۸٫۱۵

مشخصات: F: 100 gr ، H_2O: 18.02 gr ، آلکول: ۴۶ gr ، $Z_f = \%۷۰$ وزنی

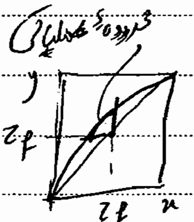
$$Z_f \text{ مولی} = \frac{\frac{۷۰}{۴۶}}{\frac{۷۰}{۴۶} + \frac{۳۰}{۱۸٫۰۲}} = \%۴۷۷$$

$D = 0.8F \Rightarrow W = -D + F = 0.2F$

$$\frac{W}{D} = \frac{0.2F}{0.8F} = \frac{1}{4}$$

الف) هدف تعیین y_D ، x_w و T تبخیری ها

ابتدا باید به تصویر xy را رسم کرد. (در فشار ثابت) بدیهی است که ما نمودار $y=f(x)$ را داریم در محدوده و منطقه عملیاتی رسم کنیم. محدوده عملیاتی عبارت است از:

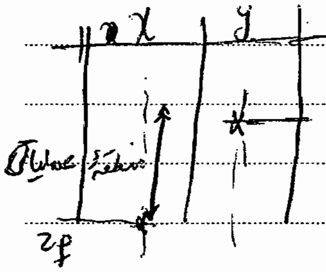


ویژگی منطقه عملیاتی: $x_i < Z_f$ ها ، $y_i > Z_f$ ها

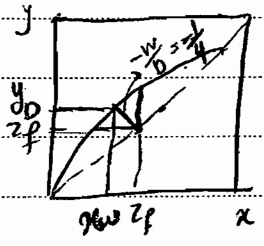
در بین داده های تعادلی محدوده بالا را پیدا کرده و رسم می کنیم. پس از رسم منحنی عملیاتی $y=f(x)$

از نقطه $\begin{vmatrix} Z_f \\ Z_f \end{vmatrix}$ خط عملیاتی با شیب $-\frac{W}{D} = -\frac{1}{4}$ را رسم می کنیم هر کجا که منحنی را قطع کرد می توان x_w و y_D را پیدا کرد. از روی نمودار خواند. با رسم محدوده عملیاتی $x_w = \%۲۲$

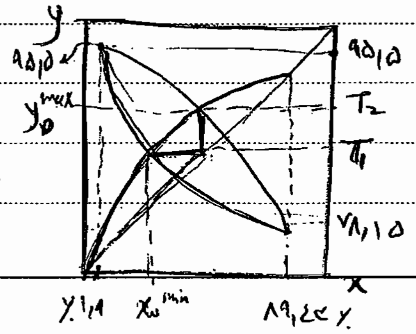
$y_D = \%۵۴$



توصیه: در محدوده عملیاتی Z_f بیشترین x_w ، Z_f کمترین y_D را می باشد.



نمودار دما روی منحنی x-y



روی محور عمودی تقسیم بندی دمایی را انجام می دهیم نسبت به x_i ها

T_1: دمای شبنم مخلوط خوراک.

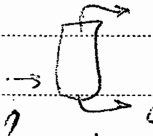
T_2: دمای حباب مخلوط خوراک.

نقاط x را بر حسب دمای مورد نظر و متناظر روی نمودار عمودی تطبیق کرده و نقاط را به هم وصل می‌کنیم منحنی مناسب شکل می‌گیرد.

چنین منحنی تئوری است که می‌توان محدوده دمایی که تبخیرکننده در آن کار می‌کند را پیدا کرد بطوریکه T_1 پایین‌ترین دما و T_2 بالاترین دمایی است که تبخیرکننده می‌تواند در آن کار کند. بر این اساس دمای خروجی از تبخیرکننده از نقطه تعادلی $\Big|^{xw}_{1/0}$ می‌توان به منحنی دمایی عمود کرده و دمایی که مایع جوش در بار اشباع با آن خارج می‌شود را پیدا کرده

*** نکته مهم ① هدف از کندانسور جزئی رسیدن به یک تبدیل یا جزء مولی بالاتر برای جزء فرار فرار می‌باشد. به همین جهت ابتدا در condenser مقدار حرارت را از خوراک می‌گیریم که این حرارت بیشتر از اجزاء سنگین گرفته می‌شود که میل به مایع شدن و یا پایین رفتن دارند. سپس وارد یک جداکننده می‌شود که در این حالت باز هم اجزای فراری که در مایع مانده‌اند گرمای لازم را از اجزای سنگین به جای گرفته و بخار می‌شوند و در عوض اجزای سنگین‌تر مایع می‌شوند ـ و به این ترتیب میزان خلوص جزء فرار در فاز بخار افزایش می‌یابد.

*** ② کلیه صحبت‌های در مورد نمودارهای y-x و H-xy در مورد تبخیر تعادلی در مورد کندانسور جزئی نیز صادق بوده و قابل تعمیم است.



!!* A تبخیرکننده تعادلی بیشترین دمای خروجی مربوط به آب‌شور خوراک، کمترین دمای خروجی مربوط به نقطه شبنم خوراک می‌باشد ???

*** ③ در تقطیر تعادلی یا تبخیرکننده ناگهانی سیستم‌های دو جزئی یا چند جزئی اگر داده‌های تعادلی بالا را داشته باشیم با بیان منحنی Hxy و y-x را رسم کرد و محاسبات مربوطه را انجام داد و گرنه باید از طریق حدس و خطا دما و سایر خواص مسئله را پیدا کرد.

۲) تبخیر تعادلی یا تبخیر کننده ناگهانی سیستم‌های چند جزئی « مخلوط ایده‌آل

در قسمت قبل تبخیر کننده ناگهانی را برای سیستم‌های دو جزئی بررسی کردیم. اکنون برای سیستم‌های چند جزئی بحث را ادامه خواهیم داد:

بیلان کلی جرم: $F = D + W$

بیلان جزئی جرم: $z_{iF}F = y_{iD}D + x_{iW}W$

$$z_{iF}(W+D) = y_{iD}D + x_{iW}W = y_{iD}D\left(1+\frac{W}{DK_i}\right) \qquad K_i = \frac{y_{iD}}{x_{iW}}$$

اشاره شد که نقاط D,W بخار و مایع در حال تعادل اند پس x_{iW} و y_{iD} در تعادل با یکدیگرند

$$y_{iD} = \frac{\left(1+\frac{W}{D}\right)z_{iF}}{\left(1+\frac{W}{DK_i}\right)} \Rightarrow \sum y_{iD} = 1$$

$$x_{iW} = \frac{z_{iF}\left(1+\frac{W}{D}\right)}{\left(K_i+\frac{W}{D}\right)} \Rightarrow \sum x_{iW} = 1$$

مانند سیستم دو جزئی‌ها می‌توان منحنی تعادل (x-y) را رسم کرد که x ها جزء مولی i در فاز مایع جوشان و y ها جزء مولی فاز بخار اشباع خروجی است.

z_{iF}: کسر مولی کل i در مخلوط خوراک (F)

$$z_{iF} = \frac{n_i \to \text{کل مولهای } i}{n \to \text{کل مولهای مخلوط}}$$

اگر $n = 1$

l: تعداد مولهای مایع در خوراک که موجود است

V: تعداد کل مولهای بخار در خوراک F

$$z_{iF} = x_i l + (1-l) y_i$$

با رسم خط عمل $-\frac{W}{D}$ نیز می‌توان مقدار x_{iW} و y_{iD} را از منحنی خواند.

اکنون در حل سوالات مربوط به تبخیر تعادلی چند جزئی دو حالت پیش می‌آید یکی اینکه T مجهول باشد و $\frac{W}{D}$ را داشته باشیم و حالت دوم اینکه مقدار T مشخص است و $\frac{W}{D}$ مجهول می‌باشد که در هر کدام از دو حالت بالا فشار کل ثابت و معین است.

الف) حالتی که $\frac{W}{D}$ مشخص است، دما مجهول می‌باشد (دماهای محصول بالا و پایین یعنی $T_W = T_D$ نامعلوم باشد)

۱_ ابتدا دمایی را حدس می‌زنیم. برای حدس اولیه دمای جوش نقطه حباب ورودی با xهای مشخص را بدست می‌آوریم. فرض می‌کنیم که همه این xها yها باشند سپس دمای شبنم را هم می‌یابیم. حدس اولیه: دمای حباب $T_{bm} < T <$ دمای شبنم (T_{dm})

۲_ محاسبه P_i^*ها از رابطه آنتوان در دمای T حدسی.

۳_ تعیین k_iها. اگر ایده‌آل باشد $k_i = \frac{P_i^*}{P_t}$ و در فشارهای بالا از منحنی‌ها می‌یابیم.

۴_ اکنون xها را می‌یابیم با جمع. اگر $\sum y = 1$ شود اگر شد که قبول است و از حلقه خارج می‌شویم وگرنه باید حدس جدیدی را در نظر گرفت.

۵_ اکنون y_{iD}ها را می‌یابیم و سپس x_{iw}ها را مشخص می‌کنیم $y_{iD} P_t = x_{iw} P_i^*$

ب) حالتی که دما را داریم و $\frac{W}{D}$ مجهول است. ابتدا مقداری برای $\frac{W}{D}$ حدس می‌زنیم

۲_ ابتدا از رابطه آنتوان در دمای T مقدار P_i^*ها را تعیین می‌کنیم

۳_ k_iها را می‌یابیم اگر فشار کم باشد وگرنه در فشار بالا با داشتن T و P_t می‌توان k_iها را یافت.

۴_ محاسبه x_{iw}ها و سپس چک کردن صحت رابطه $\sum y_{iD} = 1$ که اگر درست بود که حدس قبول است وگرنه باید مقدار دیگری برای $\frac{W}{D}$ حدس زد.

۵_ تعیین y_{iD}ها، x_{iw}ها، W، D.

نکته مهم مهم: در حل مسائل مخلوط‌های ایده‌آل چند جزئی اگر مقدار F مشخص نباشد به عنوان مبنا می‌توان ۱۰۰ مول F را در نظر گرفت

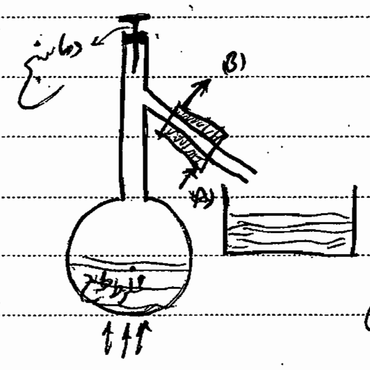
بنام خدا

تقطیر دیفرانسیلی (جزئی یا ساده)

در تقطیر دیفرانسیلی خوراک F به صورت مخلوط دو یا چند جزئی (A و B و ... به ترتیب فراریت از بالا به کم)

وارد محفظهٔ حرارتی یا راکتور حرارتی می‌شود و به آن حرارت داده می‌شود سپس مقداری از مایع بخار می‌شود و به شکل حباب خارج

می‌شود. که مقدار حباب تشکیل شده نسبت به مایع باقی‌مانده کم است یعنی در هر لحظه مقدار $\infty = \frac{W}{D}$ می‌باشد



A: ورودی آب سرد مبرد. B: آب خارج می‌شود از مبرد. (خروجی مبرد)

فرض کنیم که A جزء فرارتر باشد، در اولین حباب تشکیل شده بیشترین مقدار را

مربوط به جزء A خواهیم داشت. با گذشت زمان مقدار جزء A در حباب‌های خروجی کاهش

می‌یابد. و مقدار جزء B افزایش می‌یابد. و برای اجزاء دیگر نیز به همین ترتیب است.

* بخارات خروجی وارد یک مبرد شده و مایع می‌شود و سپس در ظرف محصول جمع‌آوری می‌شود.

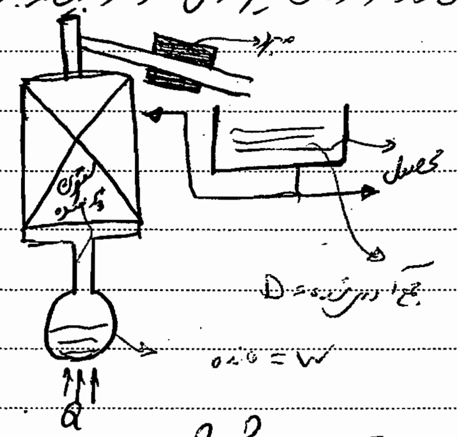
برش: محصول حاصل از تقطیر که در مبرد مایع شده و جمع‌آوری می‌شود را برش گویند (البته جمع‌آوری در یک بازهٔ زمانی صورت می‌گیرد)

نکتهٔ مهم: حرارت دادن به خوراک باید خیلی ملایم و به آهستگی صورت بگیرد به طوری که در طول غلیان و جوشش مایع از سطح صورت بگیرد.

به طور مثال اگر حرارت دادن خیلی سریع باشد و یا مقدار شار حرارتی که به مایع داده می‌شود خیلی زیاد باشد مایع در سطح خود دچار تلاطم شده و در سطح

مایع بعضی از مولکول‌ها از سطح جدا شده و پرش می‌کنند. در نتیجه بخارات حامل این مولکول‌های مایع را که شامل اجزاء سنگین و غیر فرار است

را با خود می‌برد که این امر نامطلوب است. این پدیده را entrainment می‌گوییم. که نامطلوب است چرا که ما هدفمان جداسازی اجزاء از یکدیگر و رسیدن به خلوص بالاتر است. پس بهتر است که مخلوط مایع در یک ظرف دوجداره نگهداری شود و به آرامی حرارت داده شود. یکی از راه‌های کاهش این Entrainment اینست که بالای ظرف حرارتی یک لایه سکوی پر شده قرار دهیم و بخارات ابتدا از این سکو عبور کند تا اگر مایعی همراه بخارات جذب شود و به محفظهٔ حرارتی برگردد و بدین ترتیب خلوص مادهٔ حاصل بیشتر شود. از طرفی بخشی از بخارات کندانس شده به سکو برگردانده می‌شود تا اینکه اگر در بخارات حاصله جزء غیر فرار سنگین‌تر باشد، حرارت خود را به مایع برگشتی داده و خودش نیز کندانس شود و بدین ترتیب در بخارات نیز بدین ترتیب مقدار جزء سنگین‌تر را بیشتر کاهش دهیم



→ این سکو به صورت semi-batch کار می‌کند.

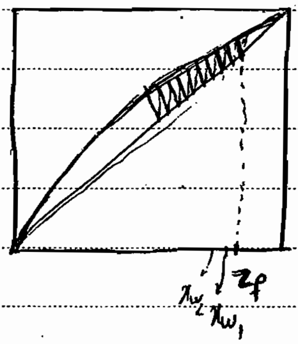
== نکتهٔ مهم: یک واحد تقطیر دیفرانسیلی معادل با یک واحد تقطیر تعادلی می‌باشد. اثبات:

خوراکی که وارد می‌شود پس از حرارت دادن به صورت بخار اشباع و مایع جوشان درمی‌آید. که این بخار اشباع در حال تعادل با یکدیگر می‌باشند و مقدار این بخار اشباع تشکیل شده (D) نسبت به مایع باقی مانده (W) بسیار کم است. اکنون اگر مایع باقی مانده که به منزلهٔ خوراک ورودی است دوباره حرارت داده شود W_2 ، D_2 را به همین شکل تشکیل می‌دهد یعنی:

$$\begin{tikzcd} & D_1 & D_2 & D_3 \\ F \arrow[r] \arrow[ur] & W_1 \arrow[r] \arrow[ur] & W_2 \arrow[r] \arrow[ur] & W_3 \cdots \end{tikzcd}$$

$\frac{W}{D} \to \infty$ چون مقدار D یعنی حباب تشکیل شده خیلی کم و در حد صفر است و کلیه خطوط عملیاتی با شیب تقریباً ∞ می باشد

و کلیه خطوط را رسم می کنیم:



$-\frac{W_1}{D_1} \to \infty$ شیب خط اول

$-\frac{W_2}{D_2} \to \infty$: خط عمل دوم

روش های حسابی (سیستم دو جزئی)

* در هر لحظه که مخلوط می جوشد و تبخیر می گردد، مایع جوشان با حباب تشکیل شده در تعادل است. و میزان جزء فرار در مایع باقی مانده کاهش می یابد. اکنون باید مخلوط گرمای بیشتری را از حمام آب یا المنت حرارتی دریافت نماید؛ چرا که جزء سنگین تر بیشتری در خود دارد. در شرایط جدید جوشش باز هم حباب های تشکیل شده با مایع باقی مانده در تعادل اند ولی در دماهای بالاتری قرار دارند.

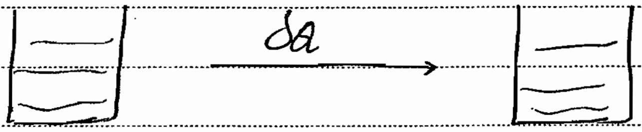
در هر لحظه برای کمی مایع در دمای T می جوشد مقدار مایع باقی مانده نسبت به حباب تشکیل شده خیلی بیشتر است و $\frac{W}{D} \to \infty$

این نوع جوشش در طول زمان اتفاق می افتد و در هر لحظه دمای جوشش ثابت و x_w و y ثابت در تعادل اند. یعنی ∞ تعادل اتفاق افتاده است. تا اینکه از z_F اولیه به x_w مورد نظر برسیم. حباب های تشکیل شده در هر لحظه دارای غلظت y هستند که همه در لحظات مختلف با هم متفاوت اند. با عبور از مبرد مایع شده و در ظرف محصول جمع آوری می گردد.

در ظرف محصول مقدار کل بخارات جمع آوری می شود که به صورت مایع در آمده اند. یعنی جزء کل مایع (ترکیب) جمع شده در ظرف پایانی D است و W کل مایع باقی مانده در ظرف حرارتی است. برای کل محصول به دست آمده

جزء مولی متوسط y_D^* تعریف می‌کنیم چون که حباب های تشکیل شده در هر لحظه با هم فرق دارند ولی متوسط آنها را محصول تشکیل شده در نظر می‌گیریم:

روش محاسباتی ۱



$\begin{cases} l \\ x \end{cases}$ (مایع اولیه) کل مول مایع ، جزء مولی اولیه

$\begin{cases} l-dl \\ x-dx \end{cases}$ مایع باقی مانده ، جزء مولی در مایع باقی مانده

dl مقدار مایع مصرف شده یا مقدار محصول (بخار) حاصل می‌باشد.

کل جزء $\underline{y^*dl + \overset{\text{جزء مولی جزء مایع باقی مانده}}{(l-dl)(x-dx)}} = lx$

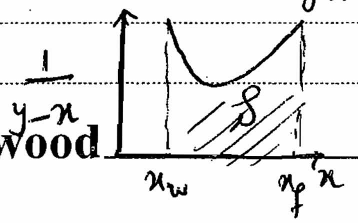
تذکر: y^* جزء مولی (متوسط) جزء فرار مورد نظر در بخار یا حباب تشکیل شده در هر لحظه می‌باشد.

$$y^*dl + lx - ldx - xdl = lx$$

$$(y^*-x)dl = ldx \qquad \frac{dx}{y^*-x} = \frac{dl}{l}$$

$$\int_F^W \frac{dl}{l} = \int_{x_f}^{x_w} \frac{dx}{y^*-x} \Rightarrow Ln\left(\frac{F}{W}\right) = \underline{\int_{x_w}^{x_f} \left(\frac{dx}{y^*-x}\right)}$$

هدف رسیدن به x_w مایع است. بایستی منحنی $\frac{1}{y^*-x}$ برحسب x را رسم کنیم در منطقه‌ی محدوده‌ی

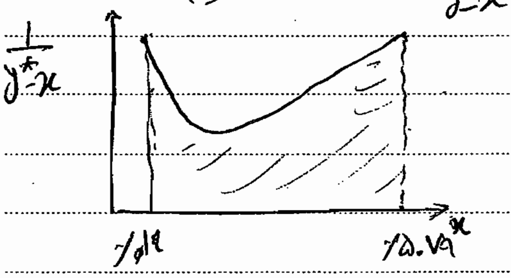


$S = Ln\left(\frac{F}{W}\right)$

x_f تا x_w

مثال : خوراکی حاوی ۵۰۰gr مخلوط اتانول و آب که ۷۰٪ وزنی اتانول دارد. در فشار ۱ اتمسفر تقطیر ساده (دیفرانسیلی) می‌شود. هدف دستیابی به محلول باقی مانده حاوی ۵٪ مولی اتانول است. الف) مطلوبست مقدار جزء مولی اتانول در محصول تقطیر بدست آمده. ب) اگر هدف تقطیر ۶۰٪ از مخلوط مایع اولیه باشد. غلظت اتانول در مخلوط مایع باقی مانده و محصول چقدر است؟ ج) غلظت اتانول در اولین و آخرین حباب حاصل در قسمت الف چقدر خواهد بود. تغییرات غلظت اتانول در حباب های بدست آمده را در طول عملیات برحسب مقدار محصول حاصل بدست آمده یا محلول باقی مانده رسم کنید. (داده های تعادل در مثال تقطیر تعادلی در جلسه قبل داده شده است.)

الف) ابتدا با توجه به داده های تعادل در محدوده عملیاتی منحنی $\frac{1}{y-x}$ برحسب x را رسم می‌کنیم.



$$Ln\left(\frac{F}{W}\right) = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y-x} \qquad \begin{cases} x_W = ٪۰۵ \\ x_F = ٪۴۷۷ \end{cases}$$

$$x_F = \frac{٪۷۰/۴۶}{٪۷۰/۴۶ + \frac{٪۳۰}{۱۸٫۰۲}} = ٪۴۷۷$$

پس مقدار انتگرال قابل محاسبه است. یعنی

$Ln\left(\frac{F}{W}\right) = ۱٫۶۰۹$ از روی منحنی بالا

حال F را پیدا می‌کنیم

$M = \sum x_i M_i = ٪۴۷۷ * ۴۶ + \overset{(1-٪۴۷۷)}{\cancel{٪۷۰}} * ۱۸٫۰۲ =$ [illegible] ۳۱٫۳۶۶

$F = \frac{۵۰۰}{۳۱٫۳۶۶} = ۱۵٫۹۴۰۶$

Subject:

Year. Month. Date. ( )

$\ln(\frac{F}{W}) = ۱,۲۰۹ \rightarrow w = ۳,۱۹$

$F.x_F = \bar{y}_D^* D + x_w W$ D = F = W = ۱۵,۹۴ − ۳,۱۹ = ۱۲,۷۵

$\bar{y}_D$ = /۵۸۴ در محلول حاصل $\bar{y}_D$ بدست می‌آید چرا که حاصل جمع‌ها با y مشابهت بوده

هم ریخته شده و اکنون در پایان تقطیر $\bar{y}_D$ را می‌یابیم.

ب) x_w = ? , $\bar{y}_D$ = ? D = /۶F → W = /۴F

$\ln(\frac{F}{W}) = \ln(\frac{F}{/۴F}) = /۹۱۶$

اکنون مقدار انتگرال یعنی $\ln(\frac{F}{W})$ را داریم و تنها باید از طریق حدس و خطا x_w را بیابیم. با معلوم شدن x_w

$\bar{y}_D$ را پیدا می‌کنیم. w = /۴F = /۴ * ۱۵,۹۴ = ۶,۳۷۶

از طریق حدس و خطا x_w = /۲۲۵ D = /۶F = ۹,۵۶۴

$\bar{y}_D D + x_w W = x_F F \Rightarrow \bar{y}_D$ = /۶۲۲

ج) غلظت پایین‌ترین شیب x_w = /۰۵ → y^* = /۲۹۸

غلظت بالاترین شیب x_F = /۴۷۷ → y^* = /۶۴

به همین ترتیب در هر مرحله خاص y^* را داریم.

Sunwood

نکته مهم: در تقطیر دیفرانسیلی در هر لحظه که حباب تشکیل می‌شود، حباب تشکیل شده با مایع باقی مانده در ظرف در حال تعادل است در واقع $y^*|_{x_w}$ یک نقطه تعادلی است در هر لحظه. همزمان این x, y^* ها تغییر می‌کند و دمای جوش آنها نیز در هر لحظه عوض می‌شود. اکنون اگر مخلوط ایده‌آل فرض شود آنگاه

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

حالا با α ها:

$$\ln\left(\frac{F}{W}\right) = \int_{x_w}^{x_f} \frac{dx}{y^*-x}$$

$$y^* = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} \qquad \ln\left(\frac{x_f \cdot F}{x_w \cdot W}\right) = \alpha \ln\left(\frac{F(1-x_f)}{W(1-x_w)}\right) \star$$

تنها اشکال رابطه بالا آنست که α را ثابت فرض کرده‌ایم. چون α تابعی از T است و در طول ستون و یا در طول زمان با تغییر x_w و y_D ها تغییر کوچکی در α شاهد خواهیم بود. ولی متوسط آن را ثابت فرض می‌کنیم.

اثبات رابطه $\star$

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

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

$$\Rightarrow \frac{1}{y^*-x} = \frac{-1}{\alpha-1}\,\frac{1}{(x-1)x} - \frac{1}{x-1}$$

$$\int_{x_w}^{x_f} \frac{dx}{y^*-x} = -\frac{1}{\alpha-1}\int_{x_w}^{x_f}\left(\frac{1}{x-1}-\frac{1}{x}\right)dx - \int_{x_w}^{x_f}\frac{dx}{x-1}$$

$$\Rightarrow \frac{-1}{\alpha-1}\Big[\ln(x-1)-\ln x\Big]_{x_w}^{x_f} - \ln(x-1)\Big|_{x_w}^{x_f} = -\frac{\alpha}{\alpha-1}\ln(x-1)\Big|_{x_w}^{x_f} + \frac{1}{\alpha-1}\ln x\Big|_{x_w}^{x_f}$$

$$\int_{x_w}^{x_f}\frac{dx}{y-x} \Rightarrow -\frac{\alpha}{\alpha-1}\ln\frac{x_f-1}{x_w-1} + \frac{1}{\alpha-1}\ln\frac{x_f}{x_w} = -\frac{\alpha}{\alpha-1}\ln\left(\frac{1-x_f}{1-x_w}\right) + \frac{1}{\alpha-1}\ln\left(\frac{x_f}{x_w}\right)$$

$$\ln\left(\frac{F}{W}\right) = \int_{x_w}^{x_f}\frac{dx}{y-x} = \frac{1}{\alpha-1}\ln\left(\frac{x_f}{x_w}\right) - \frac{\alpha}{\alpha-1}\operatorname{Ln}\left(\frac{1-x_f}{1-x_w}\right)$$

طرفین رابطه را در $\alpha-1$ ضرب می‌کنیم.

$$\alpha\ln\left(\frac{F}{W}\right) - \ln\left(\frac{F}{W}\right) = \ln\left(\frac{x_f}{x_w}\right) - \alpha\ln\left(\frac{1-x_f}{1-x_w}\right)$$

$$\alpha\left(\ln\left(\frac{F}{W}\right) + \ln\left(\frac{1-x_f}{1-x_w}\right)\right) = \ln\left(\frac{F}{W}\right) + \ln\left(\frac{x_f}{x_w}\right)$$

$$\alpha \operatorname{Ln}\frac{F(1-x_f)}{W(1-x_w)} = \operatorname{Ln}\left(\frac{x_f.F}{x_w.W}\right)$$

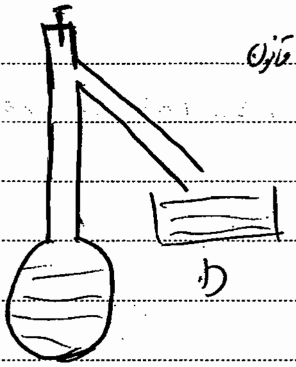
درمخلوط دوجزئی مورد نظر $x_F.F$: مولهای جزء فرار در خوراک اولیه. $x_w.W$: مولهای جزء فرار در مایع نهایی

$(1-x_f).F$: مولهای غیرفرار (جزء غیرفرار) در خوراک اولیه.

$(1-x_w)\,W$: مولهای جزء غیر فرار در مایع نهایی.

نکته: خیلی مهم: در تقطیر تعادلی یا تبخیر کننده ناگهانی بیشترین دمای جوش (دمای سیستم) مربوط به زمانی است که کل خوراک اولیه ورودی به صورت مایع جوش خارج شود و فقط مقدار خیلی کمی حباب (بخار) تشکیل می‌شود. در این حین لحظه در خوراک اولیه مقدار خیلی زیادی جزء غیر فرار داشته‌ایم. و کمترین دمای جوش حالتی است که کل خوراک به صورت بخار خارج می‌شود. به $\min x_w$ است.

به نام خدا



تقطیر دیفرانسیلی چند جزئی ها: مخلوط های چند جزئی را با فرض ایده آل بودن و کاربرد قانون رائولت در نظر می گیریم.

مطابق آنچه که در جلسه قبل گفته شد:

F: خوراک اولیه که حاوی x_F: جزء مولی جزء فرار

W: مایع باقی مانده در ظرف با x_w

$$\ln\left(\frac{x_f.F}{x_w.W}\right)=\alpha\ln\frac{F(1-x_f)}{W(1-x_w)}$$

D: محصول تشکیل و حاصل از تقطیر با y_D

$$\ln\left(\frac{F_A}{W_A}\right)=\alpha\ln\left(\frac{F_B}{W_B}\right)\rightarrow\underline{\frac{F_A}{W_A}=\left(\frac{F_B}{W_B}\right)^{\alpha_{AB}}}$$ → فرض ثابت

F_A: تعداد کل مولهای جزء A (جزء فرار) در خوراک اولیه $F_A=F.x_{Af}$

F_B: تعداد کل مولهای جزء B (جزء غیر فرار) در خوراک اولیه $F_B=F(1-x_{Af})$

W_A: تعداد کل مولهای A در مایع خالی و W_B: تعداد کل مولهای B (جزء غیر فرار) در مایع باقی مانده

* شروع جوشش در تقطیر دیفرانسیلی دمای جوش مخلوط اولیه یعنی $T_{bm}^{(F)}$ و پایان جوشش دمای جوش مایع باقی مانده یعنی $T_{bm}^{(W)}$ می باشد. می دانیم که به مرور زمان با تبخیر جزء فرار دمای جوش مخلوط افزایش می یابد تا اینکه به $T_{bm}^{(W)}$ می رسد. یعنی اینکه دمای جوشیدن در حال تغییر است پس α_{AB} نیز در طول عملیات تقطیر تغییر خواهد کرد.

پس تنها اشکال رابطه $\frac{F_A}{W_A}=\left(\frac{F_B}{W_B}\right)^{\alpha_{AB}}$ این است که α_{AB} را ثابت در نظر گرفته است.

T	T_{bm}^{F}	T_1	T_2	T_3	T_4	T_{bm}^{W}
α	α_F	α_1	α_2	α_3	α_4	α_W

می توان دماهایی مابین دو دمای T_b^W و T_{bm}^F در نظر گرفت و α را یافت و سپس یک میانگین گیری از αها α_{ave} را بکار برد.

تقطیر دیفرانسیل چند جزئی ها: اکنون خوراک F شامل اجزای مختلف را در نظر می‌گیریم که آن را به صورت دیفرانسیل تقطیر می‌کنیم. همچون حالت دو جزئی ها داریم:

$$\ln\left(\frac{F x_{j,F}}{W x_{j,W}}\right) = \alpha_{jB} \ln \frac{F x_{B,f}}{W x_{B,W}} \quad n$$

رابطه بالا را برای هر دو جزء در داخل مخلوط می‌توان به کار برد. که یکی از اجزای مثلاً B که به عنوان جزء کلید انتخاب شده است همواره ثابت می‌باشد و بقیه اجزای را نسبت به B در رابطه بالا می‌سنجیم. ضریب فراریت سایر اجزای را نسبت به جزء B می‌سنجیم. نحوه درست یابی به جزء حلال و کلیدی B در جلسات قبل توضیح داده شده است.

با توجه به عبارت های بدست آمده از رابطه بالا به صورت x_{iW} ها $= A * x_{B,W}$ و به کار بردن معادله $\sum x_{iW} = 1$ می‌توان x_{iW} ها را یافت و سپس با نوشتن تعادل جزئی برای سایر اجزاء y_{iD} ها را یافت و غلظت اجزا در بخار (محصول تقطیر) مشخص می‌شود.

$$y_{iD} \cdot P_t = x_{iW} \cdot P_i^*$$

!!! یک نکته خیلی مهم ،، محصول حاصل از تقطیر دیفرانسیل (جزئی) نسبت به تبخیر کننده ناگهانی (تبخیر تعادلی) درصد خلوص بالاتری دارد. و مقدار اجزای فرار در داخل محصول بیشتر است.

* روش اصلی محاسبات مخلوط‌های چندجزئی: در رابطهٔ $\ln \frac{F\cdot x_{jF}}{W\cdot x_{jW}} = \alpha_{jB} \ln \frac{x_{BF}F}{W\cdot x_{B.W}}$ خطای عمده این بود که α_{jB} را ثابت فرض کردیم. این α_{jB} را باید در دمای متوسط عملیات یعنی متوسط دمای جوش خوراک اولیه و دمای جوش مایع باقی مانده تعیین کنیم در حالی که $T_{bm}^{(W)}$ مجهول است. پس تعیین مقادیر از رابطهٔ بالا به صورت حدس و خطای خواهد بود و طی الگوریتم زیر صورت می‌گیرد.

1- دست یابی به دمای جوش خوراک اولیه با توجه به x_{iF} ها. 2- حدس دمای جوش مایع باقی مانده. بهترین حدس این است که $T_{bm}^{(W)}$ را دمای جوش کم‌فرارترین جزء حدس بزنیم. 3- تعیین دمای جوش متوسط عملیات یعنی $\bar{T} = \frac{T_{bm}^{(f)} + T_{bm}^{(W)}}{2}$ 4- تعیین P_i^* ها از رابطهٔ آنتوان در دمای عملیات یعنی در $\bar{\bar{T}}$ و سپس تعیین α_{iB} ها. چون رابطه را برای سایر اجزاء نسبت به B می‌نویسیم. 5- حدس مقداری برای W. 6- تعیین x_{iW} ها با توجه به رابطهٔ اصلی و اعمال $\sum x_{iW}$

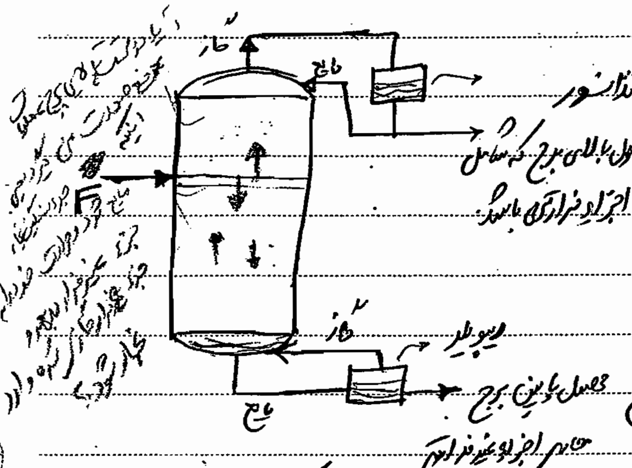
7- چک کردن صحت رابطهٔ $\sum x_{iW}$ ، اگر درست نبود باید W جدیدی حدس زده و محاسبه را تکرار نمود.

8- تعیین دمای جوش مایع باقی مانده با توجه به x_{iW} ها. (مطابق آنچه در جلسات پیش گفته شده بود) اگر با دمای جوش حدس زده شده یکسان نباشد باید عملیات را از مرحلهٔ 2 به بعد تکرار کرد. در صورتی که درست باشد به مرحلهٔ بعدی رویم.

9- دست یابی به D از طریق $D = F - W$ و y_{iD} ها از طریق بیلان جزئی برای سایر اجزاء

تذکر و توجه ① ممکن است در صورت مسئله مقدار W یا D را بدهند که در این صورت بخشی از محاسبات حدس و خطای فوق از بین می‌رود و محاسبات سبک‌تر می‌شوند ② مشاهده می‌شود که مخلوط‌های چندجزئی را باید به صورت مخلوط‌های ایده‌آل در نظر بگیریم (به تعیین دمای جوش توجه کنید)

تقطیر مداوم :



در برج های جذب معمول که گاز از پایین وارد می شود

مایع خروجی از برج حداکثر به تعادل با گاز می رسد و بر این ترتیب

مقدار زیادی از جزء فرار را با خود خارج می سازد. برای اینکه

به درجهٔ خلوص بیشتر و دست یابی به مقدار بیشتری از جزء فرار در انجام عمل تقطیر با بازدهی بالاتر، خوراک (گاز) ورودی از پایین برج

از تبخیر بخش یا مقداری از مایع خروجی از پایین برج که توسط یک دیگ حرارتی (ریبویلر) تأمین می شود. مایع ورودی از بالا نیز

از کندانس شدن بخار خروجی از بالای برج حاصل می شود و بخشی از این مایع که شامل جزء فرار است وارد برج می شود. این عمل بطور

مداوم تکرار می شود تا اینکه جداسازی انجام شود و به درجه خلوص مورد نظر در بالا و پایین برج برسیم.

* خوراک F را می توان از هر نقطه به ستون وارد کرد ولی معمولاً از نقطه ای وارد ستون می شود که شرایط دمایی و غلظت اجزاء خوراک

با شرایط دمایی و غلظت اجزای سینی مقطع ستون یکسان باشد و هم خوانی داشته باشد. اگر اینگونه نباشد و خوراک از محل

مناسب وارد ستون نشود به ستون شوک وارد می شود و عملکرد ستون دچار اختلال می شود.

از مکانی که خوراک وارد ستون می شود، ستون را به دو قسمت تبدیل می کنیم (تصور می کنیم) قسمت بالای نقطه ورود را جذب و

قسمت پایین آن را دفع نامگذاری می کنیم. علت این نامگذاری ها چیست؟ گازی که از قسمت پایین برج وارد

ریبویلر تولید شده و به داخل ستون فرستاده می‌شود بیشتر شامل اجزای غیرفرار می‌باشد و مقدار جزء فرارتر در آن کم است. این گاز در تماس با مایعی که از بالای برج به سمت پایین حرکت می‌کند قرار گرفته و دچار انتقال جرم ، جزء فرار از مایع به داخل آن یعنی [illegible] بخار منتقل می‌کند یعنی عملیات دفع اتفاق می‌افتد. این عملیات دفع از مایع به گاز در زیر نقطه ورود خوراک اتفاق می‌افتد

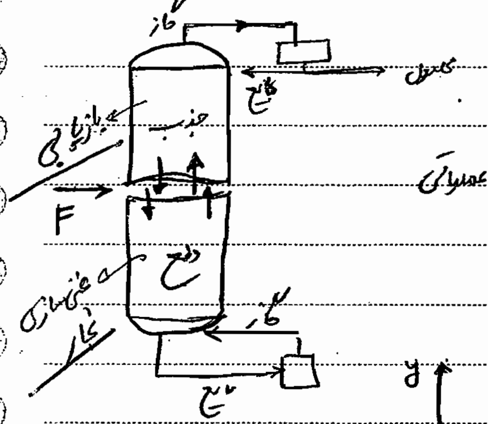
در بالای محل ورود خوراک ، ~~مایع~~ گاز در تماس با مایعی قرار می‌گیرد که از طریق کندانسور و به صورت برگشتی وارد ستون شده است. این مایع برگشتی نامیده و شامل اجزاء فرار می‌باشد. تماس گاز با این مایع باعث می‌شود که اجزای سنگین موجود در بخار به داخل مایع منتقل شوند یعنی عمل جذب صورت گیرد (درصد زیادی از اجزای فرار را دارا)

* مایع برگشتی : برای تأمین مایع ورودی بخار یا گاز به داخل برج از بالای برج ، از یک کندانسور استفاده می‌شود. و از طریق کندانس کردن بخار خروجی از برج و مایع نمودن آن ، مایع برگشتی به داخل برج تأمین می‌شود. این مایعی که از کندانسور خارج شده و به داخل برج فرستاده می‌شود، مایع برگشتی نامیده می‌شود که شامل درصد بالایی از اجزای فرارتر است.

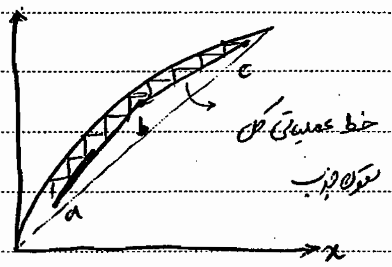
* محصول خارج شده از پایین برج بیشتر شامل اجزای سنگین می‌باشد و اجزای سبک و فرارتر از بالای برج خارج می‌گردند.

نکته مهم : در هر مقطع از برج تقطیر مداوم (جزء به جزء) اجزای بخار و مایع در حال تعادل اند به طوری که مایع در نقطه جوش (حباب) و بخار در نقطه شبنم قرار دارد. از این رو با تغییر غلظت اجزاء ، در مقاطع مختلف ستون ، دمای ستون نیز تغییر خواهد کرد

همچنین درجه حرارت در پایین برج و کمترین درجه حرارت مربوط به بالای برج می‌باشد



* دقیقاً از محل ورود خوراک به داخل ستون، آن را همچون دو ستون جذب و دفع که روی هم قرار گرفته‌اند در نظر می‌گیریم. با رسم منحنی تعادل و دو خط عملیاتی می‌توان تعداد مراحل یا تعداد سینی‌های بکار رفته در داخل ستون را یافت.



a-b بخش دفع

b-c بخش جذب

محصول می‌تواند به صورت بخار یا مایع از کندانسور خارج شود.

A خوراک ورودی به ستون می‌تواند به صورت مایع سرد، مایع جوش، مخلوط مایع و بخار، بخار اشباع یا بخار داغ باشد. بهتر است که خوراک ورودی به داخل ستون به صورت مایع جوش باشد.

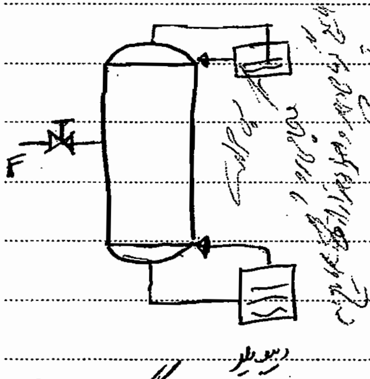
بهتر: خوراک‌ها روی سینی

یا بخار اشباع سمت زیر سینی

چون گفتیم که خوراک را از جایی وارد می‌کنیم که شرایط دمایی و غلظتی آن همچون داخل ستون باشد و چون داخل ستون مایع و بخار همواره در تعادل اند پس بهتر است که خوراک ورودی حتی‌الامکان مایع جوش باشد و یا به صورت بخار اشباع باشد. اگر خوراک به صورت مایع جوش باشد بر روی سینی ریخته می‌شود و اگر به صورت بخار اشباع باشد به سمت زیرین سینی هدایت می‌شود. اگر مخلوط بخار و مایع باشد ابتدا مایع و بخار را جدا کرده و مایع را روی سینی و بخار را به زیر سینی هدایت می‌کنیم. اگر خوراک ورودی به صورت مایع سرد باشد وقتی بر روی سینی ریخته شود تعادل مایع و بخار در حال تعادل روی سینی به هم می‌خورد و این باعث ایجاد شوک در ستون می‌شود و از وضعیت عادی خود خارج می‌شود. اگر خوراک به صورت بخار داغ هم وارد شود وضعیت همین‌گونه است و ابتدا باید بخار داغ به صورت بخار اشباع درآید (بر روی سینی) و این تعادل ما مایع-بخار

روی سینی را انجام می‌زنند

با تماس بین مایع و بخار را همانطور که گفته شده مایع برگشتی که به عنوان خوراک مایع از بالای ستون وارد می‌شود توسط کندانسور تأمین می‌شود. در واقع بخشی از بخارات میعان یافته از بالای ستون وارد می‌شود که شامل درصد بالایی از جزء فرارتر می‌باشد. بخار ورودی به داخل ستون از پایین برج نیز از طریق یک ریبویلر (دیگ بخار) تأمین می‌شود. این بخار ورودی شامل میزان زیادی اجزاء غیر فرار است که در تماس با مایع (برگشتی و ورودی خوراک) باعث می‌شود که عمل دفع صورت بگیرد و جزء فرار از مایع به داخل بخار نفوذ نماید. در واقع جزء فرار در مایع، حرکت کافی کند بخار شامل اجزاء سنگین دریافت می‌کند و بخار شده وارد فاز بخاری شود.



total ReFlux

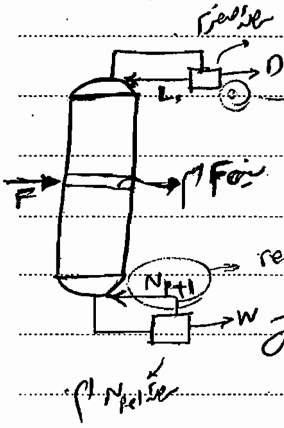
total ReFlux : قبل از شروع به کار ستون بهتر است مقداری از خوراک F را در ریبویلر ریخته و بدون آنکه محصولی جانبی از آن گرفته شود، خوراک F را انبار کرده و وارد ستون نماییم. تمام بخارات حاصله در بالای برج مایع شده (در کندانسور) و به طور کامل به داخل برج برگشت داده شود بدون آنکه محصولی از بالای برج گرفته شود. طی این فرآیند در طول ستون بخار و مایع در تماس پیوسته قرار گرفته و تبادل جرم انجام می‌دهند و در هر سینی ترکیب، دما و غلظت اجزاء تغییر می‌کند تا اینکه دما و فشار و غلظت اجزاء در روی هر سینی ثابت شود. این یعنی اینکه ستون به شرایط Steady رسیده است. از این لحظه به بعد می‌توان خوراک F را به شکل مناسب وارد ستون کرد.

از این جا می‌توان دریافت که اگر خوراک به صورت مایع سرد یا بخار داغ وارد ستون شود باعث شوک در ستون می‌شود و

شرایط Steady بر هم می‌خورد

نامگذاری سینی‌ها: سینی که خوراک به آن وارد می‌شود را F می‌نامیم. کندانسور مرحله صفر، سپس از بالا تا پایین سینی‌ها

به صورت ۱-۲-۳ ـــ F ـــ Np نامگذاری می‌گردند. مرحله Np+1 همان ریبویلر است.



خروجی از هر مرحله با هم در تعادل‌اند: مرحله نامگذاری می‌شود.

* مشاهده می‌شود که تقطیر جزء به جزء یا ایجاد یک عملیات چند مرحله‌ای است.

نسبت مایع برگشتی $\boxed{R = \frac{L_0}{D}}$

در حالت total Reflux: $R \to \infty$, $D \to 0$

* در طول یک ستون دما ستون تغییر می‌کند چون غلظت اجزاء تغییر می‌کند یعنی اینکه دمای جوش مخلوط بین دمای جوش فرارترین جزء و دمای جوش غیر فرارترین جزء می‌باشد و در طول ستون با تغییر غلظت اجزاء این مقادیر جابجا می‌شود و دمای جوش نیز تغییر خواهد کرد. در پایین ستون غلظت جزء غیر فرار بیشتر موجود است پس دمای جوش بیشتر است و به جهت بالا که برویم مقدار جزء فرار بیشتر می‌شود و دمای جوش مخلوط کاهش می‌یابد. پس بالای ستون کمترین دما و پایین ستون یعنی از ریبویلر بیشترین دمای جوش را دارد.

Subject:
Year 86 Month 12 Date 14 ( )

به نام خدا

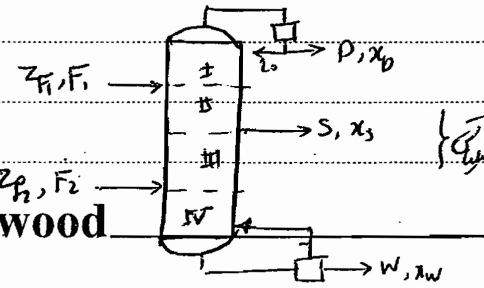
تقطیر مدام – روش M.T

مباحث جلسه: مقدمه، بار حرارتی کندانسور – ریبویلر – خط عمل بالای ستون – خط عمل پایین ستون – خوراک

مقدمه: از روش مک‌کیب تیل برای بدست آوردن تعداد سینی‌های ایده‌آل برج تقطیر استفاده می‌شود. درحالی که
* فرض براین است که خروجی از هر سینی در تعادل باید با هم باشد پس سینی ایده‌آل است.
اطلاعات دقیق تجربی ترمودینامیکی را نداریم بسیار مفید است و نیازی به داشتن این اطلاعات دقیق نیست و برای طراحی‌ها بجای روش
پانچون ساواریت از آن بهره می‌گیریم. این روش بر فرضیاتی استوار است از جمله اینکه:

** در هر منطقه‌ی ستون دبی مولی مایع $\frac{L}{G}$ = ثابت و بخار ثابت باقی می‌ماند. بایستی توجه کرد که در تقطیر انتقال جرم دوطرفه است
یعنی علاوه براینکه دبی ثابت می‌ماند ولی بخاطر انتقال جرم اجزاء در دو فاز مایع و گاز تغییر می‌کند. $N_B = N_A$
روش پانچون این فرض را نکند ولی اگر نتایج حاصل از پانچون و مک‌کیب را مقایسه کنیم تقریبا یکسان اند. پانچون
کمی دقیق‌تر است. فرض ثابت بودن دبی یک فرض کلی است که برخی فرضیات دیگر تحت آن نهفته است
از جمله اینکه: *تغییرات آنتالپی ناشی از انحلال گاز در مایع صرف‌نظر می‌شود. $\Delta H^{solution} = 0$ یعنی اینکه سیستم به سمت
ایده‌آل پیش می‌رود. *تغییرات دمای دو طرف هر سینی را تقریبا صفر در نظر می‌گیریم. روش مک‌کیب را می‌توان برای یک
ستون با چند ورودی و یا محصول جانبی نیز در نظر گرفت. در این حالت به تعداد مناطق عملیاتی که ایجاد شود بایستی خط عمل
داشته باشیم.

تعداد مناطق عملیاتی = تعداد خط عملیاتی



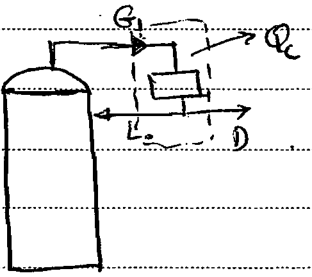
٤ ستون برای هم اینجا ٤ خط عملیاتی
می‌خواهیم

Subject:

Year. Month. Date. ( )

* خوراک F به ۵ صورت می‌تواند باشد ولی مرسوم است که به صورت مایع جوش باشد. محصول جانبی را معمولاً از مایع جوش روی هر سینی می‌گیرند. می‌توانند به صورت بخار اشباع باشد. ولی در مقابل جریان محصول جانبی گرفته شده از کندانسور گذاشته و آن را مایع می‌کنند. محصول جانبی مایع جوش یا بخار اشباع می‌باشد. در صورت بخار بودن آن را از یک کندانسور گذرانده و مایع می‌کنند.

* فرضیات اساسی: خوراک ورودی به صورت مایع جوش و بخار اشباع است که در حالت تعادل ایده‌آل نیز هستند.



خروجی از سینی‌ها نیز مشخص شده. از طرفی باید دبی مولی ثابت باشد.

بالانس جرمی کندانسور: $R = \frac{L_0}{D}$ نسبت مایع برگشتی

تعیین دقیق R نیاز به کار تجربی دارد و می‌توان از طریق $G_1 = L_0 + D$

آنالیز سیستم را باید اجرا کرد. (دقیقاً می‌شود این کار را انجام داد) $y_1 G_1 = L_0 x_0 + x_D . D$

فرض کنیم که کندانسور کامل باشد یعنی: $G_1 H_{G_1} = H_D D + L_0 H_{L_0} + Q_c$

$y_1 = x_0 = x_D$ و اما $H_D = H_{L_0}$ یعنی محصول تقطیر گرفته شده به صورت مایع جوش می‌باشد، و مایع برگشتی به ستون نیز
چون دبی‌ها برابر است
به صورت مایع جوش است

$G_1 H_{G_1} = (D+L_0) H_{L_0} + Q_c$

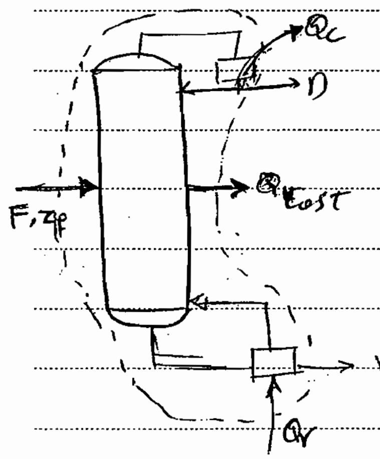
$H_{G_1} - H_{L_0} = H_{fg} = \lambda_1$

$(D+L_0)(H_{G_1} - H_{L_0}) = Q_c$ که همان تغییر محصول بالای ستون از بخار فرض می‌کند

Sunwood $\frac{Q_c}{D} = (R+1)(H_{G_1} - H_{L_0}) = (R+1)\lambda_1$ سینی اول

کندانسور کامل، مایع نقطه جوش

* اگر کندانسور جزئی عمل نماید یا اینکه مایع برگشتی به ستون به صورت مایع سرد باشد دیگر بار حرارتی کندانسور با آنچه که بدست آوردیم متفاوت است. صرفاً برای کندانسور کامل با مایع برگشتی جوش داریم: $\frac{Q_c}{D}=(R+1)H_{fg}$



« بار حرارتی ریبویلر »

$$F = D + W$$

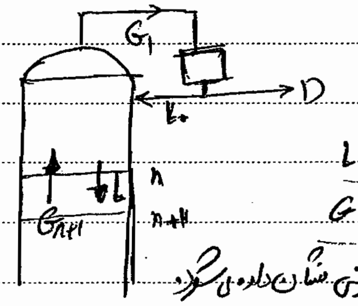
حول کل ستون یک سیستم در نظر می‌گیریم.

$$FZ_F = x_D D + x_W W$$

$$H_F . F + Q_r = Q_{lost} + Q_C + H_D . x_D + W H_W$$

از معادلهٔ بالا Q_r بار حرارتی ریبویلر پیدا می‌شود. آنتالپی های H_F و H_L و H_D را از روابط بدست آمده از عملیات پیشین حساب می‌کنیم.

* برای یافتن بار حرارتی ~~کندانسور~~ ریبویلر می‌توان پایین ستون را به عنوان حجم کنترل در نظر گرفت چون جریان های پایین ها همهٔ آن مشخص نیست. * محصول خروجی از ریبویلر در شرایط دمای بالایی است و در اکثر موارد با استفاده از مبدل حرارتی بخشی از حرارت آن را گرفته و جهت گرم کردن خوراک F استفاده می‌کند.



« خط عمل بالای ستون »

$$L_0 = L_1 = L_2 = \ldots = L_n = L$$

$$G_1 = G_2 = G_3 = \ldots = G_{n+1} = G \leftarrow$$ M.T طبق فرض

* تذکر مهم: روی خط عمل یا منحنی عملیاتی مایع خروجی و بخار ورودی به سینی نشان داده می‌شود.

به عبارت دیگر خط عمل بیانگر مایع خروجی و بخار ورودی به هر سینی است.

$$G_{n+1} = L_n + D \qquad y_{n+1}\, G_{n+1} = x_n L_n + x_D . D$$

$$y_{n+1}\, G = x_n L + x_D D \qquad \underline{y = \left(\frac{L}{G}\right) x + \frac{x_D . D}{G}}$$

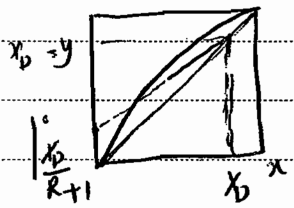
$$y = \left(\frac{L}{L+D}\right) x + \left(\frac{D}{L+D}\right) x_D \qquad R = \frac{L_0}{D} = \frac{L}{D} = R$$

$$\underline{y = \left(\frac{R}{R+1}\right) x + \frac{x_D}{R+1}}$$

** رسم خط عمل بالا: از نقطه $\left|\begin{matrix} x_D \\ x_D \end{matrix}\right.$ با شیب $\frac{R}{R+1}$ رسم می‌شود به نقطه $\left|\begin{matrix} x = 0 \\ y = \frac{x_D}{R+1} \end{matrix}\right.$

تذکر: x_D بیشترین کسر مولی جزء فرار در کل برج بالای خروجی است چون که محصول بالایی، غنی‌ترین مایع جوشش از نظر جزء فرار است.

نحوه رسم: ۱. رسم منحنی تعادل ۲. تعیین نقطه $\left|\begin{matrix} x_D \\ x_D \end{matrix}\right.$ و نقطه $\left|\begin{matrix} 0 \\ \frac{x_D}{R+1} \end{matrix}\right.$ و رسم خط با شیب $\frac{R}{R+1}$



تأثیر R بر تعداد مراحل بالای ستون:

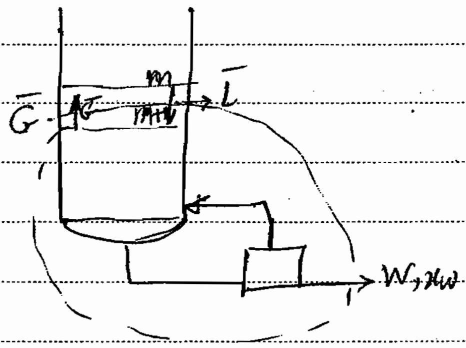
افزایش R بدین معنی است که میزان مایع برگشتی به ستون افزایش پیدا می‌کند. با افزایش ارتفاع مایع روی سینی‌ها که نشان‌دهنده افزایش L است. گاز فرصت بیشتری جهت تبادل جرم و انتقال جرم با مایع را دارد و بازدهی سینی‌ها بدین ترتیب بیشتر می‌شود پس هر سینی و با تعداد سینی کمتری به جداسازی مورد نظر می‌رسیم. پس ارتفاع ستون کم می‌شود.

افزایش R محدودیت دارد. اگر خیلی زیاد شود ممکن است Flooding و loading رخ دهد. و باعث افت فشار،

افزایش R ← افزایش L ← افزایش ارتفاع مایع روی سینی‌ها ← بازده سینی افزایش ← تعداد سینی کم ← ارتفاع کم

← Flooding و loading ← افت فشار بیش از حد مجاز

بیش از حد خارج می‌شود.



خط عمل پایین ستون:

$$\bar{L} = \bar{G} + W$$

$$x\bar{L}_m = y\bar{G}_{m+1} + x_w.W$$

مشکل اصلی اینست که نسبت $\frac{\bar{L}}{\bar{G}}$ را نداریم.

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{G}}x - \frac{W}{\bar{G}}x_w$$

و برای رسم خط عمل پایین بایستی از خط خوراک بهره می‌گیریم

نحوه رسم: منحنی تعادل را رسم می‌کنیم و از نقطه اگر $x = x_w \Rightarrow y = x_w$

$\left|\begin{matrix}x_w\\x_w\end{matrix}\right.$ به محل تلاقی خط خوراک و خط عمل بالا رسم می‌کنیم یا از نقطه $\left|\begin{matrix}x_w\\x_w\end{matrix}\right.$ با شیب $\frac{\bar{L}}{\bar{G}}$ رسم می‌کنیم

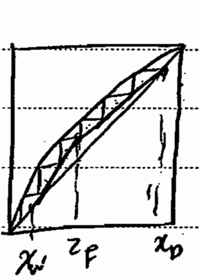
تا خط عمل بالا را قطع کند.

خط خوراک و منحنی تعادل هندسی کلیه نقاطی است که به کمک آن می‌توان موضع ورودی خوراک را تعیین کرد

* موضع ورودی خوراک محل تلاقی خط عمل بالا و پایین است. چون در منطقه بالا خوراک و پایین خوراک شیب‌های $\frac{L}{G}$ و $\frac{\bar{L}}{\bar{G}}$ فرق دارند و کسر مولی‌های اجزاء فرق دارد. تنها در موضع ورود خوراک است که اجزاء مولی در دو فاز برای خطوط بالا و پایین یکسان است. * پس نحوه دستیابی به تعداد مراحل ایده‌آل این گونه است که ابتدا منحنی تعادلی X-Y را رسم می‌کنیم. سپس خط عمل بالا و سپس خط خوراک را رسم می‌کنیم. از نقطه $\left|\begin{matrix}X_w\\X_w\end{matrix}\right.$ به محل تلاقی خط خوراک و خط عمل

Subject:

Year........ Month........ Date........ ( )

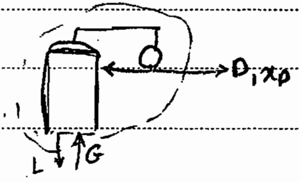


بالا وصل می‌کنیم: خطوط افقی و عمودی را رسم کرده و تعداد مراحل را می‌یابیم.

تعداد مراحل ≅ ۵٫۴

ایده‌آل

طبق تعریف خط عملیاتی بالا یا پایین ستون مایع خروجی و بخار ورودی بهم می‌رسند



روی خط عمل قرار می‌گیرند.

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

این x و y در واقع نشان‌دهنده تغییرات جزء مولی جزء خاص در طول ستون می‌باشند.

Sunwood

Subject:

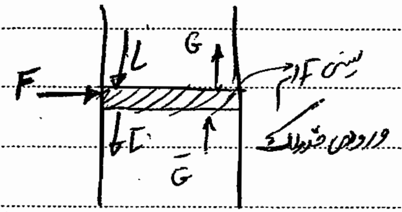
Year ۸۶ Month ۱۲ Date ۱۹ ( )

بنام خدا

روش M.T.

اهداف جلسه: دستیابی به خط خوراک - حالات مختلف خوراک

خط خوراک: بیان کننده مکان هندسی کلیه نقاطی است که نشاندهنده نقطه ورودی خوراک است. در واقع محل تقاطع خط عمل بالا و پایین ستون می‌باشد



$$F + L + \bar{G} = G + \bar{L}$$

$$F z_F + x_{f-1} L + \bar{G}\,(y_{f+1}) = G y_f + \bar{L}\,x_f$$

$$F H_F + L H_L + \bar{G} H_{\bar{G}} = G H_G + \bar{L} H_{\bar{L}}$$

با توجه به فرض M.T. مبتنی بر اینکه دمای دو طرف یک سینی تقریباً یکسان اند و اینکه خوراک از جایی وارد می‌شود که شرایط دمایی و غلظتی شبیه به مایع جوش روی سینی‌ها داشته باشد می‌توان گفت که،

$$\checkmark \begin{cases} H_G = H_{\bar{G}} = H_G \\ H_{\bar{L}} = H_L \approx H_L \end{cases}$$

اگر خوراک از محل مناسب وارد شود آنگاه

$$\checkmark \begin{cases} x_{f-1} \approx x_f \approx x \\ y_f \approx y_{f+1} \approx y \end{cases}$$

داریم:

$$F z_f + y\,(\bar{G} - G) = x\,(\bar{L} - L)$$

$$F H_F + H_G(\bar{G} - G) = H_L(\bar{L} - L)$$

Sunwood

از معادله کلی جرم داریم:

$$\bar{G}-G=(\bar{L}-L)-F$$

$$FH_F+[(\bar{L}-L)-F]H_G=H_L(\bar{L}-L)$$

$$FH_F+(\bar{L}-L)H_G-FH_G=H_L(\bar{L}-L) \Rightarrow (\bar{L}-L)(H_G-H_L)=F(H_G-H_F)$$

$$q=\frac{(\bar{L}-L)}{F}=\frac{H_G-H_F}{H_G-H_L} \Rightarrow \begin{cases}(\bar{L}-L)=qF\\ (\bar{G}-G)=(\bar{L}-L)-F=(q-1)F\end{cases}$$

پس:

$$y(\bar{G}-G)=x(\bar{L}-L)-F.Z_F$$

$$y(q-1)\cancel{F}=q\cancel{F}x-\cancel{F}Z_F \Rightarrow \boxed{y=\frac{q}{q-1}x-\frac{Z_F}{q-1}}$$

معادله خط q ([illegible])

خط خوراک (q) از نقطه $\begin{vmatrix}Z_F\\Z_F\end{vmatrix}$ با شیب $\frac{q}{q-1}$ رسم می‌شود و محل برخورد آن با خط عمل بالا بیانگر نقطه ورودی خوراک است.

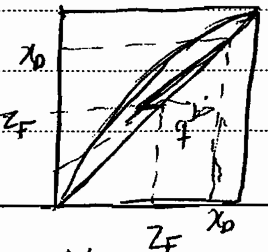
** حالات مختلف خوراک:

۱- بخار اشباع: اگر خوراک بخار اشباع باشد آنگاه: $H_F=H_G$

$$q=\frac{\bar{L}-L}{F}=\frac{H_G-H_G}{H_G-H_L}=0$$

$$y=\frac{q}{q-1}x-\frac{Z_F}{q-1} \quad x=0 \rightarrow \underline{y=Z_F}$$

خط q به صورت یک خط افقی می‌گردد با شیب صفر.



۲. مایع جوش: $H_F=H_L$ $\quad q=\frac{H_G-H_F}{H_G-H_L}=\frac{H_G-H_L}{H_G-H_L}=1$

در این صورت: $\bar{L}=L+F$

$x(\cancel{\bar{L}-L})=\cancel{F}.z_F \Rightarrow x=z_F$

خط خوراک به صورت $x=z_F$ خط عمودی می‌شود. با شیب ∞.

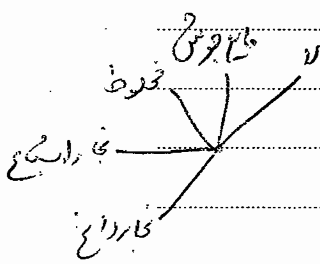
۳. مخلوط مایع جوش و بخار اشباع باشد. $H_L<H_F<H_G$

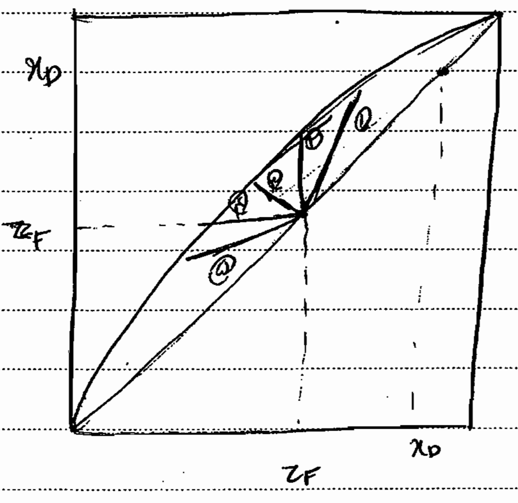
شیب خط منفی می‌شود. $q=\frac{H_G-H_F}{H_G-H_L} \Rightarrow 0<q<1 \Rightarrow 0 \cancel{<} \frac{q}{q-1} \cancel{<} \infty$ (−)

در این صورت خط خوراک در ناحیه بین خط بخار اشباع و مایع جوش قرار می‌گیرد.

۴. مایع سرد باشد. هرقدر مایع سردتر باشد q بزرگتر می‌شود و شیب خط خوراک به [illegible] می‌شود. $H_F<H_L \Rightarrow q>1 \;,\; \frac{q}{q-1} \overset{>0}{\cancel{>1}}$ (+)

۵. بخار داغ باشد: $H_F>H_G \Rightarrow q<0$





① مایع سرد

4 بخار اشباع

2 مایع جوش

3 مخلوط اشباع مایع و بخار

5 بخار داغ

فرض کنیم خوراکی داریم با ۴۵٪ جزء فرار به طوریکه ۵۵٪ خوراک ورودی مایع است مطلوبست رسم خط q:

$Z_F = /۴۵$

$$\begin{tikzcd} F,Z_F \arrow[r] \arrow[dr] & L,x_L \\ & G,y_G \end{tikzcd}$$

خوراک ورودی به برج تفکیک می‌شود و مایع حاصل به روی سینی پائین اضافه می‌شود و بخار نیز به بخش زیرین سینی اضافه می‌شود

نکته: * اگر فرض کنیم که خوراک به از محل دقیق وارد شود یعنی اینکه

$F = L + G$

از جاییکه دمای آن با دمای طرفین یعنی دو دمای فوق سینی برابر است

$FH_F = L.H_L + GH_G$

$FH_F = /۴۵ FH_G + /۵۵ FH_L \rightarrow H_F = /۵۵ H_L + /۴۵ H_G$

پس جدائی است

$H_G = H_{G,F} = H_{\bar{G},F+1}$, $H_L = H_{L,F-1} = H_{\bar{L},F}$

$$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = \frac{H_G - /۴۵ H_G - /۵۵ H_L}{H_G - H_L} = /۵۵ \frac{(H_G - H_L)}{H_G - H_L} = /۵۵$$

نکته‌ی خیلی مهم دیگر اینکه: q همواره برابر درصدی از خوراک ورودی است که به صورت مایع (جوش) می‌باشد.

خوراک به صورت مایع جوش و بخار اشباع $\Rightarrow q = x_L =$ درصد مایع در خوراک

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

$$y = \frac{/۵۵}{-/۴۵}x - \frac{/۴۵}{/۴۵} = -\frac{11}{9}x - 1$$ معادله خط خوراک

$$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = \frac{H_G - H_L + H_L - H_F}{H_G - H_L} = 1 - \frac{H_F - H_L}{H_G - H_L} = 1 + \frac{H_L - H_F}{H_G - H_L}$$

$H_G - H_L$: گرمای نهان تبخیر خوراک

خوراک مایع جوش → $H_F = H_L$

خوراک بخار اشباع → $H_F = H_G$

خلاصه و جمع بندی مطالب گفته شده:

رسم منحنی تعادلی x-y ← تعیین تعداد مراحل ایده آل ← اعمال راندمان ستون (E_o) ← تعداد مراحل واقعی

اعمال فاصله بین سینی ها ← ارتفاع ستون.

در دستیابی به ارتفاع ستون دو مشکل داریم: 1. N_p که در آن R نامعلوم است 2. راندمان کلی ستون

* اگر کندانسور کامل عمل کند به این صورت ، $y_1 = x_0 = x_D$ total Condenser و یک نقطه $a \Big| \begin{matrix} x_D \\ x_D \end{matrix}$ نشان دهنده

کندانسور کامل در روی قطر y-x می باشد. اگر کندانسور جزئی عمل کند همواره از بالا یک مرحله نشان دهنده کندانسور جزئی است.

همواره یک مرحله از پایین نشان دهنده ریبویلر است.

تذکر: اگر $R \to \infty$ آنگاه خطوط عمل بالا و پایین بر روی خط $y = x$ قرار می گیرند و تعداد مراحل

if $R \to \infty \Rightarrow \frac{R}{R+1} \to 1$ خط عمل بالا → $y = x$ min می شود

$\bar{L} = L , \bar{G} = G \Rightarrow \frac{\bar{L}}{\bar{G}} = \frac{L}{G} = 1 \Rightarrow y = x$ خط عمل پایین

در این حالت بار حرارتی کندانسور و ریبویلر بینهایت می شود از طرفی می توان این حالت را مترادف با جایی دانست که به

ازای مقدار معین خوراک بار حرارتی کندانسور و ریبویلر ... و دارای ... است ... N_{min}

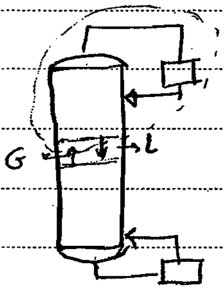
$R \to \infty \Rightarrow$ خط بالا، پایین $\to y = x \to N \to min$

بار حرارتی کندانسور و ریب. $\to \infty \to N \to min$

+ روش سینی به سینی:

* بررسی حالت total ReFlux : $\underline{\underline{N_{min}}}$

در حالت total ReFlux خوراک ورودی به برج قطع شده است و محصولی از بالا و پایین برج گرفته نمی شود و با استفاده از این روش می توانیم به شرایط steady برسیم. در این حالت خط عمل بالا و پایین ستون معنا ندارد و یک خط عمل کلی برای برج داریم قطر است $y = x$ که از نقطه $\left|\begin{matrix} x_D \\ x_D \end{matrix}\right.$ به نقطه $\left|\begin{matrix} x_w \\ x_w \end{matrix}\right.$ وصل می‌شود.



$\boxed{L = G} \rightarrow$ total Reflux

$Lx = Gy \Rightarrow y = x$

در شرایط steady و رفلاکس

دبی مولی مایع و بخار در طول ستون ثابت می ماند

نکته مهم: در شرایط total ReFlux کمترین تعداد سینی ها را خواهیم داشت

** دستیابی به Nmin (حداقل تعداد سینی ها) تنها مزیتی که دارد این است که می توان حدود ارتفاع ستون را بدست آورد

«تمام فرار»

خلاصه مطالب گذشته، روش M.T.

دستیابی به تعداد مراحل در یک ستون تقطیر...

تعداد مراحل : $fun(R, R^{min}) \rightarrow \uparrow \rightarrow$ ارتفاع ستون

اعمال فاصله بین سینی ها

در دستیابی به تعداد مراحل یک ستون مشکل اصلی R یا R^{min} است. برای فاصله بین دو مرحله نیاز به کار تجربی دقیق دارد.

خلاصه روش دستیابی به تعداد مراحل:

۱ـ رسم منحنی تعادلی x-y
۲ رسم خط عمل بالای ستون $y=\left(\frac{L}{G}\right)x+\frac{D}{G}x_D$

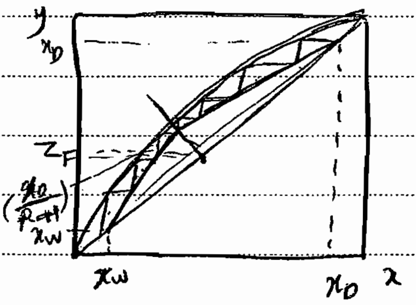
(فرض MT) ثابت $\simeq$ $\frac{L}{G}=\frac{\text{دبی مولی مایع}}{\text{دبی مولی گاز}}$

$$y=\left(\frac{R}{R+1}\right)x+\left(\frac{1}{R+1}\right)x_D$$

۳ـ رسم خط خوراک q ، $y=\left(\frac{q}{q-1}\right)x-\frac{z_f}{q-1}$

۴ـ رسم خط عمل پایین ستون از نقطه $\left.\begin{matrix}x_w\\x_w\end{matrix}\right|$ و محل برخورد خط خوراک و خط عمل بالای ستون

۵ـ رسم خطوط افقی ـ عمودی



نکته مهم: همواره ریبویلر یک مرحله از پایین محسوب می شود.

اگر کندانسور کامل باشد $6 \approx 5{,}8 = 1 - 6{,}8 =$ تعداد مراحل

اگر کندانسور جزئی عمل نماید یک مرحله با کندانسور جزئی حذف می شود. مثلاً اگر در مورد کندانسور جزئی گفته نشود

کندانسور را کامل فرض می کنیم

default → کندانسور کامل

کندانسور جزئی ـ یک مرحله تعادلی

* تذکر مهم: فرض اساسی و اصلی در روش M.T اینست که دبی مولی مایع و بخار در مناطق مختلف ستون ثابت است یعنی L , G و $\bar{L}$, $\bar{G}$ ثابت در نظر گرفته می‌شوند

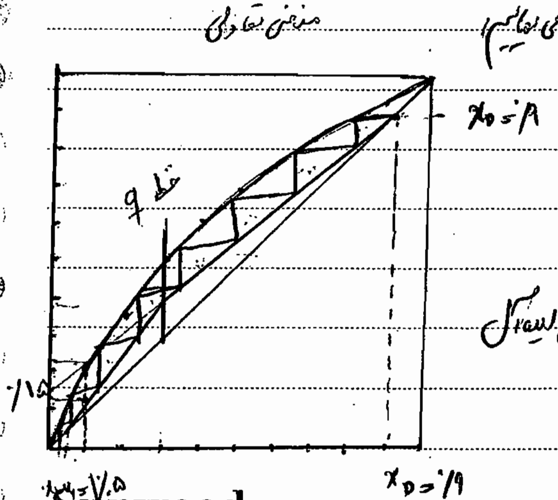
مثال: مخلوطی از بنزن و تولوئن حاوی ۳۰٪ مول بنزن در یک ستون تقطیر مداوم به محصول بالا حاوی ۹۰٪ مولی بنزن و محصول پایینی حاوی ۹۵٪ مولی تولوئن تبدیل می‌گردد. نسبت مایع برگشتی ۵ است. مطلوبست تعیین تعداد سینی‌های مورد نیاز. الف) اگر خوراک به صورت مایع جوش باشد. ب) اگر خوراک در دمای ۲۸۳K وارد شود. ج) تعداد مراحل بدست آمده در دو حالت فوق را از نظر ارتفاع و قطر ستون به صورت کیفی

$\alpha = ۲٫۴۷$ $\lambda_f = ۳۰ \frac{MJ}{Kmol}$ $C_p = ۱٫۸۴ \frac{KJ}{Kg°K}$ at: $T=۲۷۳°K$ مقادیر میانگین

$$y = \frac{\alpha x}{(\alpha-1)x+1} = \frac{۲٫۴۷x}{۱٫۴۷x+۱}$$

ابتدا با استفاده از معادله بالا منحنی تعادلی را رسم می‌کنیم.

سپس خطوط عملیاتی بالا و پایین و خط خوراک را به ترتیبی که گفته شد رسم می‌نماییم



خط عمل بالا از $\left|\begin{matrix} x_D \\ x_D \end{matrix}\right.$ تا $\left|\begin{matrix} ۰ \\ \frac{x_D}{R+1} \end{matrix}\right.$ رسم می‌شود یعنی از $\left|\begin{matrix} ۰٫۹ \\ ۰٫۹ \end{matrix}\right.$ تا $\left|\begin{matrix} ۰ \\ ۰٫۱۵ \end{matrix}\right.$

تعداد مراحل ایده‌آل = ۷٫۳

محل ورود خوراک سینی ۵ ام از بالا

ب ۲- در قسمت a ب ابتدا باید دمای جوش مخلوط را بدست آورد و نوع خوراک ورودی به ستون را با مقایسه

دمای جوش مخلوط و دمای خوراک ورودی می توان نوع خوراک را تعیین کرد.

$T_{bf} = \sum x_i T_{bi}$

T_{bi} → T_{bB} = ۳۵۳,۱ °k دمای جوش خوراک ورودی از دمای جوش جزء فرارتر

T_{bi} → T_{bT} = ۳۸۳,۶ °K یعنی بنزن کمتر است پس حتماً به صورت مایع

سرد می باشد.

نکته: در مخلوط های دو جزئی دمای جوش را می توان به صورت $T_{bm} = x_A T_{bA} + x_B T_{bB}$

بیان کرد. که در این حالت درصد خطا کمتر از ۱۰٪ می باشد و جواب قابل قبول است.

T_{bm} = ٪۳ T_{bB} + ٪۷ T_{bT} = ٪۳ * ۳۵۳,۱ + ٪۷ * ۳۸۳,۶ = ۳۷۴,۴۵

T_{bm} = ۳۷۴,۴۵ > $T_{b,in}$ = ۲۸۳ °K

مشاهده می شود که دمای مخلوط ورودی از دمای جوش

آن کمتر است پس مایع ورودی به صورت مایع سرد می باشد. اکنون باید خط خوراک مایع سرد

را رسم کنیم.

$$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = 1 + \frac{H_L - H_F}{H_G - H_L}$$

$H_G - H_L = \lambda_{fg}$ = ۳۰ $\frac{MJ}{Kmol}$ $H_L - H_f = M_{ave}\, C_L\, (T_{bf} - T_f)$

M_T = ۹۲ , M_B = ۷۸ $M_{ave} = \sum x_i M_i$ = ۸۷,۸

$H_L - H_F = C_L M_{ave} (T_{bp} - T_F) =$ ۱۸٤ * ۸۷٫۸ * (۳۷٤٫٤۵-۲۷۳)

$H_L - H_F =$ ۱٤٫۷۷٤ MJ

$q = 1 + \frac{H_L - H_F}{H_G - H_F} = 1 + \frac{\text{۱٤٫۷۷٤}}{\text{۳۰}} =$ ۱٫٤۹۲

$y = \left(\frac{q}{q-1}\right) x - \frac{z_F}{q-1} = \left(\frac{\text{۱٫٤۹۲}}{\text{/٤۹۲}}\right) x - \frac{\text{/۳}}{\text{/٤۹۲}} =$ ۳٫۰٤x − /۶۱

اکنون خط خوراک را رسم کرده محل تقاطع آن با خط عمل بالا پیدا نموده و تعداد مراحل را می یابیم.

در این شرایط   تعداد مراحل ایده‌ال = ۶٫۱   موقعیت سینی خوراک سینی ششم از بالا.

در شرایطی که ~~به~~ خوراک ورودی مایع سرد است تعداد مراحل کاهش می یابد (نسبت به مایع در جوش) ولی ممکن است قطر ستون بزرگتر شود.

ج) برای بررسی تغییر قطر و ارتفاع ستون با تغییر $\frac{L}{G}$, $\frac{\bar{L}}{\bar{G}}$ را در نقاط مختلف ستون بدست آورد:

بخار اشباع   مایع سرد

$F = 1$ kmol

بخار اشباع	مایع سرد	
L = ۱٫٤۷	L = ۱٫٤۷	$F = D + W$
G = ۱٫۷۶٤	G = ۱٫۷۶٤	$F Z_F = x_D D + x_w . W$
$\bar{L}$ = ۶۱٫٤۷	$\bar{L}$ = ۲٫۹۶	
$\bar{G}$ = /۷۶٤	$\bar{G}$ = ۲٫۲۵٤	$1 = D + W$

/۳ = /۹D + /۰۵ W

/۳ = /۹D + /۵(1 − D) = /۸۵D + /۰۵ ⇒ D = $\frac{\text{/۲۵}}{\text{/۸۵}}$ = /۲۹٤

$R=\frac{L}{D}=۵$ $L=RD=۵*/۲۹۴=۱٫۴۷$

$\bar{L}-L=qF$, $\bar{L}=L=۱٫۴۷$ $q=۰$ بخار اشباع خوراک

$G=\bar{G}+F \Rightarrow \bar{G}=G-F$ بیلان حول کندانسور $G=L+D=۱٫۷۶۴$

$\bar{G}=۱٫۷۶۴-۱=/۷۶۴$

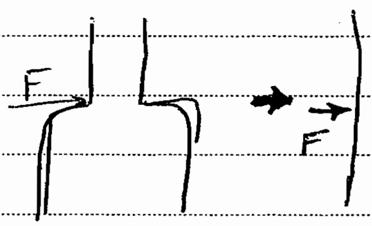
در حالتی که مایع سرد باشد: $q=۳٫۰۴$

$F=1$, $L=۱٫۴۷$, $G=۱٫۷۶۴$, $D=/۲۹۴$

$\bar{L}-L=(q)F'$ $\bar{L}=۱٫۴۷+۳٫۰۴=4.51$

$\bar{G}=G+(q-1)F=۳٫۰۸$

✓ در هر دو حالت شدت دبی ها در قسمت بالای ستون یکسان است ولی وقتی که خوراک مایع سرد باشد در پائین خوراک دبی مایع و گاز بیشتر است و برای انجام جداسازی مناسب باید مدت زمان تماس بالا برود یعنی باید قطر ستون بزرگتر اختیار شود. و در این حالت که خوراک مایع سرد باشد ستون دو قطر متفاوت خواهد داشت که این شکل نامناسب است و ما باید ستون با قطر بزرگتر بسازیم



* هرجا که دبی زیاد شود یعنی اینکه مایع ورودی به سینی در واحد زمان بیشتر است و برای اینکه جداسازی صحیح صورت بگیرد باید قطر بزرگ شود تا زمان لازم جهت جداسازی فراهم شود.

پایان قرا ۹

* بررسی موقعیت کندانسور *

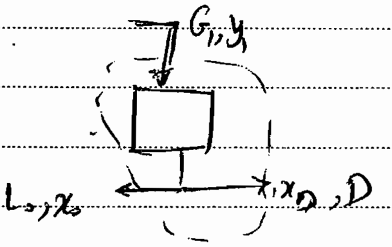
هدف از بکارگیری کندانسور افزایش خلوص محصول بالای ستون و تأمین مایع رفلاکس سینی های بخش جذب می باشد (بازگشتی)

این تجهیز در دو صورت کندانسور جزئی و کامل عمل نماید.

کندانسور کامل: به کندانسوری گفته می شود که کل بخار ورودی به آن به مایع تبدیل می شود. و کندانسور جزئی بخشی از بخار ورودی را کندانس می کند و به مایع تبدیل می نماید. مایع خروجی از کندانسور می تواند مایع سرد و یا مایع جوش باشد.

مایع خروجی از کندانسور دو شاخه می شود بخشی از آن به عنوان محصول جدا می شود و بخش دیگر به عنوان مایع برگشتی به ستون برمی گردد.

تذکر: کندانسوری که تواند جزئی عمل کند ولی مایع برگشتی به ستون سرد باشد، چون در مسیر انتقال به ستون مایع جوش می تواند حرارت از دست بدهد و به صورت مایع سرد وارد ستون می گردد.

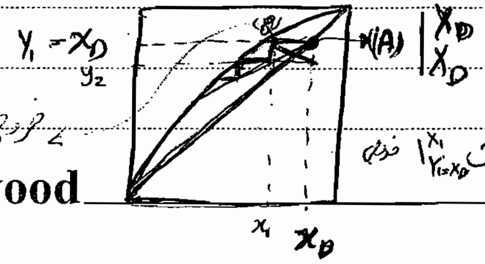


بررسی کندانسور کامل:

$G_1 = L_0 + D$

در کندانسور کامل کل بخار به مایع تبدیل می شود در چنین صورت

مشخصه کندانسور کامل → $x_D = x_0 = y_1$ ⟷ , $H_{L_0} = H_D$



$\begin{vmatrix} x_D \\ x_D \end{vmatrix}$ نشان دهنده

نقطه A ← مختصات $\begin{vmatrix} x_D \\ x_D \end{vmatrix}$

کندانسور کامل است که یک مرحله تعادلی نیست.

نقطه B ← مختصات $\begin{vmatrix} x_1 \\ y_1 = x_D \end{vmatrix}$ خروجی از سومین مرحله با شماره جهان مرحله نامگذاری شود.

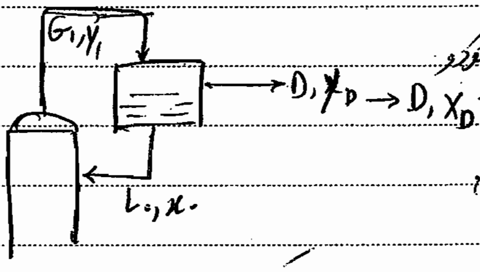
از سینی اول است و برابر بقیه سینی ها هم این گونه است.

خروجی از سینی اول

مایع خروجی

بخار ورودی

کندانسور جزئی: بخشی از بخار ورودی به آن به مایع تبدیل می‌شود و بقیه به صورت بخار از کندانسور خارج می‌شود.



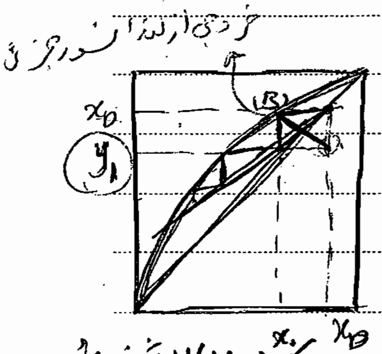
بخاری که وارد کندانسور می‌شود بیشتر بخش غیر فرار آن مایع می‌شود و

بخش فرارتر از طریق فاز بخار خارج می‌شود پس داریم:

کندانسور جزئی → $x_D > y_1$ و $x_0 < y_1$

معادله خط عملیاتی بالای ستون در این حالت مشابه قبل: $y = \left(\frac{R}{R+1}\right)x + \frac{x_D}{R+1}$ که با شیب و از نقطه

$\begin{vmatrix} x_D \\ x_D \end{vmatrix}$ با شیب $\frac{R}{R+1}$ به نقطه $\begin{vmatrix} 0 \\ \frac{x_D}{R+1} \end{vmatrix}$ وصل می‌شود. بدین ترتیب که:



$$\boxed{x_0 < y_1 < x_D}$$

نقطه B به مختصات $\begin{vmatrix} x_0 \\ y = x_D \end{vmatrix}$ خروجی از کندانسور است

* خروجی از هر مرحله یک نقطه

پس مرحله اول نشان‌دهنده کندانسور جزئی می‌باشد. تعادلی است پس $\begin{vmatrix} x_0 \\ y_0 \end{vmatrix}$ روی منحنی تعادلی نشان‌دهنده خروجی از کندانسور جزئی است. پس کندانسور از بالا نشان‌دهنده یک مرحله است.

خط عمل کندانسور جزئی: با استفاده از معادله ** می‌توان ① $G_1 = L_0 + D$

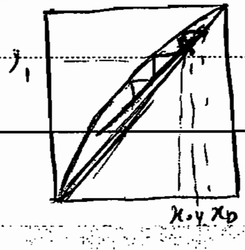
خط عمل بخار ورودی به کندانسور را پیدا کرد

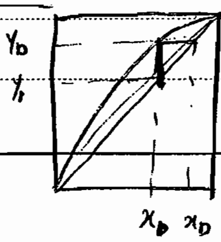
$$y_1 G_1 = L_0 x_0 + x_D D \qquad D = G_1 - L_0$$

$$y_1(L_0 + D) = L_0 x_0 + x_D D \qquad (y_1 - x_0)L_0 = -D(y_1 - \overset{y_D}{x_D})$$

$$\overset{*}{**}\ \frac{y_1 - \overset{MD}{y_D}}{y_1 - x_0} = -\frac{L_0}{D} = -R \qquad y_D = x_D$$

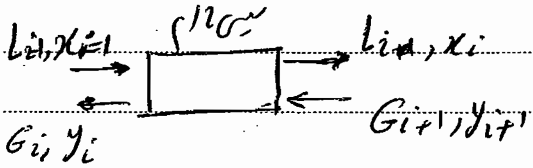
پس خط عمل کندانسور از نقطه $\begin{vmatrix} y_1 \\ x_1 \end{vmatrix}$ با شیب $-R$ به نقطه $\begin{vmatrix} x_D \\ y_D \end{vmatrix}$ وصل می‌شود





خط عمل جداکنندهٔ مراحل غیر از کندانسور جزئی :

مطابق با آنچه که در جبر داشتیم هر مرحله عملیات تفکیک یک مرحله تعادلی و غیر همسو است. که حاصل یک مرحله متقاطع است (در واقعیت) و به صورت معادلی نشان داده می‌شود. بعد از هر مرحله دو ورودی و دو خروجی ، مایع و بخار خروجی از سینی در حالت تعادل اند. به طور مثال برای یک سینی iام می‌توان گفت که :



$$L_i x_i + G_i y_i = L_{i-1} x_{i-1} + G_{i+1} y_{i+1}$$

طبق فرض M.T $\quad L_i = L_{i-1} = L \;,\; G_i = G_{i+1} = G$

نکته : با استفاده از خط عمل هر مرحله می‌توان راندمان آن مرحله را تعیین کرد. با اندازه گیری جزء مولی ورودی‌ها و خروجی‌های هر مرحله می‌توان این راندمان‌ها را تعیین کرد.

$$-L(x_i - x_{i-1}) = G(y_i - y_{i+1})$$

$$\frac{\overset{\text{خروجی}}{y_i} - \overset{\text{ورودی}}{y_{i+1}}}{\underset{\text{خروجی}}{x_i} - \underset{\text{ورودی}}{x_{i-1}}} = -\frac{L}{G} = -\left(\frac{R}{R+1}\right)$$

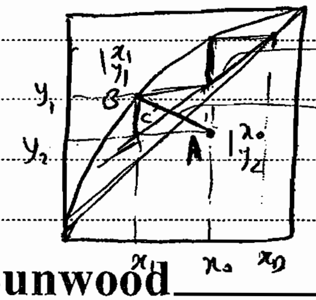
راندمان : $\frac{|AC|}{|AB|} \times 100$ تعقل کنید!!!

خروجی ها $\left|\begin{matrix} x_i \\ y_i \end{matrix}\right.$ ، $\left|\begin{matrix} x_{i-1} \\ y_{i+1} \end{matrix}\right.$ غلظت ورودی به سینی iام

مثلاً برای سینی اول ، $i=1$ ورودی ها $\left|\begin{matrix} x_0 \\ y_2 \end{matrix}\right.$ ، خروجی ها $\left|\begin{matrix} x_1 \\ y_1 \end{matrix}\right.$

$$\frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_0} = -\frac{R}{R+1}$$

این تغییرات را در شکل نشان می‌توان داد :

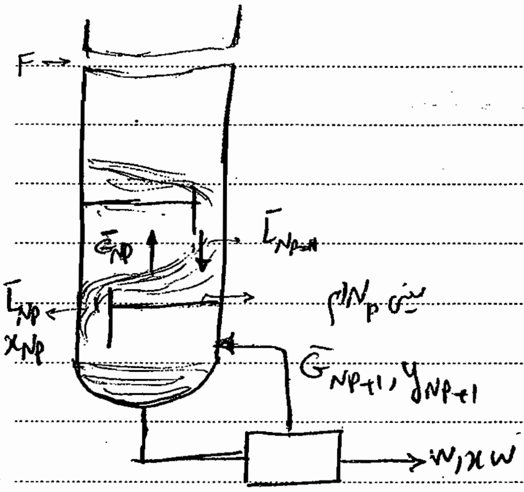


$\left(\frac{R}{R+1}\right)$ خط عمل کل

$\left(-\frac{R}{R+1}\right)$ = خط عمل موضعی برای هر مرحله

سوال آیا با استفاده از خط عمل ریبویلر و کندانسور جزئی می توان مانندهای آنها را تشخیص داد؟؟؟

بررسی موقعیت ریبویلر



x_W و y_{Np+1} در حال تعادل اند

x_{Np} مایع خروجی از سینی Npام و y_{Np+1} بخار ورودی به سینی Npام

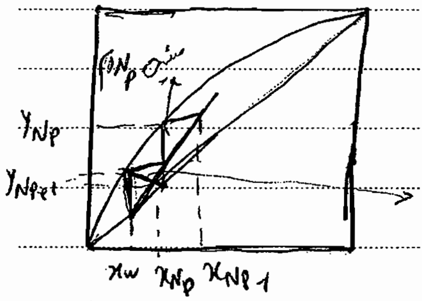
روی خط عمل پایین قرار دارند.

x_{Np} و y_{Np} مایع خروجی و بخار اشباع خروجی از سینی Npام در حالت تعادل اند

y افزایش
در سینی N_p
x کاهش

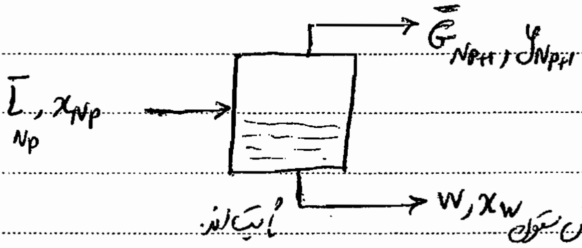
x_{Np+1} و y_{Np} نیز روی خط عمل پایین قرار دارند

سینی Npام سینی است که y آن از y_{Np+1} تا y_{Np} تغییر می کند (با افزایش y توأم است) و x آن از x_{Np+1} تا x_{Np} کاهش می یابد. در روی شکل این تغییر نشان داده شده است.



سینی Np ام دومین ~~مرحله~~ مرحله از پایین است. بیش مرحله ای که نشان دهنده ریبویلر است که در آن سطح و y_{Np+1} یک نقطه تعادلی پیدا می کنند.

خط عمل ریبویلر:



$\bar{L}_{Np} = W + \bar{G}_{Np+1}$

طبق فرض M.T. ، $\bar{G}$ و $\bar{L}$ در قسمت پایین ستون ثابت اند.

$\bar{L} = \bar{G} + W \qquad \bar{L} . x_{Np} = \bar{G} . y_{Np+1} + W . x_W$

$(\bar{G} + W) x_{Np} = \bar{G} . y_{Np+1} + W x_W$

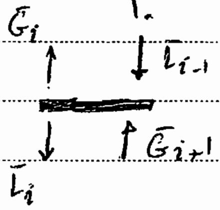
$\bar{G} (x_{Np} - y_{Np+1}) = - W (x_{Np} - x_W)$

$\frac{x_{Np} - y_{Np+1}}{x_{Np} - x_W} = \frac{-W}{\bar{G}} \longrightarrow$ خط عمل ریبویلر با شیب $(\frac{-W}{\bar{G}})$

نتیجه: سینی همواره ریبویلر یک مرحله کامل از پایین ستون است زیرا خروجی ها از آن در حالت تعادلند.

بنابراین آخرین مرحله را نباید جزو سینی های ستون به حساب آورد یعنی اینکه در ترسیم اگر مرحله ناقصی باشد از داخل ستون قرار دارد. مثلاً اگر تعداد مراحل ۷٫۶ باشد حتماً یک مرحله ریبویلر است و ۶٫۶ مرحله در داخل ستون قرار دارد.

بررسی خط عمل هر مرحله از پایین ستون. سینی iام در کنج پایین ستون را در نظر می گیریم:



برای هر مرحله ما داریم $\bar{G}_{i+1} + \bar{L}_{i-1} = \bar{L}_i + \bar{G}_i$

$x_{i+1} . \bar{G} + \bar{L} . x_{i-1} = \bar{L} . x_i + \bar{G} . y_i$ رسی از نقطه $\left| \begin{matrix} x_{i-1} \\ y_{i+1} \end{matrix} \right.$

خط عمل کل به نقطه تعادلی $\left| \begin{matrix} x_i \\ y_i \end{matrix} \right.$ حرکت کنیم

$- \bar{L} (x_i - x_{i-1}) = \bar{G} (y_{i+1} - y_i)$

از پایین ستون $\frac{y_{i+1} - y_i}{x_{i-1} - x_i} = (\frac{-\bar{L}}{\bar{G}})$ مثلاً برای سینی NPام $(-\frac{\bar{L}}{\bar{G}}) = \frac{y_{Np+1} - y_{Np}}{x_{Np-1} - x_{Np}}$

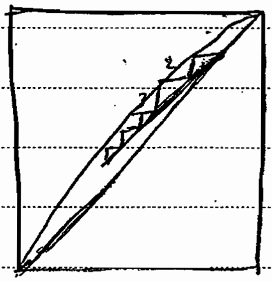
مشاهده می شود که هر شیب خط عمل هر مرحله همان شیب خط عمل قسمت پایین ستون است

reboiler

Subject: کندانسور جزئی ← همواره یک مرحله ایده‌آل است (به منحنی تعادل می‌رسد)

Year........ Month........ Date........( )

نکته مهم: اگر کندانسور جزئی باشد گفتیم که یک مرحله از بالا ابتدا نشان‌دهنده کندانسور جزئی است. و این مرحله همواره به صورت یک مرحله ایده‌آل روی منحنی تعادل نشان داده می‌شود. چون ممکن است بازدهی مراحل دیگر کمتر از ۱۰۰٪ باشد و خط افقی به منحنی تعادل نرسد. ولی در مورد کندانسور جزئی همواره به منحنی تعادل می‌رسیم چون خروجی‌ها از آن یعنی x_0 و $x_D = y_D$ در تعادل‌اند و همواره یک مرحله کامل می‌باشد یعنی:



1) کندانسور جزئی یک مرحله کامل است. مراحل 3، 4، 5 کامل نیستند.

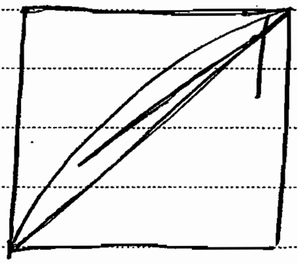
* کندانسور جزئی یک مرحله محسوب می‌شود پس مانند یک سینی آن را فرض می‌کنیم که بخار ورودی به آن y_1 و مایع خروجی آن x_0 است پس x_0 و y_1 در رابطه underwood یک نقطه روی خط عمل است. چون مایع خروجی و بخار ورودی به صورتی روی خط عمل قرار می‌گیرد.

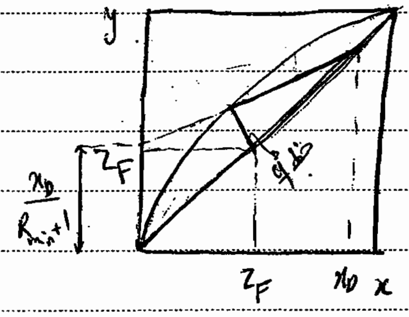
رابطهٔ underwood برای دستیابی به حداقل مقدار R بکار می‌رود.

دو روش برای تعیین R_{min} → روش ترسیمی برای سیستم‌های ایده‌آل و غیر ایده‌آل

→ روش محاسباتی تنها برای سیستم‌های ایده‌آل جواب می‌دهد.

خط خوراک q از نقطهٔ $\Big|\begin{smallmatrix} z_F \\ z_F \end{smallmatrix}$ با شیب $\frac{q}{q-1}$ را رسم می‌کنیم. خط عمل بالای برج را از نقطهٔ $\Big|\begin{smallmatrix} x_D \\ x_D \end{smallmatrix}$ رسم می‌کنیم به طوری که محل تقاطع آن با خط q روی منحنی تعادل باشد. در این صورت خط عمل بالای برج کمترین شیب را دارد و R نیز کمترین مقدار یعنی R_{min} است.





با اندازه‌گیری $\frac{x_D}{R_{min}+1} =$ عدد

با خط‌کش می‌توان مقدار

R_{min} را بدست آورد.

سپس از آنجا بسته به R_{min} آن را در ضریبی ضرب نموده و R کل را می‌یابیم؛ $R = \text{--} * R_{min}$

* اگر محلول ایده‌آل باشد آنگاه $\overset{*\text{III}}{y} = \frac{\alpha x}{(\alpha-1)x+1}$ و محل تقاطع خط عمل بالا

خط خوراک روی این معادله قرار می‌گیرد بدین ترتیب می‌توانیم R_{min} را بیابیم؛

با حل همزمان دو معادله مقابل داریم؛

$$\begin{cases} y = \left(\frac{R}{R+1}\right)x + \left(\frac{x_D}{R+1}\right) \\ y = \left(\frac{q}{q-1}\right)x - \frac{Z_F}{q-1} \end{cases} \rightarrow \quad ① \; x = \frac{(q-1)x_D + (R+1)Z_F}{R+q}$$

$$② \; y = \frac{RZ_F + qx_D}{R+q}$$

با جایگذاری ① و ② در معادله ★III رابطه underwood جهت دستیابی به R_{min} محقق می‌شود

$$\frac{R^{(min)}Z_F + qx_D}{R_{min}+q} = \frac{(\;)^{*}\alpha_f \frac{(q-1)x_D + (R_{min}+1)Z_F}{R_{min}+q}}{1 + (\alpha-1)\left[\frac{(q-1)x_D + (R_{min}+1)Z_F}{R_{min}+q}\right]}$$

$$\frac{R_m Z_F + qx_D}{R_m(1-Z_F) + q(1-x_D)} = \frac{\alpha_f\left[x_D(q-1) + Z_F(R_m+1)\right]}{(R_m+1)(1-Z_F) + (q-1)(1-x_D)}$$

بر مبنای ضریب فراریت استاندارد (α) Fencke → N min → ارتفاع ستون

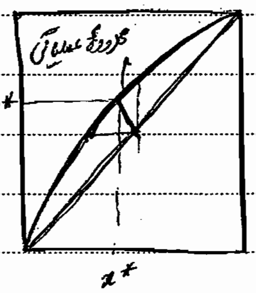
Subject: R → ∞ total Reflux

Year: ۶۲ Month برای Date ( )

بایستی توجه کرد که در طول ستون با تغییر دما α نیز تغییر خواهد کرد. بنابراین در رابطه underwood ما α_f را بکار می‌بریم

یعنی α ای که نزدیک به α نقطه ورودی خوراک باشد

x	y
x^*	$y^* \rightarrow \alpha_f$



feed = مایع جوش

$$R_m = \left(\frac{1}{\alpha_f - 1}\right)\left(\frac{x_D}{x_f} - \frac{\alpha(1-x_D)}{1-x_f}\right)$$

اگر خوراک مایع جوش باشد

feed = بخار اشباع

و اگر خوراک بخار اشباع باشد آنگاه:

$$R_m = \left(\frac{1}{\alpha_f - 1}\right)\left(\frac{\alpha_f \cdot x_D}{y_f} - \frac{1-x_D}{1-y_f}\right) - 1$$

تذکر: برای محاسبه Rmin ترجیحاً بهتر است که از روش ترسیمی عمل نماییم. چون برای کلیه سیستم‌های ایده‌آل و غیرایده‌آل و سیستم‌هایی با منحنی‌های عجیب بکار می‌رود.

ما حداقل تعداد سینی‌هایی را بدست می‌آوریم که به محصول بالایی با x_D و پایینی با غلظت x_w برسیم به شرطی که محصول بالا و پایین به صفر میل کند

رابطه Fencke جهت دستیابی به حداقل سینی‌ها، و خیلی کم باشند یعنی $D \rightarrow 0$, $W \rightarrow 0$

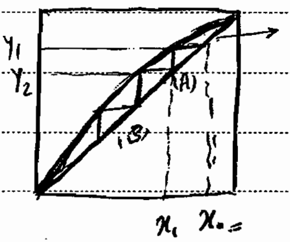
$R = \frac{L}{D} \rightarrow \infty$ مقدار محصولات خیلی کم است ولی صفر مطلق نیست

حداقل تعداد سینی‌ها یا حداقل مراحل زمانی اتفاق می‌افتد که ستون در شرایط total ReFlux باشد یعنی کندانسور در بالا و ریبویلر در پایین ستون داشته باشیم ولی در واقع محصول بالا و پایین نداریم و خوراک ورودی f قطع است. در این شرایط حداقل تعداد سینی‌ها را خواهیم داشت. از طریق رابطه Fencke می‌توان حداقل تعداد سینی‌ها را بدست آورد و سپس ارتفاع حقیقی ستون را هم یافت (با اعمال فاصله بین دو سینی)

رابطه Fencke بر مبنای تعریف ضریب فراریت استوار است.

نکته مهم: وقتی که خط عملیاتی واقعی را رسم می‌کنیم نقاط روی خط عملیاتی ($\Big|{x \atop y}$ ها)

در واقع بیانگر مایع خروجی از هر مرحله و بخار ورودی به آن است. مثلاً در منحنی زیر:



?? نقطه: $A\Big|{X_1 \atop Y_2}$ یعنی نقطه A روی خط عملیاتی کل ستون در سینی اول

خط عمل نقطه‌ای را نشان می‌دهد که total ReFlaX → $y=x$

روی سینی اول مایع از آن خارج شده و بخار (y_2) وارد آن شده است. نقطه $B\Big|{x_2 \atop y_3}$ سینی دوم را

نشان می‌دهد که در بر دارنده‌ی خصوصیات مایع خروجی از سینی دوم و بخار ورودی به آن است.

تعریف ضریب فراریت ریبویلر:

$$\alpha_{N_{p+1}} = \frac{\frac{y_{N_{p+1}}}{1-y_{N_{p+1}}}}{\left(\frac{x_w}{1-x_w}\right)}$$

$$\Rightarrow \frac{y_{N_{p+1}}}{1-y_{N_{p+1}}} = \alpha_{N_{p+1}}\left(\frac{x_w}{1-x_w}\right)$$

?? با توجه به نکته‌ی بالا برای سینی N_pام $y_{N_{p+1}} = x_{N_p}$ در خط عملیاتی کل واحد.

$$\alpha_{N_p} = \frac{\left(\frac{y_{N_p}}{1-y_{N_p}}\right)}{\left(\frac{x_{N_p}}{1-x_{N_p}}\right)} \Rightarrow \frac{y_{N_p}}{1-y_{N_p}} = \alpha_{N_p} \cdot \frac{x_{N_p}}{1-x_{N_p}}$$

$$\frac{y_{N_p}}{1-y_{N_p}} = \alpha_{N_{p+1}} \cdot \alpha_{N_p} \frac{x_w}{1-x_w}$$

? روی خط عمل هستند $x_{N_{p-1}} = y_{N_p}$

$$\alpha_{N_{p-1}} = \left(\frac{\frac{y_{N_{p-1}}}{1-y_{N_{p-1}}}}{\frac{x_{N_{p-1}}}{1-x_{N_{p-1}}}}\right) \Rightarrow \frac{y_{N_{p-1}}}{1-y_{N_{p-1}}} = \alpha_{N_{p+1}} \cdot \alpha_{N_p} \cdot \alpha_{N_{p-1}} \cdot \frac{x_w}{1-x_w}$$

به همین ترتیب نهایتاً برای سینی اول از بالای ستون

$$\alpha_1 = \frac{\frac{y_1}{1-y_1}}{\frac{x_1}{1-x_1}}$$

* توجه شود که رابطه Fenske وقتی که خوراک دو جزئی باشد قابل استفاده است.

$$\left(\frac{y_1}{1-y_1}\right) = \alpha_1 \cdot \left(\frac{x_1}{1-x_1}\right)$$

$$\left(\frac{y_1}{1-y_1}\right) = \alpha_{N_{p+1}} \cdot \alpha_{N_p} \cdot \alpha_{N_{p-1}} \cdot - - - \alpha_1 \cdot \frac{x_W}{1-x_W}$$

اگر کندانسور کامل عمل کند آنگاه $x_1 = x_D = x_0$ پس:

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_{N_{p+1}} \cdot \alpha_{N_p} - - - \alpha_1 \frac{x_W}{1-x_W}.$$

α_{ave} متوسط هندسی کلیه α_i هاست.

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \left(\frac{y_1}{1-y_1}\right) = \alpha_{N_{p+1}} \cdot \alpha_{N_p} \cdot - - - \alpha_1 \cdot \frac{x_W}{1-x_W} \qquad \underbrace{\alpha_{ave} = \sqrt[N_m+1]{\alpha_{N_{p+1}} \cdot \alpha_{N_p} \cdot - - \alpha_1}}$$

در طول ستون دما تغییر می‌کند پس α_i ها نیز تغییر خواهند کرد پس α_{ave} را می‌توان حساب کرد و نوشت:

reboiler

کندانسور کامل

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_{ave}^{(N_m+\boxed{1})} \cdot \left(\frac{x_W}{1-x_W}\right)$$

عدد یک (۱) نشان دهنده ریبویلر در پایین ستون است.

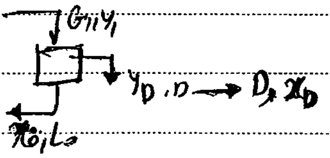
$$(N_m+1) = \frac{\log \left(\frac{x_D}{1-x_D}\right) / \left(\frac{x_W}{1-x_W}\right)}{\log \alpha_{ave}}$$

و N_m نشان دهنده تعداد سینی هاست.

* اکنون حالتی را در نظر می‌گیریم که کندانسور جزئی عمل نماید در این صورت با تعریف α_0 به این صورت

کندانسور ج. ز.

$$\alpha_0 = \frac{\left(\frac{y_D}{1-y_D}\right)}{\left(\frac{x_0}{1-x_0}\right)}$$



داریم:

$$\frac{y_D}{1-y_D} = \alpha_{N_{p+1}} \cdot \alpha_{N_p} \cdot \alpha_{N_{p-1}} \cdot - - - \alpha_0 \left(\frac{x_W}{1-x_W}\right)$$

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_{ave}^{(N_m+۲)} \cdot \left(\frac{x_W}{1-x_W}\right)$$

[illegible] جزئی

عدد ۲: نشان دهندهٔ ریبویلر و کندانسور جزئی است.

$$(N_m+۲) = \left[\frac{\log \left(\frac{x_D}{1-x_D}\right) / \left(\frac{x_W}{1-x_W}\right)}{\log \alpha_{ave}}\right]$$

و N_m تعداد سینی‌ها را به ما می‌دهد

تقطیر اساسی:

* ریبویلر در پایین ستون و کندانسور جزئی در بالای ستون همواره به صورت یک مرحلهٔ ایده‌آل و کامل با بازده ۱۰۰٪ در نظر گرفته می‌شوند. ولی بقیه مراحل ممکن است دارای بازده کمتر از ۱۰۰٪ نیز باشند.

* توجیه اینکه ریبویلر در پایین ستون یک مرحلهٔ تعادلی است:

گفتیم که خروجی از هر مرحله با شماره‌های همان مرحله نامگذاری می‌شود. G_{Np+1} خروجی ریبویلر است. پس ریبویلر هم

مرحلهٔ $Np+1$ می‌باشد. بطوریکه $\underline{y_{Np+1} \overset{\text{reboiler}}{>} x_W}$ می‌باشد. چون بخار خروجی از ریبویلر نسبت به مایعاتی

مایعی که از آن گرفته می‌شود جزء فرار بیشتری دارد. از طرفی خط عمل پایین ستون از نقطهٔ $\left|\frac{x_W}{x_W}\right.$ رسم می‌شود. حالا آنجا که

$y_{Np+1} > x_W$ می‌باشد می‌توان گفت که ریبویلر به عنوان یک مرحلهٔ عملیاتی در جهت پایین ستون و خط عمل

پایین منطبق است. $x_j = 1-x_i$ ، $y_j = 1-y_i$ و تعریف ضریب فراریت روی هر سینی برای مخلوط دوجزئی:

$$\alpha_{ij} = \alpha_N = \frac{K_i}{K_j} = \frac{\left(\frac{P_i^*}{P_t}\right)}{\left(\frac{P_j^*}{P_t}\right)} = \frac{\left(\frac{y_i}{x_i}\right)_{Np}}{\left(\frac{y_j}{x_j}\right)_{Np}} = \frac{\frac{y_{Np}}{x_{Np}}}{\frac{1-y_{Np}}{1-x_{Np}}} = \frac{\left(\frac{y_{Np}}{1-y_{Np}}\right)}{\left(\frac{x_{Np}}{1-x_{Np}}\right)} \quad \Bigg| \begin{matrix} x_{Np} \\ y_{Np} \end{matrix}$$

غلظت مایع و بخار تعادلی خروجی از سینی Np ام

Subject:

Year ۸۷ Month ۱ Date ۲۵ ( )

« بیشترم فوا »

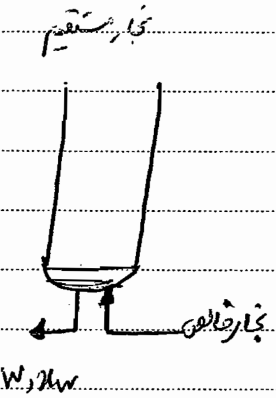
روش M.T — استفاده از بخار مستقیم. — بررسی مایع برگشتی سرد — بررسی ستون با دو خوراک و محلول جانبی.

open steam « بخار مستقیم »

در برخی از واحدهای عملیاتی تقطیر با مخلوط‌هایی سروکار داریم که جزء سنگین آن آب بوده و جزء فرارتر نیز در مخلوط می‌باشد و هدف ما جداسازی اجزاء فرار از آب است. مانند سایر موارد تقطیر که بررسی کردیم در این موارد نیز در پایین ستون ریبویلری کار گذاشته می‌شود که بخار ورودی به ستون را تأمین می‌کند. بخاری که از طریق ریبویلر تأمین می‌گردد و به داخل ستون فرستاده می‌شود حاوی بخار آب تقریباً خالص است و اجزاء فرار به میزان خیلی کمی در آن وجود دارد. چون اجزاء فرارتر عمدتاً از بالای ستون خارج می‌شوند. در این شرایط برای کاهش هزینه عملیاتی می‌توان ریبویلر را از پایین ستون حذف کرده و بخار ورودی به ستون را از طریق یک دیگ بخار مجزا تأمین کرد که این بخار آب تقریباً خالص است. این نوع استفاده از بخار جهت تزریق به ستون را open steam یا بخار مستقیم می‌گوییم

re~~bo~~iler
↓
دیگ بخار
↓
آب تقریباً خالص
(کاهش هزینه)

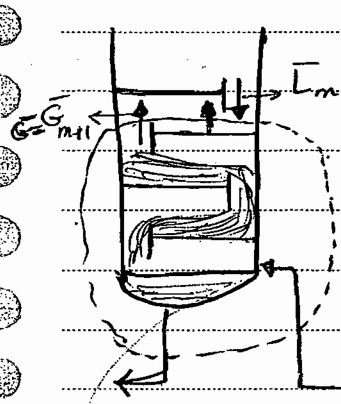
آب جزء سنگین



[illegible] بخار ورودی به ستون به دو صورت می‌تواند باشد ۱ـ بخار اشباع

۲ـ بخار داغ

الف) open steam : بخار اشباع



$$\bar G_{m+1} + W = \bar G_{N_p+1} + \bar L_m$$

$$\bar G + W = \bar G_{N_p+1} + \bar L$$

$\bar G_{N_p+1}$ $\qquad$ $\bar G . y + x_W . W = \cancel{\bar G_{N_p+1} . y_{N_p+1}} + \bar L x$

$W, x_W \neq 0$ $\qquad$ $y_{N_p+1} = 0$

$y = \frac{\bar L}{\bar G} x - \frac{W}{\bar G} x_W$ خط عمل پایین برج

شیب خط عمل پایین بستگی به دبی بخار ورودی از پایین دارد

مانند قبل شیب خط عمل پایین $\frac{\bar L}{\bar G}$ است، چون $\bar G_{Np} = \bar G_{Np+1} = \bar G$

rate of open steam:

الان اگر بخار مستقیم ورودی به برج اشباع باشد آنگاه روی سینی Np ام هیچ اتفاقی بین مایع و بخار رخ نمی‌دهد و

طبق فرض M.T که دبی ثابت فرض شده است $\bar G = \bar G_{Np+1} = \bar G_{Np}$ و $\bar L$ نیز ثابت می‌ماند

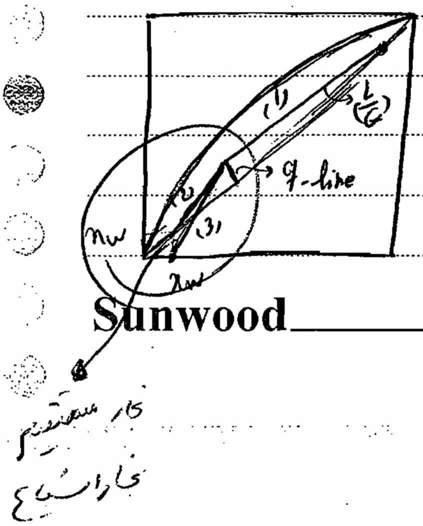
میزان انتقال جرم از بخار به مایع و برعکس ثابت می‌باشد. پس در این شرایط از بیلان کلی داریم:

$\bar G_{Np+1} = \bar G \Rightarrow \boxed{\bar L = W} \rightarrow$ open steam بخار اشباع

(تغییر دبی‌ها رخ نمی‌دهد) دبی‌ها ثابت می‌مانند

پس در این حالت خط عمل پایین برج $\forall\ x = x_W \Rightarrow y = \frac{\bar L - W}{\bar G} x_W = 0$

از نقطه x_W | با شیب $\frac{\bar L}{\bar G}$ رسم می‌شود. $y = \frac{\bar L}{\bar G}(x - x_W)$



۱) خط عمل بالای برج ۲) خط عمل پایین برج با داشتن ریبویلر

۳) خط عمل پایین برج در صورت استفاده از بخار مستقیم

$G = G_{Np} > G_{Np+1}$ بخار خروجی > ورودی

open steam — بخار داغ ← (Np ام)

$\bar{L} > W$ (مایع تبخیر می‌شود.) مایع خروجی > ورودی

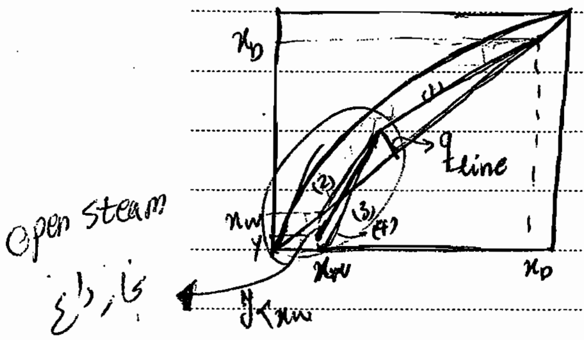
اگر بخار ورودی به پایین ستون به صورت بخار داغ باشد. برای تبدیل شدن به بخار اشباع خروجی از سینی Np ام، باید مقداری از گرمای داخلی خود را از دست بدهد تا به حالت اشباع برسد و این گرمای اضافی که از دست می‌دهد باعث تبخیر شدن مقداری از مایع روی سینی Np ام می‌شود. پس دبی بخار خروجی از سینی Np ام بیشتر از بخار ورودی به آن است و مایع خروجی از آن نسبت به مایع ورودی به آن کاهش می‌یابد. یعنی:

$\bar{L} > W$ و $(\bar{G} = \bar{G}_{N_p}) > \bar{G}_{Np+1}$ $\qquad \bar{L} - W = \bar{G} - \bar{G}_{Np+1}$

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{G}}x - \frac{W}{\bar{G}}.x_w \qquad \forall x = x_w \left(\begin{array}{l} \bar{L} = \bar{L}_F = \bar{L}_{F+1} = \dots = \bar{L}_{Np-1} > (L_{Np} = W) \\ \bar{G} = \bar{G}_{Np} = \bar{G}_{Np-1} = \dots = \bar{G}_{F+1} > \bar{G}_{Np+1} \end{array}\right)$$

$$y = \frac{\bar{L} - W}{\bar{G}}x_w = \left(\frac{\bar{G} - \bar{G}_{Np+1}}{\bar{G}}\right)x_w = \left(1 - \frac{\bar{G}_{Np+1}}{\bar{G}}\right)x_w$$

$\Rightarrow \underline{y < x_w}$ یعنی خط عمل پایین ستون در این حالت‌ها از نقطه $\left|\begin{array}{l} x_w \\ y < x_w \end{array}\right.$ با شیب $\left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}}\right)$ رسم می‌شود.



(۱) خط عمل بالا

(۲) خط عمل پایین - ریبویلر

(۳) خط عمل پایین - بخار داغ عدم ریبویلر

(۴) خط عمل پایین - بخار اشباع عدم

استفاده از ریبویلر تذکر: استفاده از بخار مستقیم تأثیر چندانی بر تعداد مراحل واقعی

نمی‌گذارد.

* گفتیم که در شرایطی که بخار ورودی داغ باشد مقداری حرارت از دست می‌دهد تا به اشباع تبدیل شود و این حرارت توسط مایع موجود در سینی Np ام جذب می‌شود و به بخار تبدیل می‌شود. اکنون می‌خواهیم میزان مایعی که به بخار تبدیل می‌شود را بدست آوریم؟

آنتالپی بخار اشباع   آنتالپی بخار داغ ورودی

حرارت از دست رفته توسط بخار داغ $$q = M_{ave}\cdot C_p\left(T_{\bar G_{Np+1}} - T_{b.\bar G_{Np+1}}\right) = H_{\bar G_{Np+1}} - H_{\bar G}$$

در شرایطی که بخار اشباع می‌شود گفتیم که تغییرات دمای اطراف سینی ناچیز است و

$$\underset{\text{آنتالپی اشباع}}{H_{\bar G}} = \underset{\text{آنتالپی بخار اشباع ورودی}}{H_{\bar G_{Np+1}}}$$

مایع جوشان در سینی گرما بگیرد به بخار تبدیل می‌شود در همان دما پس

$$q = \dot m \cdot h_{fg}$$

به میزان گرمای نهان یعنی h_{fg} گرما گرفته است. $\rightarrow [=] \frac{KJ}{Kmol}$

$$\dot m = \frac{\bar G_{Np+1}\left(H_{\bar G_{Np+1}} - H_{\bar G}\right)}{(h_{fg})_{ave.Np}}$$

که باید واحد h_{fg} به صورت $\frac{KJ}{Kmol}$ باشد و اگر به صورت $\frac{KJ}{Kg}$ باشد باید در M_{ave} ضرب شود تا به صورت $\frac{KJ}{Kmol}$ تبدیل شود پس

$$\dot m = \frac{\bar G_{Np+1}\left(H_{\bar G_{Np+1}} - H_{\bar G}\right)}{(h_{fg}.M)_{ave,Np}}$$

چون اطلاعات مایع جوشان روی سینی Np ام را نداریم با تقریب خوبی می‌توان از اطلاعات مایع خروجی از این سینی یعنی W استفاده کرد. پس: اکنون این سوال پیش می‌آید که آیا با این میزان در ناحیه safe side کار می‌کنیم یا نه؟

$$\bar G = \bar G_{Np+1} + \frac{G_{Np+1}\left(H_{\bar G_{Np+1}} - H_{\bar G}\right)}{(M h_{fg})_{ave,W}}$$

* تذکر و میانبر: بخار داغ نسبت به بخار اشباع با همان جزء مولی‌ها دمای بالاتری دارد و گرمای بیشتری نیز در خود ذخیره دارد

یا به عبارتی آنتالپی بیشتری نسبت به حالت اشباعش با همان اجزای مولی دارد. وقتی که وارد سینی N_p ام از بالا می‌شود

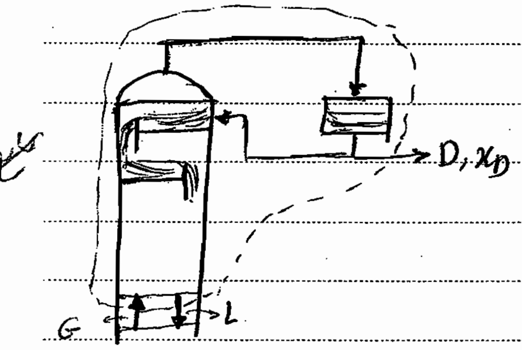
این مقدار آنتالپی ($H_{G_{Np+1}} - H_G$) را از دست می‌دهد و مایع جوش به بخار تبدیل می‌شود. اکنون این بخار اشباع

حاصل از G_{Np+1} شامل همان اجزای بخار داغ است که در تماس با مایع جوش روی سینی مقداری گرما از دست می‌دهد و جزء فرار

از فاز مایع به بخار منتقل می‌شود و اجزای سنگین که گرما از دست داده از فاز بخار اشباع وارد مایع می‌شوند

ولی این تبادل جرم بین اجزای فرار مایع و سنگین بخار اشباع به گونه‌ای است که فرض M.T ارضا می‌شود.

* بررسی مایع برگشتی سرد *



[illegible]

مایع برگشتی را که به داخل ستون می‌ترکاند ممکن است مایع سرد

باشد. مایع سرد در شرایط زیر اتفاق می‌افتد:

$G = L + D$

۱- کندانسور کامل باشد و مایع خروجی از کندانسور از ابتدا مایع سرد باشد.

۲- کندانسور کامل باشد و مایع خروجی مایع جوش باشد ولی در حین انتقال به ستون به مایع سرد تبدیل شود.

۳- کندانسور جزئی باشد، مایع خروجی از ابتدا سرد باشد و یا ابتدا جوش و در حین انتقال به مایع سرد تبدیل شود.

اگر مایع برگشتی به داخل ستون سرد باشد برای تبدیل شدن به مایع جوش با همان درصد مولی اجزاء نیاز به حرارت

Subject:
Year. Month. Date. ( )

دارد و باید مقداری گرما بگیرد. چرا که مایع روی سینی ها باید به صورت مایع جوش باشد بنابراین کل این گرما را از بخار ورودی به سینی اول جذب می کند و باعث کندانس شدن مقداری از بخار ورودی به سینی اول می شود. اکنون که به صورت مایع جوش درآمد عمل انتقال جرم با بخار را انجام می دهد. پس در طی این فرآیند به خاطر کندانس شدن کمی از بخار تغییراتی در دبی مایع و بخار ایجاد می شود بطوریکه: $G_1 < G_2$

R از تعریف کلاسیک ما سوا شده

بطور کلی با درنظر گرفتن شرایط M.T می توان گفت که $L_1 > L_0$

در بخش بالایی ستون (بالای خوراک ورودی) $L = L_1 = L_2 = L_3 = L_4 \ldots = L_{F-1} > L_0$

$G = G_F = G_{F-1} = \ldots = G_3 = G_2 > G_1$

اکنون معادله خط عمل را در این شرایط می یابیم

موازنه کلی جرم

$$G = L + D$$

$$yG = xL + x_D D \qquad y = \left(\frac{L}{G}\right)x + \left(\frac{D}{G}\right)x_D$$

در این حالت نسبت مایع برگشتی R' را به اینصورت $R' = \frac{L}{D}$ تعریف می کنیم بطوریکه $L > L_0$

پس $R' > R = \frac{L_0}{D}$

$$y = \left(\frac{R'}{R'+1}\right)x + \frac{x_D}{(R'+1)}$$

$\forall x = x_D \Rightarrow y = x_D$

در نتیجه خط عمل بالای برج از نقطه $\left|\begin{matrix} x_D \\ x_D \end{matrix}\right.$ با شیب $\frac{R'}{R'+1}$ به نقطه $\left|\begin{matrix} 0 \\ \frac{x_D}{R'+1} \end{matrix}\right.$ وصل می شود.

محاسبه مقدار بخار کندانس شده:

$$\dot{Q} = L_0 M_{ave} C_{L0}(T_{bL0} - T_{L0})$$

کل توان حرارتی که نیاز است تا مایع برگشتی برسد

به مایع جوشی با حرارت اضافه شده تبدیل بشود. این حرارت از طریق کندانس شدن بخار ورودی به سینی اول تأمین می‌شود.

$$q = \dot{m}(h_{fg} M_{ave})_{G_2} \rightarrow$$ حرارتی که بخار اشباع از دست می‌دهد.

دبی مولی

$$\dot{m} = \frac{\overset{\uparrow}{L_0}(M_{ave} \cdot C_{L0}(T_{bL0} - T_{L0}))}{(M h_{fg})_{ave.G_2}} \rightarrow$$ کل بخاری که به مایع تبدیل شده و به مایع برگشتی اضافه می‌شود

به دلیل نداشتن اطلاعات بخار ورودی به سینی اول یعنی G_2 از اطلاعات بخار ~~(G2)~~ خروجی از سینی اول (G_1) استفاده می‌کنیم

$$(M_{ave}\cancel{B} \cdot h_{fg})_{G_1} = (M_{ave} \cdot h_{fg})_{ave.D}$$ اگر کندانسور کامل باشد. ← کندانسور کامل

پس کل مایع خروجی از سینی اول:

$$L = L_0 + \frac{L_0 M_{ave} \cdot C_{L0}(T_{bL0} - T_{L0})}{(M \cdot h_{fg})_{ave.D}}$$

تذکر مهم: D مایع جوشی کندانس شده بخار G_1 است که همان اجزاء G_1 را دارد و صرفاً فاز آن تغییر می‌یابد. $D = G_1$

✓✓✓ $R' = \left(\frac{L}{D}\right)$

مایع سرد ← $\uparrow L$ ، $R<R$ ← شیب خط عمل ↓ ← N_p کمتر

Subject:

Year. Month. Date. ( )

سؤال مهم: آیا استفاده از بخار مستقیم و (بخار داغ) از پایین ستون و مایع برگشتی سرد در بالای ستون ما را در ناحیه safe side قرار می‌دهد یا نه؟ آیا باعث افزایش تعداد سینی‌های می‌شود؟

وقتی که از مایع برگشتی سرد استفاده می‌کنیم L افزایش می‌یابد $R<R'$ می‌شود پس شیب خط عمل بالای ستون زیاد شده به $x=y$ نزدیک می‌شود پس تعداد مراحل حتماً کم می‌شود. در مورد بخار داغ HFG_2 را داریم و به جای آن از HFG_1 استفاده می‌کنیم که $HFG_1<HFG_2$ است و در این شرایط ما بزرگتر می‌شود و تعداد مراحل بیشتر کم شود. اکنون اگر نسبت به جایی که HFG_2 داشته باشیم تعداد مراحل خیلی کم نشود ما در ناحیه safe side هستیم.

* با توجه به خطوط عمل بالا و پایین ستون همواره در طول ستون $y>x$ است.

* یک سؤال مهم و جالب:

در مسائل معمولی که به روش MT حل می‌کردیم x_D و x_W را داشتیم و نهایتاً تحت شرایطی تعداد مراحل و یا تعداد سینی‌ها را یافتیم

ریبویلر و کندانسور جزئی

ریبویلر

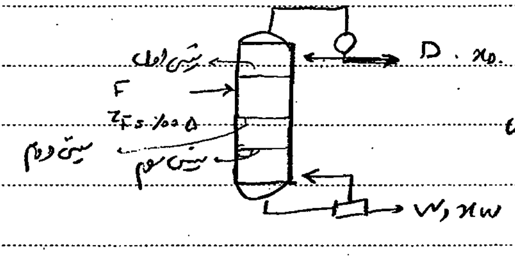
(2 یا 1) - مراحل = تعداد سینی   اکنون ممکن است تعداد سینی‌ها داده شود و از ما x_W و x_D خواسته شود. در این صورت

با نوشتن بیلان کلی حول ستون رابطه بین x_D و x_W را می‌یابیم یعنی

$D+W=F$

$Dx_D+W.x_W=F.Z_F$

و با حدس در خطوط عمل می‌گیریم تا اینکه به تعداد مراحل مورد نظر برسیم. $(2 \text{ یا } 1) + \text{سینی} = \text{مراحل}$

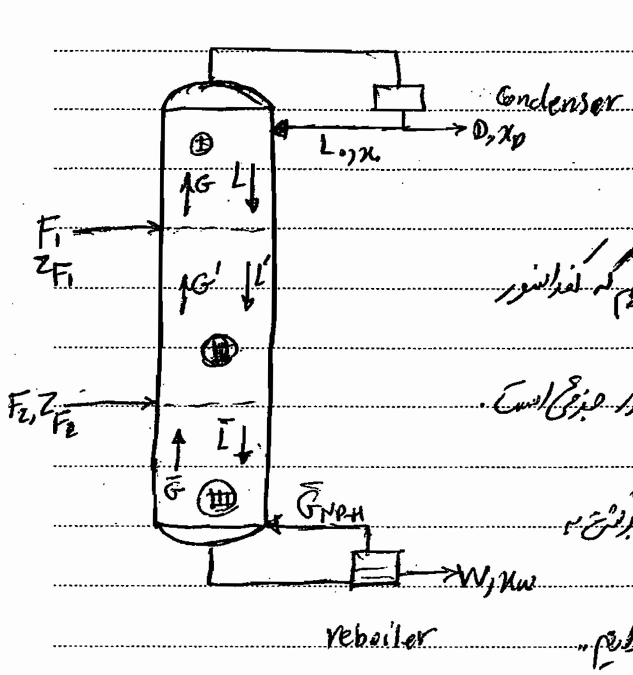


ستونی با سه سینی داریم که مایع برگشتی ۳ مول به ازای هر مول محصول تقطیر می‌باشد و مقدار بخار تولید شده در ریبویلر ۲ مول به ازای هر مول خوراک است. خوراک که مخلوط اشباع بوده، بین سینی اول و دوم وارد می‌شود. کندانسور کامل است.

x_D و x_W را بیابید

به نام خدا

ـ بررسی ستونی با دو خوراک F_1 و F_2



ـ نحوه‌ی دستیابی به تعداد مراحل:

تذکر مهم: اگر در مورد کندانسور چیزی گفته نشود فرض می‌کنیم که کندانسور به صورت کامل عمل می‌کند. مگر اینکه گفته شود که کندانسور جزئی است.

شرایط کنونی ستون: کندانسور کامل است. مایع برگشتی به صورت مایع جوش می‌باشد و در پایین ستون ریبویلر داریم.

اگر مایع برگشتی سرد باشد باید از کار مستقیم استفاده کنیم همچون یک جلسه قبل عمل می‌کنیم.

الف) رسم منحنی تعادلی $x-y$

ب) رسم خط عمل بالای ستون $y=(\frac{R}{R+1})x+(\frac{1}{R+1})x_D$ از نقطه‌ی $\begin{vmatrix}x_D\\x_D\end{vmatrix}$ با شیب $\frac{R}{R+1}$

پ) رسم خط خوراک I از نقطه‌ی $\begin{vmatrix}z_{F_1}\\z_{F_1}\end{vmatrix}$ با شیب $(\frac{q_1}{q_1-1})$ و قطع دادن آن با خط عمل منطقه‌ی (I)

ت) رسم خط عمل منطقه‌ی II با شیب $(\frac{L'}{G'})$ از نقطه‌ی برخورد خط عمل (I) و (q_1) اکنون L' و G' را این‌گونه حساب می‌کنیم:

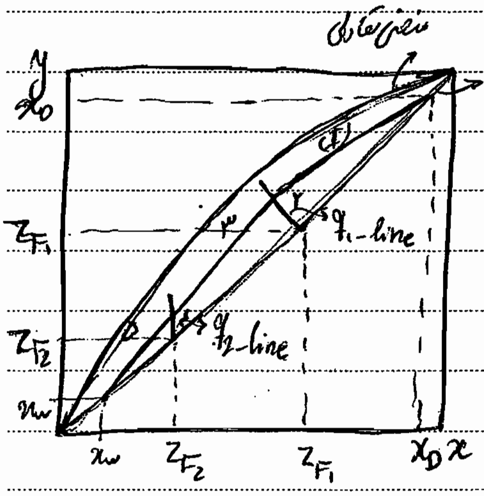
$L'-L=q_1F_1$, $G'-G=(q_1-1)F_1$

ث) رسم خط خوراک (II)، q_2-line با شیب $(\frac{q_2}{q_2-1})$ و قطع دادن آن با خط عمل منطقه‌ی (II) از نقطه‌ی $\begin{vmatrix}z_{F_2}\\z_{F_2}\end{vmatrix}$

ج) رسم خط عمل پایین (منطقهٔ III) با شیب $(\frac{L}{G})$ البته از نقطهٔ $\frac{x_w}{x_w}|$ به محل برخورد خط خوراک ۲

II) و خط عمل منطقهٔ II وصل می‌کنیم در نتیجه خط عمل پایین ستون بدست می‌آید.

شکل نهایی نمودارهای بالا:



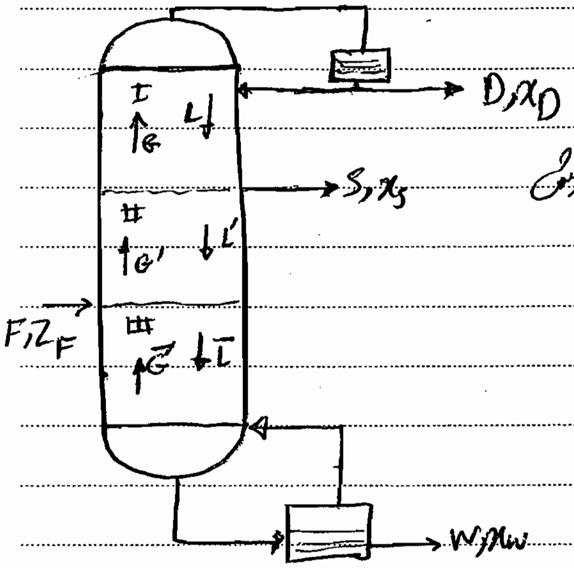
۱) خط عمل منطقهٔ I (بالای ستون) با شیب $(\frac{R}{R+1})$

۲) خط خوراک I با شیب $\frac{q_1}{q_1-1}$

۳) خط عمل منطقهٔ II با شیب $\frac{L'}{G'}$

۴) خط خوراک (II) با شیب $\frac{q_2}{q_2-1}$

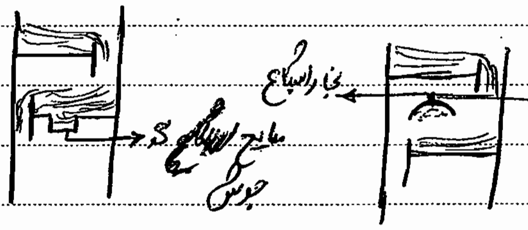
۵) خط عمل پایین ستون (منطقهٔ III)



۲) بررسی ستون با محصول جانبی:

محصول جانبی S از سینی (m) به صورت مایع جوشان

یا بخار اشباع گرفته می‌شود یعنی:



اگر S بخار اشباع باشد $G' = G + S_{Vaper}$ اگر S مایع جوشان باشد $\Rightarrow G' = G$, $L' = L - S_{Liquid}$

خط عمل شیب

$$\frac{L'}{G'} = \frac{L-S}{G}$$

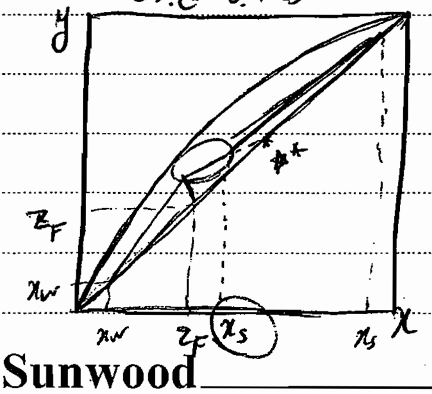
شیب خط عمل

$$\frac{L'}{G'} = \frac{L}{G+S}$$

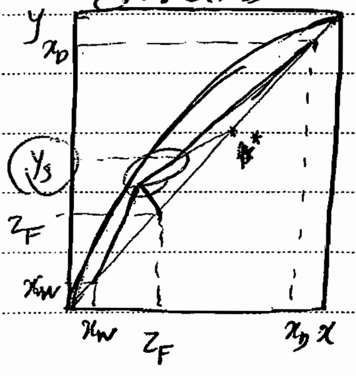
— دستیابی به تعداد مراحل:

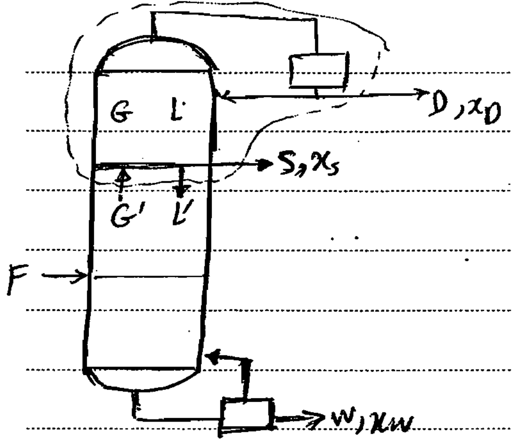
الف) رسم منحنی تعادل. ب) رسم خط عمل بالا (منطقه I) از نقطه $\begin{vmatrix}x_D\\x_D\end{vmatrix}$ با شیب $\frac{R}{R+1}$ و امتداد آن به نقطه $\left|\begin{matrix}0\\\frac{x_D}{R+1}\end{matrix}\right.$ ج) رسم خط عمل منطقه II با شیب $\frac{L'}{G'}$. اکنون دو حالت پیش می‌آید: ① اگر محصول جانبی مایع جوش باشد آنگاه $G'=G$ و $L'=L-S$، خط عمل II با شیب $\frac{L-S}{G}=\frac{L'}{G'}$ از نقطه x_S روی خط عمل بالا رسم می‌شود. اگر محصول جانبی مایع جوش باشد آنگاه خط I در II تقاطع $x=x_S$ مشترک‌اند و خط عمل II با شیبی از مختصات مایع جوش رسم شود. ② اگر محصول جانبی بخار اشباع باشد آنگاه $L'=L$ ، $G'=G+S_V$ و خط عمل II با شیب $\frac{L}{G+S}=\frac{L'}{G'}$ رسم می‌شود. برای بخار اشباع جانبی ما y_S را داریم و این y_S همان جزء مولی بخار ورودی به سینی دوم است. پس روی خط عمل منطقه I نقطه $y=y_S$ را پیدا کرده و خطی با شیب $\frac{L'}{G'}$ رسم می‌کنیم. د) رسم خط خوراک (q) از نقطه $\begin{vmatrix}z_F\\z_F\end{vmatrix}$ با شیب $(\frac{q}{q-1})$ و تقاطع آن با خط عمل منطقه II. هـ) رسم خط عمل منطقه III از نقطه $\begin{vmatrix}x_W\\x_W\end{vmatrix}$ به محل برخورد خط خوراک با خط عمل منطقه II

محصول جانبی مایع جوش



محصول جانبی بخار اشباع





خط عمل منطقه II #

$$G' = L' + S + D$$

$$y G' = L' x + S x_S + D x_D$$

$$y = \left(\frac{L'}{G'}\right) x + \frac{S x_S + D x_D}{G'}$$

✓ $x = x_S \Rightarrow \boxed{y = \left(\frac{L-S}{G}\right) x_S + \frac{S x_S + D x_D}{G}}$ این خط از نقطهٔ $x = x_S$ رسم می شود که

که اگر S مایع [illegible]

$$y = \frac{L x_S - \cancel{S x_S} + \cancel{S x_S} + D x_D}{G} = \frac{L x_S + D x_D}{G}$$

مختصات ابتدای خط عمل منطقه II #

$$\left| \begin{array}{l} x_S \\ \frac{L x_S + D x_D}{G} \end{array} \right.$$

$$\text{if } y = x \Rightarrow y\left(1 - \frac{L-S}{G}\right) = \frac{S x_S + D x_D}{G}$$

$$y \left(\frac{\overset{G - L'}{G+S-L}}{G}\right) = \frac{\overset{S x_S}{\cancel{\quad}} + D x_D}{\cancel{G}}$$

$$✓\ \underbrace{y = x = \frac{S x_S + D x_D}{S + D}}$$ = مختصات نقطهٔ ★ در شکل صفحهٔ قبل.

$$✓\ y = x = \frac{S y_S + D x_D}{S + D}$$ اگر S : بخار اشباع باشد

S : مایع اشباع

Subject:

Year ۸۷ Month ۲ Date ۱ ( )

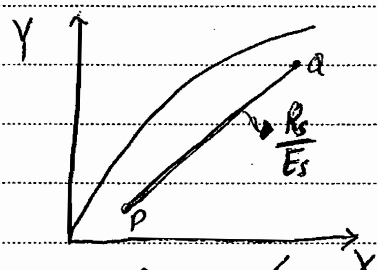
بنام خدا

روش پانچون - ساواریت Panchon - Savariet (P.S)

مقدمه: روش پانچون - ساواریت بر مبنای بیلان آنتالپی استوار است همچون روش M.T از روش P.S نیز برای دستیابی به تعداد مراحل ایده‌آل و در نهایت دستیابی به ارتفاع ستون استفاده می‌شود. در این روش نیاز به داده‌های تجربی آنتالپی دیگر ارتباط تعادلی داریم تا بتوانیم نمودار H-x,y و x,y را رسم نماییم. در این روش می‌توان آنتالپی مایع جوش و بخار اشباع را روی سینی‌های مختلف در طول ستون بدست آورد. با استفاده از این روش می‌توان چک کرد که آیا دبی مولی مایع و گاز در طول ستون ثابت باقی می‌ماند یا خیر و اینکه آیا روش M.T روش مناسبی است یا نه؟

بررسی تفاوت دو روش M.T و P.S از طریق اطلاعات انتقال جرم

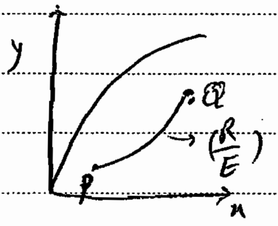
در فصل ۷ انتقال جرم دیدیم که اگر یک ستون با جریان‌های معادل و غیرهمسو داشته باشیم آنگاه منحنی عملیاتی X-Y [illegible]



خطی با شیب $\frac{R_s}{E_s}$ می‌باشد یعنی:

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

اگر منحنی تعادلی برحسب x و y تعادلی رسم شود آنگاه خط عملیاتی ستون که در این فضا تبدیل به یک منحنی می‌شود یعنی:



تذکر: اکنون اگر در طول ستون دبی ثابت باشد یعنی

$R_1 = R_2 = R_3 \ldots\ldots = R$

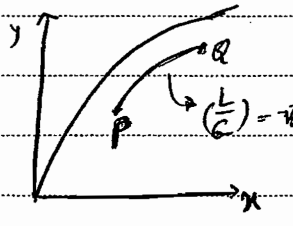
$E_1 = E_2 = E_3 \ldots\ldots = E$

آنگاه منحنی عملیاتی به خط عملیاتی تبدیل می‌شود و این یعنی همان روش M.T که فرض می‌کند دبی ثابت باشد و در نتیجه یک خط عملیاتی خواهیم داشت.

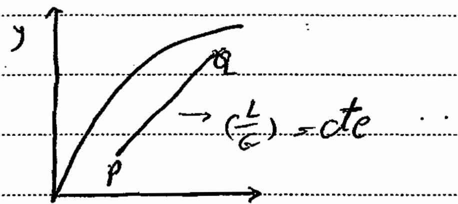
M.T
↓
دبی ثابت
R، E
↓
منحنی
↓
تبدیل
خط

Sunwood

درحالیکه با [illegible] کند که ثابت نباشد. پس به جای خط عملیاتی منحنی عملیاتی خواهیم داشت.



(P.S)



M.T

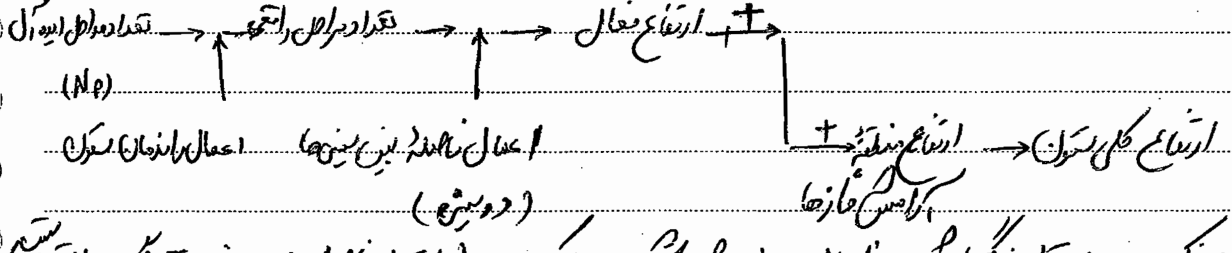
** پس تفاوت این دو روش را می توان از منحنی تعادل و خطوط عملیاتی (M.T) یا منحنی های عملیاتی (P.S) جستجو کرد.

$$(P.S):\quad y_{n+1}=\overset{\text{تغییر}}{\left(\frac{L_n}{G_{n+1}}\right)}x_n+\frac{Dx_D}{G}\qquad \left(\frac{L_n}{G_{n+1}}\right)=\text{متغیر است}$$

$$M.T:\quad y_{n+1}=\left(\frac{L}{G}\right)x_n+\frac{Dx_D}{G}\qquad \frac{L_n}{G_{n+1}}=\frac{L}{G}\ \text{ثابت است}$$

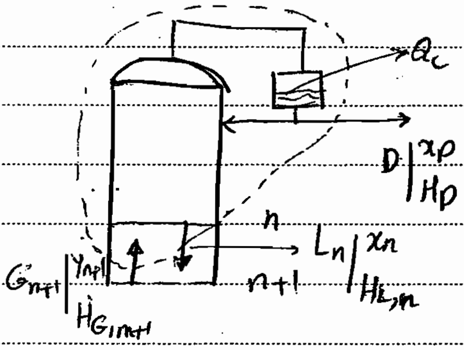
هدف اصلی در روش P.S

همچون روش M.T، هدف اصلی این روش دستیابی به تعداد مراحل ایده آل (Np) می باشد ولی یک مشکل عمده بعداً پیش می آید و آن هم راندمان ستون است که با اعمال آن می خواهیم ارتفاع ستون را بدست آوریم و دستیابی به راندمان ستون نیاز به کار تجربی و آزمایشگاهی دقیق دارد.



** نکته: هرچه قطر برج بزرگتر باشد فاصله دو سینی بیشتر می شود و برعکس. (کمترین فاصله بین دو سینی تقریباً ۱۵/ متر است)

منحنی عمل بالای ستون:



بیلان کلی $G_{n+1} = L_n + D$

بیلان جزئی $y_{n+1}G_{n+1} = L_n x_n + D x_D \qquad D = G_{n+1} - L_n$

$$y_{n+1}G_{n+1} = L_n x_n + x_D(G_{n+1} - L_n)$$

$$① \quad \frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} = \frac{L_n}{G_{n+1}} = \frac{\text{دبی مایع خروجی هر سینی (n)}}{\text{دبی گاز ورودی به همان سینی (n+1)}}$$

G_{n+1}: دبی گاز خروجی از سینی n+1 ام یا ورودی به سینی n ام

بیلان آنتالپی: $Q_c + DH_D + L_nH_{L,n} = H_{G,n+1} \cdot G_{n+1}$

بجای D از بیلان کلی معادلش را می‌گذاریم، پس:

$$Q_c + L_nH_{L,n} + (G_{n+1} - L_n)H_D = G_{n+1}H_{G,n+1}$$

$$G_{n+1}H_{G,n+1} = L_nH_{L,n} + \underbrace{(G_{n+1} - L_n)}_{D}\underbrace{\left(H_D + \frac{Q_c}{D}\right)}_{Q'_c}$$

$$② \quad \frac{Q'_c - H_{G,n+1}}{Q'_c - H_{L,n}} = \frac{L_n}{G_{n+1}} \qquad Q'_c = \frac{Q_c}{D} + H_D$$

$$① = ② \quad \frac{Q'_c - H_{G,n+1}}{x_D - y_{n+1}} = \frac{Q'_c - H_{L,n}}{x_D - x_n}$$

Subject:..

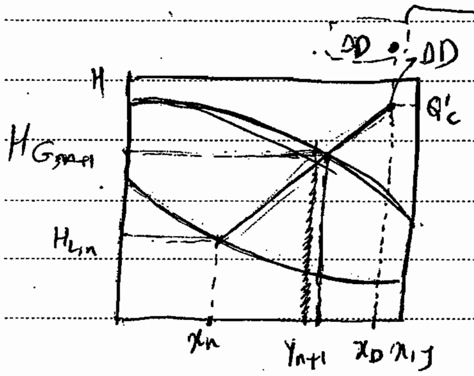
Year.............. Month.............. Date..............( )

** مطابق با قانون اهرم ها سه نقطهٔ $L_n \left| \begin{matrix} x_n \\ H_{L_n} \end{matrix} \right.$ ، $G_{n+1} \left| \begin{matrix} y_{n+1} \\ H_{G_{n+1}} \end{matrix} \right.$ ، $\Delta D \left| \begin{matrix} x_D \\ Q'_c \end{matrix} \right.$ روی یک خط قرار می گیرند.

مایع خروجی — بخار اشباع — نقطهٔ تفاضل

* تمام صحبتهای انجام شده و مطالب بدست آمده فرض در مورد هر سینی قابل قبول است، سپس به این ترتیب می توان [redacted] منحنی های عملیاتی را یافت

در روش پانچون نیاز داریم به اطلاعات تعادلی x ، y ، H_L ، H_G که به ما داده می گردد. با رسم منحنی تعادلی $H\text{-}xy$ روش را ادامه می دهیم

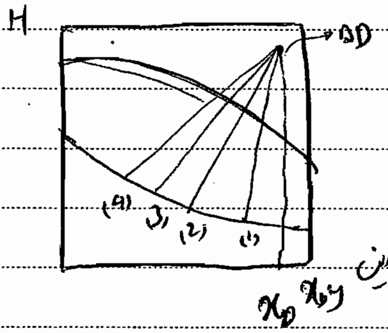


تذکر: نقطهٔ ΔD می تواند خارج از محدودهٔ منحنی های تعادلی قرار بگیرد.

* اگر بتوانیم مختصات نقطهٔ تفاضل $\Delta D \left| \begin{matrix} x_D \\ Q'_c \end{matrix} \right.$ را به صورت

$$Q'_c = H_D + \frac{Q_c}{D}$$

مشخص کنیم و از این نقطه خطوط دلخواهی رسم کنیم به طوریکه منحنی های مایع خروجی و بخار اشباع را قطع کند (در نمودار $H\text{-}xy$) می توان مختصات جزء مولی در مناطق مختلف ستون بدست آورد.



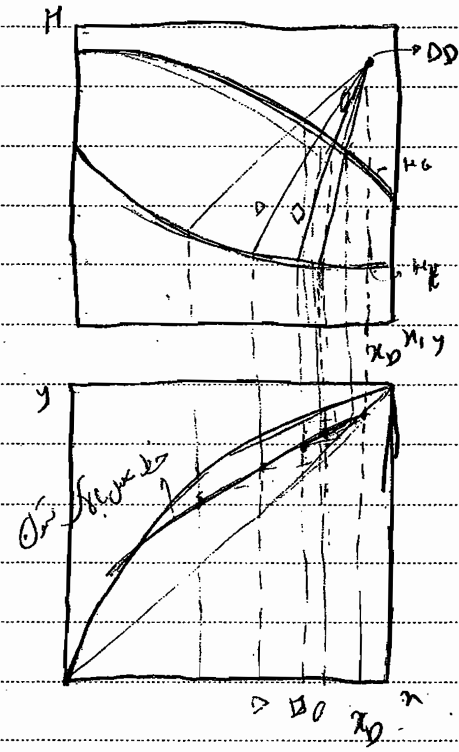
با رسم خطوط (1) ، (2) ، (3) ، ... ، (n) می توان نقاط $\left| \begin{matrix} x \\ y \end{matrix} \right.$ منحنی عملیاتی [redacted] را بدست آورد که نشان دهندهٔ مایع خروجی از [redacted] نقاط خروجی از هر سینی است و علاوه بر کمک این و بخار اشباع ورودی به سینی یعنی

نقاط می توان منحنی عملیاتی بالای ستون را رسم کرد.

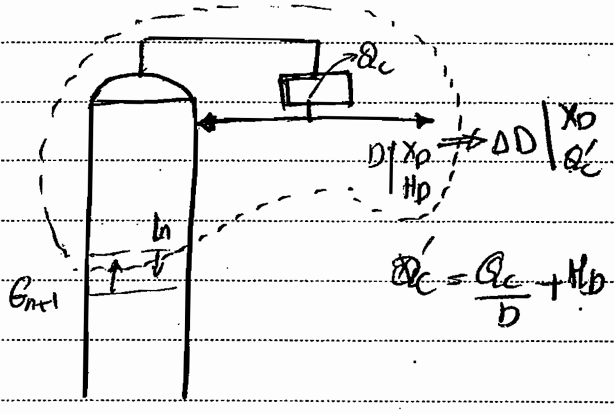
x	y
x_1	y_1
x_2	y_2
x_3	y_3
x_4	y_4

با داشتن نقاط $\left| \begin{matrix} x \\ y \end{matrix} \right.$ روبرو و نقطه یابی روی منحنی تعادلی $x\text{-}y$ (تقریبی) می توان منحنی عملیاتی بالای ستون را رسم کرد.

* روش دیگری نیز برای رسیدن به منحنی عملیاتی بالای ستون نیز هست و آن هم روش ترسیمی است.



= روش ترسیمی =



$$Q'_c = \frac{Q_c}{D} + H_D$$

$$G_{n+1} = L_n + \Delta D$$

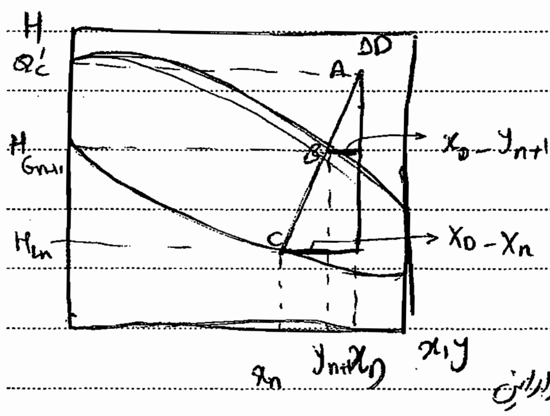
$$\frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} = \frac{L_n}{G_{n+1}}$$

مقدار L_n و G_{n+1} در طول ستون در حال تغییر است ولی تفاضل آنها یعنی ΔD مقداری است ثابت، به همین جهت این تفاضل را که در بر دارنده‌ی حرارتی کندانسور نیز هست به نام نقطه‌ی تفاضل می‌شناسیم.

ثابت

$$\underset{\text{متغیر}}{G_{n+1}} - \underset{\text{متغیر}}{L_n} = \Delta D \rightarrow \text{نقطه تفاضل}$$

* بررسی درستی M.T از طریق روش (P.S.)



$$\frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} = \frac{AB}{AC} = \frac{Q'_c - H_{G,n+1}}{Q'_c - H_{L,n}} = \frac{L_n}{G_{n+1}}$$

اکنون با خط‌کش مقادیر AB و AC را اندازه‌گیری می‌کنیم و بدین ترتیب نسبت $\frac{L_n}{G_{n+1}}$ را می‌یابیم در یک مرحله خاص و با تکرار این

عمل ~~[illegible]~~ رسم خطوط دیگر می‌توان با اندازه‌گیری AC' و AB' مقدار $\frac{L_n}{G_{n+1}}$ را در مقاطع دیگر ستون به‌دست آورد. اگر این مقادیر یکسان باشند می‌توان گفت که جریان مولی فازها در طول ستون تقریباً ثابت بوده و روش M.T صادق است.

Ln و Gn+1 یک نقطه از خط عمل هستند چون بین ~~[illegible]~~ دو سینی می‌باشند. Ln بیانگر جریان خروجی از سینی nام و Gn+1 نیز بیانگر ورودی به سینی nام.

با رسم خطوطی از نقطه‌ی تقاطع ΔD و قطع آن با منحنی‌های Hxy می‌توان x و y روی منحنی عمل را به‌دست آورد که برای نقاط بین سینی‌ها هر چند ممکن است برخی از این نقاط واقعی نباشند ولی برای رسم منحنی عمل نیاز است.

روش P.S هم بر مبنای مولی و هم جرمی قابل حل است ولی روش M.T تنها بر مبنای بیلان ~~[illegible]~~ مولی قابل حل است و نوشته می‌شود.

P.S ← مولی و جرمی
M.T ← مولی

پیوسته افزایی

روش P.S – بررسی موقعیت خوراک ۱. روی تقسیم xy ۲. روی تقسیم Hxy

– بررسی R_{min} ۱. با استفاده از رابطه Underwood ۲. ترسیمی

– بررسی N_{min} ۱. با استفاده از رابطه Fenske ۲. ترسیمی

– ستون با دو خوراک :

– همانطور که از قبل می‌دانیم در روش پانچون نیاز به داده‌های تجربی دقیق x و y و H داریم و تقسیم xy و Hxy را رسم نماییم. پس می‌توان گفت که روش P.S یک روش ترسیمی است.

برای بدست آوردن تعداد مراحل و رسم منحنی های عملیاتی نقطه تفاضل بالا مشخص است (فرض) و با بررسی موقعیت خوراک را بررسی نماییم و نوع خوراک و خط ~~[illegible]~~ تعادل را مشخص نماییم. و از طرفی چون نقطه تفاضل پایین را نداریم با بررسی موقعیت خوراک انرژی بدست می‌آید.

ΔW : پس و Q'_A $Q'_A = H_W - \frac{Q_r}{W}$

(اگر حرارت ریبویلر) Q_r را نداریم پس نقطه تفاضل ΔW نامعلوم است → بررسی موقعیت خوراک الزامی است.

خوراک ورودی به داخل ستون ۵ حالت دارد:

۱. مایع سرد : در این صورت آنتالپی آن را از طریق رابطه $H_F = C_L M_{ave} (T_F - T_0) + \Delta H_S$ بدست می‌آوریم.

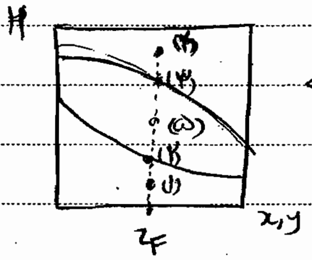
Feed مایع سرد

۲- مایع جوش باشد: در این حالت با داشتن Z_F موقعیت خوراک F روی تقعر Hxy کاملاً مشخص می‌شود

۳- بخار اشباع باشد: در این حالت، نیز با داشتن Z_F و قطع آن با منحنی شبنم موقعیت خوراک F معلوم می‌شود

۴- بخار داغ باشد: در این صورت آنتالپی بخار داغ با رابطه زیر بدست آورده و با داشتن Z_F موقعیت خوراک روی Hxy معلوم می‌شود.

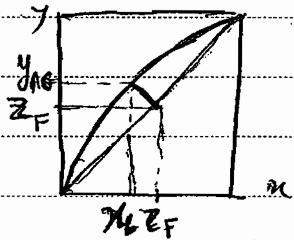
$$H_G = y_A\left[C_{L,A} \cdot M_A(T_G-T_0)+\lambda_A M_A\right]+(1-y_A)\left[C_{L,B} \cdot M_B(T_G-T_0)+\lambda_B \cdot M_B\right]$$



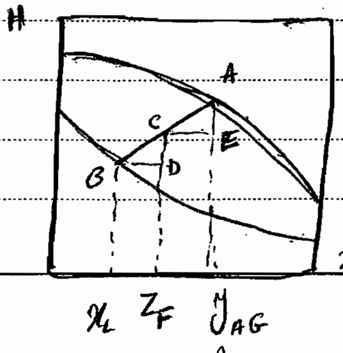
← موقعیت خوراک در شرایط ذکر شده روی تقعر Hxy

۵- مخلوط بخار و مایع: در این حالت موقعیت خوراک بین منحنی مایع جوش و بخار اشباع است در واقع ۵ بین ۲ و 3 می‌باشد. اکنون برای تعیین موقعیت خوراک در این شرایط به چند طریق می‌توان عمل کرد:

الف) منحنی تعادلی x-y را رسم کرده خط خوراک (q) را رسم می‌نماییم. نقاط x_L | y_G مشخص می‌شوند

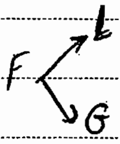


نقاط بدست آمده y_{AG} را با خط Tie روی Hxy به هم وصل کرده و محل برخورد با Z_F نشان دهنده موقعیت خوراک است.



F: مخلوطی است که مایع و بخار را در بر دارد و Z_F کسر مولی کل جزء مورد نظر در مخلوط است و باید توجه کرد که این جزء هم در مایع و هم در بخار حضور دارد. $x_L < Z_F < y_G$

ب: روش ترسیمی: مطابق با قانون اهرم ها خوراک F به دو نقطه L و G روی منحنی HF الم تبدیل می شود یعنی:



$F = L + G$ در این حالت مقدار L و G مشخص است.

$$F z_F = L x_L + G . y_G \rightarrow \frac{z_F - y_G}{z_F - x_L} = \frac{-L}{G}$$

$\frac{z_F - y_G}{z_F - x_L} = \frac{CE}{BD} = \frac{-L}{G} = ✓$ x_L و y_G را روی منحنی HxY به گونه ای تعیین می کنیم که نسبت

برابر شوند. اگر داده های تعادلی معلوم باشد x و y را انتخاب می کنیم و با خط کش CE و BD را اندازه گرفته

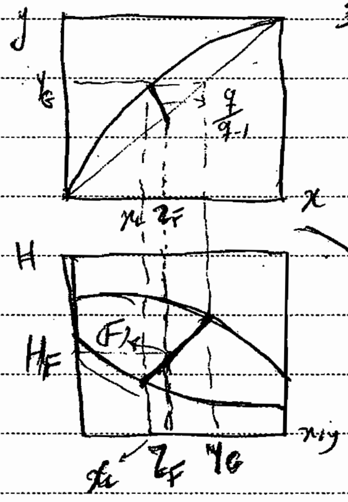
و در این حالت نسبت $\frac{CE}{BD}$ ☐ $\frac{L}{G}$ را مقایسه کنیم. اگر یکسان باشند x_L و y_G درست انتخاب شده اند.

مسئله ضمنی

ج): ترسیمی: x_L: کسر مولی جزء مورد نظر در مایع خوراک (بخش)

y_G: کسر مولی جزء فاصل در بخش بخار خوراک.

توضیح داده شده بعدا گفته است

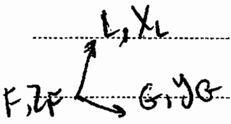


$$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} \qquad 1 - q = \frac{-H_L + H_F}{H_G - H_L}$$

$$\frac{q}{q-1} = \frac{z_F - y_G}{z_F - x_L} = \frac{H_G - H_F}{-H_F + H_L} \quad ①$$

از طرفی

$$F H_F = G H_G + L H_L$$



$$\underline{\frac{H_G - H_F}{H_L - H_F} = \frac{-L}{G}} \Rightarrow \frac{z_F - y_G}{z_F - x_L} = \frac{-L}{G} \quad ②$$

$$\frac{z_F - y_G}{z_F - x_L} = -\frac{L}{G} \Leftarrow z_F = L x_L + y_G . G \quad ③$$

از ①، ② و ③ نتیجه می گیریم که در مخلوط دو فازی جزء مولی جزء فاصل در مایع x_L و در بخار y_G است

دستیابی به تعداد مراحل از روی تصویر xy .

1 رسم منحنی تعادلی xy و Hxy با توجه به داده ها تعادلی

۲ـ دستیابی به نقطه تفاضل بالای ستون . $\Delta_D \left| \begin{array}{l} x_D \\ \frac{Q_c}{D}+H_D=Q'_c \end{array} \right.$ همین جا می توان با رابطه کندانسور را اندازه گیری کرد. یا می توان صحت روش M-T را بررسی کرد.

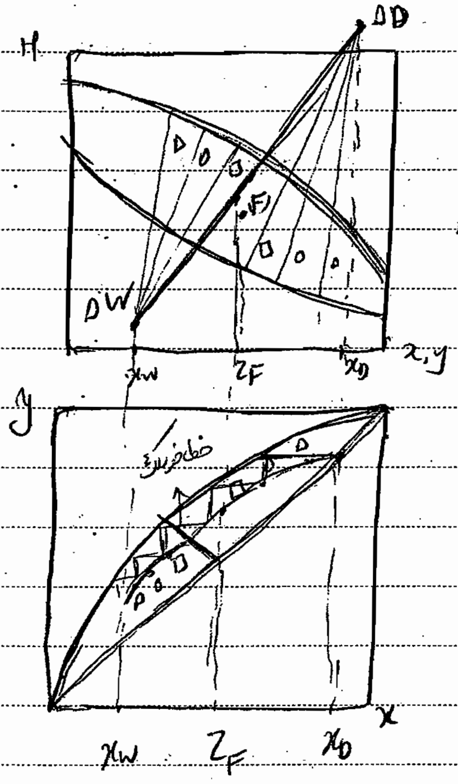
۳ـ دستیابی به موقعیت خوراک : مختصات را می توان آسانی خوراک ورودی را بدست آورد.

۴ـ دستیابی به موقعیت نقطه تفاضل پایین (ΔW) . از نقطه ΔD به (F) وصل کرده و جایی که خط عمودی x_W را قطع کرد نشان دهنده موقعیت ΔW می باشد. هم این جا می توان با رابطه ریبویلر (Q_R) و یا مقدار ΔW را یافت.

۵ـ رسم خطوط دلخواه از سمت راست خط $\Delta D F \Delta W$ و نظیر کردن نقاط تعادلی روی تصویر xy به منظور دستیابی به خط عمل بالای ستون . چند خط را به دلخواه رسم می کنیم.

۶ـ رسم خطوط دلخواه از ΔW و قطع دادن با خطوط های بخار و مایع روی تصویر Hxy و تصویر نقاط تعادلی روی تصویر xy به منظور دستیابی به خط عمل پایین .

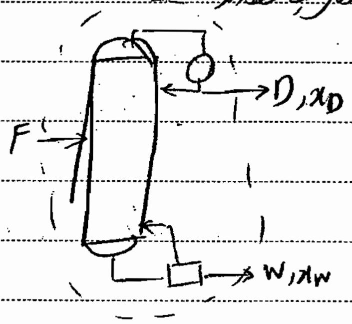
۷ـ رسم خطوط افقی ـ عمودی و دستیابی به منحنی عمل پایین ستون .



بیلان کل ستون

$$\begin{tikzcd} & D \\ F \arrow[ur] \arrow[dr] & \\ & W \end{tikzcd}$$

طبق قانون اهرم ها. نقاط F، ΔW، ΔD
روی یک خط اند



* اگر مخلوط بخار و مایع را به عنوان خوراک در نظر بگیریم که شامل z_F (درصد مولی) جزء فرار باشد این خوراک روی سینی خوراک به

صورت مایع و بخار در حال تعادل از هم جدا میگردد

$$\begin{tikzcd} F, z_F \arrow[r] \arrow[dr] & L, x_L \\ & G, y_G \end{tikzcd}$$

$F z_F = L x_L + G \cdot y_G$ → این x_L و y_G جزء مولی های تعادل روی سینی خوراک (F) می باشند

$F = D + W$

$F H_F + Q_r = W H_W + D H_D + Q_c$

$$F H_F = W\left(H_W - \frac{Q_r}{W}\right) + D\left(H_D + \frac{Q_c}{D}\right) \qquad F H_F = D Q_c' + W Q_r'$$

پس F، ΔD، ΔW روی یک خط اند

* مطلب بسیار مهم: در حالتی که خوراک به صورت مخلوط مایع جوش و بخار اشباع باشد جزء مولی کلی جزء فرار در خوراک Z_F در نظر گرفته می شود. به طور کلی مخلوط ما شامل مقداری مایع و بقیه بخار است یعنی: $F=L+G$

هر جزء مولی مایع x_L و جزء مولی جزء های مورد نظر در بخار y_G است و $FZ_F=Lx_L+Gy_G$

مخلوط بخار و مایع که خوراک را تشکیل می دهند یک مخلوط در حالت تعادل است. (به ترمودینامیک تعادل فازها در مورد اصول مراجعه کنید)

اکنون برای یافتن این x_L و y_G تعادلی می توان خط خوراک را از $\begin{bmatrix} Z_F \\ Z_F \end{bmatrix}$ رسم کرده و با منحنی تعادلی قطع داد هر جا که قطع کرد، x_L و y_G را می دهد. اثبات این مطلب:

$$F=L+G$$

$$FH_F=LH_L+GH_G \qquad FZ_F=Lx_L+G.y_G$$

$$(L+G)H_F=LH_L+GH_G \qquad (L+G)Z_F=Lx_L+Gy_G$$

$$\left.\frac{H_G-H_F}{H_L-H_F}=\frac{-L}{G} \ ① \qquad \frac{y_G-Z_F}{x_L-Z_F}=-\frac{L}{G} \ ②\right\} \Rightarrow$$

$$q=\frac{H_G-H_F}{H_G-H_L} \ , \quad q-1=\frac{H_L-H_F}{H_G-H_L} \Rightarrow \frac{q}{q-1}=\frac{H_G-H_F}{H_L-H_F} \quad ③$$

از ۱ و ۲ و ۳ نتیجه می گیریم که:

$$\underline{\frac{H_G-H_F}{H_G-H_f}=\frac{q}{q-1}=\frac{y_G-Z_F}{x_L-Z_F}}$$

این نتیجه بدین معنی است که $\left|\begin{matrix} x_L \\ y_G \end{matrix}\right.$ روی خط خوراک و منحنی تعادلی است.

$$\underline{\left| y_G=\frac{q}{q-1}x_L-\frac{Z_F}{q-1} \right|}$$

نشاط فدا

«استخراج مایع ـ مایع»

مقدمه: جداسازی عبارتست از تماس دو فاز با یکدیگر و انتقال جزء یا اجزائی از یک فاز به فاز دیگر. که شامل انواع مختلف است:

الف) جداسازی گاز و مایع: عبارتست از جداسازی جزء یا اجزائی از فاز گاز توسط فاز مایع (جذب)

ب) لیچینگ: عبارتست از تماس دو فاز مایع و جامد و انتقال جزء یا اجزائی از فاز جامد به مایع.

ج) Liq-Liq . extraction: جداسازی مایع و مایع یعنی انتقال اجزائی از فاز مایع به فاز دیگر مایع.

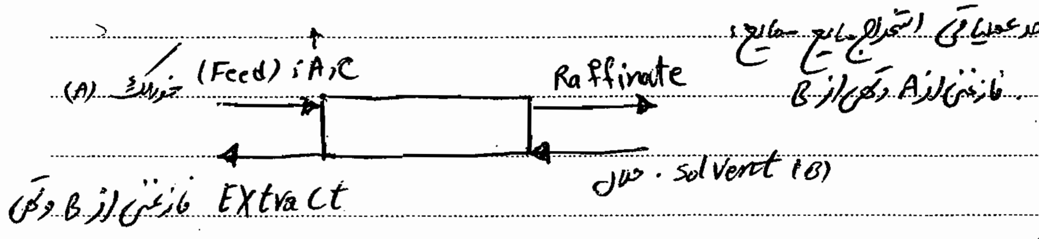
آنچه که ما در این بخش در مورد آن صحبت می کنیم استخراج مایع و مایع یعنی انتقال از یک مایع به مایع دیگر است.

اختلاط دو مایع سه حالت کلی را شامل می شود: ۱. کاملاً قابل امتزاج: دو مایع پس از اینکه روی هم ریخته می شوند به صورت کاملاً یکنواخت در می آید و نمی توان آنها را جداگانه از هم تشخیص داد.

۲. نیمی قابل امتزاج ۳. غیر قابل امتزاج. استخراج مایع ـ مایع در شرایط غیر قابل امتزاج در فصل ۷ جزوه بررسی شده است که موضوع بحث عملیات واحد.

* آنچه تحت عنوان استخراج مایع ـ مایع از آن بحث می شود مربوط به نیمی قابل امتزاج و دو مایع غیر قابل امتزاج است.

شکل کلی واحد عملیاتی استخراج مایع ـ مایع:



A: جزء حل کننده ، Carrier ; C: solute جزء منتقل شده.

معمولاً خوراک که شامل A و C است فاز آبی است و حلال فاز آلی می باشد.

** معمولاً هنگامی از استخراج مایع-مایع استفاده می کنیم که از نظر عملیاتی در استفاده از روش های دیگر محدودیت داشته باشیم و یا اینکه این روش مقرون به صرفه تر باشد.

انتخاب حلال: در انتخاب حلال مناسب جهت جداسازی مایع-مایع عوامل تأثیرگذارند از جمله:

1 selectivity گزینش پذیری:

$$B = \frac{(y_C/x_C)}{(y_A/x_A)} = \left(\frac{y_C}{y_A}\right)\left(\frac{x_A}{x_C}\right)$$

y_A و y_C جزء جرمی اجزاء A و C در extract و x_A و x_C درصد وزنی اجزاء در Raffinate.

حلالی خوب و مناسب است که بتواند یک جزء خاص (C) را جذب کند و جدا نماید و مقدار کمتری از A را در خود وارد کند.

یعنی هرچه y_C بالاتر باشد مطلوب است و به تبع آن x_C نیز کوچکتر شود پس B بزرگ می شود

در طول یک واحد عملیاتی B تغییر می کند در برخی نقاط B بزرگ است و حلال بسیار مناسب بوده و خوب عمل کرده است

و در برخی نقاط B کوچک است یعنی حلال خیلی خوب کار نکرده است.

B در liq liq همچون ضریب فراریت نسبی در سیستم های گاز-مایع تعریف می شود.

۲- ضریب پخش "Distribution Coefficient" $m = \frac{Y_C}{X_C}$ که به

K-value تعریف شده است. هرچه m بزرگتر باشد یعنی C بیشتر در حلال جذب شده و حلال مناسب است.

۳- solvency : بیان کننده‌ی میزان انحلال حلال در خوراک است. هرچه کمتر باشد بهتر است چون دیگر نیازی به جداسازی حلال از فاز Raffinate نیست و مصرف حلال کاهش می‌یابد. اگر solvency زیاد باشد باید حلال را از فاز R جدا کرد و این هزینه‌ها را افزایش می‌دهد.

۴- Recovery : حلال باید به گونه‌ای باشد که بتوان به راحتی آن را از فاز E جدا کرد و بازیابی نمود و دوباره وارد فاز solvent نمود. هر قدر حلال راحت‌تر و بهتر بازیابی شود بهتر است و در این صورت میزان مصرف حلال کاهش می‌یابد.

۵- availibility : در دسترس بودن: حلال مورد استفاده باید به راحتی در دسترس باشد و بتوان آن را تهیه کرد. وقتی که یک Plant طراحی شود بر مبنای بکارگیری حلال خاص است و اگر حلال نباشد یعنی در دسترس نباشد کل واحد عملیاتی (Plant) از کار افتاده می‌خوابد.

۶- قیمت: در صنایع استراتژیک در دسترس بودن حلال مهم‌تر از قیمت آن است.

۷- سمیت ۸- اشتعال پذیری ۹- اختلاف دانسیته ۱۰- کشش بین سطحی

* هرچه اختلاف دانسیته بیشتر باشد بهتر است:

(۱۰) کشش بین سطحی: بیانگر نیروی جاذبه‌ی بین مولکولی و نیروهای بین مولکولی در یک مایع است: هرچه کشش بین

سطحی بیشتر باشد مولکولهای مایع کمتر شکسته می‌شوند و میل به اتلاف بیشتر می‌شود و بیشتر اتلاف رخ می‌دهد.

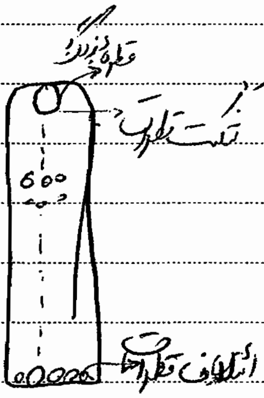
* اگر کشش بین سطحی حلال کم باشد مولکولهای حلال خیلی شکسته می‌شود و ریز می‌شوند قطره‌های حلال خیلی پراکنده می‌شود

* در بستر کبیره سیال‌ها و این ممکن است باعث طغیان و تغییر جهت انتقال جرم شود که این نامطلوب است

پس درصد کشش بین سطحی بیشتر باشد بهتر است ولی کشش زیاد باعث می‌شود که شکست مولکولی خیلی کاهش یابد و بدین ترتیب سطح انتقال جرم و میزان انتقال جرم نیز کم شود.

نتیجه: σ بزرگتر باشد شکست مشکل و اتلاف راحتتر است زیرا size قطرات بزرگتر است

اکنون این سوال پیش می‌آید که شکست بهتر است یا اتلاف؟ شکست فایده بیشتری دارد از جمله اینکه سطح انتقال جرم را افزایش می‌دهد باعث افزایش تلاطم و توربولانس می‌شود پس میزان انتقال جرم افزایش می‌یابد ولی اگر پدیده شکست خیلی رخ دهد قطرات بیش از اندازه کوچک می‌شوند و توانایی حرکت رو به پایین (بالا) را ندارند و همراه فاز مداوم به بالا حرکت داده می‌شوند و بدین ترتیب محصول نامطلوب بوده و درصد خلوص آن کاهش می‌یابد.



واحدهای عملیاتی استخراج مایع - مایع

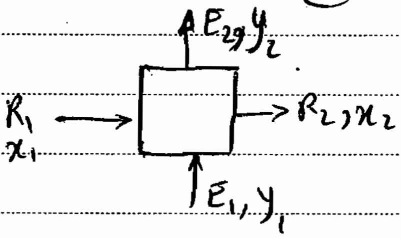
واحدهای عملیاتی دو گونه اند: مرحله‌ای و دیفرانسیلی . و

واحدهای دیفرانسیلی عبارتند از: Packed - RDC (دیسک گردنده) - SPry (پاشنده)

واحدهای مرحله‌ای عبارتند از: میکسر ستلرها ، سینی دار (ناودانی)

- بررسی واحدهای عملیاتی استخراج مایع - مایع برای دو فاز غیر قابل امتزاج.

a. یک مرحله متقاطع.

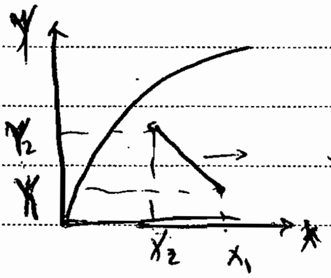


$$R_s = R_1(1-x_1) = R_2(1-x_2)$$

$$E_s = E_1(1-y_1) = E_2(1-y_2)$$

$$R_s x_1 + E_1 y_1 = R_2 x_2 + E_2 y_2$$

$$-R_s(X_2 - X_1) = E_s(Y_2 - Y_1) \Rightarrow \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} = \frac{-R_s}{E_s}$$ خط عملیاتی داریم.

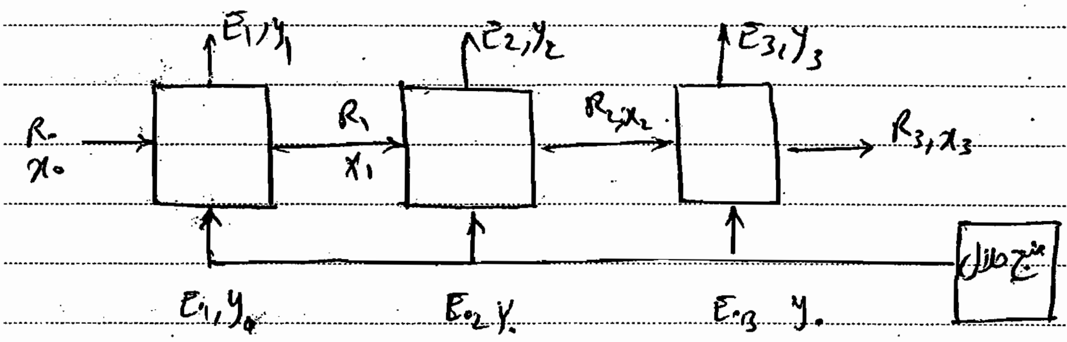


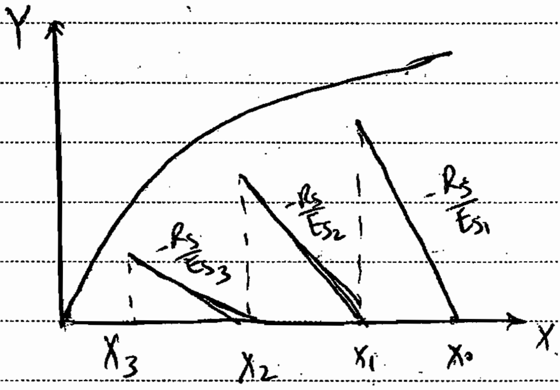
انتقال جرم از فاز R به E رخ داده است.

شیب $= -\frac{R_s}{E_s}$

خط عملیاتی واحد باید بیانگر تغییرات غلظت در طول واحد باشد.

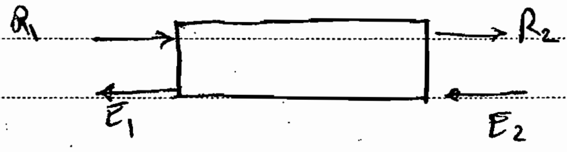
b) سیستم چند مراحل متقاطع. (مسیر جریانها، که هر مسیر جریان یکدیگر را متقاطع می‌باشد)





شیب خط عملیاتی هر مرحله $-\frac{R_s}{E_{si}}$ می‌باشد.

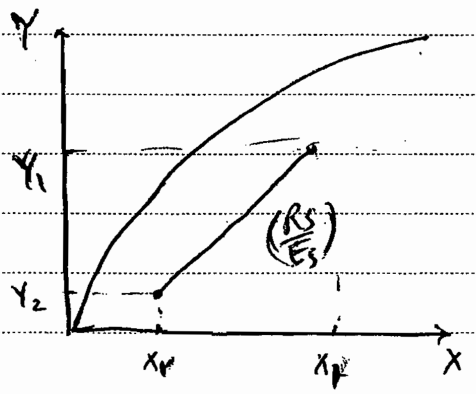
c) یک مرحله‌ای موازی غیر همسو: این را معمولاً [illegible]
extra [illegible] بکار می‌رود



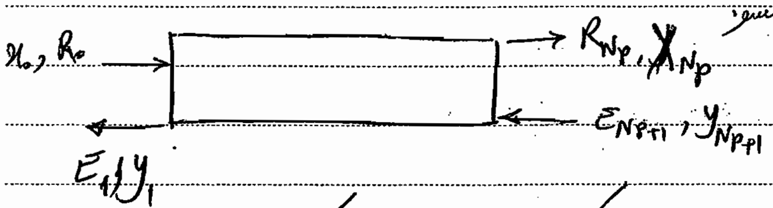
$$R_1+E_2=R_2+E_1$$

$$R_sX_1+E_sY_2=R_sX_2+E_sY_1 \qquad R_s(X_2-X_1)=E_s(Y_2-Y_1)$$

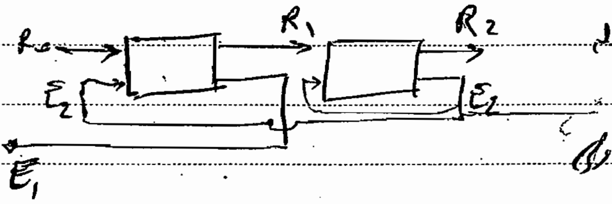
$$\frac{Y_2-Y_1}{X_2-X_1}=\frac{R_s}{E_s}$$



د) مجموعه مراحل موازی غیر همسو



در مجموعه مراحل غیر همسو و موازی، هر مرحله در اصل یک مرحله‌ٔ متقاطع است که به صورت همسو و موازی نشان داده می‌شود. شیب خط عمل هر مرحله به صورت $\frac{Y_{i+1}-Y_i}{X_{i+1}-X_i} = \frac{-R_s}{E_s}$ برابر است و خط عمل کلی متفاوت است؛



$$R_0 X_0 + E_{Np+1} Y_{Np+1} = R_{Np} X_{Np} + E_1 Y_1$$

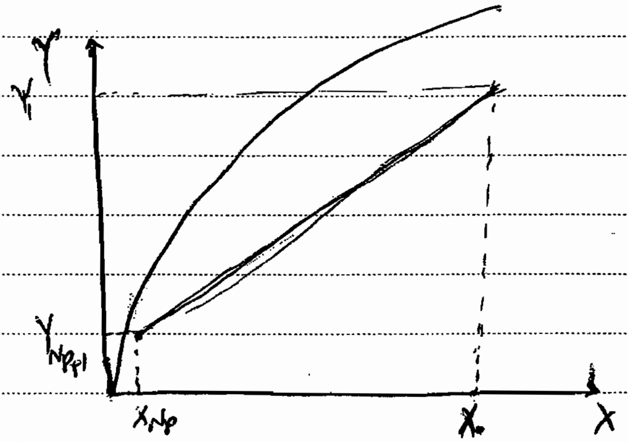
انتقال جزء از R به E داریم پس

$$R_s X_0 + E_s Y_{Np+1} = R_s X_{Np} + E_s Y_1$$

$$X_0 > X_{Np}, \quad Y_{Np+1} < Y_1$$

$$R_s (X_0 - X_{Np}) = E_s (Y_1 - Y_{Np+1})$$

$$\frac{Y_1 - Y_{Np+1}}{X_0 - X_{Np}} = \frac{R_s}{E_s} \rightarrow$$ منحنی خط عمل کلی ستون ***



دیاگرام تعادل مثلثی :

فرض کنید یک سیستم تولوئن (C) ، اسید استیک (B) و آب (A) را داشته باشیم مقادیری از این سه ماده را مخلوط کرده

خوب به هم می‌زنیم. سپس سیستم را رها کرده تا دو فاز که از هم جدا هستند تشکیل شود. اکنون در هر یک از فازها می‌توان

درصد اجزاء را یافت. این نقاط یک نقطه تعادل است که دو فاز جدا و در حال تعادل تشکیل شده بود.

فاز غنی از A (ماده آبی) را Raffinate و فاز غنی از B (آلی) را extract گوییم.

Raffinate			Extract		
A	B	C	A	B	C
/۹۱	/۰۲	/۰۷	/۵	/۹	/۰۵
/۸۷	/۰۳	/۱	/۰۷	/۸۵	/۰۸
׀	׀	׀	׀	׀	׀
׀	׀	׀	׀	׀	׀
/۴۲	/۳	/۲۸	/۴۲	/۳	/۲۸

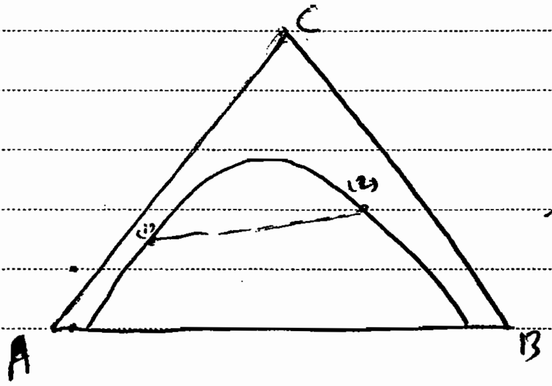
غلظت اجزاء فاز E را با y_A و y_B و y_C

نشان می‌دهیم و غلظت اجزاء در

فاز R را با x_A و x_B و x_C

نشان می‌دهیم. C جزء منتقل شونده

بین دو فاز می‌باشد.



هر خط tie که نقاط (1) و (2) را به هم وصل می‌کند

نشانگر یک نقطه تعادل است.

* نکته مهم: جهت میان‌یابی از منحنی (یعنی یافتن y و x ها) بایستی ابتدا یک منحنی تعادلی با اینها رسم کرد

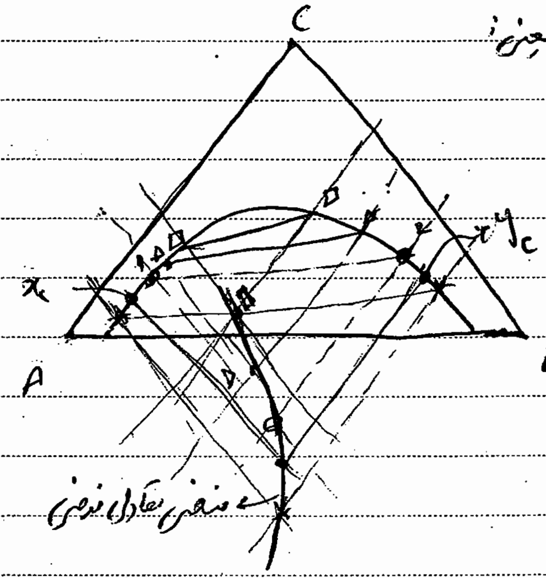
با کمک این رسم میان یابی در منحنی شکل را انجام داد یعنی:

از نقطه‌ی ۵، ۱۱ خطی موازی با BC رسم می‌کنیم و سپس

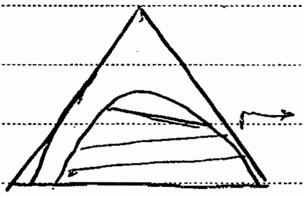
از نقطه‌ی ۲ نیز یک خط موازی ضلع AC

رسم می‌کنیم محل تلاقی این خطوط نشان دهنده‌ی

نقطه‌ی ۵ متناظر با tie line عبوری از 1-2



می‌باشد. اکنون برای تعیین y_c متناظر با x_c مورد نظر ابتدا از x_c خطی موازی BC رسم کرده تا منحنی تعادلی فرضی را قطع کند و از این نقطه خطی موازی AC رسم می‌کنیم تا منحنی مثلثی را قطع کند. این محل نشان دهنده‌ی y_c است.



این حالت از نمودار تعادلی مثلثی مانند آزئوتروپ است

بدین ترتیب که ابتدا y_cها بزرگترند سپس x_cها از y_cها بزرگتر می‌شوند.

Subject:

Year. ۸۷ Month. ۲ Date. ۲۴

دنباله فوا »

«تصویر تعادلی مثلثی» داده‌های تعادلی سیستم کلروبنزن (B) - پیریدین (C) - آب (A) را در نظر بگیریم.

اکنون با توجه به این داده‌های تعادلی

بعضی سوالات مطرح می‌شوند که

بعضی از آنها پرداخته شده است:

	R			E		
	A	B	C	B	A	C
○	۹۹٫۹۲	٪۸	۰	۹۹٫۹۵	٪۰۵	۰
□	۹۴٫۸۲	٪۱۶	۵٫۰۲	۸۸٫۲۸	٪۶۷	۱۱٫۰۵
△	۸۸٫۷۱	٪۲۴	۱۱٫۰۵	۷۹٫۹	۱٫۱۵	۱۸٫۹۵
	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮
*	۳۲٫۰۵	۱٫۸۵	۳۶٫۱۰	۶۵٫۵۸	۳٫۸۵	۳۱٫۵۵
⊛	۱۳٫۲	۳۷٫۸	۴۹	۳۷٫۱۸	۱۳٫۲	۴۹

مقادیر ... و ... دقیقاً مشترک شده یعنی منطبق شدند.

$\alpha_{1,} = \frac{\frac{y_c}{x_c}}{y_A/x_A} = \frac{0}{0} * \frac{x_A}{y_A} = \frac{x_A}{y_A}$

۱. کدام یک فاز R و کدام یک فاز E است؟ R فاز غنی از A است رقیق از B است. و E (extract)

معمولاً بالای B دارد که C را در خود حل کرده و مقدار کمی هم A دارد.

* C: جزء منتقل شونده بین دو فاز است ولی A و B نیز در دو فاز نفوذ کرده و انتقال جرم برای آنها نیز وجود دارد

و این اشکال است و هرچه نفوذ B در R (غلظت) کمتر باشد بهتر است در solvent پایین می‌آید.

۲. آیا با توجه به این اطلاعات می‌توان مشخص کرد که کدام یک از فازها پراکنده و دیگری مداوم است؟ تعیین فاز پراکنده بستگی

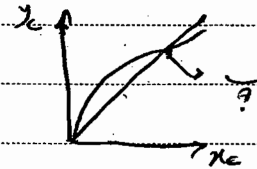
به مکانیسم انتقال جرم و جهت انتقال جرم دارد. انتقال جرم همواره از فاز پراکنده به مداوم صورت می‌گیرد

البته دبی، دانسیته، ملاک و معیار می‌توانند باشند. ولی دلیل اصلی مکانیسم و جهت انتقال جرم است.

۳. در یک ستون کدام یک از بالا به پایین و برعکس حرکت می‌کند؟ این بستگی به دانسیته فازها دارد. هر کدام که

دانسیته کمتری داشته باشد در داخل یک ستون از پایین به بالا حرکت می‌کند.

۴- آیا می‌توان مشخص داد که با یک سیستم‌های مایع-گاز دارای آزئوتروپ است یا نه؟ بله با رسم داده‌های تعادلی x_c بر y_c درست کرد. و از روی آن می‌شد تشخیص داد.



۵- آیا حلال مناسب است یا نه؟ توضیح دهید. برای تعیین اینکه آیا حلال مناسب است یا نه بایستی چطوری عمل کرد؟

از داده‌های تعادلی β را تعریف کرده و مقدار آن را یافت. $\beta = \frac{(y_c/x_c)}{(y_A/x_A)}$ .. β معرف گزینش‌پذیری

ضریب پخش C در حلال

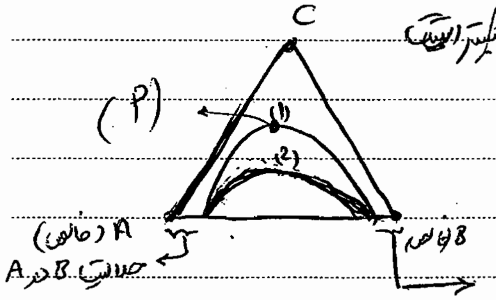
ضریب پخش A در حلال ←

حلال است. هرچه β بزرگتر باشد حلال بهتر است و عملکرد بهتری در طول ستون داشته است. با این تعریف β در بعضی از نقاط ستون ممکن است کم شود و در برخی مقاطع دیگر خیلی بزرگ باشد یعنی در برخی مقاطع عملکرد خوبی نداشته است.

برای داده‌های اول وقتی x_c و y_c صفر مطلق هستند و $y_c/x_c = 1$ در نظر می‌گیریم

⊗	*	△	□	○
۱	۱۹٫۰۳	۱۳۳٫۲۹	۳۰۱۱٫۵	۱۹۹۸

!!! نکته: β را بایستی در محدوده عملیاتی بررسی کنیم چون β تابع محدوده عملیاتی است.



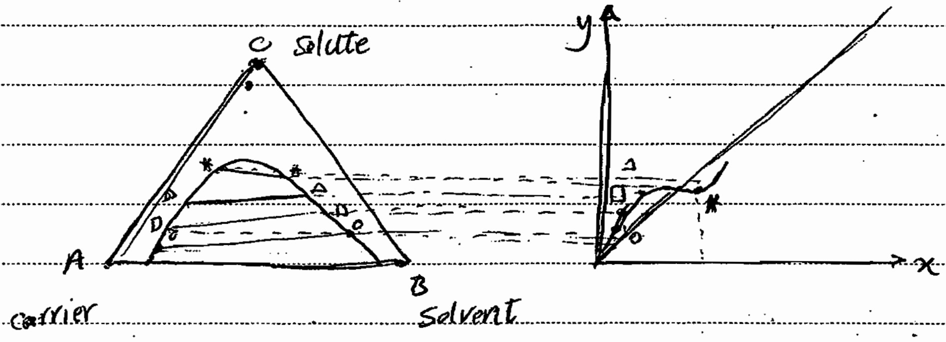
نسبت داده‌های تعادلی. در منحنی تعادلی (1) حلالیت C بیشتر است

نسبت به منحنی تعادل (2)

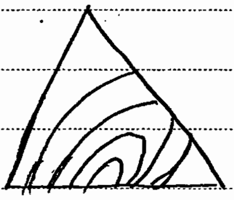
!!! نقطه P: جایی که دو فاز E و R به یکدیگر می‌رسند را Plate Point گوییم و مرز تماس تک فازی و دو فازی است. *

از این نقطه دو فاز کاملاً متعادل و جدا از هم R و E داریم ولی در نقطه Plate دو فاز به یکدیگر می‌رسند و به یک فاز تبدیل می‌شوند یعنی E و R یک محلول همگن را تشکیل می‌دهند.

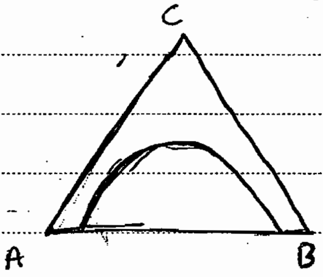
انواع تصاویر تعادلی در extraction: ۱- مثلثی متساوی الاضلاع ۲- تعادلی x_y ۳- رسم تصویر تعادلی مثلثی قائم الزاویه

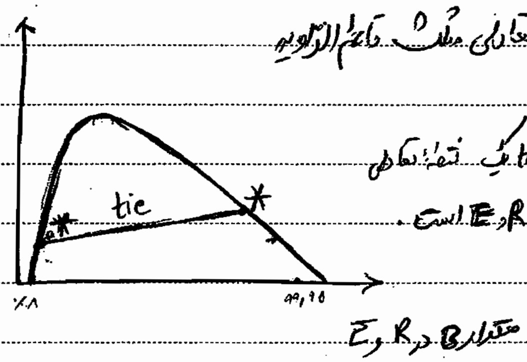


نکته: اگر سیستم دو جزئی نسبی قابل امتزاج باشد تصویر تعادلی به صورت زیر خواهد شد:



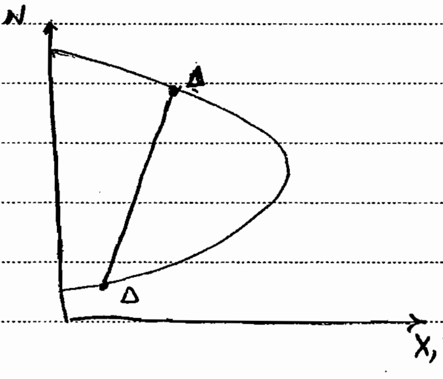
تصویر تعادلی مثلث قائم الزاویه





این خط tie یک نقطه تعادلی بین دو فاز R و E است.

تصویر تعادلی جنیت



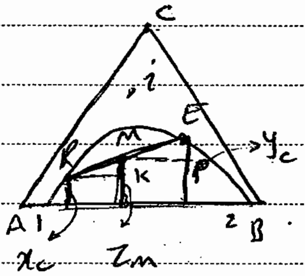
$$X_R = \left(\frac{m_C}{m_C + m_A}\right)_R^{(kg)}$$

$$N_R = \left(\frac{m_B}{m_A + m_C}\right)_R$$

$$Y_E = \left(\frac{M_C}{M_C + M_A}\right)_E \quad , N_E = \left(\frac{M_B}{M_B + M_A}\right)_E$$

نسبت وزنی C در مخلوط عاری از حلال در فاز E

نکته ۱: در مورد مخلوط‌های مایع-مایع نیز قانون اهرم‌ها صادق است. یعنی اینکه اگر مخلوط R را با جزء مولی x_R و مخلوط E با جزء مولی y را با یکدیگر مخلوط کنیم، مخلوطی حاصل می‌شود با جزء مولی Z_m طوری که:



$$\frac{R}{E}=\frac{ME}{Rm}$$

$$R+E=M$$ بیلان کلی

$$R.x+EY=M(Z)$$ بیلان جزئی

$$Rx+Ey=(R+E)Z_m \Rightarrow (Z_m-x)_R=E(y-Z_m)$$

$$\frac{R}{E}=\frac{y_c-Z_m}{Z_m-x_c}=\frac{Ep}{MK}=\frac{ME}{Rm}$$ قانون تشابه مثلث:

پس: $$R*\overline{Rm}=E*\overline{ME}$$

$$✓\ R(Z_m-x_c)=E(y-Z_m)$$

نکته ۲: هر نقطه خارج از منحنی مثلث مثل نقطه‌ی ۱ یک مخلوط همگن و یکنواخت پایدار است و یک فازی است

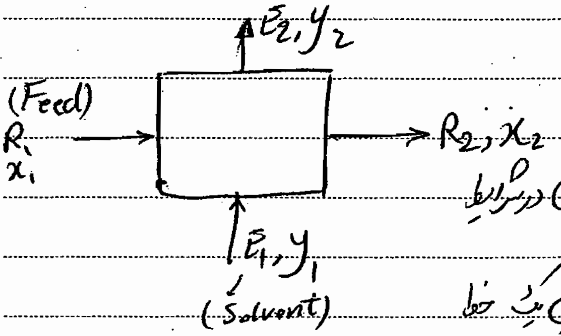
هر نقطه مانند M زیر منحنی نشان می‌دهد یک نقطه‌ی ناپایدار است که سریعاً به دو فاز جداگانه R و E تبدیل می‌شود

پس هر نقطه زیر منحنی ناپایدار و دو فازی است. تمام نقاط روی منحنی 2-R-E-1 حد فاصل بین

تک فازی و دو فازی اند.

واحدهای عملیاتی استخراج مایع و مایع و نحوهٔ حل مسائل:

الف) یک مرحله متقاطع:



فرض می‌کنیم که واحد عملیاتی ایده‌آل است و خروجی‌های آن در شرایط تعادلی اند پس R_2 و E_2 یک نقطهٔ تعادل اند و نقاط انتهای یک خط tie روی منحنی شکل اند. برای حل مسائل ابتدا یکی از منحنی‌های تعادلی را رسم می‌کنیم.

روش حل: 1 رسم نمودار تعادلی مثلثی با توجه به داده‌های تعادلی

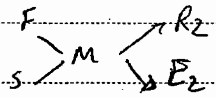
2 تعیین موقعیت خوراک روی خط AC، موقعیت حلال را نیز تعیین می‌کنیم

از مخلوط کردن R_1 (F) خوراک و E_1 (حلال Solvent) در منحنی یک مخلوط جدید حاصل می‌شود (M) که این نقطه معین است که F و S در منحنی مثلثی روی یک خط راست قرار می‌گیرند.

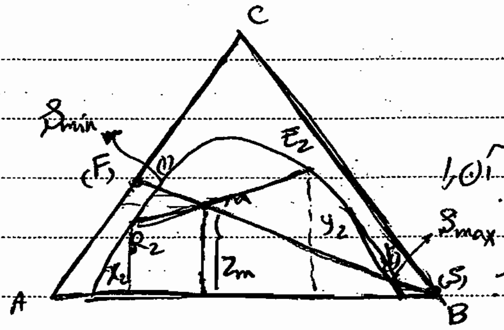
۳- تعیین موقعیت نقطهٔ M بین حلال و خوراک از طریق خود بستگی به Zm

$$Z_m = \frac{F\cdot x_f + S y_s}{F+S} = \frac{R_1 x_1 + E_1 y_1}{R_1 + E_1}$$

۴- رسم خط tie عبوری از M بین F و S.



پس از اختلاط خوراک و حلال با یکدیگر مخلوط M تشکیل می‌شود که خود به E_2 و R_2 تبدیل می‌شود. پس با رسم خط tie عبوری از M می‌توان موقعیت R_2 و E_2 را یافت



منحنی مشخص تعیین کرد.

فرض می‌کنیم که حلال خالص باشد وگرنه بایستی موقعیت آن را

تعیین کرد. خوراک شامل A و جزئی از C می‌باشد

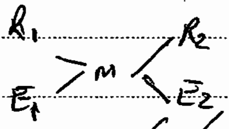
اگر خط tie عبوری از F و S منحنی تعادلی مثلثی را قطع نکند

جداسازی ممکن صورت نمی‌گیرد و یا حلال مناسب نیست و اگر منحنی را قطع کند جداسازی صورت می‌گیرد.

نقطه (1) حداقل مقدار حلال و نقطه (2) حداکثر مقدار حلال را نشان می‌دهد. اگر مقدار حلال از S_{min} کمتر باشد حلال

بطور کامل در خوراک حل شده و سیستم تک فازی می‌شود و اگر حلال از S_{max} هم بیشتر شود خوراک بطور

کامل در حلال حل شده و سیستم تک فازی می‌شود. پس بایستی $S_{min} < S < S_{max}$ انتخاب بشود.

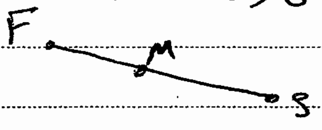


گفتیم که قانون اهرم‌ها در مورد استخراج مایع - مایع نیز صادق است و اثبات کردیم که:

$$\frac{R}{E} = \frac{\overline{ME}}{\overline{RM}}$$

با توجه به همین نتیجه می‌توان گفت که:

$$\begin{tikzcd} F \arrow[r] & M \\ S \arrow[ur] & \end{tikzcd}$$



$$\frac{F}{S} = \frac{\overline{Fm}}{\overline{MS}} \Rightarrow F.\overline{Fm} = S.\overline{MS}$$

$$F.\overline{FM}_1 = S.(\overline{SM})_1 \Rightarrow S_{min} = F * \frac{\overline{Fm_1}}{\overline{MS_1}}$$ کمترین مقدار حلال

$$S_{max} = F.\frac{\overline{Fm_2}}{\overline{MS}}$$ بیشترین مقدار حلال

نیما افشا

در استخراج ۳ فاز ـ ۲ فاز یک تصویر ساده بیان کننده‌ی یک مرحله‌ی منقطع می‌باشد. فرض می‌کنیم که خوراک شربت پیشنهاد به صنعتی یک مخلوط مایع حاوی جزء حل باشد. و ویژگی‌های خوراک اعم مقدار R_1 و x_1 معلوم می‌باشد مقصد داریم توسط یک حلال که مقدارش مشخص نیست جداسازی را انجام دهیم؛ اکنون اولین سؤالی که پیش می‌آید این است که حداقل مقدار حلال چقدر است؟ دوم اینکه مقادیر خروجی چه قدر هستند؟

نحوه‌ی حل: ۱ـ ابتدا نقاط تعادلی مثلثی را رسم می‌کنیم ۲ـ موقعیت F و S را با توجه به x و y تعیین می‌کنیم

خط tie عبوری از F و S را می‌کشیم.

۳ـ حداقل مقدار حلال را همانطور که گفته شد حساب می‌کنیم

حداقل مقدار * ضریب P = مقدار حلال

۴ـ تعیین موقعیت واقعی M.

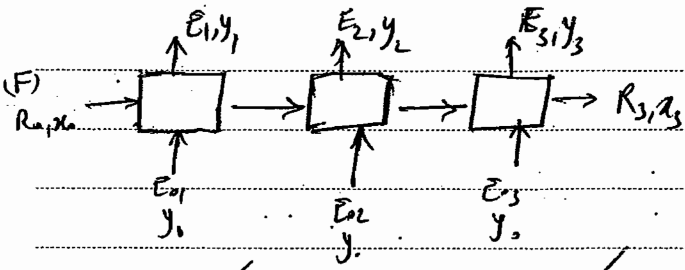
۵ـ رسم خط tie عبوری از M و تعیین R_2 و E_2.

راندمان یک مرحله‌ی منقطع:

$$\text{راندمان} = \frac{X_1 - X_2^{act}}{X_1 - X_2^{ideal}}$$

برای داشتن راندمان می‌توان X_2^{act} واقعی را پیدا کرد و کل آن روی خط AC تعیین کرد و به M وصل نمود و با منحنی مثلثی قطع کرده موقعیت E_2^{act} را تعیین کنیم

مجموعه مراحل متقاطع.



برای حل مسئله ابتدا نمودار تعادلی مثلثی یا قائم الزاویه را رسم می‌کنیم با توجه به داده‌های تعادلی که در صورت مسئله موجود است. در وضعیت خوراک را با توجه به x_F روی نمودار تعادلی نشان می‌دهیم. موقعیت حلال را نیز تعیین می‌کنیم که حلال اگر خالص باشد در نقطهٔ B قرار می‌گیرد و اگر نباشد و مقداری از A و C داشته باشد در نقطه‌ای نزدیک B داخل مثلث محل آن را تعیین می‌کنیم. اگر مقدار حلال مشخص نباشد ابتدا حداقل آن را یافته در یک ضرب نموده مقدار واقعی آن را تعیین می‌کنیم. F را به B وصل کرده و سپس محل M_1 را با توجه به رابطهٔ

$Z_{M_1} = \frac{R_0x_0+E_{01}y_0}{R_0+E_{01}}$ روی خط واصل B به F تعیین می‌کنیم

$M_1 = R_0 + E_{01}$

$Z_{M_1} \cdot M_1 = R_0x_0 + E_{01}y_0$ اکنون فرآورده‌های تعادلی E_1 و R_1 هستند که در واقع روی خط tie عبوری از M_1 هستند. پس با توجه به داده‌های تعادلی و موقعیت M_1 می‌توان tie عبوری از آن را رسم کرد. برای رسم خط tie عبوری از M_1 دو راه وجود دارد. یکی اینکه خطوط tie ای که در کناره‌های یا اطراف نقطهٔ M_1 می‌گذرند را رسم کنیم و بین آنها تقریبی خطی را رسم کنیم که از M_1 بگذرد. دوم اینکه منحنی تعادلی x, y را رسم کنیم. یک نقطه را حدس بزنیم و سپس tie عبوری از این نقطه را روی نمودار تعادلی رسم کنیم این حدس و خطا را آنقدر

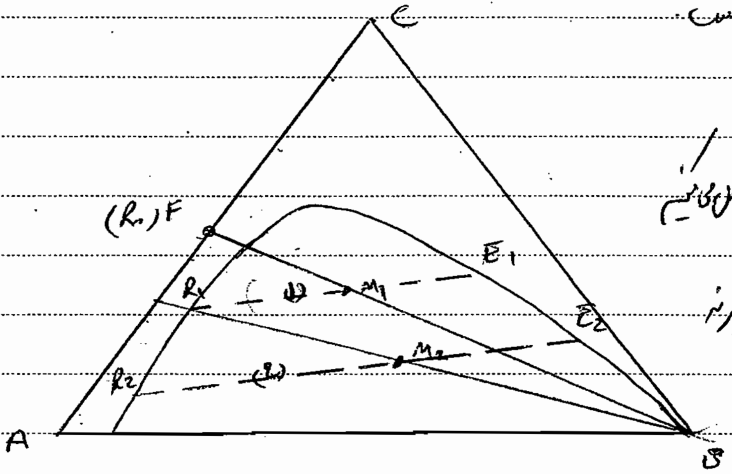
تمرین کنیم که tie حاصل از M_1 بگذرد. این روش طولانی است و برای امتحان توصیه نمی‌شود ولی روش خیلی دقیق جهت تعیین موقعیت R_1 و E_1 می‌باشد.

اکنون با توجه به موقعیت R_1 و E_1 می‌توان x و y را خوانده سپس مقادیر دبی‌های خروجی E_1 و R_1 را تعیین کرد یعنی:

$$\left.\begin{array}{l} z_{M_1} M_1 = R_1 x_1 + E_1 y_1 \\ M_1 = R_1 + E_1 \end{array}\right\} \Rightarrow R_1, E_1 \checkmark$$

خروجی‌های مرحله اول.

حلالیت A در B خیلی کم است.



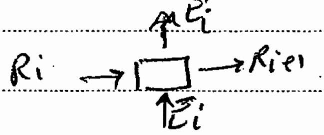
اکنون برای مرحله دوم نیز اینگونه عمل می‌کنیم

با این تفاوت که محل M_2 تغییر می‌کند و فرمول

کلیه روابط مراحل i ام از مرحله دوم از رابطه زیر پیروی می‌کند:

$$z_{M_2} = \frac{R_1 x_1 + E_0 y_0}{R_1 + E_{02}}$$

$$z_{M_i} = \frac{R_i x_i + E_i y_i}{R_i + E_i} \qquad M_i = R_i + E_i$$



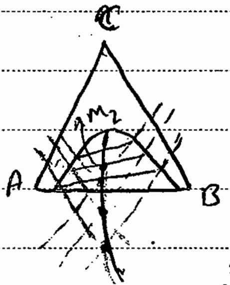
نکته و تذکرات مهم: مرحله دوم خوراک R_1 است که در مرحله اول بدست می‌آید و حلال $E_{0,2}$ است، که با توجه به اطلاعات مسئله موجود است. پس بدین ترتیب می‌توان Z_{m_2} را یافت:

$$Z_{m_2} = \frac{R_1 x_1 + E_{0,2} y_0}{R_1 + E_{0,2}}$$

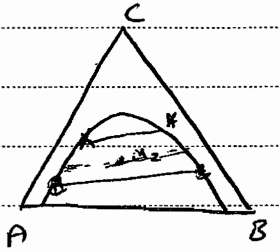
از نقطه R_1 به B وصل می‌کنیم و با توجه به Z_{m_2} محل M_2 را روی خط R_1B تعیین می‌نماییم.

مجدداً به سراغ داده‌های تعادلی رفته و x_2 و y_2 ای را می‌یابیم که خط واصل آنها، tie عبوری از M_2 باشد و بدین ترتیب R_2 و E_2 را می‌یابیم. توضیح رسم خط tie عبوری از M_2 از طریق دو روش:

روش 1: روش استفاده از منحنی y-x که با توجه به خطوط موازی اضلاع مثلث تعیین می‌شود. بدین ترتیب که ابتدا این منحنی را یافته و سپس نقطه روی آن منحنی را برده و محل آن را روی منحنی تعیین می‌کنیم و tie عبوری از آن را رسم می‌کنیم اگر از M_2 عبور کرد همان نقطه مورد نظر ماست. وگرنه این کار را مجدداً تکرار می‌کنیم.



روش 2: با توجه به داده‌های تعادلی دو خط tie عبوری از بالا و پایین (M_2) آن را رسم کرده و بین آنها یک خط tie عبوری به صورت تقریبی و میانگین عبور می‌دهیم که از M_2 بگذرد.



* در حل مسائل مجموعه مراحل متقاطع (مک‌کیب-تیله‌ها) به طور کلی دو سوال اساسی وجود دارد:

۱. مقدار x_N (غلظت نهایی) وجود دارد. می‌خواهیم ببینیم که پس از چند مرحله به این x می‌رسیم. به روش گفته شده در صفحات پیش عمل می‌کنیم تا جایی که x بدست آمده از x_N کوچکتر بشود.

۲- تعداد مراحل را داریم می‌خواهیم x نهایی را پیدا کنیم.

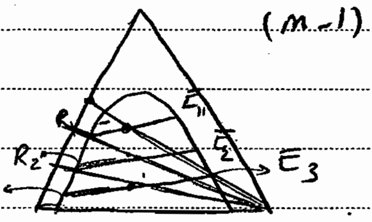
تذکر نهایی: اگر مراحل ایده‌آل نباشند باید در هر مرحله بازده را اعمال کرد و بر اساس مقادیر واقعی در آن مرحله کار کرد، مراحل بعدی را ادامه داد.

(ج.ج. و در حالتی نهایی باشد و پس از n مرحله مقدار نهایی از مقدار مشخص کمتر شد
آیا همچنان اطلاعات صحیح کار کنیم.

*** اگر پس از m مرحله مقدار x_m خروجی از x مشخص کوچکتر باشد باید تعداد مراحل را به صورت زیر بیابیم:

x نهایی مشخص

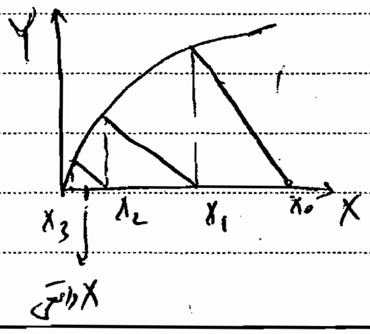
$$(m-1)+\frac{x_{m-1}-x_f}{x_{m-1}-x_m}$$



فرض کنیم که $x_3=\%1$ و x نهایی مثلاً ٪۱۵
$x_2=\%22$
باشد پس تعداد مراحل عبارت است از:

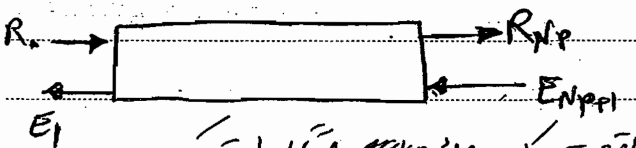
$$2+\frac{\%15-\%1}{\%22-\%15}=2+\frac{\%5}{\%7}\simeq 2.71$$ مراحل ایده‌آل

مثل انتقال جرم عمل می‌کنیم:



$$\text{مراحل}=2+\frac{x-x_2}{x_3-x_2}=2.71$$

* مجموعه مراحل موازی و غیر همسو *



در یک مجموعه موازی و غیر همسو هر مرحله در واقعیت یک مرحله ~~[illegible]~~ متقاطع است که

به صورت موازی و همسو نشان داده می‌شود $x_0 = x_F$, $y_s = y_{N_p+1}$

بیلان کلی:

$$\overset{F}{\bar{R}_0} + \overset{S}{\bar{E}_{N_p+1}} = E_1 + R_{N_p} = M$$

$$F x_f + S x_s = M . Z_m \Rightarrow Z_m = \frac{F . x_F + S . y_s}{F + S}$$

در حالت کلی برای یک مجموعه موازی و غیر همسو بین ورودی‌ها و خروجی‌ها می‌توان از قانون اهرم‌ها استفاده کرد چون M بین F و S و نیز بین R_{N_p} و E_1 می‌باشد.

بیلان جرم برای هر مرحله: $R_{i-1} + E_{i+1} = R_i + E_i$

تعریف نقطه تفاضل P: $R_1 + E_3 = E_2 + R_2 \Rightarrow R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = P$

$$P = R_0 - E_1 = R_{N_p} - E_{N_p+1}$$

طبق قانون اهرم‌ها سه نقطه P و $\overset{(F)}{R_0}$, E_1 و نقاط R_{N_p} , S روی یک خط قرار دارند.

همچنین برای کلیه مراحل دیگر شده مرحله i ام داریم: $P = R_{i-1} - E_i = R_i - E_{i+1}$

* نقطه P مانند نقطه تفاضل در روش پانچون می‌باشد.

ب) نحوه حل مسائل مجموعه مراحل موازی و غیر همسو

۱ـ اولین کار رسم نمودار تعادلی مثلثی است که اطلاعات لازم برای رسم آن موجود است.

* دبی خوراک (F) و R و مقدار جزء منتقل شونده در خوراک (x_F) و نیز x_{Np} و y_{Np+1} (y_s) موجود و جزو اطلاعات مسئله است. (پیمانی داریم با دبی F که شامل x_F٪ (مثلاً ٪٤) جزء خاص است، جهت جداسازی این خوراک با حلالی است به دبی S (که ممکن است نامعلوم باشد) و y_s تا x_{Np}٪ (مثلاً ٪۵) باقی باشد تعداد مراحل را بیابید)

اگر مقدار حلال معلوم نباشد باید ابتدا S_{min} را یافت سپس آن را در ضریبی ضرب کرده تا مقدار واقعی آن را بیابیم.

۲ـ تعیین موقعیت خوراک با توجه به x_F روی خط AC و نیز تعیین موقعیت حلال.

۳ـ از نقطه خوراک (F) به محل حلال (نقطه B) وصل می‌کنیم و موقعیت M را روی خط FB با توجه به رابطه

$$Z_M = \frac{Fx_F + S.y_s}{S+F}$$

مشخص می‌کنیم.

۴ـ محل R_{Np} را با توجه به x_{Np} روی نمودار تعادلی معین می‌کنیم با توجه به قانون اهرم‌ها در رابطه $M=R_{Np}+E_1$ موقعیت E_1 را مشخص می‌کنیم چون M بین R_{Np} و E_1 نیز هست.

۵ـ با توجه به موقعیت E_1 و منحنی y از داده‌های تعادلی x_1 و محل R_1 را تعیین می‌کنیم.

۶ـ خطوط $F-E_1-P$ و $P\,R_{Np}\,E_{Np+1}$ را رسم می‌کنیم تا یکدیگر را قطع کنند. این نقطه بیانگر تفاضل [illegible] است

۷- با توجه به رابطه $P = R_1 - E_2$ در قانون اهرم‌ها R_1 بین P و E_2 است. از P به R_2 وصل کرده ادامه می‌دهیم تا منحنی تعادلی را قطع کند این نقطه E_2 است. از داده‌های تعادلی x_2 متناظر با y_2 را می‌یابیم محل R_2 مشخص می‌شود. مجدد از P به R_2 متصل کرده، ادامه می‌دهیم تا E_3 را تعیین کنیم و همین ترتیب ادامه می‌دهیم. تا x نهایی از x_{Np} کوچکتر شود. بدین ترتیب تعداد مراحل بدست می‌آید

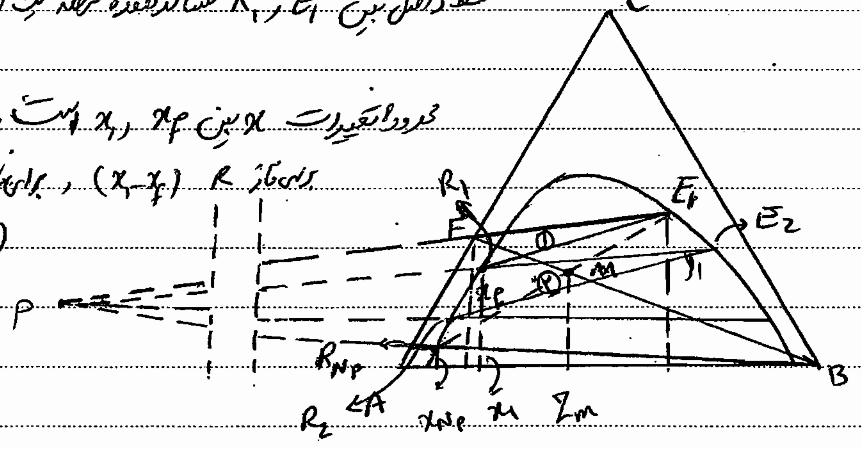
* تذکر: توجه می‌کنیم که خروجی‌های هر مرحله در حال تعادل با یکدیگر باشند یعنی E_1 و R_1 در هر یک tie line اند که روی منحنی $x-y$ یک نقطه را نشان می‌دهند.

* مهم: اگر مقدار خوراک خیلی زیاد باشد جریان تفاضلی از پایین ستون خارج می‌شود و نقطه تفاضلی P سمت چپ مثلث قرار می‌گیرد.

اگر مقدار حلال زیاد باشد جریان تفاضلی از بالا خارج می‌شود و نقطه P سمت راست منحنی تعادلی قرار می‌گیرد.

خط واصل بین E_1 و R_1 نشان‌دهنده مرحله یک است که

محدوده تغییرات x بین x_p و x_1 است. در منطقه عملیاتی
برای تار R (x_1-x_f) و برای تار E بین (y_2, y_1) است



Subject:
Year. Month. Date. ( )

** اگر مقدار حلال زیاد باشد و بیشتر در R زیاد بوده و R_1 و R_2 خیلی بهم نزدیک باشند و از R_{Np} فاصله زیادی داشته باشند

تعداد مراحل افزایش می یابد و در این صورت کار کردن روی منحنی مثلثی مشکل است و در این صورت کار را روی

تصویر x-y انجام می دهیم. در این شرایط فاصله نقاط E_1 و E_2 تا خیلی هم بهم نزدیک می شود.

دستیابی به تعداد مراحل از طریق تصویر تعادلی x-y

ابتدا کار را با تصویر مثلثی شروع می کنیم بدین ترتیب که ابتدا تصویر را رسم کرده و سپس تصویر x-y متناظر آن

را رسم می کنیم و منحنی تعادلی را مشخص می نماییم. سپس روی تصویر مثلثی از F به S وصل کرده و سپس موقع

M را معین می کنیم. از R_{Np} به M وصل کرده و E_1 مشخص می شود. خطوط FE_1P و $R_{Np}E_{Np+1}P$ را رسم کرده

تا نقطه P (محل تقاطع خطوط) حاصل شود. اکنون از P چند خط دلخواه رسم می کنیم تا تصویر را قطع کند
«روی شکل اول»

* با توجه به اینکه نقاط روی منحنی عملیاتی که روبروی هم هستند مربوط به هر مرحله است (مثلاً R_1 و E_2 برای مرحله اول) می توان مختصات

نقاط R_i و E_{i+1} را به تصویر xy منتقل کرده و منحنی عملیاتی را تعیین کرد و سپس با ~~[illegible]~~ روش افقی

- عمودی تعداد مراحل را می یابیم.

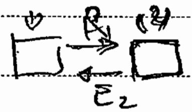
روش دوم روش بهتر برای دستیابی به منحنی عملیاتی کامل است

اگر از نقطه P خطوطی را رسم کنیم که تصویر مثلثی را قطع کند، نقاط تقاطع خطوط دلخواه و تصویر تعادلی مثلثی

نقاط بین سینی های متوالی را نشان می دهد. چون بین دو سینی متوالی نقاط مذکور R_i, E_{i+1}

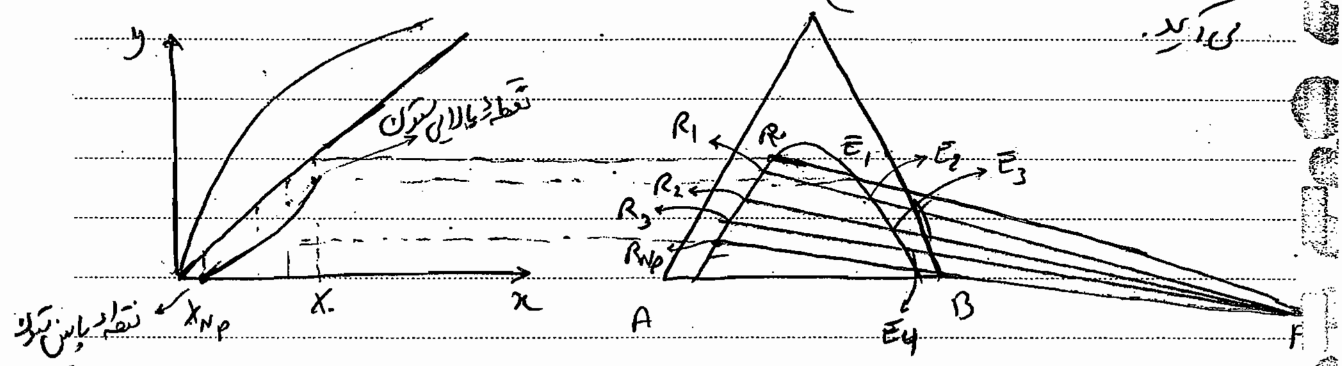
PAPCO

مثلاً برای سینی اول و دوم نقطهٔ میانی انیدو R_1 و E_2 است.



و به همین ترتیب برای سینی های دیگر E_3 و R_2 — E_4 و R_3 و ... و E_{Np+1} و R_{Np}.

مختصات محل تلاقی ها به تصویر xy منتقل می کنیم و به یکدیگر وصل می کنیم. منحنی عملیاتی کل بدست می آید.

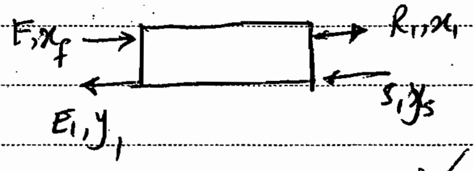


روی منحنی عملیاتی از $\begin{vmatrix} X_0 \\ Y_2 \end{vmatrix}$ به $\begin{vmatrix} X_1 \\ Y_1 \end{vmatrix}$ به کمک تصویر تعادلی می رویم ولی نقاط روی منحنی عملیاتی نقاط میانی سینی ها یعنی R_0 و E_1 + R_1 و E_2 - R_2 و E_3 و ... می باشند. یعنی محل تقاطع خطوط دلخواه و تصویر تعادلی.

برای یافتن ارتفاع ستون از رابطهٔ $Z = HETP \times N_p$ استفاده می کنیم.

به نام خدا

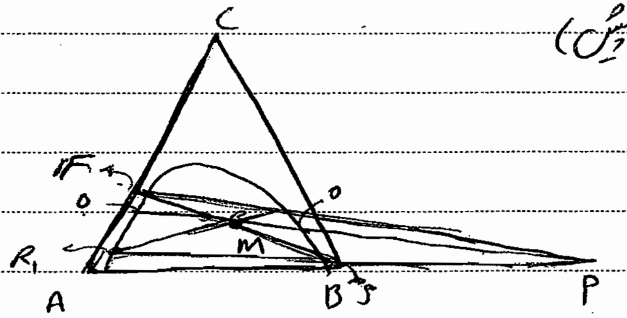
پ) یک مرحله تعادلی و غیر همسو



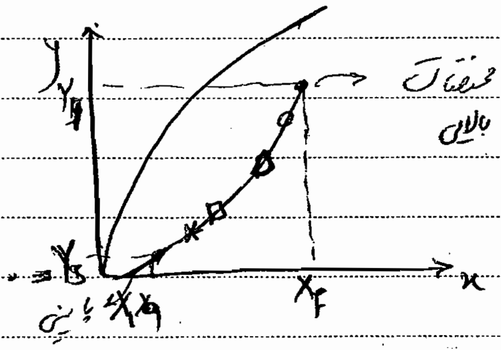
چنانچه P یا دبی F و درصد x_F و x_1 و y_s نیز معلوم اند.

اولین کار رسم منحنی تعادلی مثلثی است که F و حلال را تعیین می‌کنیم

از F به B وصل می‌کنیم و نقطه M را بدست می‌آوریم خط tie عبوری از M و x_1 را رسم کرده که E_1 (y_1)
بدست می‌آید برای تعیین نقطه P خطوط FE_1P و SR_1P را رسم کرده محل تقاطع
P است برای رسم منحنی عملیاتی می‌توان از P چندین خط فرضی رسم کرده که تقاطع آن با منحنی
مثلثی تعادلی فاصله بین نقاط داخل مرحله را نشان می‌دهد. این نقاط را به منحنی xy منتقل کرده منحنی عملیاتی
این مرحله بدست می‌آید (مشابه صفحه پیش)



x	y
o	o
Δ	Δ
□	□
*	*



* دستیابی به حداقل مقدار حلال

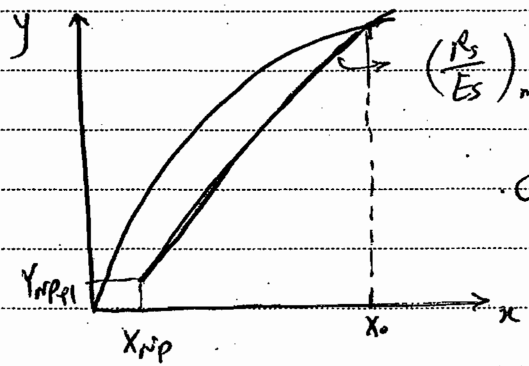
ابتدا تصویر تعادلی مثلثی را رسم می‌کنیم و موقعیت F (x_F)، حلال (y_S) و x_{Np} را معین می‌کنیم

با توجه به این نکته که حداقل حلال جایی است که منحنی تعادلی و خط عملیاتی یکدیگر را قطع می‌کنند باید خط tie را از F عبور دهیم که امتداد آن P را قطع کند، یعنی این جا است که اگر از نقطهٔ P به F وصل کنیم و آن را ادامه دهیم و منحنی مثلثی را قطع کند E_1 بدست می‌آید که این F و E_1 یک نقطه از منحنی عملیاتی است اکنون اگر خط tie رسم کنیم که از F و امتداد P عبور کند این نقطه علاوه بر اینکه یک نقطه از منحنی عملیاتی است یک نقطه از منحنی تعادلی نیز هست و به این ترتیب P_{min} معین و مشخص می‌شود

** برای رسم خط tie عبوری از F می‌توان دو خط tie بالا و پایین آن رسم کرد و به شکل تقریبی خط tie عبوری از F را تعیین کنیم. با مشخص شدن P_{min} و E_{min} می‌توان E_{min} را به R_{Np} وصل کرد و نقطهٔ Z_m^{min} و m_{min} را تعیین کرد و از رابطهٔ مقابل حداقل مقدار حلال S را بدست آورد.

$$Z_{m\,min} = \frac{(F x_F)\; R_0 x_0}{F + S_{min}} \rightarrow S_{min} \checkmark$$

حداقل حلال $* \; \overline{BM}_{min} = F * \overline{FM}_{min}$

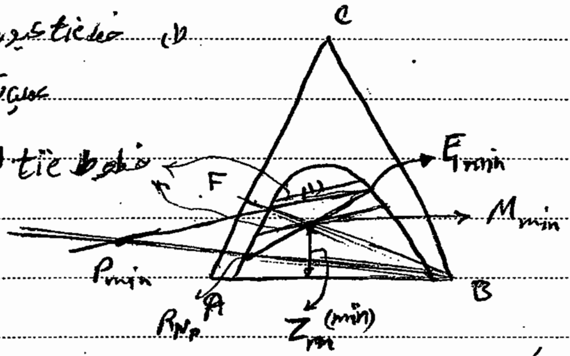


$\left(\frac{R_s}{E_s}\right)_{max} \rightarrow E_{s\,min}$

نقطهٔ مشترک روی منحنی تعادلی و خط عملیاتی است

ط) خط tie عبوری از F و E_{min} است که یک نقطه روی منحنی
عملیاتی نیز هست

خطوط tie اطراف خوراک



۱۱ فصل ۱۰ کتاب ترایبال ۱۱ مسائل 1 و 2 و 3 و 4 و 5

اضافه کنید این مسائل را به سؤالات مذکور

سؤال 3 این مقدار حلال به نسبت می‌آید چند برابر حداقل است؟ این مقدار چه ضریبی از حداکثر حلال است؟
اگر با راندمان 70% کار کند در این صورت چه مقدار حلال نیاز است؟

سؤال 4 اگر از یک مرحله به جای مجموعهٔ مراحل متقاطع استفاده کنیم و مقدار حلال مصرفی در این مرحله

برابر با مجموع حلال مصرفی در سه مرحلهٔ قبل باشد آیا راندمان بهتر می‌شود؟ یا بدتر؟ توجیه کنید

آیا از نظر عملیاتی کار کردن با این داده راحت‌تر است یا مشکل‌تر است؟

مسئله ۵: دستگاه واحد عملیاتی استخراج مایع ـ مایع داریم

روش دیفرانسیلی جهت دستیابی به ⟸ $Z = H_{toG} \cdot N_{toG} = N_{toR} \cdot H_{toR}$

ارتفاع ستون (ستون‌های Packed، spry، و RDC) $Z = HETP \cdot N_P$

↓ روش مرحله‌ای جهت دستیابی به ارتفاع ستون

* منحنی‌های تعادلی فاز

*** دقت کنیم که در یک مرحله متقاطع می‌خواهیم حداقل حلال را بیابیم نقطه M دقیقاً روی منحنی تعادلی قرار نمی‌گیرد چون

اگر ~~[illegible]~~ درست روی منحنی قرار بگیرد آنگاه $F = M_1 = R_1$ و $E_1 = 0$ است و استخراج صورت نمی‌گیرد پس

اگر M_1 روی منحنی تعادلی قرار بگیرد یعنی توان خط عبوری از M_1 پس $M_1 = R_1 + E_1$ و R_1 و E_1 داریم که $R_1 = M_1$ می‌شود و $E_1 = 0$ و حلالی نداریم.

در یک مرحله چنین کمی از منحنی تعادلی قرار گیرد در این حالت حداقل مقدار استخراج ~~[illegible]~~ را خواهیم داشت

یعنی اگر S_{min} باشد آنگاه مقدار استخراج extract حاصل خیلی کم است و E_1 min را خواهیم داشت.

در این حالت
برای تعیین حداکثر S_{max} بیشترین اندازه است و کمترین مقدار پس ماند یا حداقل R را داریم.

پس وقتی که S_{min} باشد بیشترین پس ماند را داریم و ماکزیمم R را داریم چون جداسازی C خیلی کم صورت گرفته است.

و وقتی که S_{max} باشد کمترین پس ماند را داریم و ~~[illegible]~~ مقدار زیادی از C جداسازی می‌شود و خیلی کم از C در پس ماند

باقی می‌ماند. اگر مقدار حلال از S_{max} بیشتر شود کل فاز R را در خود حل می‌کند و اگر از S_{min} کمتر شود حلال

در فاز R حل می‌شود و هیچ جداسازی رخ نمی‌دهد

** هنگام تعیین موقعیت نقاط روی منحنی مثلثی باید دقت کرد که خوراک تنها مخلوطی از A و C است و حلال ندارد.

(هر کدام)
موقعیت F روی ضلع AC است و یا در مثلث قائم الزاویه موقعیت F روی ضلع C و A قرار می‌گیرد پس از مرحله

R_i
برای خواندن x_{Ai} باید از نقطه تعادلی بر ضلع AB عمود کنیم و x_C را بخوانیم چون مخلوطی از A و B و C است.

ب ـ روش ترسیمی

خط $x_D = y_D$ را روی دو مختصات Hxy و xy رسم می‌کنیم. چون y_D و x_0 در حالت تعادل هستند، می‌توان روی منحنی تعادلی این نقطه را یافت و با رسم خطی عمود از این نقطه مقدار L_0 (روی منحنی جوش) و x_0 روی مختصات xy بدست می‌آید. با توجه به رابطه * مقدار R به صورت زیر است.

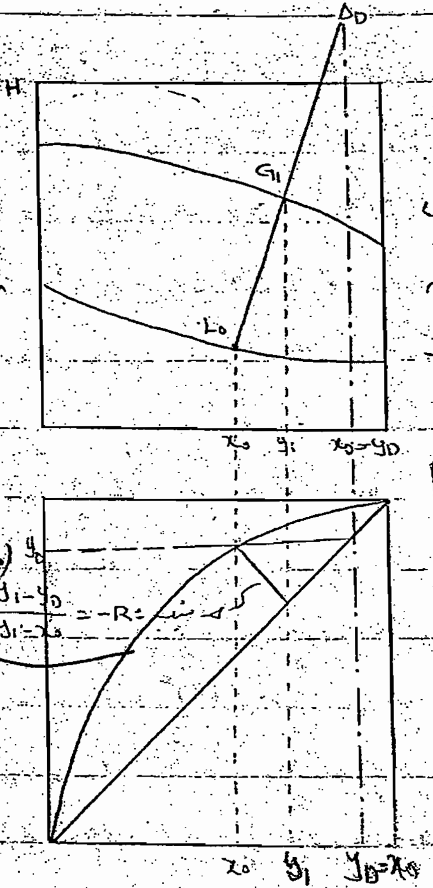
[redacted] ✓ ← $(R+1)y_1 = y_D + Rx_0$

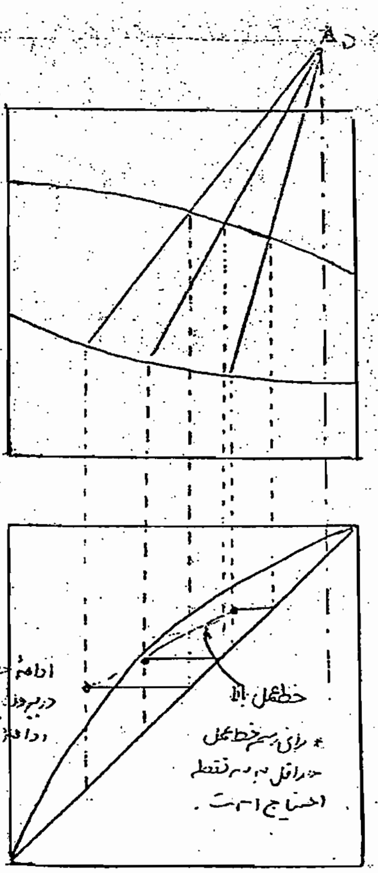
از نقطه تعادلی $\Big|^{x_0}_{y_D}$ خطی با شیب ‎-R رسم کرده تا خط $y = x$ را قطع کند. از این نقطه خطی عمودی رسم کرده تا منحنی بخار اشباع را در G_1 و مختصات xy را در y_1 قطع کند. از نقطه L_0 به G_1 وصل کرده و امتداد می‌دهیم تا خط $x_D = y_D$ را در نقطه Δ_D قطع کند.

اگر نسبت [illegible] بخواهیم R_{min} را تعیین کنیم باید [illegible] را پیدا کنیم چون

$$H_{D_{min}} = R_{min}(H_{G_1} - H_{L_0}) + H_{G_1}$$

$$\frac{y_1 - y_D}{y_1 - x_0} = -R = \text{شیب}$$





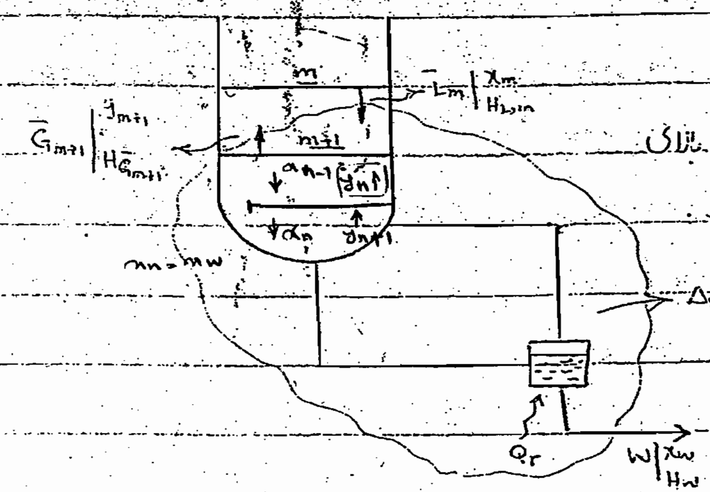
ادامه خط عمل به صورت نقطه‌چین درون منحنی تعادلی است و در ادامه آن خط عمل پایین است

* برای رسم خط عمل حداقل به سه نقطه احتیاج است.

اکنون که نقطه Δ_D بدست آمد، می‌توان با رسم خطوط دلخواه از آن و قطع منحنی‌های جوش و اشباع، نقاط خط عمل بالا را بدست آورده، با انتقال آنها به مختصات xy منحنی عمل بالا را رسم کرد.

به جز نقطه $\Big|^{x_D}_{x_D}$ حداقل به سه نقطه دیگر برای رسم منحنی عمل **بالا نیاز است**. این نقاط ممکن **است** روی خط **توپر عمل بالا** قرار گیرد **و یا روی خط چین عمل بالا** باشند که به این مفهوم است که بعد از نقطه تقاطع خط عمل **بالا با خط عمل پایین قرار گرفته** است.

[redacted]:



در این جا روش کار دقیقاً مشابه نقطه تفاضل بالای ستون است. در ریبویلر جریان Δw با مختصات

$$\Delta_w \,\Big|\, \begin{matrix} x_w \\ Q'_r = H_w - \dfrac{Q_r}{W} \end{matrix}$$

تعریف می کنیم. یک بیلان جرم و یک بیلان آنتالپی به صورت زیر می نویسیم:

$$\boxed{\frac{y_{m+1}-x_w}{x_m-x_w} = \frac{\bar{L}_m}{\bar{G}_{m+1}}}$$

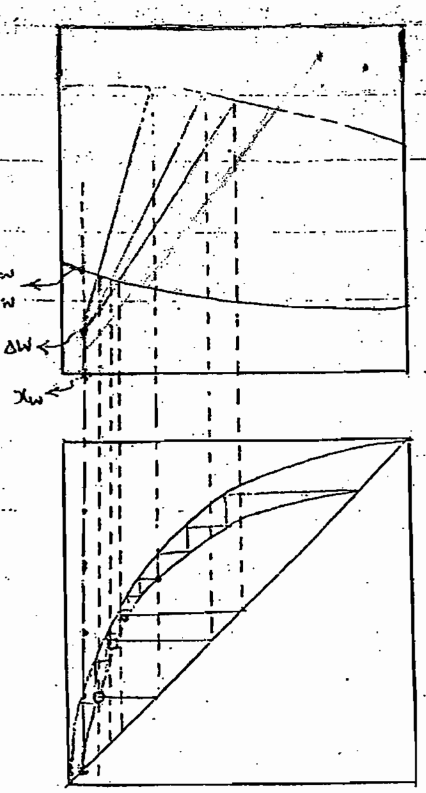
$$\left\{\begin{array}{l} \bar{L}_m = \bar{G}_{m+1} + W \\ \bar{L}_m x_m = \bar{G}_{m+1}\, y_{m+1} + W x_w \\ \bar{L}_m H_{L,m} + \bar{Q}_r = \bar{G}_{m+1} H_{G,m+1} + W H_w \end{array}\right.$$

از روی بیلان می توان نتیجه گرفت که سه نقطه Lm و Gm+1 و Aw روی یک خط هستند. Δw یک نقطه تفاضل در پایین ستون. Lm مایع جوش و Gm+1 بخار اشباع است [redacted]

[redacted]

مقدار ثابت

[redacted]



با داشتن xw و رسم خط عمود و تقاطع منحنی جوش نقطه $W \,|\, x_w,\ H_w$ بدست می آید. از این مقدار به اندازه $\frac{Q_r}{W}$ پایین می رویم تا به نقطه Δw برسیم.

بنابراین تفاضل Hw − Δw مقدار بار حرارتی ریبویلر به ازای واحد مول خروجی پایین ستون یعنی $\frac{Q_r}{W}$ است.

④ مطابق تفسیر [illegible]، با داشتن مختصات $\Delta w \,|\, x_w,\ Q'_r$ و رسم خطوط دلخواه از آن و تقاطع منحنی های جوش و بخار اشباع، نقاط Lm و Gm+1 بدست می آید. با انتقال این نقاط به مختصات xy، نقاط منحنی عمل

$$\boxed{\frac{H_{\bar{G},m+1} - Q'_r}{H_{\bar{L},m} - Q'_r} = \frac{\bar{L}_m}{\bar{G}_{m+1}}}$$

$$\boxed{Q'_r = H_w - \frac{Q_r}{W}}$$

$$\frac{H_{G,m+1} - Q'_r}{y_{m+1} - x_w}$$

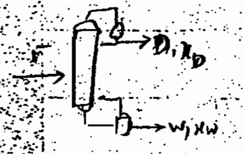
H_L

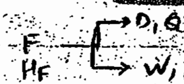
پایین بدست آمده و می توان خط عمل پایین ستون را رسم کرد

با رسم منحنی عمل بالا و پایین نقطه تقاطع آنها بدست آمده و با رسم خطوط افقی و عمودی می توان تعداد مراحل را بدست آورد.

این روش برای هنگامی است که مختصات Δw یعنی مقادیر Q'_r و x_w مشخص باشند. اگر مقدار Q'_r داده نشده بود، باید ابتدا مقادیر Δ_D و (F) (جریان ورودی خوراک) را بدست آوریم و از آنجا مقدار (Δw) را می یابیم زیرا مقادیر [redacted] بیان؟ 8

Q'_c Q'_r

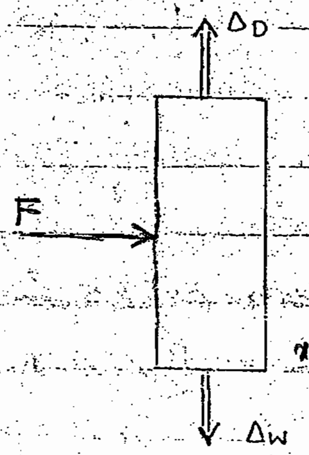




$$FH_F + Q_r = Q_c + H_D \cdot D + WH_W \Rightarrow FH_F = D\left(\frac{Q_c}{D} + H_D\right) + W\left(H_W - \frac{Q_r}{W}\right)$$

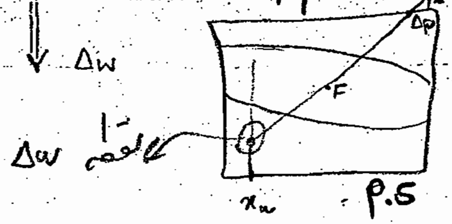
$$FH_F = Q'_c D + WQ'_r$$

با توجه به روش P.S. نمای مختصر از مجموعه برج تقطیر به صورت زیر خواهد بود:

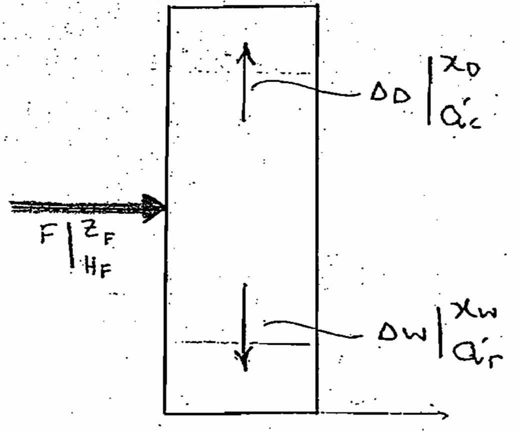


با توجه به اینکه بدست آوردن Δw برای ما مشکل است ما نیاز داریم نقطه ورودی خوراک را بدست آوریم و با توجه به اینکه ΔD و F و Δw روی یک خط اند به راحتی می توان Δw را بدست آورد.

برای بدست آوردن Δw ما روی منحنی H_x که ΔD را داریم و خوراک هم برای ما مشخص است پس از ΔD خطی رسم می کنیم که از خوراک هم بگذرد و جایی که x_w را قطع کرد آن نقطه، نقطه Δw است.



دستیابی به تعداد مراحل در روش P.S



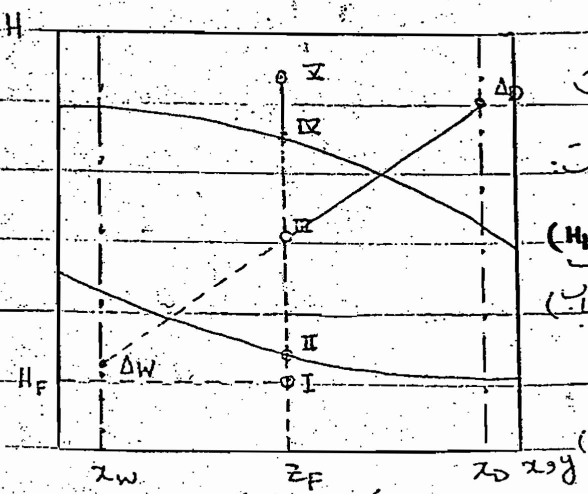
برای دستیابی به تعداد مراحل دو روش کلی وجود دارد:

۱) استفاده از نمودار x-y

۲) استفاده از نمودار H-x-y

خوراک ورودی F بین دو نقطهٔ Δ_D و Δ_W قرار دارد. فرض کنید Δ_D را داریم موقعیت F را هم می توانیم بدست بیاوریم. در این صورت می توان با رسم خطی که از F و Δ_D در نمودار H-xy به نقطهٔ Δ_W مطابق نمودار دست یافت.

*** موقعیت F ***



برای خوراک های مختلف موقعیت های متفاوت برای نقطهٔ F در روی نمودار قابل مشاهده است:

I : **مایع سرد** $(H_L = C_L M_{av} (T_L - T_0) + \Delta H_S)$

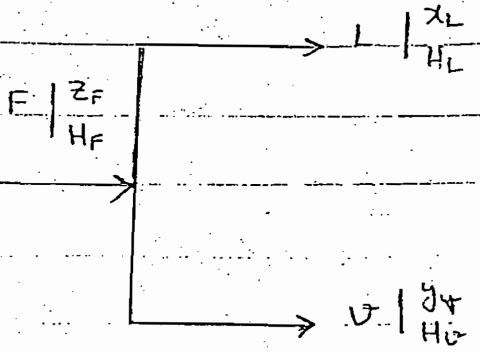
II : **مایع جوش** (رسم خط عمود از z_F و تقاطع با منحنی حباب)

III : **مخلوط مایع و بخار**

IV : **بخار اشباع** (رسم خط عمود از z_F و تقاطع با منحنی شبنم)

V : **بخار داغ** (با مقدار گرمای آشکار اضافه شده به بخار اشباع و اگر دارای آنتالپی H_G است به مقدار H_G اضافه کنیم.)

* اگر خوراک مخلوط مایع و بخار باشد، بسته به کیفیت آن جایی بین دو نقطهٔ II و IV قرار میگیرد که نقطهٔ III بیانگر آن است



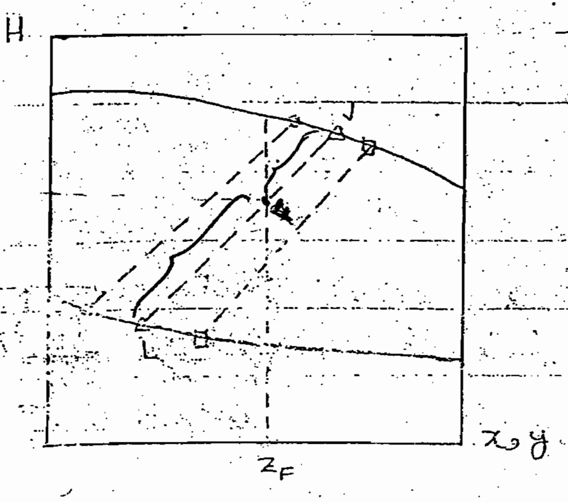
$$\left\{\begin{array}{l} F = L + V \\ F z_F = L x_L + V y_V \\ \frac{L}{V} = \text{----} \quad \text{قانون اهرم ها} \\ y_V = f(x_L) \quad \text{منحنی تعادل} \end{array}\right. \longrightarrow \left|\begin{array}{l} x_L \\ y_V \end{array}\right.$$

بنابراین با محاسبه $\frac{x_L}{y_V}\Big|$ دو نقطه L و V را به هم متصل کرده و نقطه تقاطع خط با $z=z_F$ که همان نقطه III است را بدست می آوریم.

همچنین قانون اهرم ها صادق است. L و V در حال تعادلند. با خواندن x و y در حال تعادل و منتقل کردن آنها روی نمودار Hxy خط LV را رسم می کنیم تا خط $z=z_F$ را قطع کند. داریم:

تعادلی

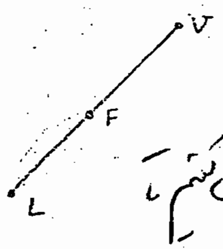
x	y
□	□
△	△
○	○



دیدیم که قانون اهرم ها به صورت زیر بود:

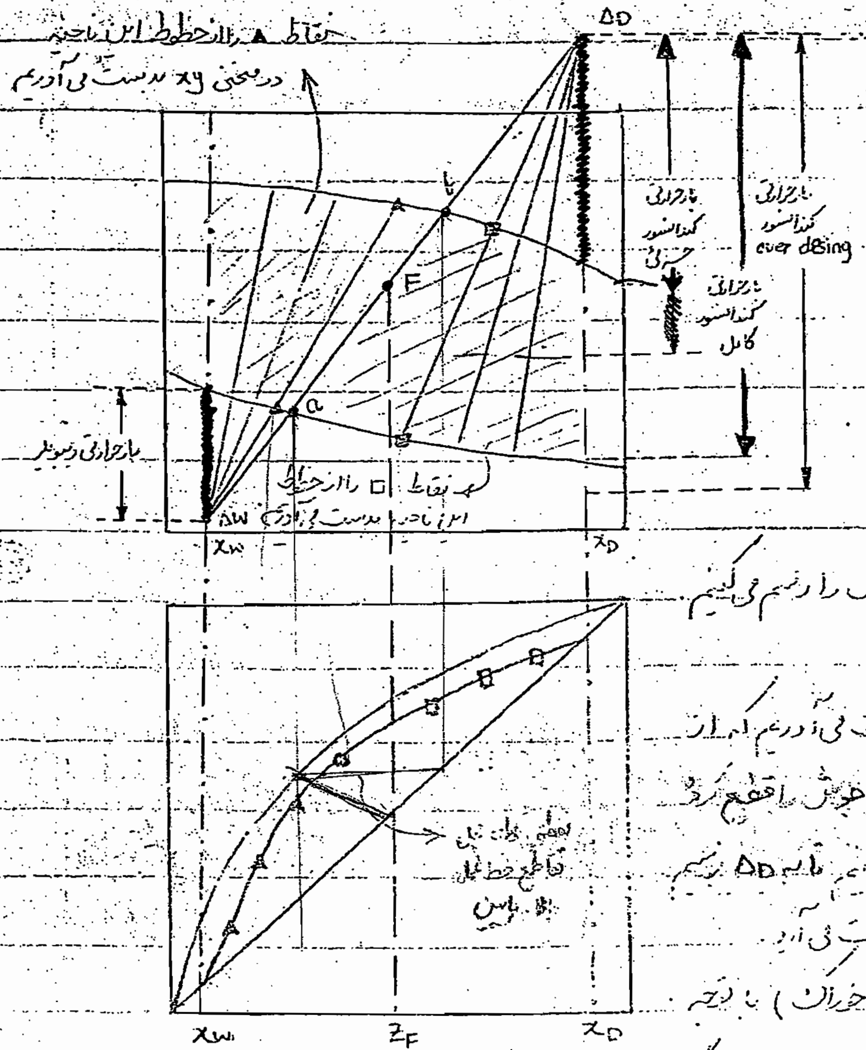
$$L \cdot \overline{L}_F = V \cdot \overline{V}_F \quad ✓$$

$$\Rightarrow \boxed{\frac{L}{V}=\frac{\overline{VF}}{\overline{LF}}} \quad ✓$$



ولی باید حواسمان جمع باشد
که این دو نقطه در قانون اهرم
جزء داده های تعادلی نمی باشند
پس از داده های تعادلی استفاده می کنیم تا
نقطه خوراک را بدست آوریم

[redacted]



با استفاده از منحنی xy قادر خواهیم بود تا به استفاده از مراحل زیر به تعداد مراحل دست پیدا کنیم.

① تصویر Hxy و xy حاصل از آن را رسم می‌کنیم.

② نقطهٔ ΔD را به این صورت بدست می‌آوریم که از x_D یک خط عمودی رسم کرده تا منحنی جوش را قطع کند در حد صرف گرمی به آن اضافه می‌کنیم تا به ΔD برسیم. در این مرحله بارحرارتی کندانسور هم بدست می‌آید.

③ دستیابی به F (موضع ورودی خوراک) با توجه به نوع خوراک ورودی یکی از موقعیت‌های پنج گانه بدست می‌آید. مثلاً موقعیت III که برای خوراک مخلوط از بخار و مایع اشباع است.

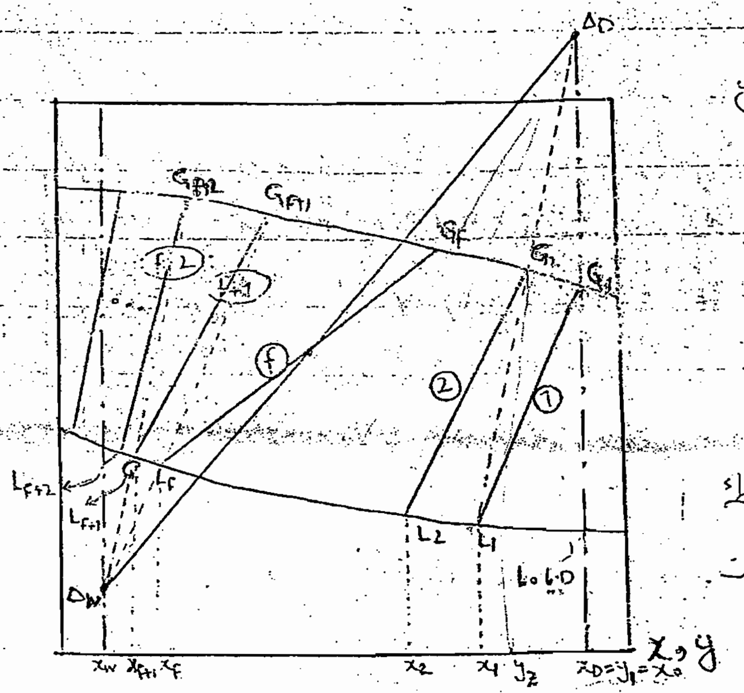
④ دستیابی به ΔW که از رسم خط واصل ΔD و F و تقاطع آن با x_W بدست می‌آید. به علاوه در این مرحله با توجه به شکل می‌توانیم بارحرارتی ریبویلر را بدست بیاوریم.

⑤ منطقهٔ بالای ستون سمت راست خط (ΔD و F و ΔW) است. خطوط دلخواهی از ΔD در این منطقه رسم کرده و محل تلاقی آنها با منحنی جوش و شبنم را به تصویر xy منتقل می‌کنیم تا منحنی عمل بالای ستون بدست آید. خود خط (ΔD و F و ΔW) نیز یکی از همان خطوط است. بنابراین نقطهٔ $\frac{a}{b}$ هم روی منحنی عمل بالا و هم منحنی عمل پایین قرار دارد و نقطهٔ تلاقی این دو است. به عبارت دیگر مرحلهٔ ⑤ مرحلهٔ دستیابی به منحنی عمل بالاست.

⑥ دستیابی به منحنی عمل پایین. با رسم خطوط دلخواه از Δ_W و قطع منحنی های جوش و شبنم و انتقال این تصاویر نقاط به تصویر xy است. در این مرحله منحنی عمل پایین رسم می‌شود. محل تلاقی منحنی بالا و پایین نقطهٔ ab است.

⑦ در این مرحله با رسم خطوط افقی-عمودی بین منحنی عمل و منحنی تعادلی تعداد مراحل را بدست می‌آوریم. هم‌چنین در این مرحله با توجه به تصویر می‌توان موضع خوراک ورودی و سینی مربوطه را یافت.

[redacted]

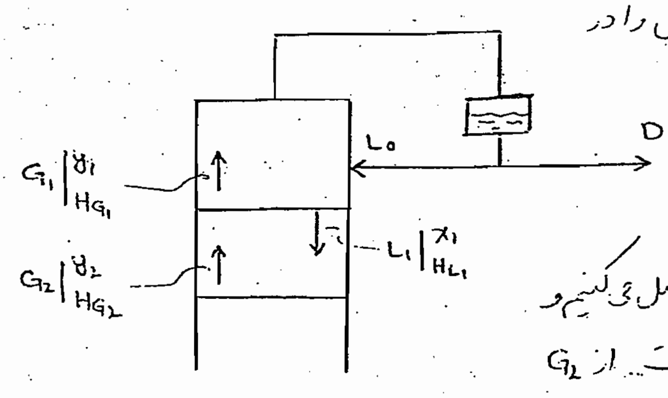


① با داشتن مقادیر H_G، H_L و x و y تصویر Hxy را رسم می‌کنیم

② با فرض کامل بودن کندانسور نقطهٔ Δ_D را بدست می‌آوریم.

③ نقطهٔ تقاطع $x=x_D$ با منحنی جوش نقطهٔ L_0 یا D بدست می‌آید که مایع جوش است.

④ G_1 با L_1 در حال تعادلند. بنابراین با خواندن y_1 از داده‌های تعادلی مقدار x_1 را بدست آورده و از x_1 خط عمودی رسم کرده تا منحنی جوش را در L_1 قطع کند.



از L_0 به G_1 وصل می‌کنیم. خط واصل نشان دهندهٔ سینی 1 است. G_2 و L_1 یک نقطه از منحنی عمل بالاست. بنابراین از Δ_D به L_1 وصل می‌کنیم و هر کجا که منحنی اشباع را قطع کند نقطهٔ G_2 است. از G_2

خط عمودی رسم می‌کنیم تا y_2 بدست آید. همین طور با داشتن y_2 و استفاده از داده‌های تعادلی x_2 را بدست آورده خط عمودی از آن رسم کرده تا منحنی جوش را در L_2 قطع کند. L_2 را به Δ_D متصل می‌کنیم تا منحنی اشباع را در G_2 قطع کند.

این عمل را به همین ترتیب ادامه می‌دهیم تا زمانی که خطی که از L_f به Δ_D رسم می‌کنیم، خط $(\Delta_D - \Delta_W)$ را قطع کند. این سینی (سینی f ام) محل ورود خوراک است. از این به بعد در منطقهٔ عمل پایین خواهیم افتاد.

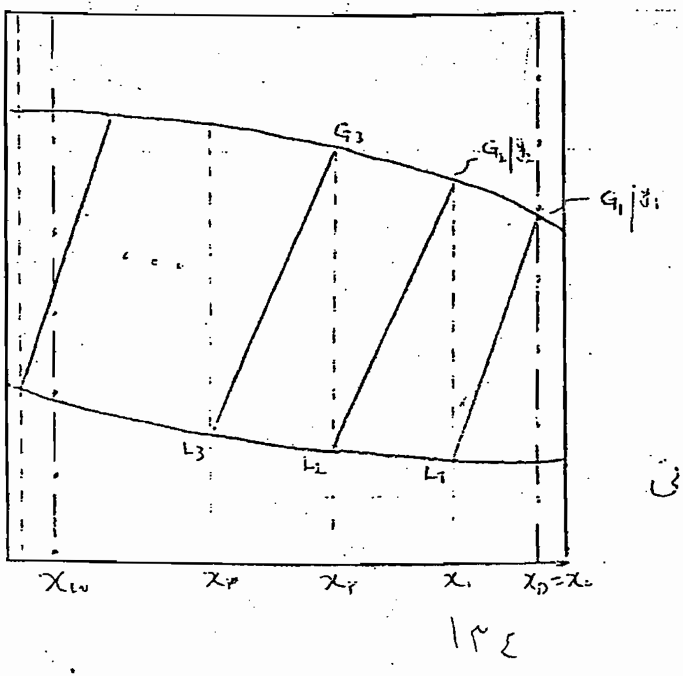
از این مرحله به بعد این فرایند فوق را از پایین ادامه می‌دهیم به این ترتیب که از Δ_W به L_f وصل کرده و امتداد می‌دهیم تا منحنی اشباع را در G_{f+1} قطع کند خط عمودی از G_{f+1} رسم کرده تا y_{f+1} را بدست بیاوریم. با استفاده از منحنی تعادلی x_{f+1} را بدست آورده و از آن خط عمودی رسم می‌کنیم تا منحنی جوش را در L_{f+1} قطع کند. سپس از L_{f+1} به G_{f+1} وصل می‌کنیم تا سینی f+1 بدست آید. این عمل را به همین ترتیب ادامه می‌دهیم تا خط $x = x_w$ توسط خط سینی قطع شود. این سینی آخرین سینی ستون است.

اگر در سیستم ریبویلر داشته باشیم، سینی آخر مربوط به ریبویلر خواهد بود.

[redacted]

* حداقل تعداد سینی‌ها (مایع برگشتی کامل):

در این مورد نقطهٔ تلاقی بالای منحنی است



در محاسبهٔ حداقل سینی‌ها یعنی
هنگامی که به تعداد حداقل $N \to N_{min}$
خواهیم رسید که مایع برگشتی کامل
به سمت بی‌نهایت میل می‌کند یعنی
$R \to \infty$

در این جا ما دو روش ترسیمی و محاسباتی داریم:

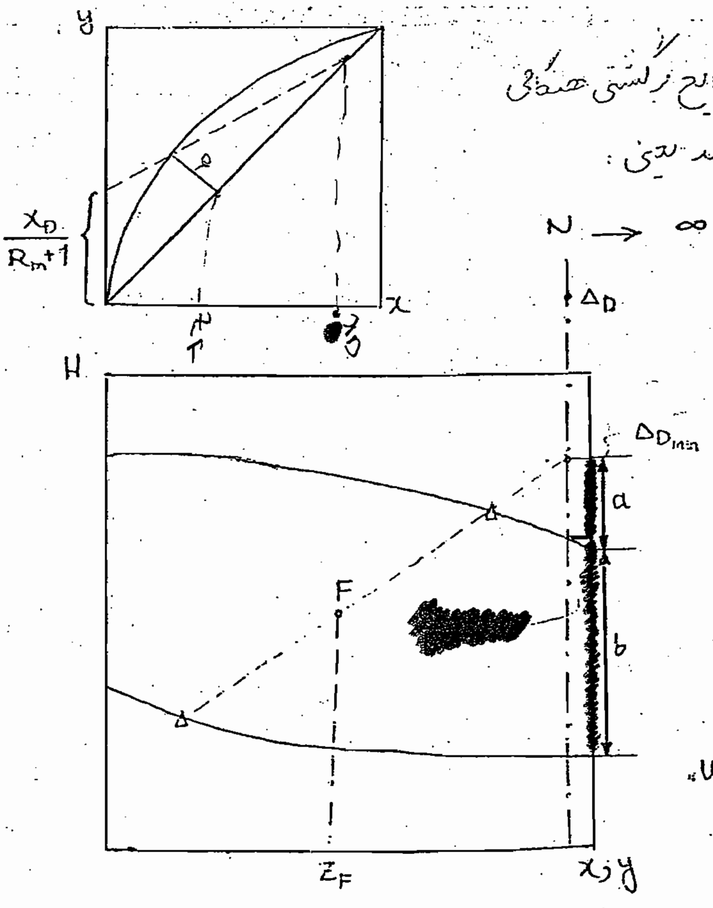
۱. روش محاسباتی

رابطه قبل از روش M.T قابل استفاده است.

۲. روش ترسیمی:

خط $x = x_D$ را رسم کرده تا منحنی اشباع را در تصویر Hxy در G_1 به مختصات y_1 قطع کند. با استفاده از منحنی تعادلی x_1 را بدست آورده و از آن خط عمودی رسم کرده تا منحنی اشباع را در L_1 قطع کند. از L_1 خطی عمودی رسم می کنیم تا G_2 را ~~قطع~~ در منحنی اشباع قطع کند. با داشتن y_2، مقدار x_2 را بدست می آوریم. به همین ترتیب مراحل را مجدداً تکرار می کنیم تا خط $x = x_w$ را قطع کنیم. به این ترتیب حداقل تعداد سینی ها بدست می آید. این مراحل در تصویر صفحه قبل نشان داده شده اند.

* دستیابی به حداقل نسبت مایع برگشتی:



حداقل نسبت مایع برگشتی هنگامی بدست می آید که تعداد مراحل بیشمار باشند یعنی:

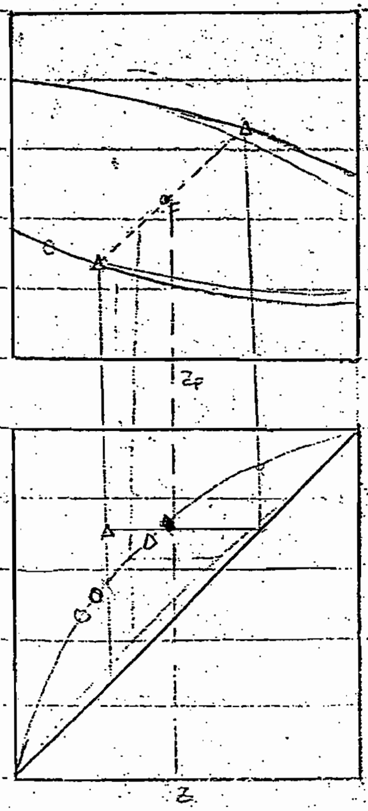
$$N \rightarrow \infty \Rightarrow R \rightarrow R_{min}$$

در این یک نقطه پیچ خواهد بود و تقاطع خط عملی و خط q روی منحنی تعادلی قرار می گیرد.

در این جا نیز از دو روش محاسباتی و عددی می توان استفاده نمود:

۱. روش محاسباتی

در این روش از رابطه «Underwood» استفاده می کنیم.



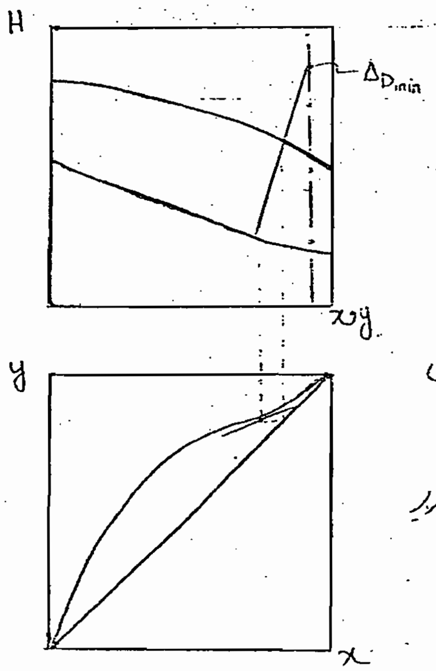
۲. روش ترسیمی

به دنبال نقطه ای هستیم که روی خط عمل بالا و منحنی تعادلی باشد و در ضمن ورودی خوراک نیز باشد.

بنابراین ابتدا تصویر Hxy را رسم می کنیم نقطهٔ F را با داشتن Z_F مشخص می کنیم و نیز از $x = x_D$ خط عمودی رسم می کنیم

در ادامه از داده های تعادلی استفاده کرده و نقاط تعادلی را با خط کش طوری منتقل می کنیم که روی منحنی اشباع و جوش قرار گیرند. ما در این جا به دنبال نقطهٔ تعادلی ای هستیم که خط واصل $\frac{x}{y}$ آن از نقطهٔ F عبور کند. این خط $\frac{x}{y}$ هر کجا که خط $x = x_D$ را قطع کند $\Delta_{D_{min}}$ را به ما خواهد داد. مقدار R به دست آمده از روی شکل در این شرایط مقدار R_{min} خواهد بود.

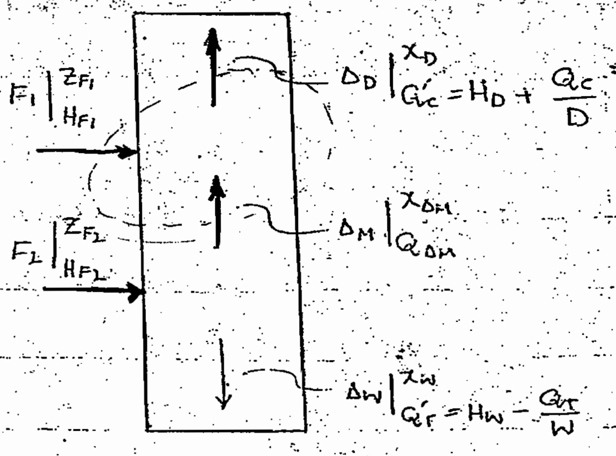
$$\boxed{R_{min} = \frac{a}{b}}$$



اگر R واقعی ۲ یا ۳ برابر باشد، R_{min} را در ضریب ضرب کرده و از منحنی اشباع به اندازهٔ آن بالا می رویم تا Δ_D واقعی بدست آید.

مهم: اگر داده های تعادلی موجود طوری نبود که خط واصل xy در تصویر Hxy نقطهٔ F را قطع کند، باید تصویر تعادلی xy را رسم کرده و نقطهٔ بین دو نقطهٔ تعادلی موجود را از روی این منحنی پیدا کرده و به تصویر Hxy منتقل کنیم تا خط واصل xy نقطهٔ F را قطع کند (تصویر بالای صفحه)

برجی ستونی با دو خوراک ورودی بر روی نمودار Hxy :



با بستن بیلان کلی بر روی برجی به شکل روبه رو که در آن دو خوراک وارد می شوند و هم چنین بیلان های جزئی روی قسمت های مختلف برج می توان به مختصات Δ_M دست پیدا کرد معادلات به صورت زیر است این عملیات را می توان روی نمودار Hxy و یا xy حاصل از آن پیگیری کرد :

$$\Delta_M + F_1 = D$$

اگر فرض کنیم که ΔM ... پایینی ... آنگاه

$$H_{\Delta M} + F_2 H_{F_2} = \Delta W Q'_r$$

$$x_{\Delta M} = \frac{D x_D - F_1 Z_{F1}}{D - F_1} \quad ①$$

$$\underbrace{F_1 H_{F1} + \Delta M x H_{\Delta M} = D Q'_c}$$

و چون بار حرارتی ریبویلر مشخص است جریان خالص را رو به بالا در نظر می گیریم پس ... توجه کنیم که خود ΔM ... یک ... اشتباهی است و از تقاطع خطوط دیگر آنگاه ΔM حاصل می شود ... چون ... را نداریم پس هر جریانی که بالاتر از ΔM وارد ستون شود به عنوان خوراک و یا به عنوان محصول بالایی خارج شود جریان خالص آن را رو به بالا می گیریم چون Qr را نداریم.

$$H_{\Delta M} = \frac{DQ'_c - F_1 H_{F1}}{D - F_1} \quad ②$$

Δ_M [redacted]

F_1 و Δ_D و Δ_M روی یک خط هستند به طوری که F_1 بین Δ_D و Δ_M قرار دارد .

F_2 و Δ_W و Δ_M روی یک خط هستند به طوری که F_2 بین Δ_W و Δ_M قرار دارد .

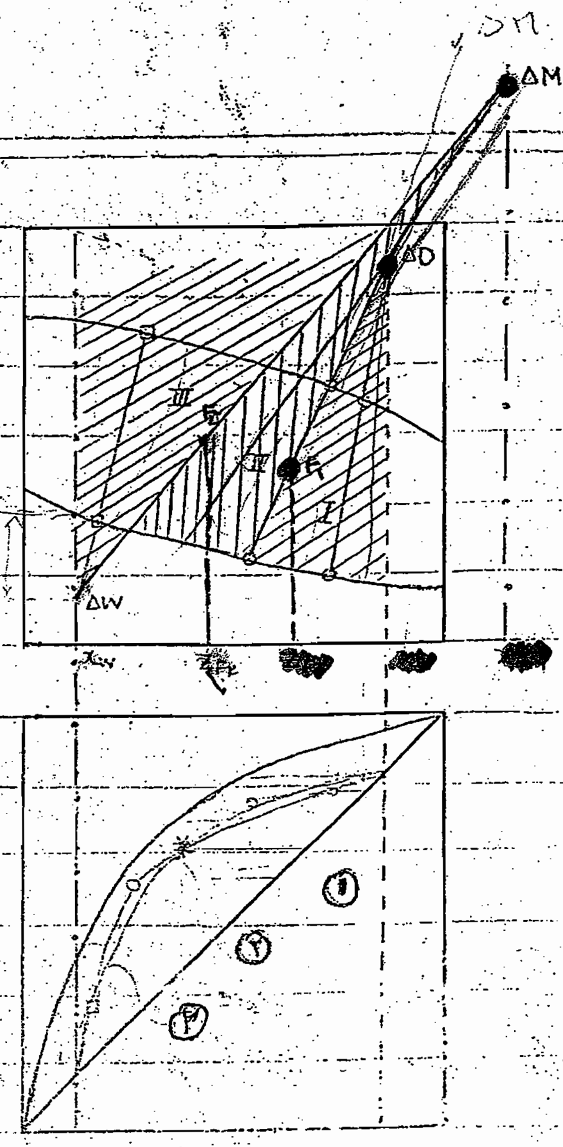
سه خط عملیاتی وجود دارد . از نقطه x_D خط عمودی رسم می کنیم و مقدار Δ_D را با داشتن مقدار R به دست می آوریم . با داشتن نقطه Z_F عمودی از آن رسم کرده و موقعیت F_1 را مشخص

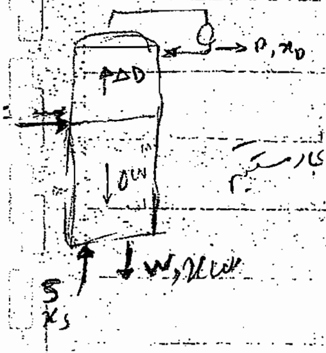
برای منطقهٔ I خطوط دلخواه از ΔD رسم کرده و محل تقاطع با منحنی ... و مجموع x_n و y_{n+1} را می‌دهد

منطقهٔ I $\frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} = \frac{L}{G}$

برای منطقهٔ II از ΔM خطوطی ... $\frac{Q_W}{W}$ ... می‌کنیم محل تقاطع برای منطقهٔ II است

برای منطقهٔ III از ΔW خطوطی ... وصل تقاطع با منحنی ... خط عمل منطقهٔ III می‌باشد





می‌کنیم. از E1 به ΔD وصل می‌کنیم و آن را ادامه می‌دهیم تا در $x = x_{\Delta M}$ نقطهٔ تقاطع ΔM را به وجود آورد.

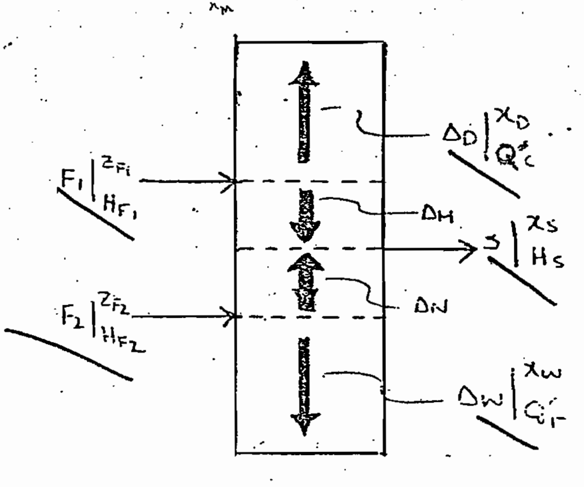
با داشتن Z_{F_2} و موقعیت F_2 از ΔM به F_2 وصل می‌کنیم و آن را امتداد می‌دهیم تا خط $x = x_W$ را در ΔW قطع کند.

حال سه منطقهٔ عملیاتی داریم. در هر منطقهٔ عملیاتی در یا سه خط دلخواه رسم می‌کنیم و محل تلاقی آنها با منحنی جوش و اشباع را به منحنی xy منتقل می‌کنیم و سه خط منحنی عملیاتی مربوطه که متعلق به سه ناحیهٔ تصویر Hxy هستند را به دست می‌آوریم

با رسم خطوط افقی و عمودی تعداد مراحل بدست می‌آید.

ستونی با دو خوراک ورودی و یک خروجی بر روی تصویر Hxy و xy :

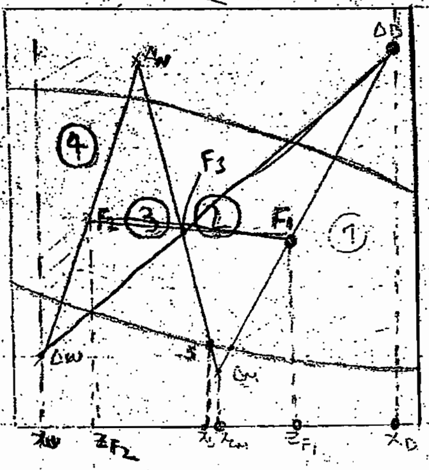
à faire
Camai



ستونی مطابق تصویر روبه‌رو را در نظر بگیرید.

در این ستون مختصات ΔH و ΔN را می‌توان با نوشتن بیلان بر روی آن به دست آورد.

منحنی Hxy برای این ستون مطابق تصویر صفحهٔ بعد است:

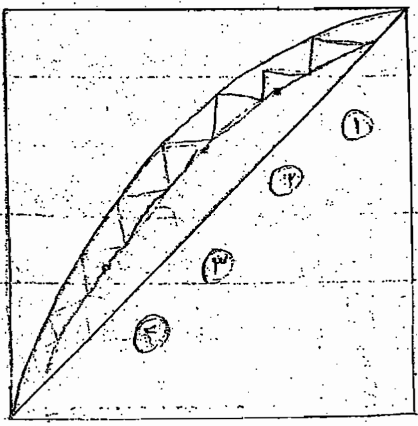


اگر F1 و F2 مخلوط شوند و آنگاه جریان فرضی F3 حاصل می‌شود

F3 و ΔD و ΔW روی یک خط راست قرار می‌گیرند می‌توان z_{F3} را یافت

F1 و F2 → F3

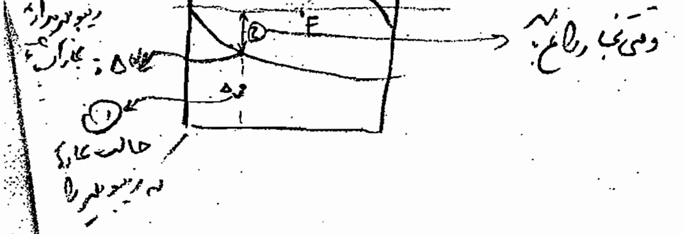
در این تصویر F1 بین ΔM و ΔD، یک بین ΔN و ΔM و F2 بین ΔN و ΔW است. محصول جانبی این ستون یعنی S یک مایع جوش است. از آنجا که در این تصویر چهار منطقه عملیاتی داریم، در تصویر xy رابطه چهار منحنی عملیاتی خواهیم داشت.



نقطه S در تصویر Hxy از تقاطع خط عمودی از $x=x_S$ با منحنی جوش حاصل می‌شود. از نقطه ΔM به S رسم کرده و امتداد می‌دهیم تا در $x=x_{\Delta N}$، نقطه تقاطع ΔN حاصل شود.

هم‌چنین از ΔN به F2 وصل کرده و امتداد می‌دهیم تا در $x=x_W$ نقطه تقاطع ΔW حاصل شود.

تمرین ۲۲۲: بررسی کنید که اگر به جای ریبویلر از بخار اشباع و یا بخار داغ در ستونی که جزء سنگین آن آب است استفاده کنیم، روش دستیابی به تعداد مراحل چگونه خواهد بود؟ اصلاً از $(x_W, 0)$ شروع می‌شود یعنی نقطه انتهایی در نمودار Hxy نقطه $(x_W, 0)$ می‌باشد. چون دیگر ریبویلر نداریم و در ریبویلر آن G_{N+1} را نداریم یعنی اینکه نقطه ΔW دقیقاً روی منحنی Hx منطبق می‌باشد در نتیجه آن بر روی منحنی xy این نقطه به نقطه $(x_W, 0)$ منتقل می‌شود چون در ورود مستقیم بخار اشباع به بخار و مایع سنگین از بخار به مایع صورت می‌گیرد. اگر بخار داغ باشد نقطه ΔW بین و نقطه ΔW روی نمودار بخار تا نمودار مایع جابه‌جا می‌شود



نسبت مایع برگشتی بهینه از صفحه ۵۵۹ کتاب تریبال خوانده شود.

۵) استخراج مایع-مایع (extract)

مقدمه ای بر استخراج:

استخراج در حقیقت تماس بین دو فاز گاز و مایع است که انتقال جزء یا اجزایی از گاز به مایع صورت می‌گیرد

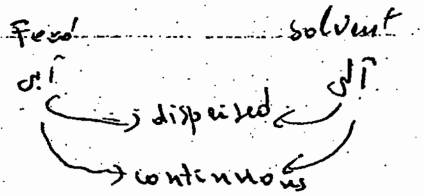
یا تماس بین دو فاز جامد و مایع است که انتقال جزء یا اجزاء از جامد به مایع صورت می‌گیرد (لیچینگ) و

یا تماس بین دو فاز مایع مایع است که انتقال از یک مایع به مایع دیگر صورت می‌گیرد.

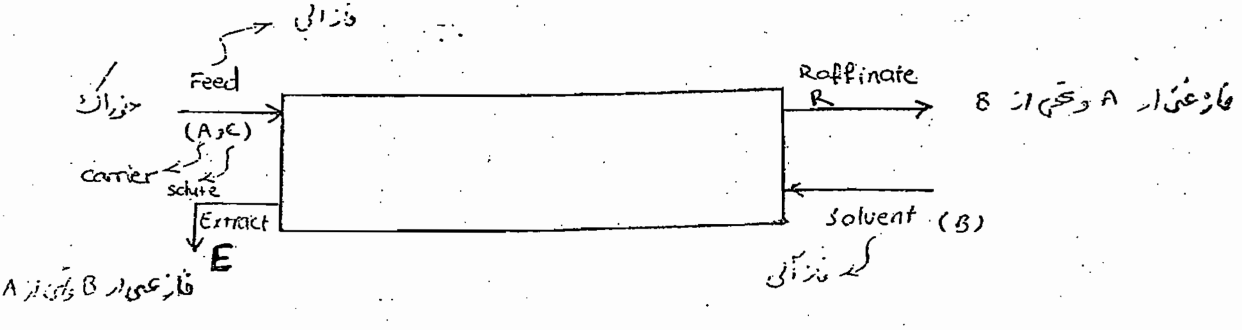
میتوانیم آن را تقسیم بندی به صورت زیر خواهیم کرد.

استخراج
- گاز - مایع → Leaching
- جامد - مایع → Absorption
- L.L extra → مایع-مایع
  - ۱- کاملاً قابل امتزاج (eau-alcool)
  - ۲- نسبی قابل امتزاج (eau-butanol)
  - ۳- غیر قابل امتزاج (eau-toluene)

آنچه تحت عنوان استخراج مایع مایع از آن یاد می‌شود مربوط به نسبی قابل امتزاج و غیر قابل امتزاج است.



شکل کلی واحد عملیاتی استخراج مایع-مایع:



معمولاً به خوراک فاز آبی و به حلال فاز آلی می‌گویند این فازها هم می‌توانند continuous مداوم و هم پراکنده dispersed باشند