

## مقایسه الگوریتم‌های کنترلی تبخیرکننده‌های چند مرحله‌ای

محمد شاهرخی - مهدی شیخزاده

دانشکده مهندسی شیمی و نفت - دانشگاه صنعتی شریف

shahrokhi@sina.sharif.ac.ir

### چکیده

در این پروژه الگوریتم‌های مختلف کنترل تبخیرکننده‌های چندمرحله‌ای، توسط شبیه‌سازی کامپیوتری مورد مقایسه قرار گرفته است. با در نظر گرفتن تبخیرکننده از نوع با لوله کوتاه عمودی برای هر مرحله، مدل تبخیرکننده چند مرحله‌ای بر اساس معادلات جرم و انرژی حاکم بر سیستم و حل آنها بدست آمده است. موارد مقایسه در روشهای مختلف کنترل، غلظت خروجی، سطوح مایع و فشار آخرین مرحله در هر یک از تبخیرکننده‌ها می‌باشد. در تمام حلقه‌های کنترلی، کنترلر از نوع PID مورد استفاده قرار گرفته است. برای بدست آوردن بهترین پارامترهای کنترلر روشهای گوناگون عددی و تجربی با یکدیگر مقایسه گردیده و در نهایت یکی از روشها به عنوان روش مبنا در این پروژه استفاده گردید. سه الگوریتم اصلی کنترل تبخیرکننده‌های چند مرحله‌ای که در صنعت رایج می‌باشد بر مدل کامپیوتری آن اعمال گردیده، معایب و محاسن آنها مشخص شده و نهایتاً یک الگوریتم به عنوان الگوریتم بهینه ارائه گردیده است.

### واژه‌های کلیدی: تبخیرکننده؛ الگوریتم کنترلی؛ کنترلر PID

#### مقدمه

تبخیرکننده‌های چند مرحله‌ای به روشهای زیر می‌توانند در کنار یکدیگر قرار گیرند.

#### Parallel-feed, Reverse-feed, Feed-forward

در این مقاله ابتدا شرح مختصری در مورد تبخیرکنندهها داده شده، سپس بطور کوتاه مدل تبخیرکننده ارائه گردیده است. در قسمت بعد روشهای تنظیم پارامترهای کنترلر PID بیان شده است. در انتها الگوریتمهای مختلف کنترل مطرح گردیده و با یکدیگر مقایسه شده اند.

تبخیر یکی از قدیمیترین واحدهای عملیاتی می‌باشد که برای تغلیظ محلولهای گوناگون مورد استفاده قرار می‌گرفته است. عملیات تبخیر در تبخیرکننده‌ها صورت گرفته و بعد از انجام آن، محصول تغلیظ شده از تبخیرکننده خارج میشود. البته گاهی محصول مورد نظر، بخار بدست آمده از تبخیرکننده می‌باشد. امروزه برای صرفه‌جویی در مصرف انرژی از عملیات تبخیر چند مرحله‌ای استفاده می‌شود. در عملیات تبخیر چند مرحله‌ای بخار تولید شده در هر مرحله به عنوان منبع گرمائی مرحله بعد مورد استفاده قرار می‌گیرد.

## ۱) مروری بر تبخیرکننده‌ها

برای اغلب موارد، شش نوع تبخیرکننده استفاده میشود که نام اکثر آنها از آرایش و طول سطوح حرارتی بکار رفته، گرفته شده است. در اینجا مهمترین آنها ذکر می‌گردد:

۱-۱) تبخیرکننده با لوله کوتاه عمودی

### (Short tube vertical evaporator)

استفاده از این تبخیرکننده در صنایع غذایی بسیار متداول می‌باشد. حرکت از میان لوله‌ها بصورت گردش طبیعی می‌باشد. این تبخیرکننده مناسب برای کاربردهای با رسوب زدائی متوسط هستند که در آن هزینه پایین اهمیت داشته و پاک کردن و رسوب زدائی باید براحتی انجام گیرد. در این تبخیرکننده سطح مایع اهمیت داشته، زیرا اگر سطح مایع به انتهای لوله نزول کند رسوب بیش از اندازه ایجاد شده و ممکن است لوله نیز بواسطه حرارت آسیب ببینند.

۲-۱) تبخیرکننده با لوله بلند عمودی

### (Long tube vertical evaporator)

این تبخیرکننده که به تغلیظ کننده با فیلم بالا رونده (RFC) معروف است، امروزه یکی از متداولترین انواع تبخیرکننده‌ها است. علت استفاده از آن هزینه پایین آن بازاء واحد حجم می‌باشد. استفاده اصلی این نوع تبخیرکننده شامل تغلیظ مایع سیاه در صنعت کاغذ و سیالات صنایع غذایی می‌باشد. اغلب این نوع تبخیرکننده‌ها دارای جریان یکبار گذر با مقدار بسیار کم و یا بدون جریان برگشتی است. به همین علت زمان ماند بسیار پایین می‌باشد. کنترل سطح در محفظه تانک تبخیر ناگهانی اهمیت فراوان دارد. این واحدها نسبت به تغییر شرایط عملیاتی حساس هستند بدین علت عملیات کنترل با مشکلات زیادی مواجه بوده و تاثیر عوامل گوناگون باید منظور گردد.

۳-۱) تبخیرکننده با جریان برگشتی

### (Forced circulation evaporator)

این نوع تبخیرکننده دارای کاربرد وسیع بوده و گردش مایع بر روی سطوح حرارتی بوسیله پمپ انجام می‌گیرد و دارای یک ناحیه برای flash می‌باشد تا جوشش واقعی بر روی

لوله ظاهر نشود و از تولید بلور بر روی لوله و فرسایش جلوگیری گردد. مجموعه لوله‌های بیرونی هم چنین باعث می‌شود که آنها راحتتر تمیز گردیده و یا تعمیر شوند. از معایب این تبخیرکننده‌ها هزینه زیاد، زمان ماند بالا و هزینه عملیاتی بالا بعلت نیروی مورد نیاز پمپ می‌باشند.

از دیگر انواع تبخیرکننده‌ها میتوان تبخیرکننده‌ها فیلم ریزان، تبخیرکننده با فیلم بهم زده، تبخیرکننده با لوله‌های افقی را نام برد.

## ۲) مدل غیر خطی تبخیرکننده

برای بدست آوردن مدل غیر خطی تبخیرکننده در ابتدا باید نوع تبخیرکننده را انتخاب نمود و سیال خاصی را برای شبیه سازی یک مورد انتخاب کرد. در این پروژه تبخیرکننده از نوع لوله کوتاه عمودی و خوراک محلول سود در آب در نظر گرفته شده که باید تا درصد وزنی دلخواه تغلیظ گردد. نکته قابل ذکر آن است که ابتدا کلیه معادلات و شبیه سازی بر روی یک تبخیرکننده یک مرحله‌ای بررسی شده و آنگاه برای مدل چند مرحله‌ای تعمیم داده می‌شود. با ملاحظه جریان ورودی و خروجی از سیستم می‌توان دریافت که دو جریان جدا از تبخیرکننده عبور می‌کند. جریان اول مربوط به جریان بخار بوده و بطور معمول دارای درجه حرارت و فشار بالاتری نسبت به تبخیرکننده است. جریان بخار پس از عبور از شیر کنترل وارد محفظه جداره لوله‌ها شده و از قسمت کف این محفظه خارج شده و از درون یک تله بخار که مانع خروج بخار می‌شود، از تبخیرکننده خارج می‌گردد. مشاهده می‌شود که عملاً این جریان کاملاً مستقل بوده و فقط انرژی نهان تبخیر آن صرف حرارت دهی سیستم می‌شود. جریان دوم مربوط به خوراک می‌باشد. خوراک وارد محفظه پایینی تبخیرکننده شده و پس از ورود به قسمت داخلی لوله‌های حرارتی، چون جداره لوله توسط بخار داغ گردیده، تبخیر شده و حبابهای بوجود آمده موجب بهم خوردن محلول و افزایش ضریب انتقال

$$h_v = h_L + \lambda \quad (7)$$

$$Q_{st} = \lambda \cdot F_s \quad (8)$$

از اثرات تجمع حرارتی صرفنظر می‌شود زیرا بطور معمول در کلیه تبخیرکننده‌ها بخاطر بزرگ بودن مقدار گرمای نهان تبخیر از تجمع دما صرفنظر می‌شود [7]. موازنه انرژی حول کندانسور عبارت است از:

$$F_4 = Q_C / (h_v - h_4) \quad (9)$$

$$\lambda \cdot F = U_0 \cdot A \cdot (T_s - T) \quad (10)$$

$$F_3 = (F_1 \cdot T_F \cdot C_P - F_2 \cdot C_P \cdot T_2 + Q_{stm}) \quad (11)$$

۴-۲) موازنه جرم در فاز گاز

اگر بر روی فاز گازی که حاصل از تبخیر جزء فرار محلول در تبخیر کننده است موازنه جرم را اعمال کنیم، داریم:

$$c \cdot dp / dt = F_3 - F_4 \quad (12)$$

با داشتن معادلات اساسی حاکم بر سیستم و حل دستگاه معادلات دیفرانسیل (شامل معادلات ۳ و ۵ و ۱۲) بصورت همزمان تا رسیدن به شرایط یکنواخت می‌توان رفتار پارامترهای گوناگون موجود در سیستم را بررسی کرد. البته روشن است تا زمانیکه درجه آزادی سیستم صفر نگردد این دستگاه قابل حل نخواهد بود. بدین علت باید پارامترها و مجهولات سیستم مشخص شوند. از طرف دیگر فرضیات کنترلی که بر روی سیستم اعمال می‌گردند، سبب ایجاد یک تقسیم بندی بر روی این پارامترها خواهند شد.

۲-۵) فرضیات کنترلی سیستم

الف) پارامترهای کنترل شونده (state):

$p, x, h$

ب) عوامل کنترل کننده (manipulated variables):

$F_w, F_2, F_s$

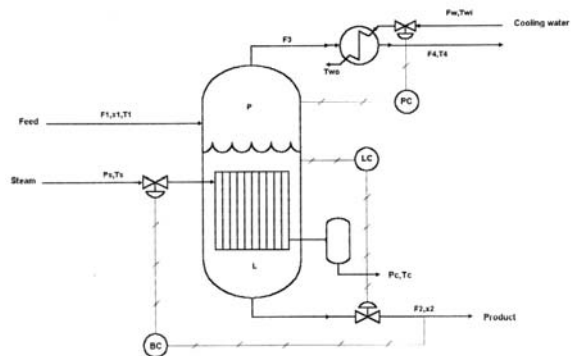
ج) اغتشاشات:

$P_s, T_{wi}, T_1, x_1, F_1$

۲-۶) شبیه سازی دینامیکی

برای حل دستگاه معادلات دیفرانسیل بالا از روش انتگرالگیری Runge- Kutta با اندازه گام ۰/۰۰۱

حرارت می‌شود. بخارات تولید شده از قسمت بالای تبخیر کننده خارج شده و پس از عبور از کندانسور بصورت مایع تخلیه می‌شود. مایع تغلیظ شده نیز از محفظه تبخیر کننده خارج می‌گردد. نمودار شماتیک تبخیر کننده در شکل (۱) نشان داده شده است.



شکل ۱- تبخیر کننده لوله کوتاه عمودی

حال با توجه به سیستم فوق به بررسی معادلات حاکم بر سیستم می‌پردازیم. انتقال حرارت و جرم، اصلی‌ترین معادلات حاکم بر سیستم به شرح زیر می‌باشند:

۲-۱) موازنه جرم کلی درون تبخیر کننده

$$dM / dt = F_1 - F_2 - F_3 \quad (1)$$

چون دانسیته بخار خیلی کوچکتر از دانسیته مایع است پس با تقریب خوبی می‌توان  $M$  را معادل مایع درون تبخیر کننده گرفت:

$$M_L = \rho Ah \quad (2)$$

$$\rho \cdot A \cdot dh / dt = F_1 - F_2 - F_3 \quad (3)$$

منظور از  $A$  و  $h$  ناحیه‌ای است که ارتفاع مایع در آن تغییر می‌کند.

۲-۲) موازنه جرم جزء غیر فرار

$$d(M_L x) / dt = F_1 \cdot x_1 - F_2 \cdot x_2 \quad (4)$$

یا

$$x \rho A \cdot dh / dt + \rho Ah \cdot dx / dt = F_1 \cdot x_1 - F_2 \cdot x_2 \quad (5)$$

۲-۳) موازنه انرژی

$$d(M_L \cdot h_L) / dt = F_1 \cdot h_1 - F_2 \cdot h_2 - F_3 \cdot h_v + Q_{st} \quad (6)$$

استفاده گردید. کل سیستم به علت کاربرد آسانتر بصورت بدون بعد شده و برای حصول اطمینان از عملکرد مدل تبخیرکننده و نیز بدست آوردن شرایط پایا، با شرایط اولیه در حال جوش معادلات را حل می کنیم. برای بدست آوردن مدل ریاضی سیستم ابتدا رفتار آن را در اثر تغییر عوامل مختلف بدست می آوریم. نکته مهم در حل معادلات آن است که چون حلقه کنترل سطح مایع درون تبخیرکننده در حالت مدار باز ناپایدار است، لذا بوسیله یک کنترلر تناسبی آن را می بندیم. برای بستن آن از  $F_2$  استفاده می کنیم. با بکارگیری پاسخهای مدار باز سیستم، مدل ریاضی سیستم مطابق زیر تقریب زده می شود.

$$G_P(1,1) = \frac{-0.38}{0.085s+1} \quad (13)$$

$$G_P(1,2) = \frac{1.6327}{0.065s+1} - \frac{0.83e^{-0.435s}}{8s+1} \quad (14)$$

$$G_P(2,1) = \frac{0.07e^{-0.085s}}{9.2s+1} \quad (15)$$

$$G_P(2,2) = \frac{2.27e^{-0.01s}}{8.06s+1} \quad (16)$$

توابع تبدیل فوق مربوط به ورودیهای  $F_s$  و  $F_w$  و خروجی های  $X$  و  $P$  می باشد. ماتریس اثر متغیرهای اغتشاش  $2 \times 5$  است. بوسیله RGA می توان فهمید که حلقه ها را چگونه ببندیم. برای این سیستم داریم:

$$RGA = \begin{bmatrix} 0.9386 & 0.061 \\ 0.061 & 0.9386 \end{bmatrix} \quad (17)$$

می توان گفت که  $p$  بوسیله  $F_w$  و  $x$  بوسیله  $F_s$  قابل کنترل است. البته رفتار سیستم نیز این نکته را تأیید می کند. جهت کنترل از PID دیجیتال طبق فرمول زیر استفاده شده است:

$$U_k = U_0 + K_C(e_k + 1/\tau_I \cdot (S_{k-1} + (e_k + e_{k-1})/2) \cdot (T_k - T_{k-1})) + \tau_D \cdot (e_k - e_{k-1}) / (T_k - T_{k-1}) \quad (18)$$

### ۳) روشهای تنظیم کنترلر PID

با توجه به اهمیت کنترلر PID و تاثیر آن بر روی نتایج، روشهای مختلف تنظیم کنترلر بررسی شده و بر سیستم

اعمال گردیدند تا یک روش به عنوان مبنا در شبیه سازی انتخاب گردد.

### ۳-۱) تک ورودی-تک خروجی (SISO)

الف- روشهای **Reaction Curve, Coon-Cohen** و نوسانات دائم **Zigler-Nichols** که به عنوان روشهای حالت **SISO** به حساب آمده و با استفاده از پاسخ مدار باز سیستم یا نوسانی کردن سیستم با افزایش ضریب تناسبی و بدست آوردن مقادیر بحرانی و جداول مربوطه پارامترهای **PID** را تنظیم می کنند.

ب- استروم و همکارش [1] روشی برای بدست آوردن مشخصه های بحرانی  $K_u$  و  $P_u$  ارائه نمودند که با استفاده از یک رله و پرهیز از رسیدن به مرز ناپایداری می توان آنها را محاسبه نمود. با داشتن این مشخصه ها و استفاده از روش **Z-N** می توان کنترلر را تنظیم کرد.

ج- روش **SH-Relay [8]**: این روش اصلاح یافته روش پسخور رله است که یکی از کارآمدترین روشهای کنترل سیستمهای چندورودی-چندخروجی است ولی چون اساس کار آن بر روی تک حلقه است در این قسمت گذاشته شده است. این روش ترکیبی از سیستمهای تخمین شناسایی و رله و فرمولهای تنظیم کنترلرهای **PID** می باشد و دارای ساختارهای جداگانه **Bias, Cascade** است. در حالت **Bias** یک فرایند **SISO** متصل به یک رله در حالت پس خور دارای دامنه  $h$  با یک مقدار  $B(s) = (0.5h/s)$  ترکیب می شود تا حالت تقارن  $U(t), y(t)$  را از بین ببرد. در حالت **Cascade** سیستم کنترل **PID** بوسیله اتصال یک رله که در داخل حلقه پسخور از خروجی فرایند به کنترلر قرار دارد، تحریک می شود.

### ۳-۲) چندورودی-چندخروجی (MIMO)

الف- روش **BLT-1 [3]**: این روش کنترلر **PI** در نظر گرفته و با استفاده از یک ضریب تصحیح **F** مقادیر پارامترهای کنترلی را بطریق زیر تصحیح می کند.

فشار که تداخل دارند روشهای تنظیم MIMO که روشهای BLT،

SH-relay می باشد مورد استفاده واقع شد که در نهایت سه روش BLT-1, BLT-3, SH-Relay نحوه رسیدن یکسانی به مقدار مقرر داشتند و روش SH-relay سریعتر به مقدار خود می رسید ولی گاهی دارای نوساناتی بر روی مقدار مقرر می گردید.

این سه روش تقریباً مقدار ISE یکسانی داشتند و با توجه به حجم محاسبات کمتر و سرعت بیشتر BLT-1، این روش به عنوان روش مبنای کار انتخاب گردید.

#### ۴) الگوریتم های کنترلی تبخیرکننده های چند مرحله ای [5,6,9]

قبل از طرح الگوریتم های کنترلی لازم به یاد آوری است که در این بررسی یک تبخیرکننده سه مرحله ای با یک کندانسور بعد از آخرین مرحله و یک تانک تغذیه شیبه سازی شده است.

##### الف) الگوریتم ۱ (ALG-1)

مطابق شکل ۵، در این الگوریتم کنترلی، فشار تبخیرکننده ها بوسیله دبی آب سرد ورودی به کندانسور کنترل می شود، اما حلقه غلظت که تفاوت کلیه الگوریتمها از نحوه بستن این حلقه ایجاد می شود، بدین صورت است که در جریان خروجی از تبخیرکننده آخر یک شیر کنترل سه طرفه در نظر گرفته می شود که اگر یک اندازه گیر غلظت قبل از آن گذاشته شود، غلظت خروجی از تبخیرکننده اندازه گیری شده و بعد از مقایسه با مقدار مقرر، دستور لازم به این شیر کنترل داده شود. بعنوان مثال اگر غلظت افزایش یافت با بستن این شیر کنترل، دبی جریان برگشتی به درون تبخیرکننده کم گردیده و بعد از مدتی غلظت درون تبخیرکننده کاهش می یابد و برعکس اگر غلظت کاهش یابد با افزایش دبی این جریان، جریان با غلظت بالا بدرون تبخیرکننده زیاد می شود و غلظت درون تبخیرکننده نیز افزایش می یابد. بدلیل آنکه حلقه غلظت بر

$$K_C = k_{CZN}/F \quad (19)$$

$$\tau_i = \tau_{IZN} \cdot F \quad (20)$$

ب- روش BLT-2 [4]: بعد از تنظیم بوسیله روش BLT-1 اگر بخواهیم ترم مشتق گیر اضافه کنیم باید آن را بوسیله یک ضریب تصحیح  $F_D$  تصحیح کنیم. یعنی دو ضریب بدست آمده برای تمام حلقه ها بکار می روند.

ج- روش BLT-3 [4]: این روش مطابق BLT-1 بوده ولی برای هر حلقه کنترلی یک ضریب تصحیح خاص  $F_i$  محاسبه می شود.

د- روش BLT-4 [4]: در این روش هر حلقه یک ضریب  $F_i$  و یک ضریب تصحیح مشتق گیر  $F_D$  دارد. لازم به ذکر است که هر کدام از روشهای BLT فرمولاسیون خاص خود را داشته و بر پایه یکسری از روابط پیچیده هستند.

#### ۳-۳) نحوه تنظیم حلقه های سیستم MIMO [2]

در یک سیستم چند متغیره که تداخل بین حلقه ها موجود است تنظیم حلقه ها و نحوه این تنظیم اهمیت دارد. مطابق راه حل های مراجع در یک سیستم چند متغیره ابتدا یک حلقه را بسته و حلقه های دیگر را باز می کنیم و پارامترهای آن را بدست می آوریم، سپس حلقه اول را با پارامترهای بدست آمده و حلقه دوم را بسته و بقیه حلقه ها را باز می کنیم تا پارامترهای حلقه دوم بدست آید و الی آخر. لازم به ذکر است که بهتر است به ترتیب سرعت حلقه (که از فرکانس نهایی عناصر قطری ماتریس فرایند بدست می آید) تنظیم گردند. برای مقایسه بین روشهای تنظیم کنترلی PID از معیار خطاهای IAE, ISE استفاده شده است.

#### ۳-۴) تنظیم حلقه های کنترلی موجود تبخیرکننده

در یک تبخیرکننده همانطور که گفته شد حلقه سطح مایع بوسیله یک کنترل کننده تناسبی کنترل می گردد و با توجه به تداخل اندک بین این حلقه و حلقه های دیگر می توان از روشهای مختلف SISO جهت تنظیم استفاده کرد [10]. روشهای پسخور رله و نوسانات دائم پارامترهای کنترلی مربوط به سطح را بدست میدهند. برای حلقه های غلظت و

روی خروجی تبخیرکننده تعبیه شده است نمی‌توان سطح مایع را بوسیله دبی خروجی کنترل کرد. در نتیجه حلقه کنترلی سطوح مایع با ورودی هر تبخیرکننده بسته شده است. تانک تغذیه ابتدای خط باید کنترل سطح داشته باشد که عموماً بوسیله خروجی از تانک کنترل می‌گردد، ولی چون در این الگوریتم خروجی تانک برای کنترل سطح اولین تبخیرکننده استفاده شده است. برای کنترل سطح تانک از جریان بخار ورودی به تبخیرکننده اول استفاده گردیده است. کنترلر مورد استفاده یک کنترل تناسبی می‌باشد که با توجه به تغییرات سطح، جریان بخار ورودی به مرحله اول را تغییر داده تا با تغییر میزان تبخیر بتوان سطح مخزن خوراک را کنترل کرد. نکته قابل ذکر دیگر که در سیستم تبخیرکننده چند مرحله‌ای اهمیت دارد آن است که چون امکان دارد فشار بخار ورودی به مرحله اول تغییر کند می‌توان به طریق **cascade** حلقه‌ای را تعبیه کرد که در آن با اندازه‌گیری فشار خط، شیر کنترل موجود در روی همین جریان را فعال کرده تا اثر بار تغییر فشار را خنثی کند. این حلقه با حلقه کنترل سطح تانک تغذیه به صورت **cascade** در می‌آید.

### ب) الگوریتم ۲ (ALG-2)

مطابق شکل ۵، این الگوریتم که شاید اولین راه حل برای کنترل تبخیرکننده‌های چندمرحله‌ای به نظر آید به شرح زیر است: برای بستن حلقه اصلی غلظت، خروجی از تبخیرکننده را اندازه گرفته و سپس به عنوان عامل کنترل کننده، از بخار ورودی به تبخیرکننده اول استفاده می‌کنیم. فشار داخل تبخیرکننده سوم را مطابق آنچه قبلاً ذکر شد توسط آب ورودی به کندانسور کنترل می‌نمائیم. با توجه به آنکه خروجی تبخیرکننده سوم آزاد می‌باشد، می‌توان از آن به عنوان عامل کنترل کننده سطح مایع درون تبخیرکننده استفاده کرد. این عمل می‌تواند برای دو حلقه دیگر نیز استفاده شود. برای کنترل سطح تانک تغذیه با استفاده از روش پسخور، جریان خروجی از تانک تغذیه که ورودی

خوراک به تبخیرکننده مرحله اول می‌باشد، بعنوان عامل کنترل کننده سطح تانک تغذیه عمل می‌کند. چون سطوح تبخیرکننده توسط جریان خروجی از تانک تغذیه در حال کنترل است و همچنین بدلیل اینکه فشار جریان بخار ورودی به مرحله اول قابل تغییر است می‌توان با استفاده از یک حلقه **cascade** که بر روی این جریان قرار می‌گیرد، اثر بارهای فشار را خنثی کرد.

### ج) الگوریتم ۳ (ALG-3)

مطابق شکل ۵، این طرح بیشتر برای تبخیرکننده‌های چندمرحله‌ای بخصوص از نوع **LTVRF** پیشنهاد گردیده است. در این طرح، حلقه غلظت بعنوان اصلیتین حلقه، بصورت **cascade** با حلقه فشار بسته شده است. در طرح مورد نظر حلقه غلظت، حلقه **primary** و حلقه فشار، حلقه **secondary** می‌باشد. آب ورودی به کندانسور نقش کنترل کننده برای هر دو حلقه فشار و غلظت را داراست. چون ورودی به تبخیرکننده اول آزاد بوده و سطح تبخیرکننده توسط خروجی از آن کنترل می‌گردد. می‌توان بصورت پسخور، تانک تغذیه را بوسیله ورودی به تبخیرکننده مرحله اول کنترل کرد. برای کنترل تغییرات فشار بخار ورودی به مرحله اول نیز از یک حلقه **cascade** استفاده می‌شود. در این حلقه **cascade**، حلقه فشار خط، حلقه **secondary** می‌باشد.

**تذکره** - ایجاد یک نسبت بین دبی خوراک و دبی بخار ورودی به مرحله اول یکی از مشکلاتی که در طی انجام طرح مشاهده گردید، آن است که تغییر دبی خوراک گاهی سبب ایجاد نوسانات و عدم یکنواختی فشار شده و حتی ممکن است از محدوده مجاز فشاری عبور کند. این مشکل زمانی ایجاد می‌شود که بار (**load**) تغییر خوراک بزرگ باشد یا تغییر از مقدار مقرر درون تبخیرکننده زیاد بوده که این امر باعث عدم یکنواختی فشار می‌گردد. بدین دلیل این نیاز وجود دارد تا تناسبی بین دبی خوراک و دبی بخار ایجاد شود. بدین منظور اینگونه عمل

شد که وقتی بار در خوراک ایجاد شد، فرض بر آن گرفته می‌شود که غلظت خروجی از تبخیرکننده اول باید ثابت باشد. حال با توجه به این فرض باید مقدار بخار لازم برای دبی خوراک جدید را بدست آورد تا همان غلظت خروجی را تأمین کند. این نسبت با توجه به تغییر سیستم مرتب در حال تغییر است و از حل معادلات در حالت یکنواخت بدست می‌آید. نکته مهم آن است که این نسبت نباید یک عدد ثابت باشد، زیرا در هر نقطه کاری تغییر می‌کند.

### ۵) نتیجه‌گیری و انتخاب الگوریتم بهینه

نتایجی که هنگام تغییر در مقدار مقرر غلظت بدست آمده است (مطابق نمودارهای ۲، ۳، ۴) بصورت نمونه آورده شده است. در کل نتایج زیر از شبیه سازی حاصل گردیده است. در هنگام تغییر مقدار فشار، **ALG-2** جواب بهتری داده و سریعتر و بدون هیچگونه نوسانی به مقدار نهایی خود می‌رسد. البته تفاوت **ALG-1** با آن زیاد نبوده و با اندکی خطای بیشتر به مقدار مقرر خود میل می‌کند. در مورد **ALG-3** نیز تغییر در مقدار مقرر فشار معنا نداشته زیرا بصورت **cascade** با حلقه غلظت عمل می‌کند و در واقع خروجی حلقه غلظت مقدار مقرر جدید حلقه فشار می‌شود. اما هنگام تغییر در مقدار مقرر غلظت، **ALG-2** دارای تأخیر بوده و بعد از گذشت زمان زیادی به مقدار مقرر خود می‌رسد (شکل ۳) و این مسئله سبب بالا بردن میزان خطا در این الگوریتم می‌شود. اما دو الگوریتم دیگر دارای جوابهای سریع و نزدیک به هم هستند که **ALG-3** دارای خطای کمتری می‌باشد.

**ALG-1** دارای خطای نزدیک به **ALG-3** می‌باشد که دینامیک سریع فاز گاز می‌تواند علت پاسخ سریعتر در **ALG-3** باشد. اما کلیه نتایجی که از ایجاد بار در محرکهای محیطی بدست آورده است نشان می‌دهد که **ALG-1** دارای جوابهای بهتری نسبت به بقیه الگوریتمها بوده و **ALG-3** دارای جواب نزدیکی به آن می‌باشد. ولی **ALG-2** خطای بالاتری نسبت به دو الگوریتم دیگر دارد.

حال با توجه نتایج بدست آمده از کلیه الگوریتمها و شبیه سازی انجام شده، دو الگوریتم **ALG-3**، **ALG-1** به عنوان الگوریتمهای بهینه انتخاب و پیشنهاد می‌گردند. البته بین این دو الگوریتم در پاسخهای بدست آمده در هنگام ایجاد بار، **ALG-1** جواب بهتری داشته و مقدار خطای کمتری دارد.

در پایان به عنوان نتیجه می‌توان گفت که **ALG-1** به عنوان انتخاب اول، **ALG-3** به عنوان انتخاب دوم، **ALG-2** به عنوان انتخاب سوم پیشنهاد می‌گردند.

### ضمائم

#### الف) فهرست اصطلاحات و متغیرها:

M: جرم کلی درون تبخیرکننده

$\lambda$ : آنتالپی تبخیر مایع درون تبخیرکننده

$M_L$ : جرم مایع درون تبخیرکننده

$\lambda_s$ : آنتالپی تبخیر مایع درون تبخیرکننده

p: دانسیته مایع

C: پارامتر ثابتی مربوط به گازها

A: سطح مقطع تبخیرکننده

$C_p$ : ظرفیت حرارتی

h: ارتفاع سطح مایع

$G_p(S)$ : تابع انتقال فرایند

$F_1$ : دبی جریان خوراک

$U(k)$ : تابع خطا

$F_2$ : دبی جریان مایع تغلیظ شده

$k_C$ : ثابت تناسبی

$F_3$ : دبی جریان خروجی

$\tau_1$ : ثابت انتگرالی

$X_1$ : غلظت جزء سنگین در خوراک

$\tau_D$ : ثابت مشتقی

$X_2$ : غلظت جزء سنگین در خروجی

$k_{CZN}$ : ثابت تناسبی از روش ZN

- Process Develop , vol 11 No. 2,1972
- 7) Newell R.B. , Lee P.L. , “Applied Process Control”, Prentice Hall,1989
- 8) Shiu S. and Hwang S., “Sequential Design Method for Multivariable Decoupling and Multiloop PID controllers”, Ind.Eng.Chem. Res.,1998
- 9) Toki A. and Umeba T. ,”Design of Autonomous Decentralized Multi-effect Evaporating Systems”, Computer Chem. Eng. , Vol 21 ,1997
- 10) Tyreus B.D. and Luyben W.L. “Tuning PI Controller for Integrator/Dead Time Processor” , Ind. Eng.Chem. Res. , 1992

X: غلظت جزء سنگین تبخیر کننده

$\tau_{I,ZN}$ : ثابت انتگرالی از روش ZN

$h_1, h_2$ : آنتالپی جریانها

F: ضریب تصحیح در روش BLT

$h_L, h_V$ : آنتالپی جریانهای مایع و بخار

$F_D$ : ضریب تصحیح ثابت مشتقی در روش BLT

$Q_{stm}$ : حرارت انتقالی از بخار به مایع از بدنه

SISO: single-input single-output

$Q_C$ : بار حرارتی کندانسور

MIMO: multi-input multi-output

$U_0$ : ضریب کلی انتقال حرارت

Long Tube Vertical Rising Film : LTVRF  
Relative Gain Array:RGA

## ب) مراجع:

## ج) اشکال و نمودار:

شکل ۲- تغییر مقدار مقرر غلظت ALG-1

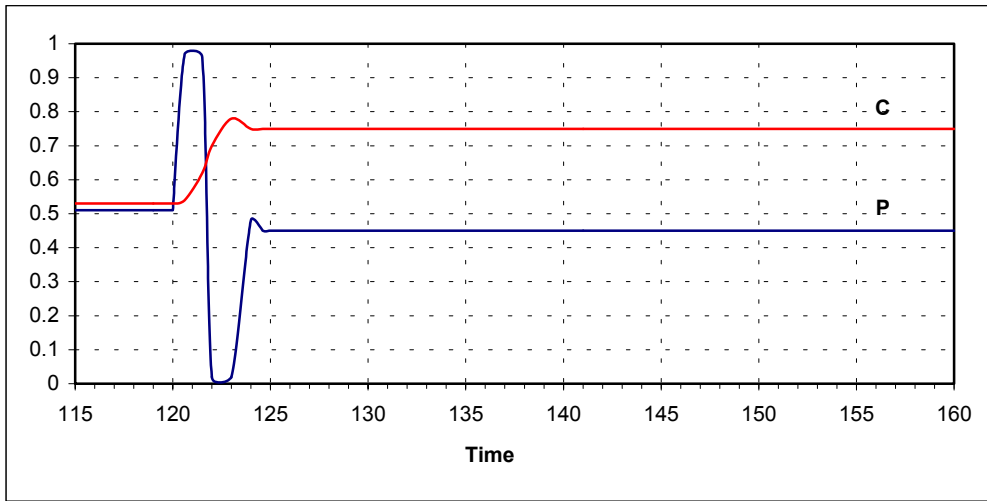
شکل ۳- تغییر مقدار مقرر غلظت ALG-2

شکل ۴- تغییر مقدار مقرر غلظت ALG-3

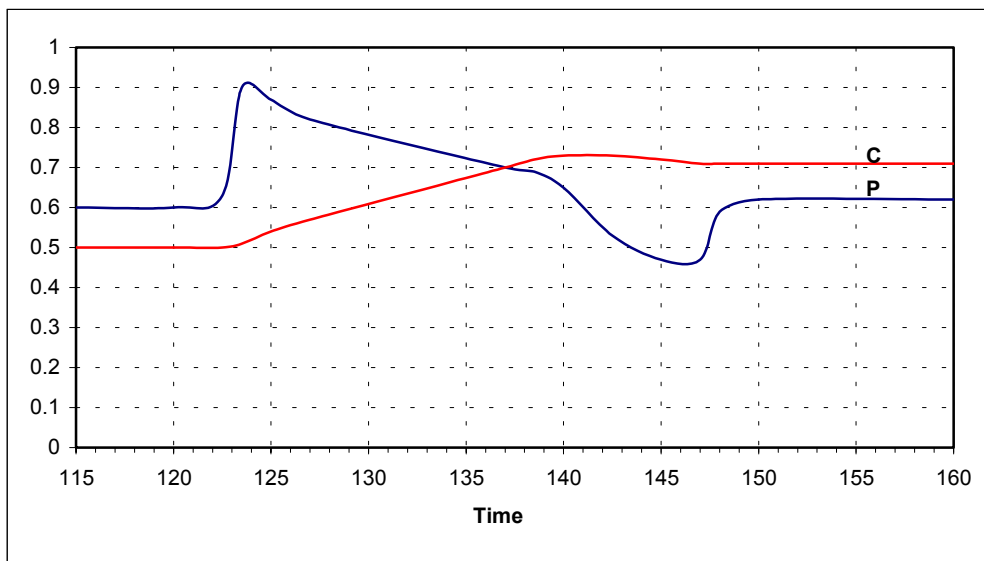
شکل ۵- الگوریتمهای کنترلی مختلف

- 1) Astrom, K. J. and Hagglund, J. “Automatic tuning of simple regulator with specifications on phase and amplitude margins”, Automatica, Vol. 20, 1984.
- 2) Figueroa J.L. and Agamennoni O.E., “Robust multivariable Controller Design Methodology : Satiability and Performance Requirements” , Chem. Eng. Sci. , vol. 46, 1991
- 3) Luyben W. and Yu C. , “ Design of Multiloop SISO controllers in Multivariable Processes”, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. .1986
- 4) Monica T.J. and Luyben W.L. “Improved Multiloop Single input-output controller for Multivariable processes”, Ind. Eng. Chem. Res.1988
- 5) Myron T.J.,” Evaporator Controls”, Process Control,1996
- 6) Newell R.B. and Fisher D.G. , “Model Development , Reduction , and Experimental Evaluation for an Evaporator”, Ind. Eng. Chem.

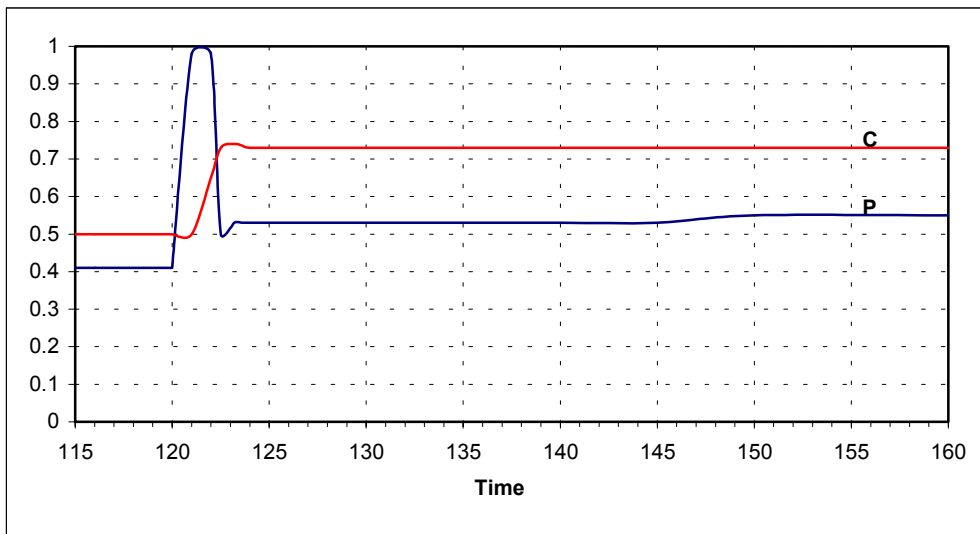




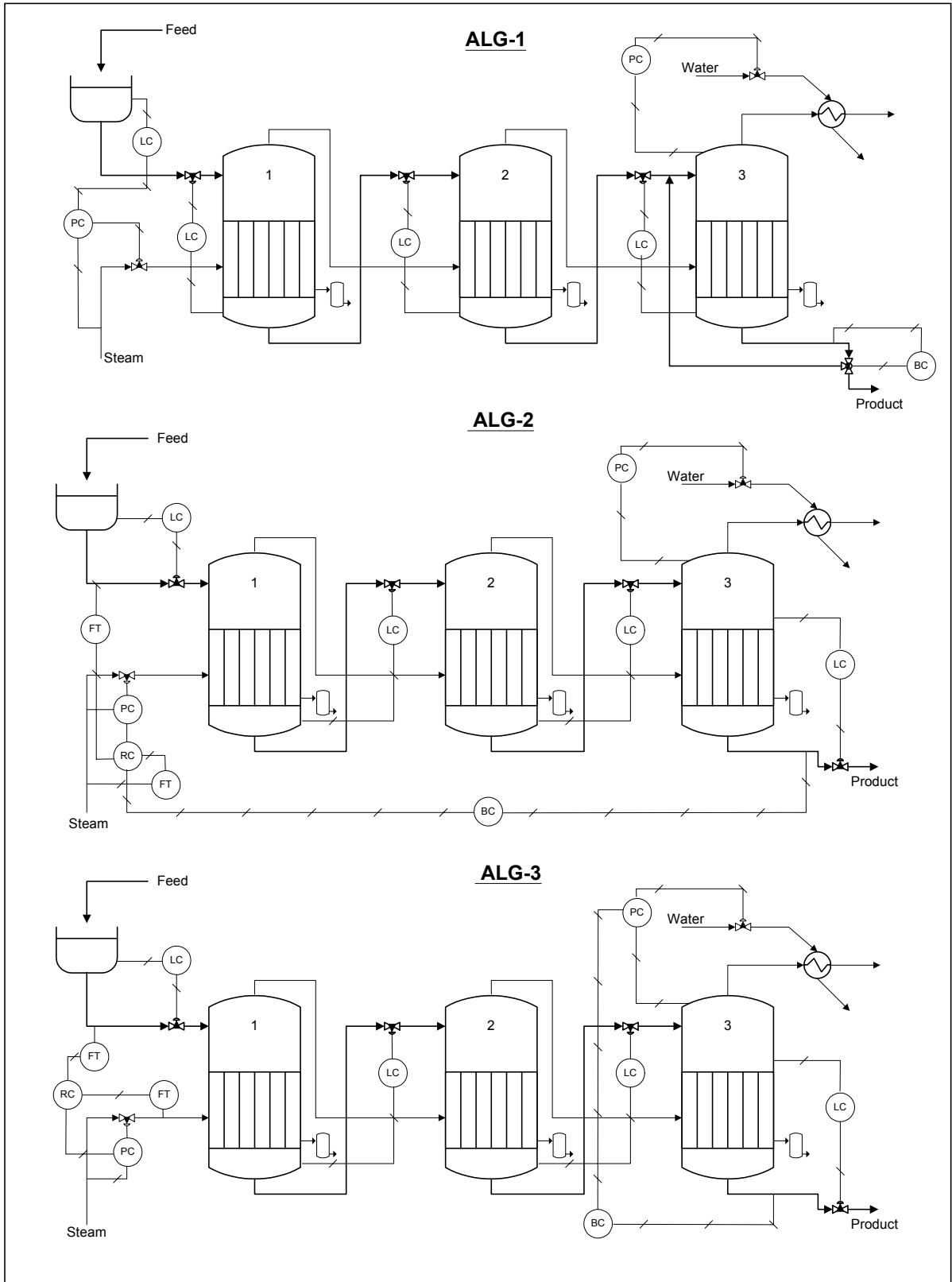
شکل (۲) - تغییر مقدار مقرر غلظت در ALG-1



شکل (۳) - تغییر مقدار مقرر غلظت در ALG-2



شکل (۴) - تغییر مقدار مقرر غلظت در ALG-3



شکل ۵- الگوریتمهای کنترلی مختلف