دانشگاه آزاد اسلامی واحد اهر
فصلنامه‌ی کاربرد شیمی در محیط زیست

**سال پنجم، شماره‌ی ۲۰**
**پاییز ۱۳۹۳، صفحات ۳۷-۳۳**

# بهبود کنترل فرآیند استخراج بنزن با استفاده از استراتژی کنترل Plant-wide

آسیه حافظی *
گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی ومهندسی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد اهر، اهر، ایران

## چکیده

پیوستگی و ارتباط بخش‌های مختلف در یک فرآیند شیمیایی باعث نیازمندی واحد به یک سیستم کنترلی جامع هم‌چون سیستم کنترلی Plant-wide شده است. سه عامل اساسی که به‌عنوان دلایل اصلی نیاز به سیستم کنترلی Plant-wide در یک فرآیند بیان می‌شوند عبارتند از: تاثیرات جریان‌های برگشتی، تاثیرات تغییر در مقدار مواد شیمیایی ورودی، تاثیرات انتگراسیون حرارتی. فرآیند استخراج بنزن شامل یک برج استخراج با حلال و برج‌های تقطیر برای جداسازی و برگشت حلال است. وجود این جریان برگشتی و امکان تجمع مواد در فرآیند باعث به‌وجود آمدن شرایط مناسب برای استفاده از استراتژی plant-wide شده است. واحد صنعتی استخراج بنزن متشکل از سه بخش اصلی استخراج با حلال، تقطیر و برگشت حلال می‌باشد. در بخش استخراج با حلال، خوراک (شامل بنزن و تولوئن و موادغیر آروماتیک) وارد ستون استخراج می‌شود، که با استفاده از حلال NFM مواد آروماتیک بازیافت می‌گردند سپس حلال نیز در برج تقطیر بازیابی شده و به واحد استخراج برگشت می‌شود.

**کلید واژه:** کنترل فرآیند،سیستم کنترلی Plant-wide ، واحد استخراج بنزن ، بهبود سیستم کنترلی

* Email: asi_h1990@yahoo.com

## مقدمه

کنترل plant-wide شامل استراتژی‌های مورد نیاز برای کنترل یک واحد شیمیایی است که شامل چند واحد عملیاتی متصل به هم می‌باشد. به‌طورکلی، وجود سه عامل اصلی جریان-های برگشتی، ذخیره مواد شیمیایی و انتگراسیون حرارتی در یک فرآیند نیاز به یک سیستم کنترلی جامع را بیش از پیش آشکار می‌کند. این ساختار کنترلی باید به‌گونه‌ای طراحی شود که مشکلات دینامیکی حاصل از اختلافات در جریان‌های ورودی و تاثیرات آن‌ها بر خلوص و میزان مواد تولیدی را خنثی کند.

عمل‌کرد قابل اعتماد از ستون تقطیر و ستون استخراج با استفاده از کنترل‌های زیر امکان‌پذیراست:

۱)کنترل فشار خطوط

۲) کنترل دمای خطوط

۳)کنترل سطح مایع در ستون‌ها[۲].

معمولاً در اکثر واحدهای عملیاتی از آنالیز سنتی حلقه‌های کنترل بهره می‌برند و استراتژی کنترل بر مبنای قوانینی که دهه‌ها قبل پی‌ریزی شده انجام می‌گیرد با رویکردهای جدید در مهندسی کنترل امید است بتوان این نوآوری‌ها را به صنعت کشور انتقال داد.

## اهداف سیستم کنترلی Plant-wide در یک فرآیند

۱- عملیات ایمن و روان یک فرآیند.

۲- کنترل دقیق کیفیت محصولات در مقابل اختلال.

۳- پیشگیری از شرایط عملیاتی ناایمن.

۴-ایجاد یک سیستم کنترلی کاملا اتوماتیک با کمترین میزان دخالت دستی اپراتور.

۵- جلوگیری از آزادسازی ناخواسته‌ی مواد شیمیایی در محیط.

## روند طراحی سیستم کنترلیPlant-wide برای یک فرآیند( بر اساس طرح لویبن)

۱- تشخیص اهداف کنترلی.

۲- تشخیص درجه‌ی آزادی کنترلی.

۳- اعمال مدیریت انرژی بر فرآیند.

۴- تعیین نرخ محصولات.

۵- کنترل کیفیت محصولات و برقراری قیود عملیاتی، ایمنی و محیط‌زیستی.

۶- تثبیت دبی در جریان‌های برگشتی.

۷- موازنه‌ی جرم.

۸- کنترل مستقل واحدهای عملیاتی.

۹- بهینه‌سازی اقتصادی و بهبود دینامیک کنترلی فرآیند.

## کنترل کیفیت محصولات و برقراری قیود عملیاتی، ایمنی و محیط زیستی

باید بهترین شیرها برای کنترل کیفیت و دیگر قیود عملیاتی انتخاب شوند. از آن جایی که شیرها تاثیرات فراوانی بر مسائل اقتصادی و عملیاتی دارند، باید به نوعی انتخاب شوند که دینامیک برقرار شده در فرآیند ثابت زمانی کوچک و بهره‌ی پایای بزرگی داشته باشد.

## تاثیرات انتگراسیون حرارتی

دلیل بنیادی اعمال انتگراسیون حرارتی بهبود بازده ترمودینامیکی فرآیند و در نتیجه کاهش هزینه‌های عملیاتی آن فرآیند است. در انتگراسیون حرارتی، حرارت توسط جریان‌های مختلف از نواحی که گرماده هستند به بخش‌هایی که نیازمند حرارت هستند منتقل می‌شود. شکل ۱ شماتیک بسیار مناسبی ازاتصالات حرارتی بین واحدهای یک فرآیند است. این شکل پیچیدگی کلی فرآیندهای دارای انتگراسیون حرارتی و سختی کنترل آن‌ها را به وضوح به ما نشان می‌دهد. این پیچیدگی دلیل دیگری بر نیاز ما به سیستم کنترلی Plant-wide است.

## بهینه‌سازی استخراج بنزن از واحد تقطیر

واحد صنعتی استخراج بنزن صنعتی، در شکل ۲ نشان داده شده است، که متشکل از سه بخش اصلی، قبل از تقطیر، تقطیر استخراجی و حلال بازسازی می‌باشد. در بخش قبل از تقطیر، خوراک (شامل بنزن و غیر آروماتیک) است به تولوئن و بنزن تقسیم شده است. بخش بنزن وارد ستون تقطیر استخراجی می‌شود، که با استفاده از حلال NFM بازیافت می‌گردد. بخارات در بالای سر ستون تقطیر استخراجی، حاوی غیر آروماتیک و

مقدار کمی بنزن و حلال، به ستون بازیابی حلال تغذیه، که در آن حلال و غیر آروماتیک جدا می‌شود وارد می‌گردد. محصول ته ستون تقطیر استخراجی، شامل حلال، بنزن و مقدار کمی از غیر آروماتیک است، به ستونی که، درآن بنزن توسط تقطیر در خلاء خالص به دست آمده منتقل می‌گردد (بازسازی حلال واحد).

بخش تقطیر استخراجی خود دو واحد را شامل می‌شود: ستون تقطیر استخراجی و ستون بازیابی حلال. ستون تقطیر استخراجی، غیرآروماتیک و بنزن از هم جدا هستند. این جدایی در شرایط عادی با استفاده از تقطیر غیر ممکن است. NFM ، حلال که تغذیه‌کننده بالای ستون تقطیر استخراجی است، باعث می شود که غیرآروماتیک و بنزن به صورت انتخابی جذب و یا از هم جدا گردند. بازیابی حلال ستون برای جدایی‌سازی از غیر آروماتیک استفاده می‌شود در حال حاضر در بالای ستون تقطیر استخراجی حلال باقی رسوب کرده است. بخشی از پایین به منظور بهبود NFM ، جداکننده حلال را تغذیه می‌کند. جدا کننده حلال مایع رابه دو فاز مایع تجزیه می‌کند. فاز غیر معطر غنی به ستون حلال بازیابی بازگشت داده می‌شود. در حالی که فاز NFM غنی به ستون ED راهنمایی می‌گردد (حلال لاغر مدار). ستون بازیابی حلال در ترکیب با جدا کردن حلال ، استفاده از NFM را کاهش می‌دهد. این بخش توسط کنترل فشار، دما و سطح کنترل می‌گردد[۱].

کنترل خودکار ستون تقطیر استخراجی شامل بهره‌برداری از ستون بازیافت حلال است، که عملکرد آن همیشه در رابطه با استخراج ستون تقطیر در نظر گرفته می‌شود. عملکرد قابل اعتماد از ستون تقطیر استخراجی با استفاده از کنترل‌های زیر امکان‌پذیراست:

۱)کنترل فشار خطوط

۲) کنترل دما خطوط

۳)کنترل سطح پایین

بهره‌برداری ایمن از ستون بازیابی حلال توسط کنترل‌های زیر تضمین می‌گردد:

۱)کنترل فشار خطوط

۲)کنترل سطح خطوط

۳) کنترل سطح پایین

## فرضیه

مدل‌سازی بخش تقطیر استخراجی در این مطالعه بر اساس موارد زیر انجام شد مفروضات:

۱) بخار و مایع به طور کامل در هر مخلوط هستند (مرحله و فرض در تعادل باشد).

۲) از گرمای اختلاط می توان صرف نظر کرد.

۳) کندانسور و جوش آور به‌عنوان مراحل تعادل در نظر گرفته شود.

۴) توقیف بخار قابل در مقایسه با کل قفه در هر سینی اغماض است.

## بهینه‌سازی پویا

در این بخش زمان پروفایل وابسته پارامترهای کنترل (به-عنوان مثال، Kc و $\tau_i$) در طی گذر از یک شرایط، حالت پایدار خود را به دیگری، با به حداقل رساندن انحراف کلیدی متغیرهای عامل از مجموعه نقاط مربوطه مشخص می‌کند [ معادله زیر]:

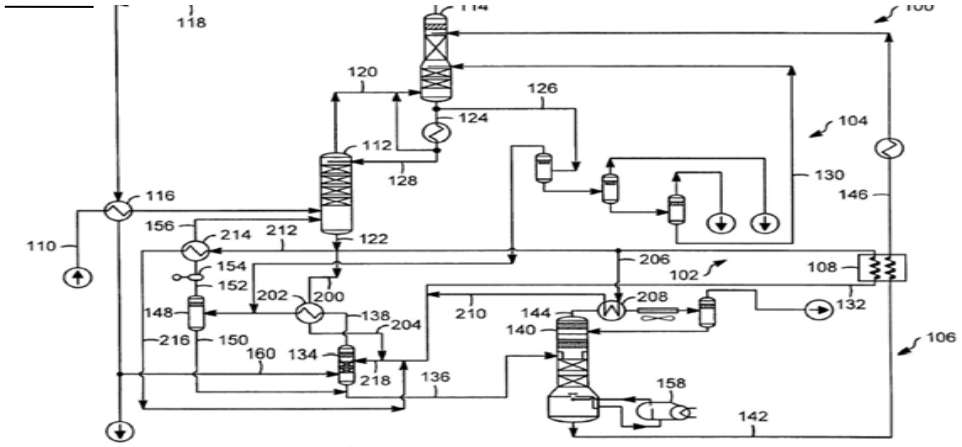
$$ISE=\int_0^{tF}\left(\frac{PV-SP}{SP}\right)^2 dt$$

به منظور برآورد بهینه‌سازی ثابت، هر یک از کنترل کننده-ها به طور جداگانه بهینه‌سازی شد[۳] . ثابت بهینه‌سازی نهایی از همه کنترل‌کننده‌ها با استفاده از الگوریتم بهینه‌سازی پیدا شد، این برآورد به عنوان حدس اولیه و اجازه دهنده این موضوع باشد که ثابت تمام کنترل‌کننده‌ها توان تغییر در طول بهینه‌سازی را داشته باشند. ثابت بهینه کنترل‌کننده‌ها و هم‌چنین ثابت مربوطه قبل از بهینه‌سازی در جدول۱ فهرست شده‌اند. بهینه‌سازی کنترل‌کننده‌های ستون تقطیر استخراجی بسیار سریع هستند البته این موضوع به این معنی نیست که ستون بازیابی حلال انحراف کوچکی از حالت پایدار نداشته باشد. این روش می‌تواند در کنترل فرآیند پیشرفته واحد به منظور کاهش محصولات خارج از تنظیمات واحد مورد استفاده قرار گیرد.

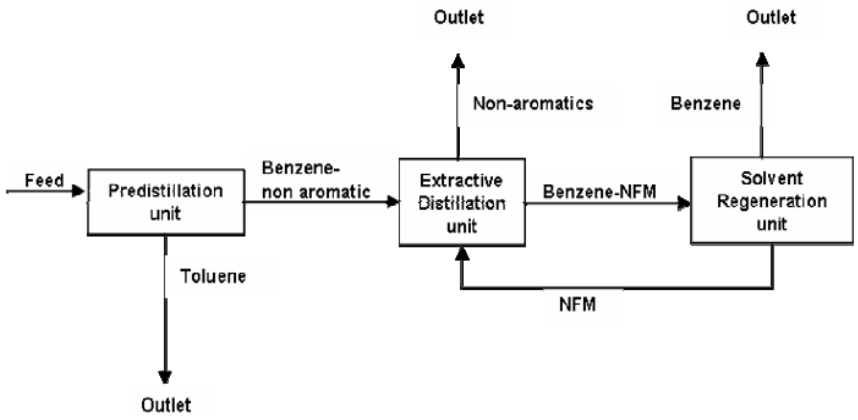
## بحث و نتیجه‌گیری

مدل پویا برای بهینه‌سازی تقطیر استخراجی صنعتی بخشی از واحدصنعتی استخراج بنزن توسعه داده شد. از آن‌جا که مدل پویا به یک مدل حالت پایدار خوب نیاز داشت، مدل حالت

پایدار برای اولین بار توسعه داده شد و با استفاده از داده‌های واقعی واحد صنعتی معتبر شناخته گردید. از آن‌جا که نسبت حلال به خوراک و درجه حرارت، دو پارامتر مهم در جداسازی بنزن هستند، نسبت حلال مطلوب به خوراک در شرایط حالت پایدار بررسی شد. در شبیه‌سازی پویا، ثابت کنترل‌کننده‌ها در واحد برای بهبود کنترل از بخش تقطیر استخراجی و به حداقل رساندن انحراف از حالت پایدار، بهینه‌سازی شد، که این بهترین وضعیت ممکن است.




شکل۱: فرآیند جداسازی گاز اسیدی به همراه انتگراسیون حرارتی پیچیده [۵]




شکل۲: [۱]

جدول۱: [۱]

| Controller | Initial | | Optimized | |
|---|---|---|---|---|
| | $K_C$ | $\tau_I$ | $K_C$ | $\tau_I$ |
| Pressure controller of the extractive distillation column | 100 | 2.25 | 20.42 | 2.03 |
| Temperature controller of the extractive distillation column | 85 | 3 | 9.89 | 1 |
| Bottom level controller of the extractive distillation column | 30 | 0.02 | 15.39 | 2.05 |
| Pressure controller of the solvent recovery column | 100 | 2.25 | 20.07 | 12.06 |
| Overhead level controller of the solvent recovery column | 30 | 0.02 | 8.45 | 2.07 |
| Bottom level controller of the solvent recovery column | 30 | 0.02 | 10.13 | 55.88 |

## تقدیر و تشکر

از استاد ارجمندم جناب آقای دکتر شفیعی خسروشاهی که در این مسیر علمی مرا مورد لطف و تشویق قرار دادند و بنده را همراهی فرمودند کمال تشکر و امتنان را دارم. پیشاپیش از اساتید و مؤلفان محترم که نشریه را در ارتقای کیفی آن یاری می‌کنند، سپاس‌گزارم.

## منابع

[1] Qiu, Q.F., Rangaiah, G.P., Krishnaswamy,P.R.,۲۰۰۳, Application of a plant-wide control design to the HDA process, ELSEVIER., 27 , 73_/94.

[2]Ghaee,A.,Sotudeh-Gharebagh,R.,Mostoufi,N.,2008,Dynamic optimization of the benzene extractive distillation unit., Brazilian,. December.

[3] Buckley,S. P,." Techniques of process control",. New York: Wiley, 1964.

[4] Douglas ,M. J., "Conceptual design of chemical processes"., New York: McGraw-Hill, 1988.

[5] Abdollahkhani,N,. Improvement of control system of the ethylbenzene process using plant-wide control,. October 20