

شبیه‌سازی و مقایسه روش‌های مختلف جداسازی بنزن از بنزین

رضا احمدی پویا^۱، سید محمد رضا نعمتی

ایران، سرخس، معاونت عملیات- بهره برداری پالایشگاه گاز شهید هاشمی نژاد (خانگیران)

نویسنده مسئول، ایمیل: pooya14092@yahoo.com

تاریخ دریافت: ۹۴/۰۷/۱۸ تاریخ پذیرش: ۹۴/۱۲/۰۵

چکیده:

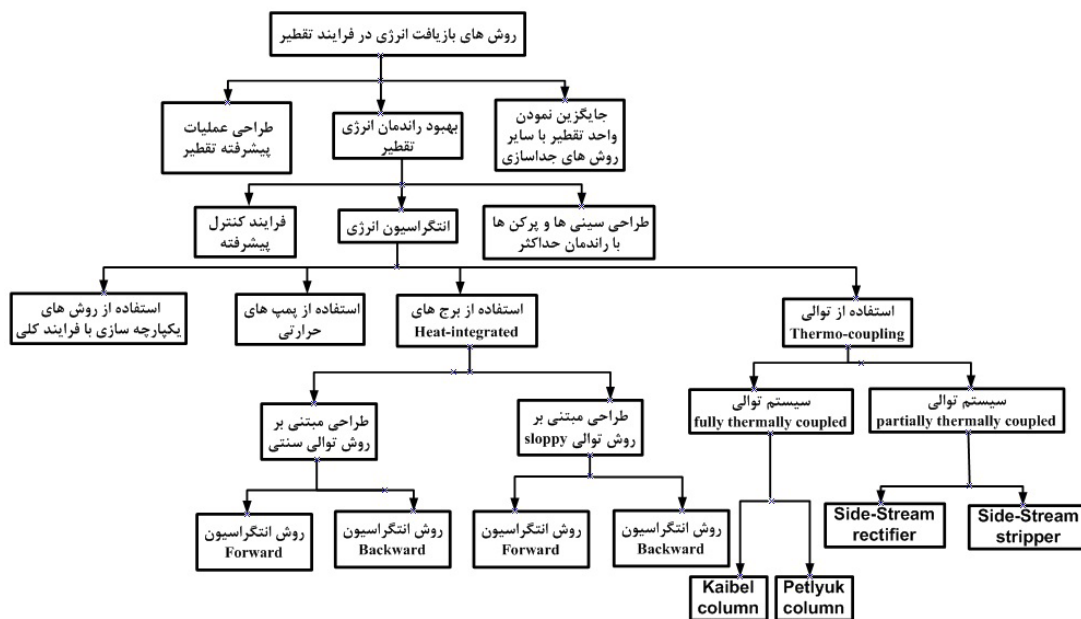
اساساً به منظور افزایش کیفیت بنزین نهایی تولید شده در واحدهای صنعتی، بایستی برخی از ترکیبات و یا ناخالصی‌های موجود در این فرآورده را جدا نمود. از جمله مهمترین این ناخالصی‌ها می‌توان به ترکیبات آروماتیک و بنزن اشاره کرد. در برخی از واحدهای صنعتی (به ویژه واحدهای تبدیل کاتالیستی) با تزریق هیدروژن به بنزین در واحد هیدروژن زنی، محصولات نظیر بنزن و مشتقات آن، مواد سبک و پنتان را جدا می‌کنند. در چنین واحدهایی، کل خوراک، قبل از جداسازی سایر ترکیبات آن، به این واحد فرستاده می‌شود. راهکار مناسب جهت کاهش هزینه‌های تولید و مصرف انرژی، تفکیک ترکیبات مزاحم همراه خوراک پیش از ورود به واحدهای بعدی است. در این مقاله، روش‌های جداسازی مختلف جهت تفکیک ترکیبات C₆ از بنزین خروجی از واحدهای تبدیل کاتالیستی مورد بررسی قرار گرفته‌اند. کلیدی‌های گزینه‌های احتمالی ممکن به کمک نسخه‌ی سال ۲۰۰۶ نرم‌افزار Aspen Hysys شبیه‌سازی و با یکدیگر مقایسه شدند. بر پایه نتایج به دست آمده از طراحی و شبیه‌سازی، بهترین روش جداسازی برای مورد مطالعاتی فوق پیشنهاد گردیده است به طوری که با توجه به ملاحظات انرژی (میزان مصرف انرژی) و هزینه‌های عملیاتی (هزینه سالیانه کل)، برقراری رابطه بین آنها به گونه‌ای انجام شود که امکان دستیابی به یک سیستم جداسازی بهینه فراهم گردد.

کلمات کلیدی: بهینه‌سازی توالی برج‌های تقطیر، جداسازی، جداسازی بنزن از بنزین

۱- مقدمه

می‌توان میزان تولید پساب‌های صنعتی و گازهای خطرناکی همچون CO₂، NO_x و SO_x را کاهش داد. روش‌های کلی بازیافت انرژی حرارتی در فرایندهای تقطیر را می‌توان به صورت جایگزینی کامل تقطیر، بهبود بازده انرژی مصرفی تقطیر و تقطیر با عملیات واحد پیشرفته معرفی نمود. در شکل ۱، دسته بندی کلی این روش‌ها ارائه شده است (King, 1980). با توجه به مصرف بسیار زیاد انرژی حرارتی در واحد تقطیر، یک راهکار اصلاحی، جایگزین نمودن واحد تقطیر با سایر سیستم‌های جداسازی همچون جذب، واجذبی (جدا کردن گاز از مایع)، جذب سطحی، غشاء تبلور و غیره است که انجام این امر خصوصاً در مورد فرایندهای با ظرفیت عملیاتی بالا، سبب افزایش هزینه‌ها خواهد شد. راه کار دیگر انجام تقطیر با عملیات واحد پیشرفته است. این روش نیز دارای هزینه بالایی است. با توجه به ملاحظات مصرف انرژی و هزینه‌های عملیاتی، بهبود بازده انرژی در واحدهای تقطیر را می‌توان به عنوان یک

مسئله‌ی طراحی بهینه‌ی یک سیستم جداسازی برای یک مخلوط چند جزئی و فرآوری محصولات مطلوب با ترکیب درصد مشخص، همواره به عنوان چالشی جدی در اکثر فرایندهای شیمیایی به شمار می‌آید. سیستم‌های جداسازی، معمولاً به صورت سیستم‌هایی متشکل از توالی چندین برج تقطیر، طراحی می‌شوند. در کنار مزایای طراحی این سیستم‌ها از آنجایی که با یک توالی از برج‌های تقطیر روبه‌رو هستیم، ممکن است میزان مصرف انرژی حرارتی افزایش یابد که این امر سبب افزایش هزینه‌های انرژی و ساخت و در نهایت افزایش هزینه سالیانه کل می‌گردد. با توجه به رشد فزاینده هزینه‌های انرژی در صنایع شیمیایی، امروزه بازیافت انرژی به عنوان راهکاری موثر در زمینه کاهش مصرف انرژی به شمار می‌آید. همچنین از نقطه نظر مسائل زیست محیطی، هر چقدر بتوانیم میزان مصرف مواد شیمیایی را کاهش دهیم، به تبع آن



شکل ۱- دسته بندی روش های کلی بازیافت انرژی در فرایند تقطیر

در این مقاله، ابتدا انواع سیستم های توالی، مورد بررسی و سپس عملکرد هر یک از این گزینه ها از نظر میزان مصرف انرژی و هزینه های عملیاتی، مورد ارزیابی قرار گرفتند. سپس یک سیستم جداسازی که در مقایسه با سایر گزینه ها دارای کمترین میزان مصرف انرژی حرارتی و هزینه سالیانه کل (به عنوان تابع هدف مسیله) باشد، به عنوان سیستم توالی بهینه برگزیده شده است. در انتها نیز عملکرد سیستم جداسازی بهینه انتخاب شده مورد تحلیل و بررسی قرار گرفته است. بدین منظور، نتایج به دست آمده از طراحی هر یک از گزینه های فوق، با یکدیگر مقایسه شده اند.

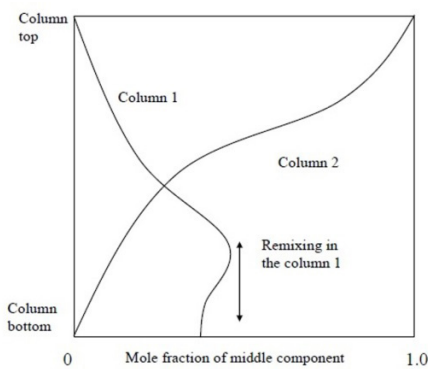
۲- دسته بندی سیستم های جداسازی مختلف بر اساس بهبود بازده انرژی مصرفی تقطیر

سیستم های جداسازی در حالت کلی شامل چهار دسته زیر هستند (Jainet *al.*, 2012):

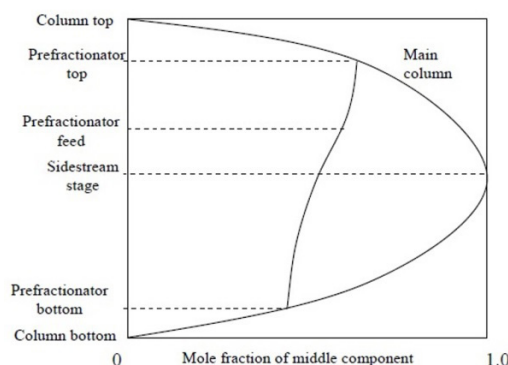
- سیستم های توالی سنتی^۱
- سیستم های توالی انتگره شده حرارتی^۲
- سیستم های توالی ترموکوپلی^۳
- سیستم های توالی درهم^۴

راهکار مناسب در نظر گرفت و از طریق انتگراسیون انرژی، طراحی سیستم کنترل فرایند پیشرفته و استفاده از سینی ها و پرکن ها با بازده حداکثر، به اصلاح عملکرد سیستم پرداخت. در این مقاله از روش انتگراسیون انرژی استفاده شده است به طوری که بدین طریق می توان با اعمال کمترین تغییرات در طرح های عملیاتی موجود (کاهش هزینه های اصلاح فرایند)، به حد قابل قبولی از میزان صرفه جویی در مصرف انرژی دست یافت. در زمینه انجام انتگراسیون انرژی در عملیات تقطیر، راهکارهای شاخصی مانند روش های یکپارچه سازی انرژی، استفاده از پمپ های حرارتی (در ستون های تقطیر با اختلاف دمایی کم بین بالا و پایین برج و بار گرمایی بالا)، استفاده از برج های یکپارچه حرارتی و در نهایت استفاده از توالی برج های ترموکوپل وجود دارد (Smith, 2005). بنا به نوع شرایط عملیاتی (فشار، دما، میزان بار حرارتی، ترکیب درصد و فاز جریان های موجود) و محدودیت های حاکم بر فرایند و در نهایت نوع تحلیل مورد نظر (تحلیل انرژی، Sizing و غیره)، انتخاب هر یک از روش های فوق می تواند ثمربخش باشد. در اینجا با توجه به موضوع مورد نظر و در راستای دستیابی به یک سیستم جداسازی بهینه، از مدل برج های یکپارچه حرارتی و برج های ترموکوپل استفاده شده است. سیستم های جداسازی با قابلیت کنترل پذیری مناسب، معمولاً در قالب مجموعه ای از برج های متوالی پی در پی با آرایش های مختلف طراحی می شوند.

1- Conventional sequence system
 2- Sloppy sequence system
 3- Thermo coupling sequence system
 4- Heat integrated sequence system



(الف)



(ب)

شکل ۲- پروفایل ترکیب درصد جزء میانی در: الف) توالی مستقیم (با پدیده اختلاط مجدد) و ب) توالی برج‌های ترموکوپل و توالی درهم (بدون پدیده اختلاط مجدد)

به حساب آورد (Eliceche and Sargent, 1981). در توالی نوع سوم، میزان انتقال حرارت مورد نیاز برای جداسازی، به وسیله تماس مستقیم جریان‌های جرمی مواد تامین می‌شود. همچنین یک شرط لازم برای برقراری این نوع توالی آن است که باید جریان‌های گاز یا مایع با ترکیب درصدهای مشابه در برج‌های مختلف وجود داشته باشند (Stephanopoulos *et al.*, 1982). توالی نوع چهارم تشابه زیادی به سیستم توالی نوع سوم دارد. در اینجا نیز باید جریان‌های مایع یا گاز در برج‌های مختلف دارای ترکیب درصد برابری باشند.

در دو برج اصلی موجود در این سیستم، اختلاط مجدد ترکیب شونده میانی وجود ندارد (شکل ۲-ب) و ترکیب شونده میانی به عنوان یک محصول از قسمت پایین برج با طول بلندتر و همچنین از قسمت بالای برج با طول کوتاه‌تر به دست می‌آید (Triantafyllou and Smith, 1992).

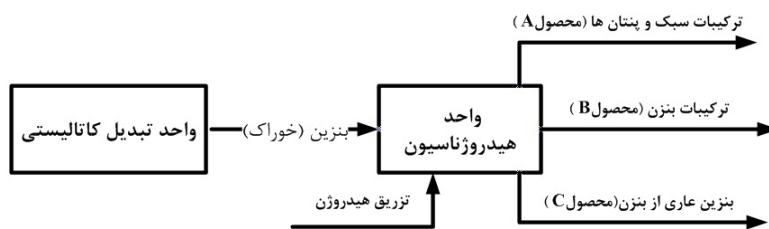
۳- روش کار

بر پایه شکل ۳، در یک واحد تبدیل کاتالیستی به منظور جداسازی بنزن و مشتقات آن از بنزین، بنزین به دست آمده را به واحد هیدروژن‌دهی منتقل و با تزریق هیدروژن، محصولاتی نظیر بنزن و مشتقات آن، مواد سبک و پنتان را جداسازی می‌کنند. در این روش، به دلیل انتقال کل خوراک به واحد هیدروژن‌دهی، مقدار مصرف هیدروژن افزایش می‌یابد.

دسته اول شامل توالی دو برج تقطیر ساده است به گونه ای که محصول برج اول به عنوان خوراک برای برج دوم به کار می‌رود. به طور خاص، این توالی برای تقطیر یک مخلوط سه جزئی (C و B، A) مورد استفاده قرار گرفته و هر برج دارای یک جریان خوراک و دو جریان محصول است. انتخاب نوع آرایش مستقیم و یا غیرمستقیم در توالی برج‌های فوق، به پارامترهایی نظیر بار حرارتی ریویولرها و کندانسورها، اختلاف دمایی بین قسمت بالای یک برج با قسمت پایین برج دیگر و مقدار فشار عملیاتی افزوده شده از ستون منبع حرارتی و ترکیب درصد جریان خوراک در هر یک از برج‌ها بستگی دارد.

مهمترین ضعف چنین سیستم‌هایی، ایجاد پدیده اختلاط مجدد ترکیب شونده میانی است (شکل ۲-الف). این موضوع به معنای اتلاف انرژی در جداسازی و فراورش ترکیب میانی خواهد بود (Setty, 2005).

در دسته دوم از بخار بالاسری یکی از برج‌ها برای تامین حرارت مورد نیاز برج دیگر استفاده می‌شود. بدین ترتیب می‌توان کندانسور برج اول و ریویولر برج دوم (در حالت طراحی Forward) و یا ریویولر برج اول و کندانسور برج دوم (در حالت طراحی Backward) را حذف و یک مبدل حرارتی را جایگزین نمود. معمولاً فشار برج منبع حرارت، به منظور تامین نیروی محرکه مورد نیاز مبدل حرارتی افزایش می‌یابد. این نوع توالی برج را می‌توان به علت کاهش چشمگیر در میزان مصرف انرژی حرارتی، جزو یکی از موثرترین سیستم‌های توالی

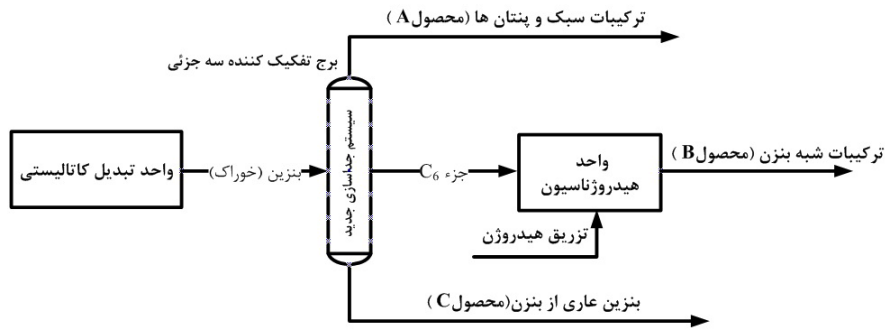


شکل ۳- طرح کلی فرایند پالایش بنزین بر مبنای طرح موجود

جدول ۱- ویژگی های هریک از روش های مختلف جداسازی یک مخلوط چند جزئی

مشخصات و ویژگی های سیستم توالی	نوع سیستم توالی
<ul style="list-style-type: none"> وجود پدیده اختلاط مجدد ترکیب شونده میانی اتلاف انرژی به دلیل وجود اختلاط مجدد توالی دو برج با دخالت ریبویلر و کندانسور وجود ریبویلر و کندانسور مجزا برای هر یک از برج ها که سبب افزایش میزان انرژی مورد نیاز خارجی برای ریبویلرها و افزایش اتلاف انرژی در کندانسورها خواهد شد. 	<p>سیستم توالی سنتی</p> <p>Conventional Sequence</p>
<ul style="list-style-type: none"> حذف یک ریبویلر و کندانسور در هر یک از برج های توالی کاهش میزان انرژی مورد نیاز برای ریبویلر و کاهش میزان اتلاف انرژی در کندانسور 	<p>سیستم توالی انتگره شده حرارتی</p> <p>Heat-Integrated Sequence</p>
<ul style="list-style-type: none"> اتصال برج اصلی و واحد جانبی از لحاظ حرارتی برقراری ارتباط برج های توالی به طور مستقیم و بدون دخالت ریبویلر و یا کندانسور کاهش میزان انرژی مورد نیاز ریبویلر و میزان اتلاف انرژی در کندانسور عدم وجود اختلاط مجدد و اتلاف انرژی در هنگام جداسازی ترکیب شونده میانی برابری ترکیب درصد ترکیب شونده میانی با ترکیب درصد سینی خوراک 	<p>سیستم توالی ترموکوپلی</p> <p>Thermo-Coupled Sequence</p>
<ul style="list-style-type: none"> اتصال برج اصلی و واحد جانبی از لحاظ حرارتی عدم وجود اختلاط مجدد و اتلاف انرژی در هنگام جداسازی ترکیب شونده میانی تامین نیازهای حرارتی از طریق کندانسور و ریبویلر 	<p>سیستم توالی درهم</p> <p>Sloppy Sequence</p>

راهکار مناسب برای کاهش هیدروژن مصرفی، طراحی یک (شکل ۴)، با جداسازی جزء C_6 از بنزین خروجی از واحد سیستم جداسازی مناسب برای حذف سایر ترکیبات، قبل از ورود به واحد هیدروژن دهی است. در سیستم پیشنهادی تا حد زیادی میزان مصرف هیدروژن را کاهش داد. اما



شکل ۴- طرح کلی فرایند پالایش بنزین بر مبنای طرح پیشنهادی

ادامه با توجه به میزان مصرف انرژی و هزینه سالیانه کل طراحی هر یک از گزینه های فوق (به عنوان تابع هدف مسئله) و مقایسه مقادیر به دست آمده با یکدیگر، بهترین روش جهت جداسازی و حذف ترکیبات بنزن از بنزین برای مورد مطالعاتی فوق پیشنهاد شده است.

۴- روابط ریاضی حاکم بر مسئله

به طور کلی در طراحی و بررسی یک ستون جداسازی می توان از روابط اساسی زیر استفاده کرد.
۴-۱- روابط تعادلی و موازنه های جرم و انرژی:

همانگونه که قبلاً اشاره شد کاهش مصرف هیدروژن به تنهایی کافی نیست و نکته مهم دیگر مقرون به صرفه بودن سیستم جداسازی پیشنهادی است که این موضوع در این مقاله مورد بررسی قرار گرفته است.

در اینجا با هدف بهبود فرایند موجود (از نظر میزان مصرف انرژی و هزینه های عملیاتی) و افزایش کیفیت فرآورده بنزین تولیدی، به طراحی یک واحد جداسازی با عملکرد بهینه می پردازیم. بدین منظور ابتدا به کمک نرم افزار Aspen Hysys 2006، تمامی آرایش های موجود برای طراحی یک سیستم توالی برج های تقطیر بررسی شده اند (شکل ۵). در

- برای برج اصلی:

(الف) موازنه جرم ترکیب شونده آ:

$$\frac{d(M_j x_{j,i})}{dt} = V_{j+1} y_{j+1,i} + L_{j-1} x_{j-1,i} - V_j y_{j,i} - L_j x_{j,i} + F_j z_{j,i} - S_j x_{j,i} \quad (1)$$

(for $j=1:n$ and $i=1:n_c$)

(ب) موازنه جرم کلی:

$$\sum_i x_{i,j} = 1 \quad ; \quad \sum_i y_{i,j} = 1 \quad (2)$$

(ج) موازنه انرژی جزئی:

$$\frac{d(H_{L,j} M_j)}{dt} = V_{j+1} H_{V,j+1} + L_{j-1} H_{L,j-1} - V_j H_{V,j} - L_j H_{L,j} + F_j H_{F,j} - S_j H_{L,j} \quad (3)$$

(د) رابطه تعادلی:

$$y_{j,i} = K_{j,i} x_{j,i} \quad , \quad K_{j,i} = \frac{y_{j,i}^{psat}}{P_j} \quad (4)$$

- برای کندانسور:

(الف) موازنه جرمی:

$$\frac{d(M \cdot x_{D,i})}{dt} = V_1 y_{1,i} + L \cdot x_{D,i} - D x_{D,i} \quad (5)$$

(ب) موازنه انرژی:

$$\frac{d(M \cdot H_D)}{dt} = V_1 H_{V,1} - L \cdot H_{L,1} - D H_D - q_c \quad (6)$$

(ج) موازنه کلی:

$$\sum_i x_{D,i} = 1 \quad (7)$$

• برای ریویولر :

الف) موازنه جرمی:

$$\frac{d(M_R x_{w,i})}{dt} = L_{n_k} x_{n_k,i} - V_{n_k+1} y_{n_k+1,i} - w x_{n_k+1,i} \quad (8)$$

ب) موازنه انرژی:

$$\frac{d(M_{n_k+1} H_{L,n_k+1})}{dt} = L_{n_k} H_{L,n_k} - H_{V,n_k+1} V_{n_k+1} - w H_{L,n_k+1} + q_R \quad (9)$$

ج) رابطه تعادلی:

$$y_{n_k+1,i} = K_{n_k+1,i} x_{w,i} \quad (10)$$

د) موازنه کلی:

$$\sum_i x_{n_k+1,i} = 1 \quad \text{and} \quad \sum_i y_{n_k+1,i} = 1 \quad (11)$$

در روابط بالا؛ M_j ، میزان کل مول مایع بر روی سینی j ام، $x_{j,i}$ ؛ ترکیب درصد مولی ترکیب شونده i ام در فاز مایع در سینی j ام، V_j ؛ شدت جریان بخار عبوری از سینی j ام (mole/s)، L_j ؛ شدت جریان مایع عبوری از سینی j ام (mole/s)؛ $y_{j,i}$ ؛ ترکیب درصد مولی ترکیب شونده i ام در فاز بخار در سینی j ام، F_j ؛ شدت جریان خوراک بر روی سینی j ام (mole/s)، $Z_{j,i}$ ؛ ترکیب درصد مولی ترکیب شونده i ام در جریان خوراک ورودی به سینی j ام؛ z_j ؛ شدت جریان مولی جریان جانبی در سینی j ام (mole/s)، n_k ؛ تعداد سینی ها در بخش k ام از برج، n_c ؛ تعداد ترکیب شونده ها، $H_{L,j}$ ؛ آنتالپی مایع بر روی سینی j ام (J/mole)؛ $H_{V,j}$ ؛ آنتالپی بخار بر روی سینی j ام (J/mole)؛ $P_{j,i}$ ؛ فشار بخار اشباع ترکیب شونده i ام در سینی j ام (pa)، P_j ؛ فشار بر روی سینی j ام (pa)، M_o ؛ مقدار مول مایع در کندانسور (moles)، $x_{D,i}$ ؛ ترکیب درصد مولی ترکیب شونده i ام در محصول فراوری شده، L_o ؛ شدت برگشتی مایع (mole/s)، D ؛ شدت محصول تقطیر (mole/s)؛ H_D ؛ آنتالپی مایع جزء فراوری شده (J/mole)؛ q_c ؛ بار حرارتی کندانسور (J/s)، M_R ؛ میزان مول مایع در ریویولر (mole)؛ $x_{w,i}$ ؛ ترکیب درصد مولی ترکیب شونده i ام در محصول پایین برج، w ؛ شدت جریان مولی محصول پایین برج (mole/s) هستند.

۴-۲- روابط ترمودینامیکی - انرژی:

• موازنه انرژی کلی :

$$\sum_{\text{out of system}} (nh+Q+Ws) - \sum_{\text{in to system}} (nh+Q+Ws) = 0 \quad (12)$$

• موازنه انترپپی :

$$\sum_{\text{out of system}} \left(ns + \frac{Q}{T_s} \right) - \sum_{\text{in to system}} \left(ns + \frac{Q}{T_s} \right) = \Delta S_{\text{irr}} \quad (13)$$

• موازنه کار قابل دسترس:

$$\sum_{\text{in to system}} \left[nb+Q \left(1 - \frac{T_0}{T_s} \right) + W_s \right] - \sum_{\text{out of system}} \left[nb+Q \left(1 - \frac{T_0}{T_s} \right) + W_s \right] = LW \quad (14)$$

• حداقل میزان کار جداسازی :

$$W_{\text{min}} = \sum_{\text{out of system}} nb - \sum_{\text{in to system}} nb \quad (15)$$

• بازده قانون دوم ترمودینامیک :

$$\eta = \frac{W_{\text{min}}}{LW+W_{\text{min}}} \quad (16)$$

در این روابط؛ n = شدت جریان مولی، T = دما، P = فشار، h = آنتالپی مولی، S = انتروپی مولی، Q = میزان حرارت ورودی / خروجی به / از سیستم، Ws = کار محوری عبوری از مرزهای سیستم، S_{irr} = میزان عدم کارایی ترمودینامیکی فرایند، b = تابع دسترس پذیری مولی $(b = h - T_0 S)$ ، LW = میزان اتلاف کار $(S_{irr} \Delta LW = T_0)$ = بازده ترمودینامیکی و T_0 = دمای محیط $(T_s = T_0)$ هستند.

$$S_n = \sum_{j=1}^{n-1} S_j \cdot S_{n-j} \quad (17)$$

$$S_n = [2(n-1)!] / [n! (n-1)!] \quad (18)$$

در روابط بالا؛ n = تعداد اجزای ترکیب شونده، S_n = تعداد توالی برج‌های تقطیر برای جداسازی n جزء به n ترکیب محصول مجزا، S_j = تعداد توالی برج‌های تقطیر مورد نیاز جهت جداسازی ترکیبات آسبک بالای برج و S_{n-j} = تعداد توالی برج‌های تقطیر مورد نیاز جهت جداسازی ترکیبات سنگین پایین برج هستند.

۴-۴- روابط تخمین هزینه‌های عملیاتی - طراحی ستون‌های جداسازی:

۴-۳- روابط بنیادی جداسازی:

پارامتر مهم در طراحی تعداد مراحل جداسازی در سیستم‌های متشکل از توالی چندین برج تقطیر، ضریب و یا فاکتور جداسازی است. که با توجه به شرایط حاکم بر هر فرایند (تعداد ترکیب شونده‌های موجود در جریان خوراک ورودی، ترکیب درصد اجزا در فاز بخار-مایع، روابط تعادلی و غیره) به دست می‌آید. بر این اساس می‌توان از روابط (۱۷) و (۱۸) استفاده کرد.

- هزینه ثابت سرمایه گذاری برای برج‌های تقطیر:

$$\text{Installed cost of column shell} = \left(\frac{M\&S}{28.0}\right)(937.61)(d^{1.066})(H^{0.802})(3.18) \quad (19)$$

$$\text{Installed cos of column trays} = \left(\frac{M\&S}{28.0}\right)(97.24)(d^{1.00})(h) \quad , \quad h = (N_{\text{actual}} - 1)(0.6) \quad (20)$$

$$\text{Column cost} = \text{Installed cost of column shell} + \text{Installed cost of column trays} \quad (21)$$

- هزینه های عملیاتی:

الف) هزینه‌های یوتیلیتی سرد (آب خنک کننده)

$$\dot{m}_{CW} = \frac{Q}{C_p \Delta T} \quad , \quad C_p = 4.181 \frac{J}{K.g} \quad \text{and} \quad \Delta T = 10K \quad (22)$$

(operating hours per year = 8000)

ب) هزینه‌های یوتیلیتی گرم (بخار)

$$\dot{m}_{STM} = \frac{Q}{\lambda} \quad , \quad \lambda = 2083 \frac{kJ}{kg} \quad (\text{for low - pressure}), 2000 \frac{kJ}{kg} \quad (\text{for medium - pressure, steam}) \quad (23)$$

(operating hours per year = 8000)

- هزینه‌های ثابت سالیانه:

$$\text{Annual capital costs} = \frac{\text{capital costs}}{\text{plant life time}} \quad , \quad \text{plant life time} = 10 \text{ years} \quad (24)$$

- هزینه سالیانه کل:

$$\text{Total annual cost} = \text{annual operating cost} + \text{annual capital cost} \quad (25)$$

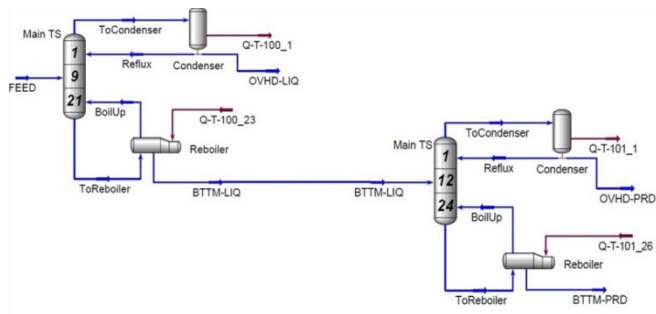
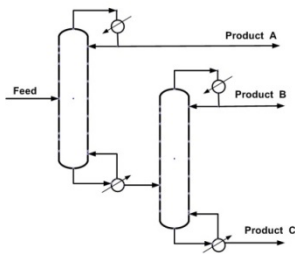
۵- مورد مطالعاتی

اطلاعات جریان‌های خوراک و محصولات مربوط به فرایند فوق در جداول (۲) ارائه شده است. مقدار بنزن در بنزین خروجی باید کمتر از ۱ درصد حجمی باشد. در این مسئله میزان بنزن موجود در بنزین خروجی از سیستم جداسازی جدید را که به واحد هیدروژن‌دهی وارد می‌شود، در حدود ۱۵ درصد حجمی فرض کرده‌ایم. همچنین میزان اجزای کلیدی بازاری شده در برش محصولات را ۹۸ درصد حجمی در نظر می‌گیریم.

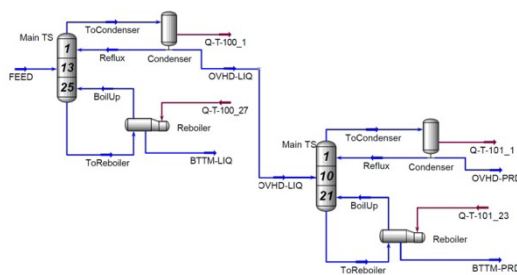
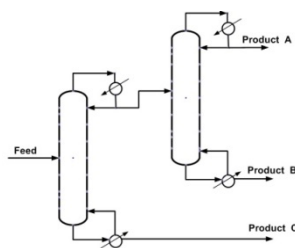
در روابط بالا؛ $M\&S$ ؛ شاخص ثابت Marshall and Swift برابر با $1056/8$ ؛ d ؛ قطر برج تقطیر، H ؛ ارتفاع برج تقطیر، h ؛ ارتفاع سینی برج، N_{actual} ؛ تعداد واقعی سینی‌های برج، m_{CW} ؛ میزان شدت جریان جرمی یوتیلیتی سرد (آب خنک کننده)، C_p ؛ ظرفیت حرارتی ویژه، ΔT ؛ اختلاف دمایی، m_{STM} ؛ میزان شدت جریان یوتیلیتی گرم (بخار)، λ ؛ گرمای نهان بخار، Q ؛ میزان گرما هستند. مبنای محاسبات بر اساس اطلاعات اقتصادی سال ۲۰۱۴ است.

جدول ۲- مشخصات خوراک ورودی (بنزین)

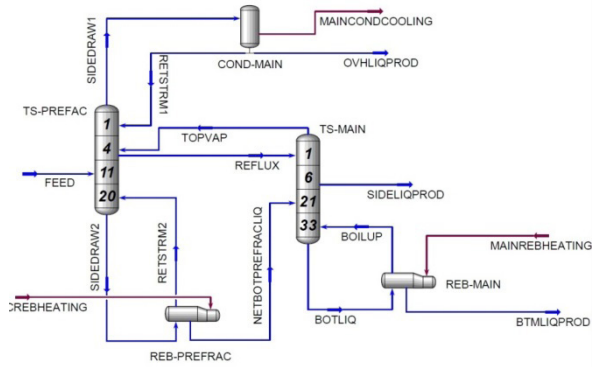
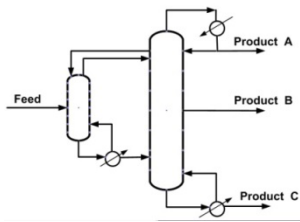
مشخصات جریان خوراک ورودی	
اجزاء	ترکیب درصد
Benzene	۰/۱۵۳۰
Toluene	۰/۱۳۷۳
i-C ₅	۰/۰۵
i-C ₄	۰/۰۲۶۸
n-C ₄	۰/۰۳۴۴
n-C ₅	۰/۰۴۹۵
124-MC ₅	۰/۱۱۳۴
C ₆	۰/۰۲۲۵
C ₇	۰/۰۶۳۰
124-M-BZ	۰/۲۱۲۵
m-Xylene	۰/۱۳۷۶
Temperature (°C)	۸۵
Pressure (kPa)	۱۵۰
Flow rate (kgmol/hr)	۱۲۰۰



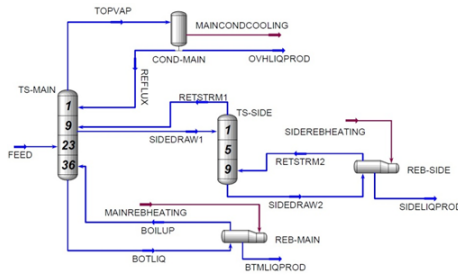
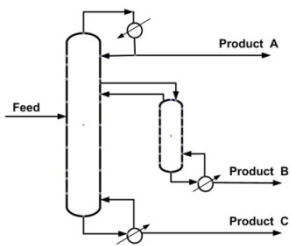
توالی (۱) Direct Sequence



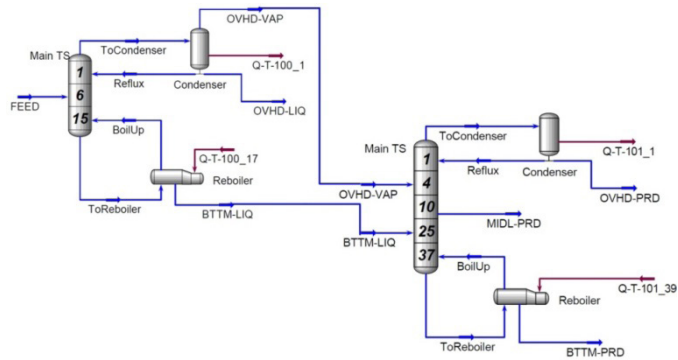
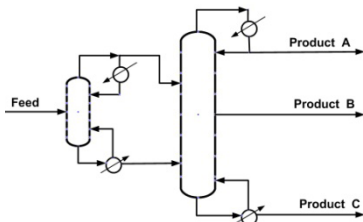
توالی (۲) Indirect Sequence



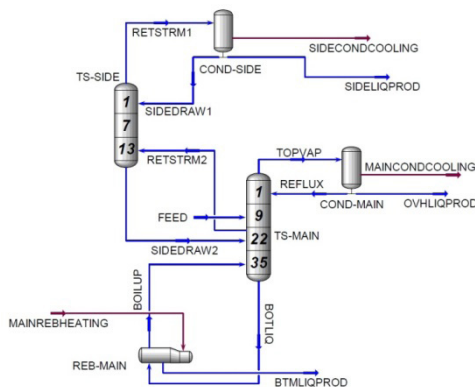
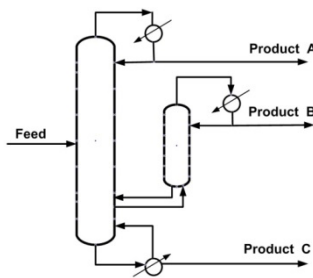
۳) توالی Partially Coupled Prefractionator



۴) توالی Column with Side Stripper Sequence

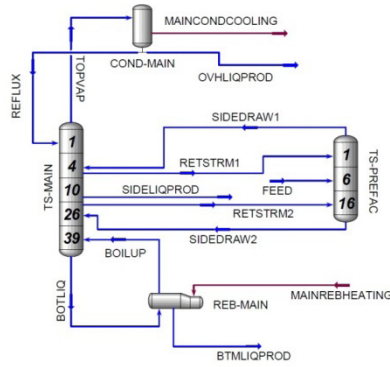
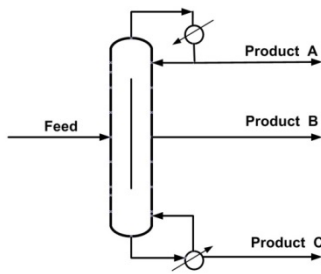


۵) توالی Column with Prefractionator Sequence

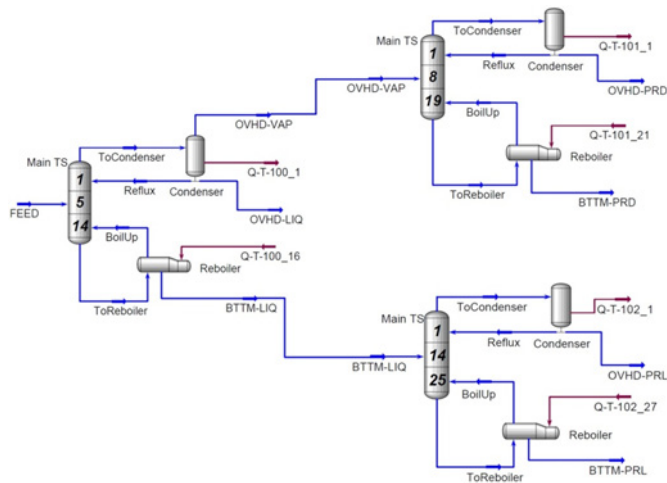
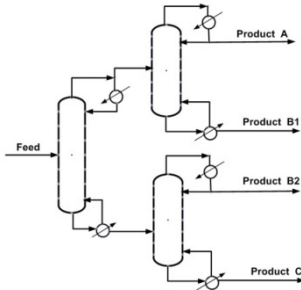


۶) توالی Column with Side Rectifier Sequence

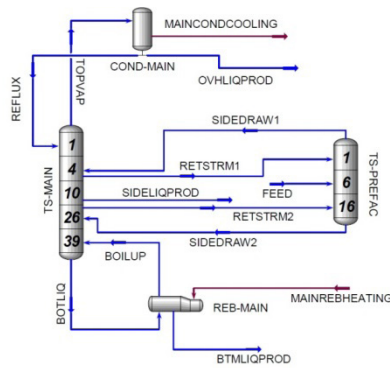
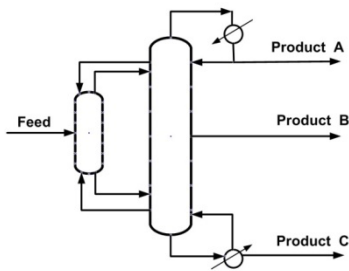




توالی (۷) Dividing Wall Column Sequence



توالی (۸) Distributed sequence



توالی (۹) Petlyuk Column Sequence

شکل ۵- گزینه‌های مختلف جهت جداسازی یک مخلوط سه جزئی

(۳)، هزینه‌های انرژی و سالیانه کل در مورد گزینه DWC (Dividing Wall Column) نسبت به سایر گزینه‌ها کمتر است. در جداول (۴) و (۵) نیز به ترتیب بار حرارتی گرم و سرد و شدت حرارتی ریبویلر و کندانسور ارایه و مجدداً با توجه

۶- نتایج:

با استفاده از نرم‌افزار شبیه‌ساز، هزینه طراحی، هزینه انرژی و هزینه سالیانه کل برای هر ۹ گزینه طراحی، محاسبه و در جدول (۳) ارایه شده اند. بر پایه نتایج برگرفته از جدول

به اینکه گزینه DWC دارای کمترین بار حرارتی و شدت حرارتی است. مقادیر نسبی این پارامترها نیز محاسبه شده اند. در جدول (۶)، تعداد سینی‌های تئوری مورد نیاز برای هر گونه مشخص شده اند که بر این اساس گزینه جداسازی

دارای کمترین تعداد سینی (۴۶ سینی) است. ضمناً سیستم جداسازی DWC دارای ۵۷ سینی بوده و از این نظر در بین سایر سیستم‌های جداسازی در رتبه هفتم قرار دارد.

جدول ۳- مقایسه عملکرد سیستم‌های توالی از جنبه هزینه طراحی و هزینه انرژی

نوع توالی برج های تقطیر	هزینه سالیانه کل $10^6 * (\text{cost/years})$	هزینه طراحی $10^6 * (\$)$	هزینه انرژی $10^6 * (\text{cost/years})$
(Dividing Wall Column (DWC	۱/۱۸۱	۰/۹۷۲۵	۰/۹۹۵۹
Petlyuk Column	۱/۲۶۵	۱/۴۱۴	۰/۹۹۵۹
Column with Side Stripper	۱/۳۲۱	۱/۲۴۷	۱/۰۸۳
Partially Coupled Prefractionator	۱/۳۳۹	۱/۳۸۳	۱/۰۷۵
Column with Prefractionator	۱/۳۴۵	۱/۴۱۰	۱/۰۷۶
Direct Sequence	۱/۳۹۴	۱/۴۲۷	۱/۱۲۲
Column with Side Rectifier	۱/۴۱۷	۱/۴۲۲	۱/۱۴۵
Indirect Sequence	۱/۴۳۱	۱/۴۳۵	۱/۱۵۷
Distributed Sequence	۱/۴۳۸	۱/۷۷۳	۱/۱۰۰

جدول ۴- مقایسه عملکرد سیستم‌های توالی از جنبه میزان مصرف انرژی

نوع توالی برج های تقطیر	بار حرارتی گرم (MW)	بار حرارتی سرد (MW)
(Dividing Wall Column (DWC	۱/۳۴۳	-۰/۹۵۱۲
Petlyuk Column	۱/۳۴۳	-۰/۹۵۱۲
Column with Side Stripper	۱/۴۸۰	-۱/۱۴۲
Partially Coupled Prefractionator	۱/۴۴۸	-۱/۰۴۴
Column with Prefractionator	۱/۴۴۷	-۱/۰۵۴
Direct Sequence	۱/۵۶۹	-۱/۲۳۶
Column with Side Rectifier	۱/۵۳۶	-۱/۱۷۷
Indirect Sequence	۱/۵۸۸	-۱/۳۵۲
Distributed Sequence	۱/۴۸۳	-۱/۱۸۶

جدول ۵- مقایسه عملکرد سیستم‌های توالی از جنبه میزان شدت بخار در کندانسور و ریپویلر

نوع توالی برج های تقطیر	شدت جریان مولی خروجی از ریپویلر (kgmole/hr)	شدت جریان مولی خروجی از کندانسور (kgmole/hr)
(Dividing Wall Column (DWC	۱۳۰۶	۱۳۰۶
Petlyuk Column	۱۳۰۶	۱۳۰۶
Column with Side Stripper	۱۴۸۳	۱۴۸۳
Partially Coupled Prefractionator	۱۴۳۲	۱۴۳۲
Column with Prefractionator	۱۴۳۲	۱۸۱۲
Direct Sequence	۱۵۴۲	۱۵۴۲
Column with Side Rectifier	۱۴۹۶	۱۴۹۶
Indirect Sequence	۱۶۲۶	۱۶۲۶
Distributed Sequence	۱۴۷۳	۱۸۵۰

جدول ۶- تخمین و مقایسه عملکرد سیستم‌های توالی از جنبه تعداد کل سینی‌های تئوری

نوع توالی برج های تقطیر	تعداد کل سینی ها
(Dividing Wall Column (DWC	۵۷
Petlyuk Column	۵۷
Column with Side Stripper	۴۶
Partially Coupled Prefractionator	۵۶
Column with Prefractionator	۵۵
Direct Sequence	۴۸
Column with Side Rectifier	۴۹
Indirect Sequence	۴۹
Distributed Sequence	۶۳

۷- بحث و نتیجه گیری:

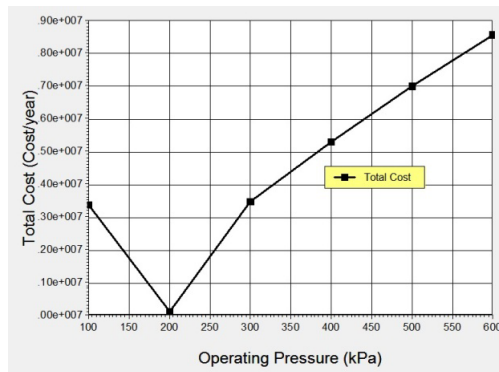
سیستم‌های توالی ترموکوپل با برج یک‌سو کننده و توالی ترموکوپل با برج عاری‌سازی و در نهایت سیستم‌های توالی معمول با آرایش مستقیم و غیرمستقیم را می‌توان انتخاب کرد. از نقطه نظر ملاحظات مصرف انرژی (جدول ۴ و ۵) و میزان هزینه‌های عملیاتی (جدول ۳)، در میان سیستم‌های توالی ترموکوپل (سیستم‌های جداسازی با عملکرد بهینه)، توالی

بررسی نتایج جداول (۳) تا (۶) نشان می‌دهد که در شرایط عملیاتی مشابه، میزان مصرف انرژی در جداسازی یک مخلوط چند جزئی در سیستم‌های توالی مذکور به صورت زیر است: سیستم‌های توالی ترموکوپل و توالی ترموکوپل با برج داخلی، دارای کمترین میزان مصرف انرژی هستند. سپس

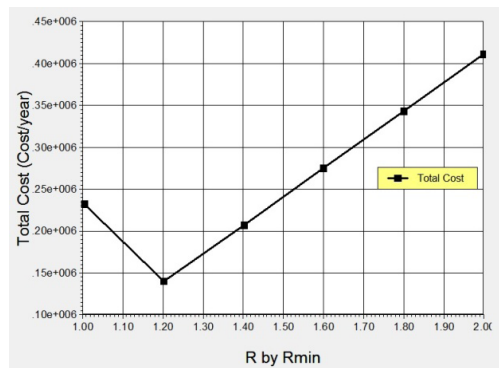
DWC و برج پتلیوک دارای بهترین عملکرد هستند.

مقدار باشد، جهت تامین نیازهای سرمایش باید از سیستم تبرید و در صورتی که فشار عملیاتی بالاتر از این مقدار باشد، باید جهت تامین نیازهای حرارتی سیستم از منابع حرارتی گران تر استفاده نمود که در هر دو حالت این امر سبب افزایش هزینه انرژی و هزینه سالیانه کل خواهد شد. همچنین میزان نسبت برگشتی بهینه برج برابر با $R/R_{min}=1/20$ (شکل ۷) است. سایر نتایج حاصل از مطالعه دقیق تر توالی DWC در قالب شکل های (۶) تا (۱۰) ارایه شده اند.

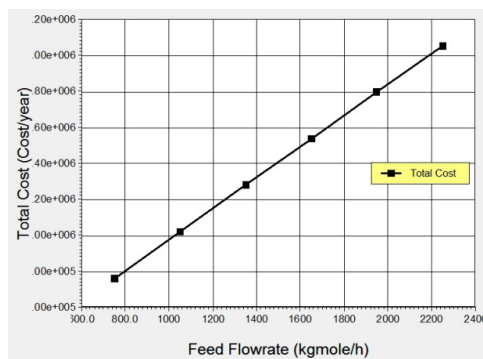
بر پایه نتایج به دست آمده فوق، سیستم جداسازی DWC را می توان به عنوان یک سیستم بهینه جهت جداسازی مخلوط چند جزئی مورد نظر پیشنهاد نمود. بهترین عملکرد سیستم توالی DWC در تحت شرایط عملیاتی بهینه به دست می آید که می توان از طریق انجام آنالیز حساسیت آنها را تعیین نمود. به طوری که بر پایه شکل ۶، فشار عملیاتی بهینه برج در سیستم توالی DWC در حدود ۲۰۰ کیلو پاسکال است. در صورتی که فشار عملیاتی پایین تر از این



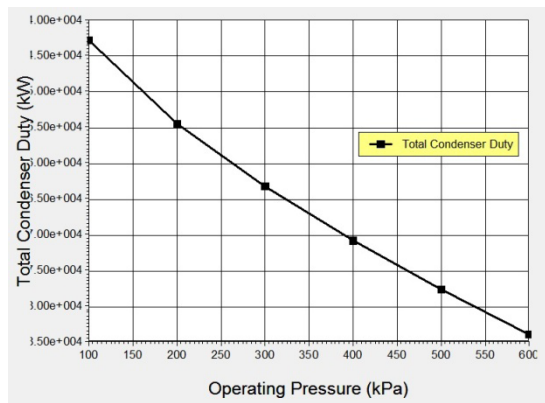
شکل ۶- منحنی تغییرات فشار عملیاتی در مقابل هزینه سالیانه کل



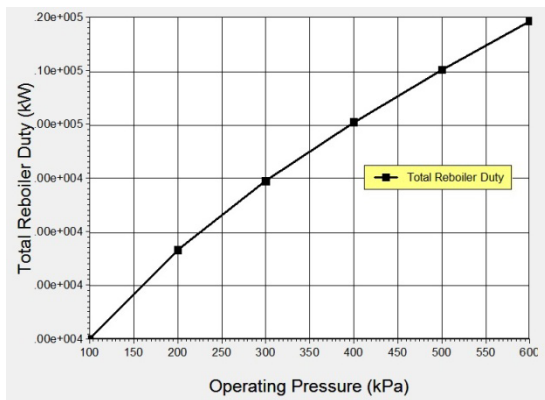
شکل ۷- منحنی تغییرات نسبت برگشتی در مقابل هزینه سالیانه کل



شکل ۸- منحنی تغییرات شدت جریان خوراک در مقابل هزینه سالیانه کل



شکل ۹- منحنی تغییرات فشار عملیاتی در مقابل بار حرارتی کل کندانسور



شکل ۱۰- منحنی تغییرات فشار عملیاتی در مقابل بار حرارتی کل ریبویلر

The Institution of Chemical Engineers Journal, 61(1):1-10

- Stephanopoulos, G., B.Linnhoff, and A.Sophos, 1982. Synthesis of Heat Integrated Distillation Sequences, *The Institution of Chemical Engineers (IChemE) Journal*, 74:111-120
- Triantafyllou, C., and R. Smith, 1992. The Design and Optimization of Fully Thermally-coupled Distillation Columns, *The Institution of Chemical Engineers (IChemE) Journal*, 70a:118-126.

۸- مراجع

- King, C.J., 1980. Separation Processes, MacGraw Hill Inc., New York, 850 pp.
- Smith, R., 2005. Chemical Process Design And Integration, John Wily and Sons Ltd., London, 713 pp.
- Jain, S., R. Smith, and J.K. Kim, 2012. Synthesis of heat-integrated distillation sequence systems, *Taiwan Institute of Chemical Engineers Journal*, 43(4): 525-534.
- Setty, Y.P., 2005. Optimization of Distillation Sequences, *Chemical Engineering Division-Journal*, 85(3):69-75.
- Eliceche, A.M., and R.W.H. Sargent, 1981. Synthesis and design of distillation Systems,

Simulation and comparison of different benzene separation and removal methods

Reza AhmadiPouya*, SeyedMohammadrezaNemati

Iran, Sarakhs, ShahidHashemenejad Gas Processing Company (S.G.P.C.)

Corresponding Author, Email: pooya14092@yahoo.com

Abstract

Generally, gasoline product from a catalytic reformer is sent to hydrogenation units for separation of benzene and its derivatives from gasoline. Indeed, to produce desirable products, we need to inject hydrogen at hydrogenation unit. Because whole gasoline is sent to hydrogenation unit, the hydrogen consumption will increase. As a suggestion to decrease hydrogen demand, we can design a separation system as Three Product System (TPS) for catalytic reformer. By the new designed system, initially we can separate C6 fractions from output gasoline and then solely sending C6 fraction to hydrogenation unit to reduce hydrogen's requirement. In this article, different types of TPS are discussed and the performance of these units along with design costs and energy consumption are estimated. Ultimately with comparing of their performance, optimum separation system has been suggested for case study.

Key words: Separation of benzene from gasoline, TPS separation system, Optimization of column sequencing.

