



نهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران

دانشگاه علم و صنعت ایران  
۳-۵ آذر، ماه ۱۳۸۳

## طراحی فرایند بازیابی استایرن از خوراک واحد بنزین پیرولیز

محمد رضا امید خواه<sup>۱\*</sup>، کیومرث رحیمی<sup>۱</sup>

۱. تهران-پل نصر - دانشگاه تربیت مدرس، بخش مهندسی شیمی

[omidkhah@modares.ac.ir](mailto:omidkhah@modares.ac.ir)

### چکیده

با توجه به ترکیب درصد خوراک واحد بنزین پیرولیز مشکل اساسی در بازیابی استایرن جداسازی آن از ارتوزایلن است. بنابراین تصمیم گرفته شد تا جداسازی در دو مرحله انجام شود. در مرحله اول استایرن و ارتوزایلن از مخلوط خوراک واحد بنزین پیرولیز جدا شده و سپس در مرحله دوم این دو ترکیب از یکدیگر جدا می شوند. در مرحله اول این جداسازی سه گزینه فرایندی (برج تقطیر با جریان جانبی، توالی مستقیم برج های تقطیر ساده و توالی غیر مستقیم) مورد بررسی قرار گرفته و در نتیجه برج تقطیر با جریان جانبی به عنوان گزینه برتر انتخاب شد. در مرحله دوم با توجه به شرایط ترمودینامیکی، برای جداسازی نهایی استایرن از ارتوزایلن چهار گزینه فرایندی مطالعه شد و با توجه به محاسبات انجام گرفته تقطیر استخراجی بیشترین سود آوری را نشان داد. از آنجا که نوع حلال بر اقتصاد تقطیر استخراجی تاثیر زیادی دارد، انتخاب حلال مناسب نیز از اهمیت فراوانی برخوردار است. از بین گزینه های موجود، حلال سولفولان به عنوان بهترین گزینه انتخاب شد. از آنجا که نسبت حلال به خوراک بر نحوه جداسازی استایرن از ارتوزایلن و اندازه دستگاهها تاثیر زیادی دارد با استفاده از روش GRG مقدار نسبت بهینه برابر ۱/۵ بدست آمد. پس از شبیه سازی فرایند، به منظور تکمیل فرایند با استفاده از فناوری Pinch به اصلاح فشارهای عملیاتی واحد و طراحی شبکه مبدلهای حرارتی پرداخته شد و در آخرین گام فرایند نهایی به وسیله نرم افزار HYSYS مورد شبیه سازی قرار گرفت.

**کلمات کلیدی:** طراحی مفهومی فرایند، تقطیر استخراجی، فناوری Pinch، انتگراسیون فرایند، شبکه مبدلهای حرارتی

### مقدمه

استایرن به عنوان یکی از منومرهای صنعتی مهم در تولید و تهیه انواع پلیمرها نقش به سزایی دارد. یکی از محصولات جانبی واحد اولفین خوراک واحد بنزین پیرولیز است که دارای ترکیبات اولفینی، نفتنی و آروماتیک می باشد، از جمله این ترکیبات می توان به استایرن اشاره کرد. بعنوان نمونه، ترکیب درصد، شدت جریان و شرایط عملیاتی خوراک واحد بنزین پیرولیز پتروشیمی تبریز در جدول (۱) آورده شده است. ایده اصلی در این مقاله بازیابی استایرن از این ترکیب قبل از فرستاده شدن به واحد بنزین پیرولیز است. جداسازی استایرن به راحتی از بنزین پیرولیز ممکن نیست. حضور ارتوزایلن در این مخلوط و اختلاف کم نقطه جوش آن با استایرن، جداسازی این دو ترکیب از یکدیگر را دشوار می کند. براساس آموزه های طراحی مفهومی فرایند، می توان گزینه های مختلف فرآیندی برای جداسازی استایرن از بنزین پیرولیز را بررسی و بر اساس قیمت تمام شده، گزینه برتر را معرفی کرد. [۱، ۳و۲]

جدول (۱) ترکیب درصد جرمی و شرایط عملیاتی بنزین پیرولیز پتروشیمی تبریز [۴]

دما(K)	۳۲۳
فشار(kPa)	۱۰۱
شدت جرمی جریان(kg/hr)	۶۹۴۱
بوتان	۰/۰۰۳
پنتن	۰/۰۰۸
ایزوپرن	۰/۰۰۸
سیکلو پنتان	۰/۰۷۴
سیکلو پنتا دی ان	۰/۰۷۴
پنتادی ان	۰/۰۴۱
C6	۰/۰۳۷
بنزن	۰/۴۰۲
تولوئن	۰/۱۴۲
C7	۰/۰۴۴
ارتوزایلن	۰/۰۳۲
استایرن	۰/۱۳۵

خوراک واحد بنزین پیرولیز پتروشیمی تبریز به عنوان نمونه در این تحقیق مورد بررسی قرار گرفته است. به دلیل اینکه خوراک از داخل مجتمع تهیه می شود و پس از استخراج استایرن از آن دقیقاً به همان مصرف قبلی می رسد، قیمتی برای آن در نظر گرفته نمی شود. سایر قیمت ها<sup>۱</sup> در جدول (۲) ارائه شده و تعداد روزهای کاری در سال معادل ۳۲۰ روز در نظر گرفته شده است.

<sup>۱</sup> نرخ برابری دلار ۸۵۰۰ ریال در نظر گرفته شده است.

جدول (۲) قیمت خوراک و مواد اولیه [۵]

مواد	قیمت (\$ / kg)
بنزین پیرولیز	-
استایرن	۱/۰۳
ارتو زایلن	۰/۵
پارا زایلن	۰/۶۳
بنزن	۰/۴۵
سولفولان	۳/۲
تولوئن	۰/۳۷۵

### طراحی سیستم جداسازی فرآیند

خوراک واحد بنزین پیرولیز ترکیبات مختلفی علاوه بر استایرن وجود دارند، برای جداسازی استایرن، در یک دسته بندی بر اساس نقطه جوش سه برش سبک، متوسط و سنگین تعریف شده است که در جدول (۳) ملاحظه می شود.

جدول (۳) برش های سبک، متوسط و سنگین [۶]

دسته بندی	ترکیب	نقطه جوش °C
برش سبک (Light)	C4	-۰/۱
	پنتان	۲۰
	ایزوپرن	۳۴
	سیکلو پنتا دی ان	۴۱
	پنتا دی ان	۴۲/۱
	سیکلو پنتان	۴۹
برش متوسط (Medium)	C6	۶۹
	بنزن	۸۸/۱
	C7	۹۸/۴
	تولوئن	۱۱۰/۸
برش سنگین (Heavy)	ارتو زایلن	۱۴۴
	استایرن	۱۴۵

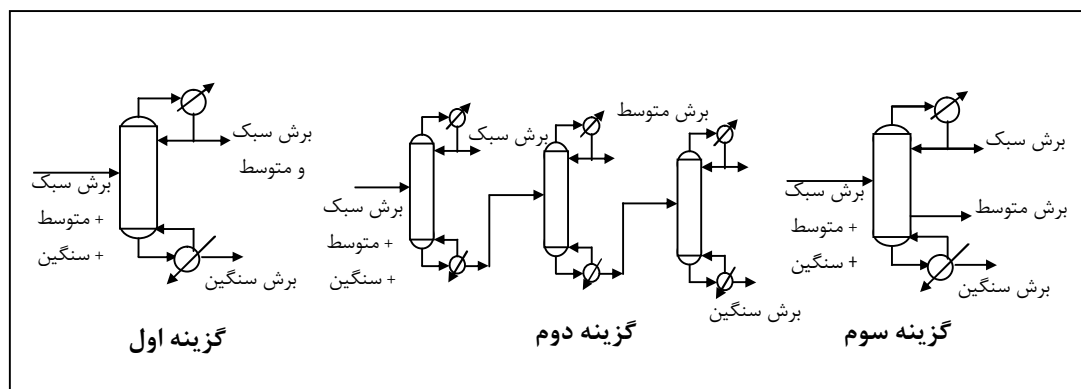
همانطور که در جدول (۳) ملاحظه می شود، ابتدا برش سنگین از برشهای سبک و متوسط جدا کرد. اختلاف کم نقطه جوش بین استایرن و ارتوزایلن جداسازی این دو ماده از هم مشکل شده است که در مرحله دیگری این جداسازی انجام می شود. مراحل جداسازی استایرن از خوراک واحد بنزین پیرولیز عبارتند از:

**مرحله اول:** در ابتدا برشهای سبک و متوسط در یک توالی برجهای تقطیر از برش سنگین جدا می شوند.

**مرحله دوم:** جداسازی استایرن از ارتوزایلن با در نظر گرفتن تقطیر و سایر روشهای جداسازی.

**مرحله اول - جداسازی برشهای سبک و متوسط از برش سنگین:**

تقطیر یکی از متداولترین و کم‌هزینه‌ترین روش‌های جداسازی مخلوط مایعات است. در صورتی که فرآینت نسبی بین اجزاء و اختلاف جوش آنها به اندازه کافی زیاد باشد امکان جداسازی این مواد با کمترین هزینه وجود خواهد داشت. [۷] در مخلوط استایرن و ارتوزایلن به عنوان یک جزء سنگین در نظر گرفته شده و برای جداسازی و کاهش هزینه‌های مربوط به آن در انتهای فرایند عمل جداسازی بر روی آن صورت می‌گیرد. به منظور جداسازی این مواد و با توجه به برشهای تنظیمی سه گزینه متفاوت برای جداسازی ممکن وجود دارد که در شکل (۱) ملاحظه می‌گردد.



شکل (۱) گزینه‌های جداسازی مرحله اول

### گزینه اول

ابتدا برش سبک و متوسط از بالای برج تقطیر جدا می‌شوند و برش سنگین از پایین برج خارج می‌شود. با استفاده از روش فنسک-آندروود-گیلیند<sup>۱</sup> قطر و ارتفاع برج تقطیر بدست آمده است و پس از شبیه‌سازی با نرم افزار Hysys، هزینه‌های ساخت برج تقطیر از روابط گاتری<sup>۲</sup> محاسبه شده است. [۷] نتایج آن در جدول (۴) ملاحظه می‌شود.

### گزینه دوم

در این توالی که در سه برج تقطیر صورت می‌گیرد، ابتدا برش سبک از بالای برج تقطیر اول جدا می‌شود و سپس محصول پایین برج که شامل برشهای متوسط و سنگین می‌باشد در برجهای تقطیر بعدی از یکدیگر جدا می‌شوند. با استفاده از روش فنسک-آندروود-گیلیند قطر و ارتفاع برجهای تقطیر بدست آمده است و پس از شبیه‌سازی با نرم افزار Hysys، هزینه‌های ساخت برج تقطیر از روابط گاتری محاسبه شده است. نتایج آن در جدول (۴) ملاحظه می‌شود.

<sup>1</sup> - Fenske-Underwood-Gilliland

<sup>2</sup> - Guthrie

### گزینه سوم

برجهای تقطیر با جریان جانبی، برجهای جانبی معمولاً هزینه ساخت بیشتری نسبت به برجهای تقطیر ساده دارند ولی با توجه به اینکه می توان با قرار دادن یک برج تقطیر پیچیده به جای توالی از برجهای تقطیر ساده به هدف مورد نظر دست یافت بنابراین این گزینه فرایندی مورد بررسی قرار گرفته است. برای محاسبه هزینه های ساخت و طراحی برجهای تقطیر در ابتدا با استفاده از روش فنسک-آندروود-گلیلند تعداد سینی ها و میزان جریان برگشتی برجهای محاسبه شده است و سپس هر گزینه به وسیله نرم افزار Hysys شبیه سازی شده است هزینه های ساخت برج تقطیر از روابط گاتری محاسبه شده است. هزینه گزینه های مورد نظر در جدول (۴) نشان داده شده است. همان طور که ملاحظه می شود هزینه سرمایه گذاری گزینه برج تقطیر با جریان جانبی نسبت به سایر گزینه ها کمتر است، بعلاوه این گزینه جریان میانی حاوی تولوئن با خلوص مناسب تولید می کند و محصولی قابل فروش می باشد. [۹ و ۸]

جدول (۴) مقایسه بین سه گزینه پیشنهادی برای جداسازی برشهای L, M, H

گزینه	تعداد برج	محصول بالای (kg/hr)	محصول میانی (kg/hr)	محصول پایین (kg/hr)	قطر (m)	ارتفاع (m)	هزینه (\$/yr) طرح
گزینه سوم	۱	۴۸۷۶	۹۷۲/۷	۱۰۹۲	۲/۰۴	۵۷/۹	۱۱۴۸۵۱
گزینه دوم	۳	۶۹۱۹/۹	-	۳۱۳۷	۱/۰۵	۴۸/۷	۴۴۲۰۰۰
		۱۸۲۸/۹	-	۱۳۰۸	۰/۴	۲۱/۳	
		۱۲۹/۲	-	۱۱۷۹	۰/۶	۳۹	
گزینه اول	۱	۵۷۷۹/۱	-	۱۱۶۲	۲/۲	۶۳	۱۳۴۲۳۳

نمودار جریان های فرایندی<sup>۱</sup> به صورت شکل (۲) تبدیل خواهد شد. در این شکل جریان خوراک واحد DPG پتروشیمی تبریز می شود و جریان ۲ به عنوان یک جریان محصول جانبی که دارای تولوئن می باشد مشخص شده است، جریان ۴ (شامل ارتو زایلین و استایرن می باشد) جهت جداسازی به قسمت بعدی فرایند می رود.

### مرحله دوم - جداسازی استایرن از ارتو زایلین :

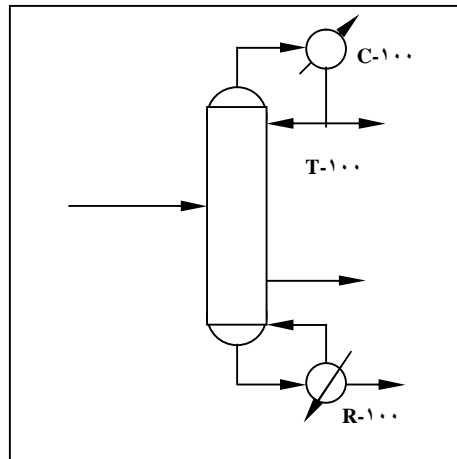
برای جداسازی استایرن از ارتو زایلین به ترتیب هزینه چهار گزینه جداسازی وجود دارد: [۱۰]

گزینه اول - استخراج مایع-مایع

گزینه دوم - تقطیر استخراجی

گزینه سوم - تقطیر آزنوتروپیک

<sup>۱</sup> - PFD



شکل (۲) برج تقطیر با جریان جانبی برای جداسازی برش سبک و متوسط از برش سنگین

### گزینه اول - استفاده از سیستم جداسازی استخراج مایع-مایع برای جداسازی استایرن از ارتوزایلن:

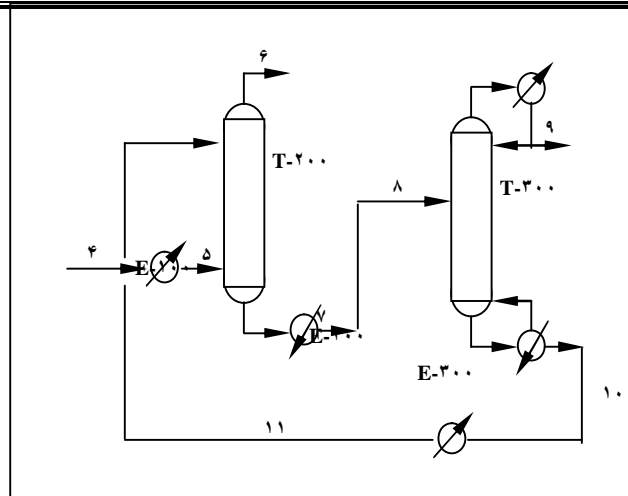
استخراج مایع-مایع یک روش مهم برای جداسازی مخلوط‌هایی است که اجزاء آن اختلاف نقطه جوش کمی دارند و به کمک روشهای مرسوم تقطیر قابل جداسازی نیستند. نمایی از این گزینه در شکل (۲) ملاحظه می شود. فراریت نسبی سیستم مورد نظر در شرایط عادی  $\alpha=1/1$  می باشد، بنابراین از گزینه استخراج مایع برای جداسازی استایرن از ارتوزایلن استفاده شده است. با توجه به اینکه کشش سطحی سیستم (dyn/cm) ۴۵ از برج سینی دار برای جداسازی استفاده شده است. برای جداسازی استایرن از ارتوزایلن، حلال سولفولان که از لحاظ ساختاری تطابق زیادی با دو ترکیب مورد نظر دارد انتخاب شده است، پس از شبیه سازی و محاسبات اقتصادی فرایند، نتایج آن در جدول (۵) ملاحظه می شوند. [۱] بنابراین استفاده از گزینه برجهای استخراج مایع - مایع و برج بازیابی حلال در مقایسه با سایر گزینه ها غیر اقتصادی می باشد.

### گزینه دوم - فرآیند تقطیر استخراجی برای جداسازی استایرن از ارتوزایلن: [۱۲و۱۱]

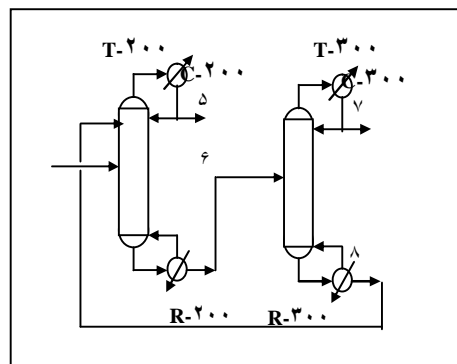
فرآیند تقطیر استخراجی یکی از مناسبترین فرآیندها برای جداسازی استایرن از ارتوزایلن می باشد نمایی از این فرآیند در شکل (۴) ملاحظه می شود. همان طور که قبلاً اشاره شد حضور حلال باعث بر هم خوردن تعادل ترمودینامیکی در خوراک ورودی به واحد می گردد و بر همین اساس ارتوزایلن از جریان ۵ با خلوص ۹۷/۳٪ مولی خارج می گردد، استایرن نیز به همراه سولفولان از پائین برج و از جریان ۶ وارد برج بازیابی حلال یا برج T-۳۰۰ می شود که در آن استایرن با خلوص ۱۰۰٪ از بالای برج جدا می شود و حلال به برج اولی باز می گردد.

## جدول (۵) نتایج فنی واقتصادی واحد استخراج مایع-مایع

مشخصات و هزینه های برج استخراج مایع-مایع		
T-۲۰۰	ارتفاع برج (m)	۳۴/۷
	قطر برج (m)	۱/۰۴
	هزینه نصب و ساخت برج (\$/Yr)	۲۲۰۰۰
مشخصات و هزینه های پیش گرمکن برج تقطیر		
E-۲۰۰	سطح (m <sup>۲</sup> )	۴۶۰
	بخار مصرفی (Kg/hr)	۸۰۳۷
	هزینه خرید و نصب مبدل حرارتی (\$/Yr)	۱۷۷۵۵
	هزینه بخار مصرفی (\$/Yr)	۱۸۹۷۷۵
مشخصات و هزینه های برج تقطیر		
T-۳۰۰	تعداد سینی ها	۵۰
	راندمان سینی ها	۰/۵
	شماره سینی خوراک	۲۵
	سطح چگالنده (m <sup>۲</sup> )	۴۴۴
	آب خنک کننده مصرفی چگالنده (Kg/hr)	۱۱۷۹۳۱
	سطح جوش آور (m <sup>۲</sup> )	۷۴۳
	بخار مصرفی جوش آور (Kg/hr)	۵۴۴۲۹
	ارتفاع برج تقطیر (m)	۳۳/۵
	قطر برج تقطیر (m)	۴/۵
	هزینه نصب و خرید چگالنده (\$/Yr)	۲۶۷۱۳
	هزینه آب خنک کننده مصرفی (\$/Yr)	۳۲۷۶۰۰
	هزینه نصب و خرید جوش آور (\$/Yr)	۳۷۱۰۹
	هزینه بخار مصرفی (\$/Yr)	۱۲۰۰۰۰۰
	هزینه نصب و خرید برج تقطیر (\$/Yr)	۱۱۱۳۳۳
ارزیابی کلی طرح		
	استایرن تولیدی (\$/Yr)	۵۰۰۰۰۰۰
	حلال مصرفی (\$/Yr)	۲۰۰۰۰۰۰
	هزینه های نصب، خرید و عملیاتی دستگاهها (\$/Yr)	۲۹۰۰۰۰۰
	سود آوری طرح (\$/Yr)	۱۰۰۰۰۰۰



شکل (۳) نمایی از جداسازی استایرن از ارتوزایلن به کمک استخراج مایع - مایع



شکل (۴) نمایی از جداسازی استایرن از ارتوزایلن به کمک تقطیر استخراجی

## انتخاب حلال

انتخاب حلال فاکتور اساسی در تقطیر استخراجی می‌باشد که تاثیر زیادی بر روی بازیابی حلال و باز گرداندن آن درون فرایند دارد، مقدار حجم حلال مصرفی بستگی به نوع حلال دارد که انتخاب آن تابع پارامترهای زیر می‌باشد:

(۱) حلال باید از میان سایر ترکیبات (حلالهای دیگر) طوری انتخاب شود که بر روی رفتار فاز مایع و اجزاء کلیدی تاثیر داشته باشد و باعث افزایش فراریت بین دو جزء کلیدی سبک و سنگین گردد به عبارت دیگر اضافه شدن حلال نباید بر هزینه‌های جدا سازی نسبت به حالت عادی بیشتر گردد.

(۲) حلال باید نقطه جوش بالاتری نسبت به اجزاء کلیدی مخلوط داشته باشد و همچنین باید فراریت کمی داشته باشد تا از محصول مقطر بالای برج خارج نگردد، به عبارت دیگر تمایل زیادی به ماندگاری در فاز مایع داشته باشد.



۳) حلال نباید تشکیل آزنوتروپ با سایر ترکیباتی که در فرایند تقطیر استخراجی وجود دارند بدهد در بازیابی حلال هزینه‌های گزاف تقطیر آزنوتروپیک بر فرایند تحمل می‌گردد.

۴) حلال باید از لحاظ ترکیبی ماده‌ای پایدار باشد تا در اثر حرارت درون برج تجزیه گردد.

۵) از لحاظ فیزیکی باید گرمای نهان پایین نقطه جوش بالا تاثیرات بر تعادل VLE و غالب شدن بر جدا سازی مایع - مایع، نداشتن سمیت، شرایط مناسب ویسکوزیته و دانسیته از دیگر پارامترهای مهمی هستند که حلال باید داشته باشد.

به دلیل اینکه دشواریهای جداسازی در این بخش مربوط به ارتوزایلن و استایرن می‌باشد. حلال های مختلفی برای جداسازی این دو ماده از هم پیشنهاد شده اند در جدول (۴) این حلال ها با نسبتهای مختلف وزنی ملاحظه می گردند [۱۳].

با توجه به مطالب فوق الذکر از حلال سولفولان استفاده می شود. برای نشان دادن اثر حلال در فرایند و شبیه سازی آن به کمک نرم افزار Hysys لازم است ضرایب دوگانه سولفولان-استایرن و سولفولان-ارتوزایلن را بدست آوریم تا به کمک معادله NRTL بتوان ضرایب اکتیویته را بدست آورد. برای تخمین ضرایب اکتیویته از بانک اطلاعاتی نرم افزار Aspen استفاده شده است که نتایج آن در جدول (۵) ملاحظه می گردد. بنابراین براساس نتایج حاصله از نرم افزار Hysys نمودارهای تعادلی ارتو زایلن- استایرن بر حسب در شرایط ۱:۱ نسبت حلال به خوراک که فراریت نسبی آن تقریبا برابر ۱/۴ می باشد و ۱:۴ حلال به خوراک که فراریت نسبی آن تقریبا برابر ۱/۸ می باشد و شرایطی که حلال به مخلوط استایرن و ارتوزایلن اضافه نشده است در شکل (۵) ملاحظه می شود.

#### بررسی مشخصات فنی اقتصادی گزینه تقطیر استخراجی: [۱۴]

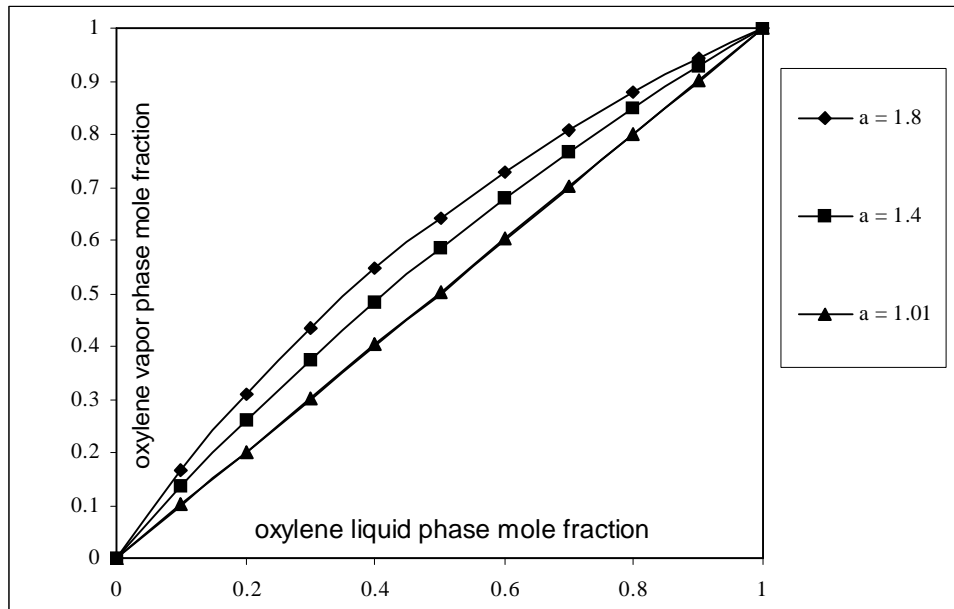
محصول خروجی از برج T-۱۰۰ که حاوی استایرن و ارتوزایلن است برابر با حاوی ۱۸٪ مولی ارتوزایلن و ۸۲٪ مولی استایرن است که وارد فرآیند می‌شود. میزان حلال ورودی به فرآیند بر روی اقتصاد فرآیند تأثیر به سزایی دارد و باعث تغییرات جدی بر روی جداسازی محصولات می‌شود بر همین اساس در ابتدا مسأله را در حالتی که دبی حلال ورودی با دبی خوراک ورودی برابر است، مورد بررسی قرار گرفته است. پس از شبیه سازی فرایند به کمک نرم افزار Hysys، محاسبات اقتصادی براساس آن صورت می‌گیرد. نتایج این تجزیه تحلیل اقتصادی در جدول (۶) ملاحظه می گردد، تحلیل فقط جهت مقایسه این گزینه با سایر گزینه‌ها می‌باشد.

جدول (۴) تاثیر حلال های مختلف بر روی فراریت نسبی استایرن ارتوزایلن [۱۳]

حلال	نسبت حلال به خوراک	فراریت نسبی
بدون حضور حلال	۰:۱	۱
۱-متیل ۲-پایرولیدون	۱:۱	۱/۴
سولفولان	۱:۱	۱/۳
آدیپونیتريت	۱:۱	۱/۳
۱-پپیرازین	۱:۱	۱/۲
NFM	۱:۱	۱/۳
۲-پایرولیدون	۱:۱	۱/۴
پروپیلن کربنات	۱:۱	۱/۳
۱-متیل ۲-پایرولیدون	۱:۵	۱/۶
سولفولان	۱:۵	۱/۷
۱-پپیرازین	۱:۵	۱/۳
NFM	۱:۵	۱/۵
۲-پایرولیدون	۱:۵	۱/۷
پروپیلن کربنات	۱:۵	۱/۴
متیل کریبتول	۱:۵	۱/۴

جدول (۵) ضرایب دوگانه برای سیستم استایرن - ارتوزایلن - سولفولان

	$A_{ij}$	$B_{ij}$	$F_{ij}$	$G_{ij}$	$\alpha_{ij}$	T(K)	$\tau_{ij}$
استایرن - سولفولان	۰	۱۰۳۷/۲۲	۰	۰	۰/۳	۳۳۳	۳/۱۱
سولفولان - استایرن	۰	۱۹۶/۵۲۶ -	۰	۰	۰/۳	۳۳۳	-۰/۵۹
سولفولان - ارتوزایلن	۰	۹۴/۸۹۱۹	۰	۰	۰/۳	۳۳۳	۰/۲۸
ارتوزایلن - سولفولان	۰	۱/۷۵۰۷ ۶۹۲	۰	۰	۰/۳	۳۳۳	۲/۰۸



شکل (۵) تغییرات فراریت نسبی ارتوزایلن - استایرن در اثر اضافه کردن حلال

### بهینه‌سازی مصرف حلال در فرآیند بازیابی استایرن از بنزین پیرولیز

جداسازی در برجهای تقطیر استخراجی بسیار متأثر از میزان حلال مصرفی است، حلال بر روی اندازه دستگاهها و ترکیب درصد جریانهای خروجی از آن تأثیر به‌سزایی دارد. لذا به نظر می‌رسد به جهت اینکه تحلیل صحیحی بر روی فرآیند داشته باشیم لازم است، عمل بهینه‌سازی فرآیند بر روی این مسأله خاص صورت گیرد، آن چیزی که در این بین دارای اهمیت است خوراک ورودی به فرآیند است همان‌طور که در گزینه فرایندی استخراجی ملاحظه گردید در دبی خوراک فعلی این فرآیند امکان‌پذیر است و می‌توان دستگاههای مربوطه را طراحی کرد لذا به نظر می‌رسد با توجه به اینکه محدودیت در تغییرات خوراک ورودی به واحد وجود دارد، میزان خوراک ورودی را ثابت فرض کرده و بر اساس آن حلال مصرفی بهینه را بدست کل فرآیند در شکل (۴) ملاحظه می‌گردد.

در یک مدل بهینه‌سازی مهمترین نکته‌ای که وجود دارد تعیین تابع هدف می‌باشد که براساس آن با در نظر گرفتن محدودیتهای فرآیندی به هدف مورد نظر دست می‌یابیم. این تابع هدف ممکن است در یک زمان بیانگر میزان کک تولیدی درون یک کوره الفین باشد و یا ضرایب مدل فعالیت ترمودینامیکی باشد. در این مسأله خاص هدف حداکثرسازی سودآوری واحد می‌باشد بنابراین تابع هدف، تابع سودآوری اقتصادی می‌باشد که رابطه (۱) بیانگر آن می‌باشد. در این نگرش خاص میزان خوراک ورودی به واحد را متغیر در نظر گرفته شده است تا در صورت امکان با افزایش ظرفیت واحد بتوان به سودآوری بیشتری دست یافت. با توجه به اینکه امکان ذخیره‌سازی بنزین پیرولیز در یک تانک امکان‌پذیر است پس متغیر بودن خوراک ورودی بر روی مکانیسم بهینه‌سازی تأثیر منفی نمی‌گذارد. واحد اولفین پتروشیمی تبریز امکان تولید  $6941 \text{ kg/hr}$  بنزین پیرولیز تولید می‌کند.

## جدول (۶) هزینه گزینه تقطیر استخراجی

		T-۲۰۰	T-۳۰۰
<b>مشخصات فنی چگالنده</b>			
<b>چگالنده</b>	فشار (kPa)	۸/۶۶	۸.۶۶
	دمای ورودی (K)	۳۳۱/۹	۴۶۰
	دمای خروجی (K)	۲۶۳/۵	۴۶۶
	بار حرارتی چگالنده (KW)	۲۹۸	۲۲۶/۷
	$\Delta T_{LMTD}(K)$	۵۱	۲۵
	$U(KW/m^2K)$	۴۱۸	۴۱۸
	سطح ( $m^2$ )	۷/۶	۹/۳
	شدت جرمی سیال خنک کننده (Kg/hr)	۲۷۳	۱۱۶۶/۹
<b>مشخصات فنی جوش آور</b>			
<b>جوش آور</b>	فشار (kPa)	۱۰	۹
	دمای ورودی (K)	۴۳۴/۷	۵۲۸/۷
	دمای خروجی (K)	۴۵۶/۹	۵۳۹
	بار حرارتی جوش آور (KW)	۱۸۷۳/۲	۲۹۰
	$U(KW/m^2K)$	۴۱۸	۴۱۸
	سطح ( $m^2$ )	۱۴۷	۵۱
	دمای بخار (K)	۴۶۶/۳	۵۷۷
	شدت جرمی بخار مصرفی (Kg/hr)	۳۳۸/۶	۶۸
<b>مشخصات فنی برج</b>			
<b>برج</b>	ارتفاع برج تقطیر (m)	۱۷/۶	۸
	قطر برج تقطیر (m)	۱	۱/۵
<b>محاسبات اقتصادی</b>			
<b>چگالنده</b>	هزینه نصب چگالنده (\$/Yr)	۳۹۸۳	۴۲۰۴
	هزینه آب خنک کننده (\$/Yr)	۳۸۴۰۶	۳۲۴۲
<b>جوش آور</b>	هزینه نصب جوش آور (\$/Yr)	۸۹۴۰	۶۵۵۰
	هزینه بخار مصرفی (\$/Yr)	۷۰۵۷۲	۱۴۶۴۸
	هزینه نصب و خریداری برج تقطیر (\$/Yr)	۴۶۸۶۳	۳۹۱۵۴
		کل هزینه های برجهای تقطیر (\$/Yr)	۱۶۸۷۶۴

### فرضیات ساده شونده در مدل بهینه‌سازی

در این مدل برای کاهش پیچیدگی در مدل ریاضیاتی فرضیات زیر را انجام گرفته است:

- (۱) میزان انتالپی میعان بخار بالای برج‌ها را برابر با مقدار ثابت شبیه‌سازی‌های اولیه در نظر گرفته شده است.
- (۲) میزان انتالپی تبخیر جریان‌های ورودی به جوش‌آورهای ثابت و با مقدار شبیه‌سازی‌های اولیه برابر در نظر گرفته شده است.
- (۳) ظرفیت گرمایی ویژه، دانسیته، ویسکوزیته و سایر خواص فیزیکی را در طول عمل بهینه‌سازی ثابت در نظر گرفته شود.
- (۴) فرض کرده‌ایم که برج‌های تقطیر تلفات حرارتی ندارند.

### تابع هدف

تابع هدف عبارت است از کلیه درآمدهای واحدهای منهای هزینه‌های عملیاتی و هزینه‌های ثابت واحد شکل ساده آن به صورت زیر قابل تعریف است:

سود آوری = فروش استایرن + فروش ارتوزایلین + فروش تولوئن - هزینه خرید حلال - هزینه ساخت و عملیاتی چگالنده‌های واحد - هزینه ساخت و عملیاتی جوش‌آورهای واحد - هزینه‌های ساخت برج‌های تقطیر (۱)  
 باتوجه به اینکه خوراک واحد از داخل مجتمع تأمین می‌گردد لذا برای خریداری آن قیمتی در نظر گرفته نشده است، متغیرهای تابع هدف به شرح زیر می‌باشند:

$${}^4 \text{ Styrene product value} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 3932P'_6$$

$$\text{Oxylene product value} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 1909P'_{10}$$

جریان‌های ورودی خروجی

$$\text{Solvent value} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 1/45P'_8 + 12218P'_7 + 168P'_1$$

$$\text{Toluene value} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 428P'_3$$

$$\text{C-100 Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 107A_{C1}^{0/65}$$

چگالنده‌های واحد

$$\text{C-200 Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 107A_{C2}^{0/65}$$

$$\text{C-300 Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 107A_{C3}^{0/65}$$

جوش‌آورهای واحد

$$\text{R-100 Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 107A_{R1}^{0/65}$$

<sup>۱</sup> علامت (\$) بیانگر دبی جرمی می‌باشد.

$$R-200 \text{ Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 10.7 A_{R2}^{.75}$$

$$R-300 \text{ Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 10.7 A_{R3}^{.75}$$

$$T-100 \text{ Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 8695 / 9 D_1^{1/066}$$

برجهای تقطیر واحد

$$T-200 \text{ Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 3 / 989 \left( 33 / 97 D_{T2}^{1/066} H_{T2}^{0/8} + 23 / 4 V_{T2} \right)$$

$$T-300 \text{ Cost} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 3 / 989 \left( 33 / 97 D_{T3}^{1/066} H_{T3}^{0/8} + 23 / 4 V_{T3} \right)$$

$$T-100 \text{ Steam} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 8 / 59 S_1'$$

بخار مصرفی واحد

$$T-200 \text{ Steam} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 8 / 59 S_2'$$

$$T-300 \text{ Steam} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 8 / 59 S_3'$$

$$T-100 \text{ Cooling Water} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 0 / 1145 C_1'$$

آب خنک کننده مصرفی واحد

$$T-200 \text{ Cooling water} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 6 / 384 C_2'$$

$$T-300 \text{ Cooling Water} \left( \frac{\$}{\text{yr}} \right) = 0 / 1145 C_3'$$

حلال مصرفی

$$\text{Solvent circulation value} = 56 / 4 \times 10^{-5} \left( 6 / 8 H_r + 11 / 4 \right) P_r'$$

### محدودیت‌های برابری فرایند

اولین محدودیت برابری موازنه کلی جرم حول برجها می‌باشد، دومین محدودیت برابری عبارت است از موازنه ترکیبات ورودی به برج می‌باشد. موازنه انرژی حول دستگاه سومین محدودیت مساوی این مجموعه می‌باشد. چهارمین محدودیت مربوط به جریان بازگشتی به برج می‌باشد. محدودیت بعدی مربوط به نسبت حلال به خوراک و تاثیر حلال ورودی بر جداسازی استایرن از ارتوزایلن می‌باشد. مقدار جریان بازگشتی به برج تقطیر از رابطه آندروود استفاده شده است که در این رابطه  $L$  برش سبک،  $M$  برش متوسط و  $H$  برش سنگین خوراک است. برای محاسبه محدودیت‌های برابری احتیاج به یک سری توابع محاسباتی که بیانگر متغیرهای مساله می‌باشند باید در نظر گرفت. محدودیت‌های بعدی زمانی پدیدار می‌شود که با برهم خوردن موازنه‌های جرم و انرژی با فرض ثابت بودن تعداد مراحل، قطر برج تغییر می‌کند در این حالت فرض می‌کنیم که دانسیته بخار و جرم مولکولی تغییر نکند.

با توجه به اینکه در برج T-200 ترکیب ودبی خوراک ورودی به برج تقطیر مشخص نمی‌باشد پس محدودیت درصد ترکیب و میزان جداسازی ترکیبات از هم به صورت محدودیت‌های برابری وجود دارند. برای برج تقطیر استخراجی و برج بازیابی حلال محدودیت‌های برابری به صورت فوق در نظر گرفته شده است.

همان طور که در شکل (۴) ملاحظه می گردد حلال سولفولان در این برج وارد می گردد بنابراین با تعریف نسبت حلال به خوراک و تغییرات این نسبت در برنامه شبیه ساز فرایند می توان تغییرات درصد مولی ارتوزایلین با تغییرات نسبت حلال به خوراک را بدست آورد که از درون یابی داده های بدست آمده از نرم افزار Hysys که در شکل (۵) ملاحظه می گردد، بدست آمده است. محدودیت های برابری در این واحد عبارتند از:

موازنه کلی جرم	$P_1 - P_2 - P_3 - P_4 = 0$
	Cyclapentane: $0.086P_1 - 0.11P_2 = 0$
	Pentene: $0.0208P_1 - 0.0274P_2 = 0$
	$C_4$ : $0.038P_1 - 0.05P_2 = 0$
	Cyclo Pentadiene: $0.0908P_1 - 0.12P_2 = 0$
	$C_7$ : $0.0092P_1 - 0.0121P_2 = 0$
موازنه جرم ترکیبات	Penta diene: $0.049P_1 - 0.0648P_2 = 0$
	Benzene: $0.41P_1 - 0.5488P_2 = 0$
	Toluene: $0.1238P_1 - 0.13P_2 - 0.9335P_3 = 0$
	Oxylene: $0.024P_1 - 0.0149P_2 - 0.19P_3 = 0$
	Styrene: $0.1046P_1 - 0.0516P_2 - 0.81P_3 = 0$
	$C_8$ : $0.0354P_1 - 0.0468P_2 = 0$
موازنه انرژی	$9/9 \times 10^{+5} P_1 + 1/6 \times 10^{+5} S_1 - 1/6 \times 10^{+5} P_2 - 4/84 \times 10^{+5} P_3$ $- 1/369 \times 10^{+5} P_4 - 54C_1 = 0$
رابطه جریان بازگشتی به برج	$R_1 - 1/2 \times \frac{x_{LF} / (\alpha_{LH} - 1) + (x_{MF} + x_{HF}) / (\alpha_{MH} - 1)}{(x_{LF} + x_{MF})(1 + x_{LF}x_{HF})} = 0$
قطر برج تقطیر	$D_1 - 0.154\sqrt{G_1} = 0$
محدودیت خوراک ورودی	$P_1 - 86 = 0$

### محدودیت های نابرابری فرآیند

در حقیقت این محدودیت ها هستند که بازه عملکرد فرآیند را تعریف می کنند و به آن معنای واقعی می دهند و مانع از بوجود آمدن داده های غیر حقیقی می شوند بر همین اساس این محدودیت ها را به ترتیب زیر می باشند:

۱. محدودیت قطر برج
۲. محدودیت جریان بازگشتی به برج
۳. محدودیت مقدار جوشش جوش آور
۴. محدودیت سطح چگالنده
۵. محدودیت سطح جوش آور
۶. محدودیت های درصد مولی ترکیبات در برج
۷. محدودیت نسبت حلال به خوراک

روابط مربوط به محدودیت‌های نابرابری در زیر ملاحظه می‌شوند:

### محدودیت‌های نابرابری برج T-100:

$$P_1 > 0, P_2 > 0, P_3 > 0, P_4 > 0, S_1 > 0, C_1 > 0, G_1 > 0, D_1 > 0, R_1 > 0, B_1 > 0, L_3 > 0, Q_{C1} > 0$$

$$AC_1 > 0, C_1 > 0, QR_1 > 0, AR_1 > 0$$

محدودیت قطر برج:  $3/2' \leq D_1 \leq 8'$

محدودیت جریان بازگشتی به برج:  $R_1 = 5$

محدودیت مقدار جوشش جوش‌آور:  $0 < B_1 \leq 1$

محدودیت سطح چگالنده:  $200 \leq A_{C1} \leq 5000$

محدودیت سطح جوش‌آور:  $200 \leq A_{R1} \leq 5000$

### محدودیت‌های نابرابری برج T-200:

$$P_8 > 0, P_1 > 0, P_5 > 0, Q_{C2} > 0, Q_{R2} > 0, R_2 > 0, C_2 > 0, S_2 > 0$$

محدودیت‌های درصد مولی ترکیبات در برج:

$$0 \leq X_{StP_8} \leq 0/0005, 0/001 \leq X_{StP_1} \leq 0/3$$

$$0/95 \leq X_{oxP_1} \leq 1, 0 \leq X_{oxP_5} \leq 0/00005$$

$$0/9 \leq X_{St1} \leq 1, 0 \leq X_{StP_1} \leq 0/05, 0/999 \leq X_{OX_1} \leq 1,$$

$$0/999 \leq X_{SuP_8} \leq 1, 0/6 < X_{SuP_5} < 1, 0 < X_{StP_5} < 0/4$$

محدودیت جریان برگشتی به برج:  $2 \leq R_2 \leq 5$

محدودیت سطح چگالنده:  $200 \leq A_{C2} \leq 5000$

محدودیت سطح جوش‌آور:  $200 \leq A_{R2} \leq 5000$

محدودیت نسبت حلال به خوراک:  $1 \leq R \leq 6$

$$0/01 \leq \varphi_1 \leq 3, 0/015 \leq \psi_1 \leq 0/013, 3/2ft \leq D_2 \leq 8ft$$

$$L'_1 > 0, G'_1 > 0, 0/1 \leq HETP \leq 3, 55 \leq H_2 < 120ft$$

$$L''_1 > 0, G''_1 > 0, V_2 > 0$$

### محدودیت‌های نابرابری برج T-300:

$$P_6 > 0, P_7 > 0, P_9 > 0, Q_{C3} > 0, Q_{C2} > 0, QR_2 > 0, R_3 > 0, C_3 > 0, S_3 > 0$$

محدودیت‌های درصد مولی در برج:



$$0.999 \leq X_{S+P_f} \leq 1, 0 \leq X_{O_x P_f} \leq 0.001, X_{SuP_f} = 0, 0.999 \leq X_{S+T} \leq 1, X_{O_x T} = 1, X_{SuT} = 1$$

$$0.000 \leq X_{S+P_v} \leq 0.0001, 0.9999 \leq X_{S+P_v} \leq 1, X_{O_x P_v} = 0, X_{SuP_v} = 1$$

محدودیت جریان برگشتی بر برج:  $2 \leq R_r \leq 5$

محدودیت سطح چگالنده:  $200 \leq A_{C_r} \leq 5000$

محدودیت سطح جوش آور:  $200 \leq A_{R_r} \leq 5000$

$$0.01 \leq \phi \leq 3, 0.0015 \leq \Psi_1 \leq 0.013, 3/2 \leq D_r \leq 8$$

$$L'_1 > 0, G'_1 > 0, 0.1 \leq HETP \leq 3, 50 \leq H_r \leq 120 \text{ ft}$$

$$C''_1 > 0, G''_1 > 0, V_3 > 0$$

### حل مساله بهینه سازی

همان طور که در قسمت های قبل ملاحظه گردید تابع هدف به همراه محدودیتهای برابری و نابرابری و تابع های محاسباتی با توجه به موارد موجود در شبیه سازی فرایند بدست آمد. با استفاده از روش GRG این مدل بهینه سازی غیر خطی را به نرم افزار GAMS حل شده است. میزان نسبت حلال به خوراک به میزان بهینه ۱/۵ افزایش پیدا کرده است. سایر پارامترها در جدول (۷) ملاحظه می گردد.

با توجه به داده های بدست آمده در این بخش باید شبکه مبدل های حرارتی این فرایند مورد تحلیل قرار گیرد تا طرح بهینه ای بدست آید. براساس همین برنامه بهینه سازی برنامه شبیه سازی واحد مورد برنامه ریزی مجدد قرار گرفته است که از نتایج آن در طراحی شبکه مبدلهای حرارتی استفاده شده است.

### انتخاب فشار مناسب برجهای [۱۴]

منحنی ترکیبی<sup>۵</sup> در دمای نزدیکی ۱۰K رسم شده است. همان طور که در شکل (۶) ملاحظه می شود در محدوده دمایی ۴۱۸K در منحنی ترکیبی سرد و گرم بسیار به هم نزدیک هستند. این نمودار بیانگر این است که سطح مبدل های حرارتی در این بخش زیاد خواهد (به دلیل نزدیکی دو سطح فرایندی سرد و گرم) به همین جهت برای دور کردن این دو منحنی لازم است در داخل فرایند تغییرات فشاری ایجاد نمائیم. پله ایجاد شده در منحنی گرم نمودار ترکیبی بیانگر سطح انرژی چگالنده ۳۰۰-T می باشد بنابراین می توان با افزایش فشار در برج ۳۰۰-T می توان سطح انتالپی جوش آور و چگالنده این برج را افزایش داد و یا در برج ۲۰۰-T می باشد بنابراین می توان با افزایش فشار در برج ۳۰۰-T می توان سطح انتالپی جوش آور و چگالنده این برج را افزایش داد و یا در برج ۲۰۰-T فشار را کاهش دهیم. با توجه به اینکه فشار را در برج ۲۰۰-T از مقدار حاضر نمی توان کمتر کاهش داد لذا گزینه افزایش فشار در برج ۳۰۰-T مورد بررسی قرار می دهیم. برای بررسی گزینه افزایش در برج ۳۰۰-T دو فشار ۲bar و ۴bar را مورد بررسی قرار داده ایم.

جدول (۷) مقدار بهینه حلال مصرفی در فرایند

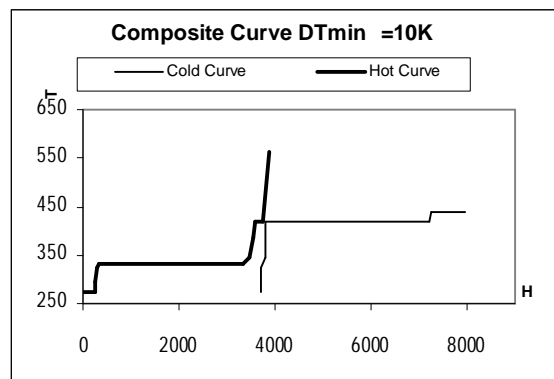
<sup>5</sup> - Composite Curve

T-100	C-100 قیمت چگالنده (\$/yr)	۱۷۱۰۰
	قیمت آب خنک کننده مصرفی (\$/yr)	۲۶۸۰۰
	R-100 قیمت جوش آور (\$/yr)	۲۳۰۰۰
	قیمت بخار مصرفی (\$/yr)	۵۳۰۳
	قیمت برج تقطیر (\$/yr)	۲۲۶۴۸
T-200	C-100 قیمت چگالنده (\$/yr)	۲۳۶۹
	قیمت سیال مبرد مصرفی (\$/yr)	۵۴۵۲۹
	R-100 قیمت جوش آور (\$/yr)	۱۴۶۷۱
	قیمت بخار مصرفی (\$/yr)	۸۱۰۳۷
	قیمت برج تقطیر (\$/yr)	۲۰۳۶۴۸
T-300	C-100 قیمت چگالنده (\$/yr)	۱۴۸۳
	قیمت آب خنک کننده مصرفی (\$/yr)	۱۶۸۱
	R-100 قیمت جوش آور (\$/yr)	۴۰۸۹
	قیمت بخار مصرفی (\$/yr)	۱۷۰۰۰
	قیمت برج تقطیر (\$/yr)	۵۰۰۰۰
	نسبت حلال به خوراک	۱/۵
	هزینه حلال مصرفی (\$/yr)	۲۷۹۰۰۰ .
	استایرن تولیدی (\$/yr)	۷۴۰۰۰۰ .
	ارتوزایلین تولیدی (\$/yr)	۸۵۰۰۰۰
	سود آوری طرح (\$/yr)	۴۸۹۰۰۰ .

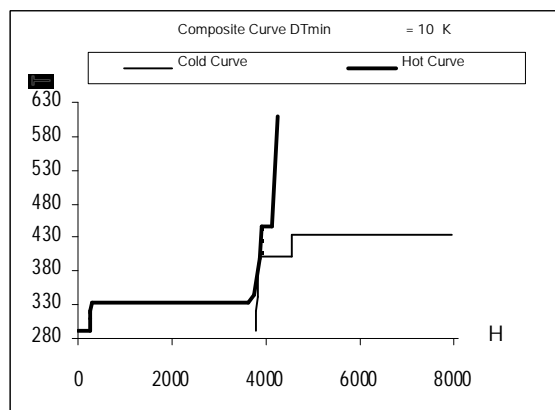
بر همین اساس فرایند دو بار شبیه‌سازی شده است که نتایج استخراج اطلاعات برای فشارهای ۲bar و ۴bar به ترتیب در ترکیبی هر دو فشار برای دمای نزدیکی ۱۰K در شکل‌های (۷) و (۸) ملاحظه می‌شوند. از دو مقایسه بین دو شکل (۷) و (۸) این نتیجه حاصل می‌شود که پله چگالنده برج ۳۰۰-T در فشار ۴bar سطح انرژی بالایی دارد لذا سطح تبادل انرژی بالاتر و منابع تأسیساتی بیشتری صرف می‌شود. به همین جهت فشار ۲bar را جهت طراحی فرایند در نظر می‌گیریم. علاوه بر آن فشار ۴bar باعث افزایش ضخامت برج تقطیر بزرگی اندازه دستگاه و تجهیزات جانبی آن می‌شود.

### محاسبه مقدار بهینه حداقل نیروی محرکه دمایی $(\Delta T_{min})$ : [۱۶و۱۵]

با توجه به مشخصات جریان‌ها، قیمت‌ها و مشخصات منابع خارجی مورد استفاده (بخار، آب خنک‌کن و سیال سرد) و معادله پایه بدست آمده برای شبکه مبدل‌های حرارتی، می‌توان هزینه سرمایه‌گذاری و هزینه انرژی را برای  $\Delta T_{min}$  های مختلف بدست آورد، تغییرات انرژی و سرمایه‌گذاری با تغییر  $\Delta T_{min}$  محاسبه می‌شوند. بر همین اساس دمای بهینه  $\Delta T_{min} = 11 \text{ k}$  می‌باشد که محاسبات مربوط به شبکه مبدل‌های حرارتی را بر همین اساس انجام داده‌ایم. بنابراین نقطه pinch در دو سطح گرم و سرد  $395/2 \text{ k}$  و  $384/2 \text{ k}$  می‌باشد.

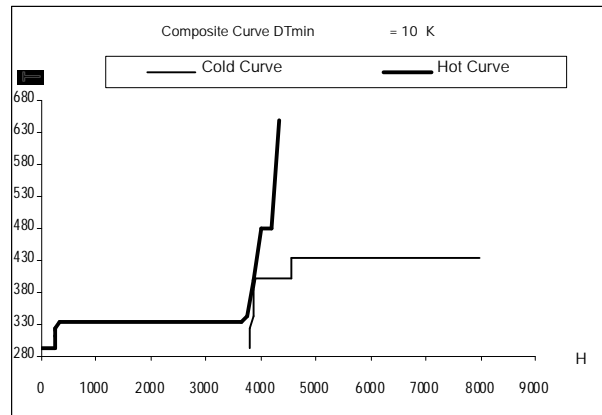


شکل (۶) منحنی CC در شرایط خلا



شکل (۷) منحنی CC در فشار ۲bar

۶- این محاسبات با کمک نرم افزار Aspen Pinch انجام شده است.



شکل (۸) منحنی CC در فشار ۴ bar

### بدست آوردن ترکیب بهینه منابع تأسیساتی خارجی: [۲۲]

برای دستیابی به ترکیب بهینه منابع تأسیساتی باید ابتدا منحنی ترکیبی گراند مربوطه به فرایند را در حداقل نیروی محرکه بهینه یعنی  $\Delta T_{min} = 11$  که بدست آمدنرژی، سطح شبکه مبدل های حرارتی با  $\Delta T_{min}$  رسم کرد [۱۷ و ۲۱]. منحنی ترکیبی مربوطه به جریان های سرد و گرم در حداقل نیروی محرکه بهینه در شکل (۹) ملاحظه می شود [۱۷]. در شکل (۱۰) ترکیب منابع تأسیسات خارجی در کنار منحنی ترکیبی گراند<sup>۷</sup> فرایند رسم شده است. در جدول (۸) مقدار مصرف هر یک از منابع خارجی را نشان می دهد.

### نتیجه گیری نهایی

همان طور که در بخش اول اشاره شد، برای جداسازی دو برش سبک و متوسط از برش سنگین سه گزینه فرایندی پیش روی طراح می باشد. از بین سه طرح ارائه شده طرح اول، برج تقطیر با جریان جانبی با هزینه  $114851 \$/yr$  انتخاب گردید. پس از این جداسازی استایرن با دبی  $881 \text{ Kg/hr}$  و ارتوزایلن با دبی  $208 \text{ Kg/hr}$  عاری از سایر ترکیبات سبک دیگر برای جداسازی از هم به بخش بعدی واحد فرستاده می شوند.

با توجه به شرایط ترمودینامیکی سیستم استایرن-ارتوزایلن برای جداسازی این دو ماده از هم چهار گزینه فرایندی وجود دارد که با توجه به محاسبات انجام گرفته تقطیر استخراجی با هزینه  $246444 \$/yr$  دارای بهترین سود آوری خواهد بود. همان طور که ذکر گردید نوع حلال بر اقتصاد تقطیر استخراجی تاثیر گذار است بنابراین از بین گزینه های موجود حلال سولفولان به عنوان بهترین حلال انتخاب گردید.

میزان نسبت حلال به خوراک بر روی جداسازی استایرن از ارتوزایلن و اندازه دستگاه ها تاثیر زیادی دارد بنابراین میزان حلال مصرفی بهینه از حل یک مدل بهینه سازی غیر خطی بدست آوردیم که مقدار نسبت حلال به خوراک برابر  $1/5$  گردید.

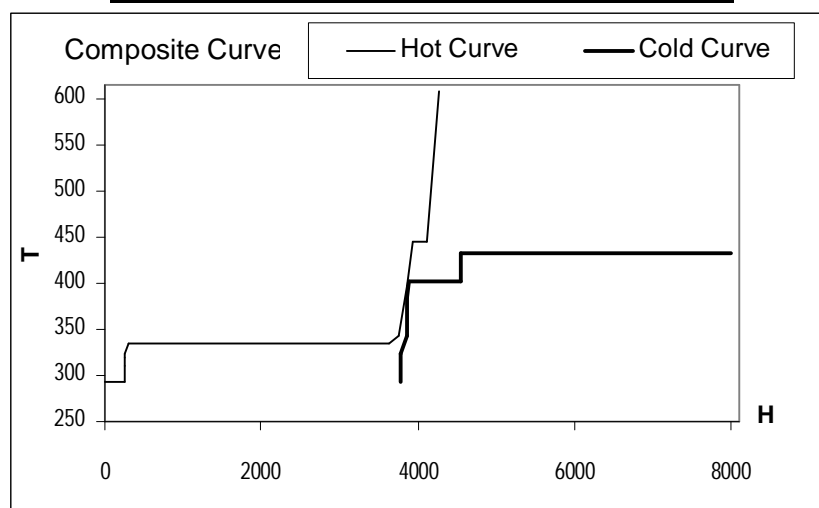
پس از بدست آوردن مقدار بهینه حلال به خوراک واحد مجدداً شبیه سازی شد و بر اساس اطلاعات جدید دو طرح برای شبکه مبدلهای حرارتی ارائه گردید که با توجه به نوع مبدلها و منابع تأسیساتی جانبی طرح دوم از

<sup>7</sup> - Grand Composite Curve

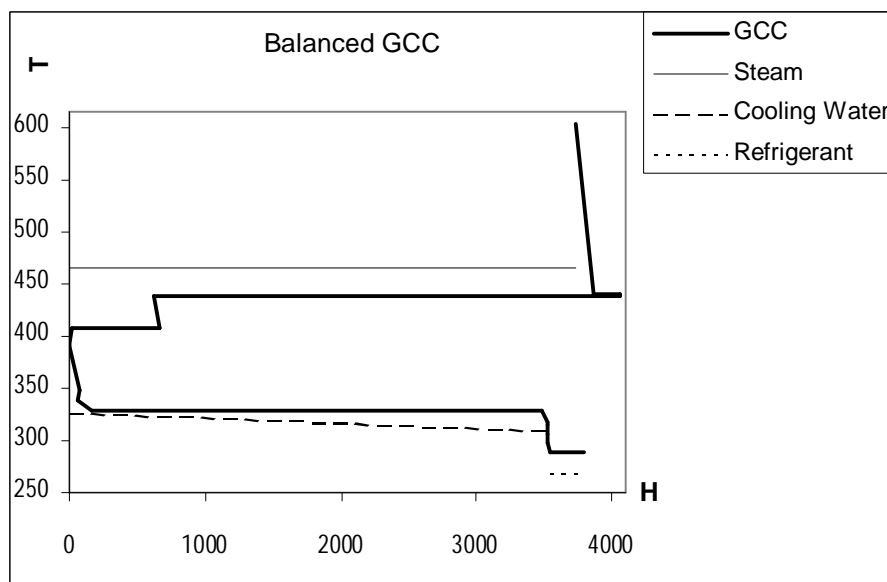
لحاظ هزینه برگزیده شد نمایی از این طرح در شکل (۱۱) ملاحظه می گردد. پس از انتخاب طرح بهینه شبکه مبدلهای حرارتی واحد مجددا شبیه سازی گردید و محاسبات نهایی اقتصادی بر همین اساس انجام گرفت و در نهایت نمودار جریانهای فرایندی بهینه پیشنهاد گردید که در شکل (۱۲) ملاحظه می گردد.

جدول (۸) میزان مصرف منابع تاسیساتی خارجی

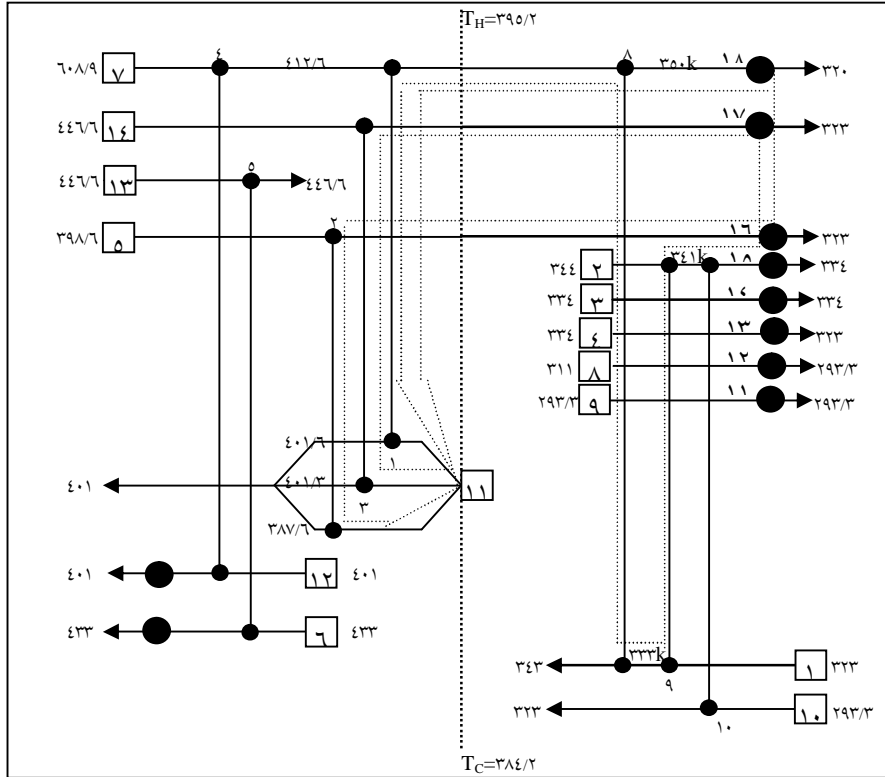
نوع منبع تاسیساتی خارجی	بار حرارتی (KW)
بخار مصرفی	۳۷۳۰/۸۸
آب خنک کننده	۳۵۴۰
سیال مبرد	۲۴۸/۲



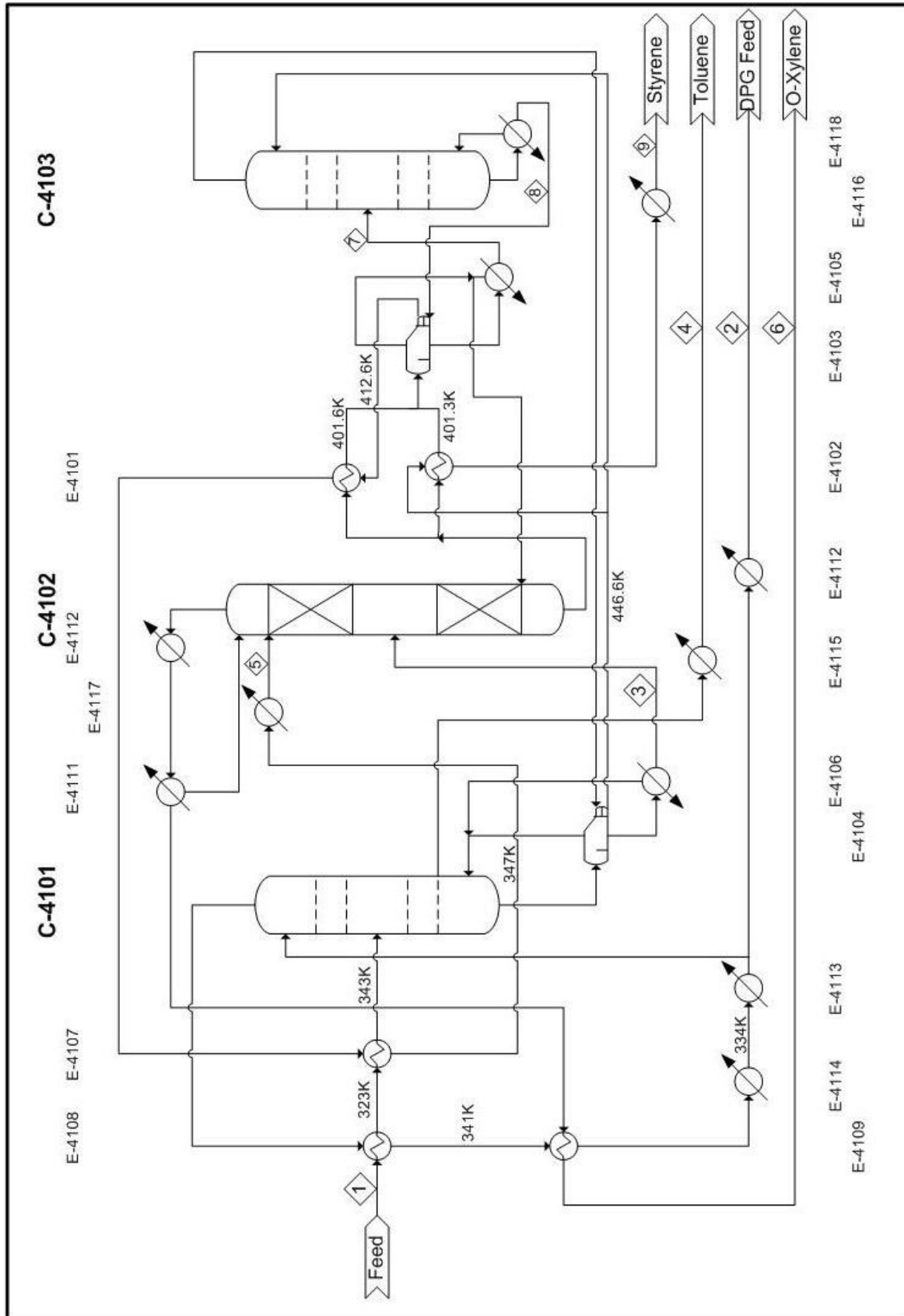
شکل (۹) منحنی ترکیبی فرایند در  $\Delta T_{\min} = 11$



شکل (۱۰) منحنی ترکیبی گراند فرایند در  $\Delta T_{\min} = 11$



شکل (۱۱) شبکه مبدل‌های حرارتی فرایند بازیابی استایرن از خوراک واحد بنزین پیرولیز



شکل (۱۲) نمودار جریانهای فرایندی واحد پیشنهادی بازیابی استایرن از خوراک واحد بنزین پیرولیز

## منابع و مراجع

1. SRI Report, "Styrene Recovery from Pyrolysis Gasoline", Vol. 34, 1998
2. Perry's Chemical Eng. Handbook, McGraw-Hill, Sixth Edition
3. SRI Report, "Styrene Production", Vol. 33, 1998
4. Technical Documents of Tabriz Petrochemical
۵. اسناد بازرگانی پتروشیمی، بهار ۱۳۸۱
6. Reid, R. C., Prausnitz, J. M., Poling, B. E., "The Properties of Gases and Liquids", McGraw-Hill, 1988.
7. Douglas, J. M., "Conceptual Design of Chemical Processes", McGraw-Hill, 1988.
8. Tedder, D. W., Rudd, D. F., "The Synthesis of System Design" AIChE J., 24:303, 1978.
9. Gelinis, K., Malone, M.F., "Computer Aided Synthesis of Chemical process Design" Ind. Eng. Chem. Proc. Des Dev., 24:1087, 1985.
10. Nishida, N., Stephanopoulos, G., Westerberg, A. W., "A Review of Process Synthesis" AIChE J., 29:36, 1981.
11. Fu-Ming Lee, Katy, Gentry, J. C., "Recovery of Styrene from Pyrolysis Gasoline by Extractive Distillation", US Patent No. 5849982, Dec. 1998.
12. Fu-Ming Lee, "Extractive Distillation: Separation Close-Boiling Point Components", Chemical Eng. Nov., 1998.
13. Edgar, T. F., Hemmelblau, D.M., Ladson, L. S., "Optimization of Chemical Processes" Mc-Graw Hill 2th Edition
14. Smith, R., "Chemical Process Design", Mc-Graw Hill, 1995.
15. Ahmad, S., Linnhoff, B., Smith, R., "Cost Optimum Heat Exchanger, Networks-2, Targets and Design for Detailed Capital Cost Models",
16. Ahmad, S., Linnhoff, B., "Overall Cost Targets for Heat exchanger Networks", IChemE 1st Annual Research Meeting on Heat Transfer, Bath, 1984.
17. Linnhoff, B., et al., "A User Guide on Process Integration for Efficient Use of Energy" IChemE, Rugby, 1982.