

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شریف
دانشکده مهندسی شیمی و نفت

پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح

عنوان

شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز

ویرایش اول

نگارش

پوریا مطهری

یاسین طاهری

ابوالفضل اخلاقی

استاد درس

دکتر سعید عینی

بهمن‌ماه ۱۴۰۲

شبه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز

چکیده

فرایند تولید گاز سنتز یک فرایند شیمیایی حیاتی است که تبدیل متان (CH_4) و کربن دی‌اکسید (CO_2) به گاز سنتز (مونواکسید کربن (CO) و هیدروژن (H_2)) را انجام می‌دهد. این فرایند عموماً به‌منظور تولید سوخت و مواد شیمیایی مورد استفاده قرار می‌گیرد. در این واحد، دو گاز متان و کربن دی‌اکسید به همراه بخار آب و کاتالیزورها (مانند اکسید اکتیوم یا دی‌اکسید آلومینیوم) در شرایط دما و فشار بالا با یکدیگر واکنش می‌دهند. این واکنش شیمیایی منجر به تشکیل گاز سنتز می‌شود که یک مخلوط از CO و H_2 است. گاز سنتز یکی از اجزای مهم در فرایندهای شیمیایی تولید مواد اولیه مختلف است. این گاز به دلیل امکان تبدیل به سوخت و همچنین استفاده در تولید مواد اولیه شیمیایی، از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. به طور کلی، فرایند تولید گاز سنتز از متان و کربن دی‌اکسید یکی از کلیدی‌ترین فرایندهای شیمیایی است که باعث تولید مواد اولیه مورد نیاز برای صنایع مختلف می‌شود. این فرایند با استفاده از فناوری‌های پیچیده، امکان تولید سوخت و مواد شیمیایی با کیفیت واحدهایی از کربن بر پایه محیط زیست را فراهم می‌کند.

واژه‌های کلیدی: گاز سنتز، متان، کربن دی‌اکسید، فرایند شیمیایی، کاتالیزگر

صفحه

فهرست مطالب

۱	مقدمه.....	۱
۱	۱.۱ معرفی محصول و کاربردهای آن.....	۱
۲	۲.۱ محتوای گزارش.....	۲
۳	۲ شرح فرایند، شبیه‌سازی و بررسی فنی.....	۳
۳	۱.۲ بخش به‌سازی متان خشک.....	۳
۵	۲.۲ بخش به‌سازی متان-بخار.....	۵
۸	۳.۲ تحلیل مفهومی واحد شبیه‌سازی.....	۸
۹	۴.۲ فرضیات شبیه‌سازی.....	۹
۱۱	۵.۲ انتخاب بسته‌های ترمودینامیکی مناسب.....	۱۱
۱۱	۱.۵.۲ بخش جذب کربن.....	۱۱
۱۱	۲.۵.۲ بخش واکنشی و بخش‌های دیگر.....	۱۱
۱۲	۶.۲ توضیح و چالش‌های فرایندی واحد.....	۱۲
۱۳	۱.۶.۲ مبدل حرارتی پیش‌گرم کننده خوراک متان SMR (E-100).....	۱۳
۱۴	۲.۶.۲ مبدل‌های حرارتی خنک کننده محصول راکتور SMR (E-102, E-103, E104).....	۱۴
۱۷	۳.۶.۲ برج جذب کربن دی‌اکسید، (T-100).....	۱۷
۱۹	۴.۶.۲ برج تقطیر بازیابی حلال، (T-101).....	۱۹
۲۱	۵.۶.۲ مبدل حرارتی پیش‌گرم کننده راکتور DMR (E-105).....	۲۱
۲۲	۶.۶.۲ تراکم گازی چند مرحله‌ای بخش DMR (K-101, K-102).....	۲۲
۲۲	۷.۶.۲ راکتور/کوره‌ها.....	۲۲
۲۳	۸.۶.۲ انتگراسیون حرارتی واحد.....	۲۳
۲۳	۷.۲ چالش‌های افزایش ظرفیت.....	۲۳
۲۳	۸.۲ مقایسه نتایج و مشخصات جریان‌ات و بلوک‌های منتخب با مقاله مرجع.....	۲۳
۲۵	۳ تعیین اندازه تجهیزات واحد.....	۲۵
۲۵	۱.۳ مبدل‌های حرارتی.....	۲۵
۲۵	۱.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-100 و E-101.....	۲۵
۲۸	۲.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-102, E-103 و E-104.....	۲۸
۳۰	۳.۱.۳ مبدل حرارتی E-105.....	۳۰
۳۰	۴.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-106 و E-107.....	۳۰
۳۱	۵.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-108 و E-109.....	۳۱
۳۲	۲.۳ جداکننده دوفازی V-100.....	۳۲
۳۳	۳.۳ برج تقطیر T-101.....	۳۳

۳۳	تعداد سینی‌های حقیقی برج تقطیر T-101	۱.۳.۳
۳۴	مخزن بازگشتی	۲.۳.۳
۳۵	چگالنده	۳.۳.۳
۳۶	جوش‌آور	۴.۳.۳
۳۶	پمپ چگالنده	۵.۳.۲
۳۷	پمپ جوش‌آور	۶.۳.۳
۳۷	برج تقطیر	۷.۳.۳
۴۰	برج جذب T-100	۴.۳
۴۰	تعداد سینی‌های حقیقی برج جذب T-100	۱.۴.۳
۴۱	پمپ	۲.۴.۳
۴۱	برج جذب	۳.۴.۳
۴۱	سایر پمپ‌ها	۵.۳
۴۱	پمپ P-100	۱.۵.۳
۴۲	پمپ P-101	۲.۵.۳
۴۳	تخمین قیمت تجهیزات واحد	۴
۴۳	هزینه راکتور GBR-100	۱.۴
۴۴	هزینه راکتور GBR-101	۲.۴
۴۴	هزینه جداکننده دوفازی V-100	۳.۴
۴۶	هزینه مخزن بازگشتی برج تقطیر T-101	۴.۴
۴۷	هزینه بدنه برج تقطیر T-101	۵.۳
۴۷	هزینه بدنه برج جذب T-100	۶.۴
۴۸	هزینه سینی‌های برج‌های تقطیر و جذب	۷.۴
۴۹	هزینه پمپ‌ها	۸.۴
۴۹	هزینه پمپ P-100	۱.۸.۴
۵۰	هزینه سایر پمپ‌ها	۲.۸.۴
۵۱	هزینه مبدل‌های حرارتی	۹.۴
۵۱	هزینه مبدل حرارتی E-100	۱.۹.۴
۵۱	هزینه سایر مبدل‌های حرارتی	۲.۹.۴
۵۲	هزینه کمپرسورها	۱۰.۴
۵۲	هزینه کمپرسور K-100	۱.۱۰.۴
۵۳	هزینه سایر کمپرسورها	۲.۱۰.۴
۵۳	هزینه سایر تجهیزات	۱۱.۴
۵۴	ارزیابی اقتصادی	۵

۵۴.....	۱.۵ روش Lang.....
۵۵.....	۲.۵ هزینه‌های تولید.....
۵۷.....	۱.۲.۵ هزینه تأمین خوراک.....
۵۷.....	۲.۲.۵ دستمزد نیروی کار.....
۵۸.....	۳.۲.۵ هزینه‌های تولید سالانه.....
۵۹.....	۳.۵ درآمد سالانه واحد.....
۵۹.....	۴.۵ سود ناخالص و خالص سالانه واحد.....
۶۰.....	۵.۴ شاخص‌های اقتصادی.....
۶۲.....	۶ مطالعه بازار.....
۶۲.....	۱.۶ بررسی اجمالی بازار.....
۶۲.....	۲.۶ بررسی کیفی محصولات.....
۶۳.....	۳.۶ بررسی شرکت‌ها و قیمت‌های خارجی و داخلی.....
۶۸.....	۷ نتیجه‌گیری.....
۶۹.....	منابع و مراجع.....

صفحه	فهرست اشکال
۴	شکل ۱.۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش DMR به تغییرات فشار.....
۵	شکل ۲.۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش DMR به تغییرات دما.....
۶	شکل ۳.۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش SMR به تغییرات فشار.....
۷	شکل ۴.۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش SMR به تغییرات دما.....
۸	شکل ۵.۲ نمودار طراحی مفهومی واحد DMR-SMR.....
۹	شکل ۶.۲ نمودار طراحی مفهومی واحد DMR-SMR همراه با جریان بازگشتی آب.....
۱۲	شکل ۷.۲ انتخاب بسته ترمودینامیکی مناسب برای مواد قطبی غیر الکترولیت (شکل 2 مرجع [2]).....
۱۳	شکل ۸.۲ نمودار جریانی فرایند واحد.....
۱۴	شکل ۹.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-100.....
۱۵	شکل ۱۰.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-102.....
۱۶	شکل ۱۱.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-103.....
۱۷	شکل ۱۲.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-104.....
۱۸	شکل ۱۳.۲ مشخصات جریان‌های برج جذب T-100.....
۲۱	شکل ۱۴.۲ مشخصات جریان‌ها و مشخصات خاص برج تقطیر T-101.....
۲۲	شکل ۱۵.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-105.....
۲۷	شکل ۱.۳ ضریب تصحیح برای مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله [12].....
۲۸	شکل ۲.۳ ضریب تصحیح برای مبدل حرارتی با دو گذر پوسته و چهار گذر لوله [14].....
۲۹	شکل ۳.۳ ضریب تصحیح برای مبدل حرارتی با چهار گذر پوسته و هشت گذر لوله [12].....
۳۳	شکل ۴.۳ برج تقطیر و تجهیزات فرایندی جانبی آن.....
۳۵	شکل ۵.۳ محیط برج تقطیر T-101.....

شکل ۶.۳ نمودار ثابت طغیان و پارامتر جریان	۳۹
شکل ۷.۳ بازدهی کلی ستون جذب [10]	۴۰
شکل ۱.۵ ضرایب Lang	۵۵
شکل ۲.۵ تعداد نیروی کار با توجه به ظرفیت واحد	۵۸
شکل ۳.۵ نمودار جریان پولی پروژ	۶۱
شکل ۱.۶ محصولات سوختی گاز سنتز [25]	۶۳
شکل ۲.۶ تخمین قیمت آینده گاز سنتز [26]	۶۴
شکل ۳.۶ روند کاهش در هزینه ساخت واحد GTL	۶۵

صفحه	فهرست جداول
۲۴	جدول ۱.۲ جریانات منتخب مقاله مرجع پس از افزایش ظرفیت.....
۲۴	جدول ۲.۲ جریانات منتخب شبیه‌سازی پس از افزایش ظرفیت.....
۲۶	جدول ۱.۳ افت فشار در پوسته و لوله مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله [12].....
۴۱	جدول ۲.۳ اندازه و مشخصات برج جذب T-100.....
۴۵	جدول ۱.۴ رابطه‌ی مقداری ضخامت دیواره‌ی مخزن و قطر آن [13].....
۴۶	جدول ۲.۴ تعیین قیمت مخزن بازگشتی برج تقطیر T-101.....
۴۷	جدول ۳.۴ تعیین قیمت بدنه‌ی برج تقطیر.....
۴۸	جدول ۴.۴ تعیین قیمت بدنه‌ی برج جذب.....
۴۸	جدول ۵.۴ تعیین قیمت سینی‌های برج‌های تقطیر و جذب.....
۵۰	جدول ۶.۴ تعیین قیمت پمپ‌ها.....
۵۲	جدول ۷.۴ تعیین قیمت مبدل‌های حرارتی.....
۵۳	جدول ۸.۴ تعیین قیمت کمپرسورها.....
۵۵	جدول ۱.۵ مشخصات آب-برق-بخار مورد نیاز واحد.....
۵۶	جدول ۲.۵ کاتالیزگر مورد نیاز واحد.....
۵۷	جدول ۳.۵ دستمزد نیروی کار.....
۵۸	جدول ۴.۵ هزینه‌های تولید سالانه [10].....
۶۰	جدول ۵.۵ شاخص‌های اقتصادی.....
۶۳	جدول ۱.۵ ظرفیت تولید گاز سنتز برخی از شرکت‌های جهانی.....

فهرست علائم

۱ مقدمه

روش‌های متعددی برای تولید گاز سنتز موجود است. در ادامه به توضیح برخی از این روش‌ها پرداخته می‌شود.

تولید گاز سنتز از گاز طبیعی: این روش شامل فرایندی است که در آن گاز طبیعی (متان) با بخار آب و کاتالیزورها (مانند نیکل) تحت دما و فشار بالا تبدیل به هیدروژن و کربن مونوکسید می‌شود. این فرایند می‌تواند از منابع غنی از گاز طبیعی، مانند گازهای شیل، استخراج شود.

تولید گاز سنتز از زباله‌های خوراکی: در این روش، زباله‌های خوراکی ابتدا به واکنش بیوشیمیایی تحت گرما تحت فشار قرار داده می‌شود تا از آن‌ها گازهای هیدروژن و کربن مونوکسید تولید شود. سپس این گازها از طریق فرایندهای تصفیه و فراوری جدا شده و مورد استفاده قرار می‌گیرد.

تولید گاز سنتز از زغال سنگ: زغال سنگ، به عنوان یک منبع فسیلی، می‌تواند از فرآیند گازسازی تبدیل به گازهای خنثی مانند هیدروژن و کربن مونوکسید شود. این فرآیند در دما و فشار بالا و با استفاده از یک فرایند واکنش شیمیایی صورت می‌گیرد.

تولید گاز سنتز از بیوگاز: بیوگاز، که توسط تجزیه مواد آلی توسط میکروارگانیسم‌ها تولید می‌شود، می‌تواند از فرایند تبدیل به گازهای مانند هیدروژن و کربن مونوکسید استفاده شود. [1]

۱.۱ معرفی محصول و کاربردهای آن

گاز سنتز فرایندی صنعتی است که از مواد اولیه مانند متان (CH_4) و کربن دی‌اکسید (CO_2)، معمولاً با همکاری کاتالیزورها، مانند اکسید روی یا نیکل (Ni)، برای تولید گازی به نام گاز سنتز یا مخلوطی از هیدروژن (H_2) و کربن مونواکسید (CO) استفاده می‌کند. این گاز (گاز سنتز) بعداً به عنوان ماده اولیه یا سوخت در فرایندهای شیمیایی و پتروشیمیایی مورد مصرف قرار می‌گیرد. تولید گاز سنتز یکی از مهم‌ترین فرایندها در صنایع شیمیایی و نیروگاهی است. از آنجا که این گاز می‌تواند به راحتی به

هیدروژن و کربن مونواکسید تجزیه شود، به عنوان یک ماده اصلی برای تولید محصولات شیمیایی پیچیده، سوخت‌های زیست‌سوزان یا سوخت برای واکنش‌های نیروگاهی استفاده می‌شود. [2]

در ادامه به تعدادی از مهم‌ترین کاربردهای گاز سنتز اشاره می‌شود:

- تولید مواد شیمیایی:

متانول: متانول از جمله پرمصرف‌ترین مواد شیمیایی در جهان است که به عنوان حلال، سوخت و ماده اولیه در تولید بسیاری از مواد شیمیایی دیگر از جمله اسید استیک و فرمالدئید کاربرد دارد.

آمونیاک: آمونیاک ماده اولیه اصلی در تولید کودهای شیمیایی است که نقش حیاتی در تأمین غذای جهان ایفا می‌کند.

هیدروکربن‌های مایع: از طریق فرایند فیشر-تروپش می‌توان گاز سنتز را به هیدروکربن‌های مایع مانند بنزین، گازوئیل و نفت سفید تبدیل کرد.

اتیلن گلیکول: اتیلن گلیکول ماده اولیه در تولید ضد یخ و پلیمرهای مختلف است.

اسید استیک: اسید استیک در صنایع غذایی، دارویی و شیمیایی کاربرد دارد.

- تولید سوخت:

گاز سنتز می‌تواند به عنوان سوخت در موتورهای احتراق داخلی و توربین‌های گازی استفاده شود.

از گاز سنتز می‌توان برای تولید هیدروژن خالص استفاده کرد که به عنوان سوخت پاک در سلول‌های سوختی کاربرد دارد.

۲.۱ محتوای گزارش

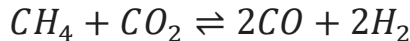
در فصل دوم به شرح فرایند تولید گاز سنتز و مراحل و چالش‌های شبیه‌سازی آن پرداخته می‌شود. در فصل سوم اندازه و مشخصات تجهیزات فرایندی تعیین می‌شود. در فصل چهارم قیمت تجهیزات فرایندی تخمین زده می‌شود و در ادامه در فصل پنجم، هزینه‌های سرمایه‌گذاری، هزینه‌های تولید و درآمد و سود ناشی از فرایند نیز محاسبه شده و امکان‌سنجی فرایند تولید گاز سنتز بررسی می‌شود. در فصل ششم مطالعه بازار گاز سنتز انجام شده و در نهایت در فصل هفتم از کلیه مباحث این گزارش نتیجه‌گیری می‌شود.

۲ شرح فرایند، شبیه‌سازی و بررسی فنی

همانطور که در بخش‌های قبل گفته شد، هدف نهایی این واحد، تولید گاز سنتز از مواد اولیه متان، آب و کربن دی‌اکسید می‌باشد. برای رسیدن به نسبت دو به یک مولی هیدروژن به کربن مونوکسید در گاز سنتز تولیدی برای خوراک واحد پایین‌دست فیشر-تراپش^۱، از دو راکتور متفاوت به‌سازی متان-بخار^۲ و به‌سازی متان خشک^۳ به‌صورت موازی استفاده می‌شود. هر یک از این دو راکتور به تنهایی نسبت مولی گاز سنتز متفاوتی با خروجی نهایی دارند و با مخلوط کردن محصول این دو راکتور، نسبت دو به یک مولی گاز سنتز خواسته شده بدست خواهد آمد.

۱.۲ بخش به‌سازی متان خشک

در این بخش از فرایند، متان با کربن دی‌اکسید واکنش می‌دهد تا کربن مونوکسید و هیدروژن (گاز سنتز) با نسبت یک به یک مولی تشکیل شود.



از آنجایی که در این واکنش، گاز گلخانه‌ای کربن دی‌اکسید مصرف می‌شود، از دیدگاه محیط زیستی و توسعه پایدار مورد توجه ویژه‌ای قرار دارد. همچنین بدلیل تولید گاز سنتز کم هیدروژن (نسبت مولی یک به یک)، این بخش همراه با یک بخش برای تولید گاز سنتز پر هیدروژن به خوبی قابل استفاده است.

واکنش به‌سازی متان-بخار بسیار گرماگیر بوده و برای دستیابی به درصد تبدیل بالا، مقدار زیادی گرما موردنیاز است. بنابراین در عمل این واکنش در لوله‌های پر از کاتالیست داخل کوره انجام می‌شود.

مطابق داده‌های بررسی شده از این واکنش، این بخش در دماهای بالا (به‌صورت تابع S شکل^۴) و فشارهای پایین (به‌صورت تابع سهمی رو به بالا^۵) بیشترین درصد تبدیل^۱ متان را دارد. همچنین در دماهای بالا احتمال تولید دوده^۲ در لوله‌ها کاهش یافته که باعث کاهش هزینه نگهداری راکتور می‌شود.

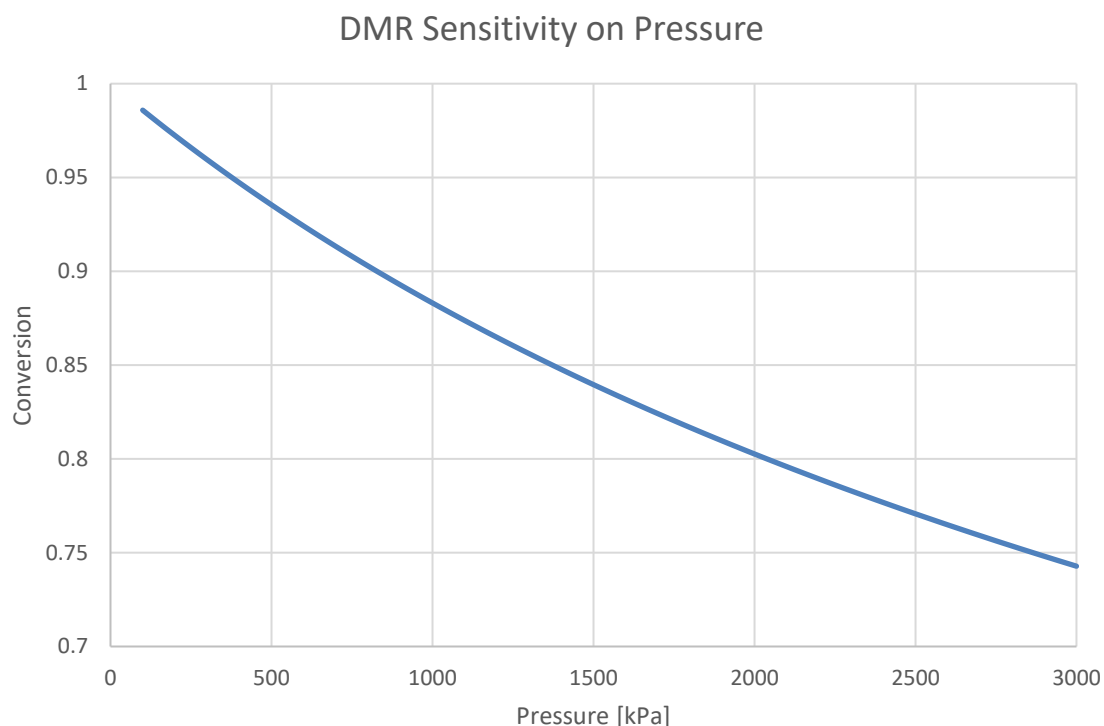
^۱ Fischer-Tropsch Process

^۲ Steam Methane Reforming (SMR) Reactor

^۳ Dry Methane Reforming (DMR) Reactor

^۴ Sigmoid Function

^۵ Upward Quadratic Function



شکل ۱۰۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش DMR به تغییرات فشار^۲

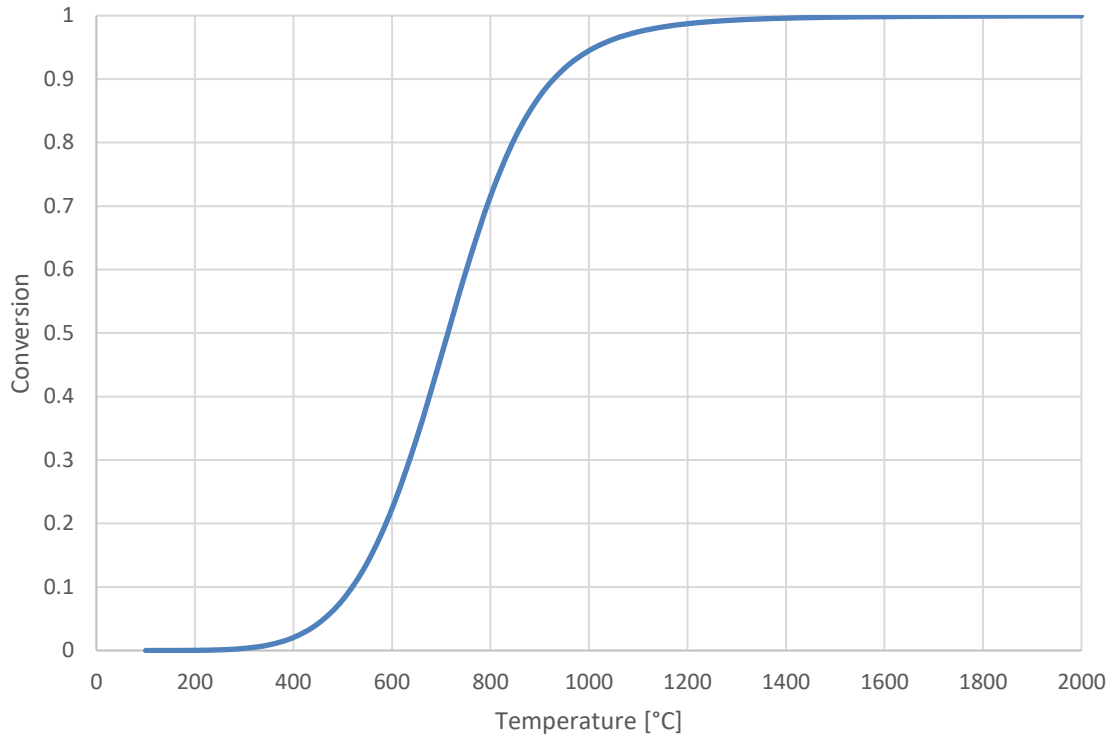
با توجه به نمودار بالا نتیجه می‌شود که برای تولید محصولات خالص‌تر، راکتور باید در فشار کمتری کار کند که این باعث می‌شود که به ناچار از سیستم تراکم گازی چند مرحله‌ای برای افزایش فشار به فشار مورد نیاز در واحد پایین‌دستی استفاده شود.

¹ Conversion

² Coking

^۳ داده‌ها برگرفته شده از فایل شبیه‌سازی، بخش مطالعات موردی می‌باشند.

DMR Sensitivity on Temperature

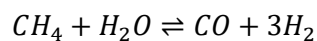


شکل ۲.۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش DMR به تغییرات دما^۱

از نمودار بالا حاصل می‌شود که در دماهای بسیار بالا (حدود 1000 درجه سلسیوس به بعد) حساسیت درصد تبدیل راکتور به دما کاهش می‌یابد و در این بخش بدلیل مسائل فرایندی برای دماهای بالا (مصرف سوخت، تجزیه حرارتی مواد و غیره)، هرچه دما در این بخش کمتر باشد هزینه کمتری به همراه دارد. به همین دلیل دمای فرایندی سیال خروجی فرض شده در شبیه‌سازی، 1000 درجه سلسیوس می‌باشد.

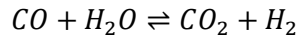
۲.۲ بخش به‌سازی متان-بخار

در این بخش از فرایند، متان با بخار آب واکنش می‌دهد تا گاز سنتز پر هیدروژن با نسبت سه به یک مولی هیدروژن به کربن منوکسید تشکیل شود.



^۱ داده‌ها برگرفته شده از فایل شبیه‌سازی، بخش مطالعات موردی می‌باشند.

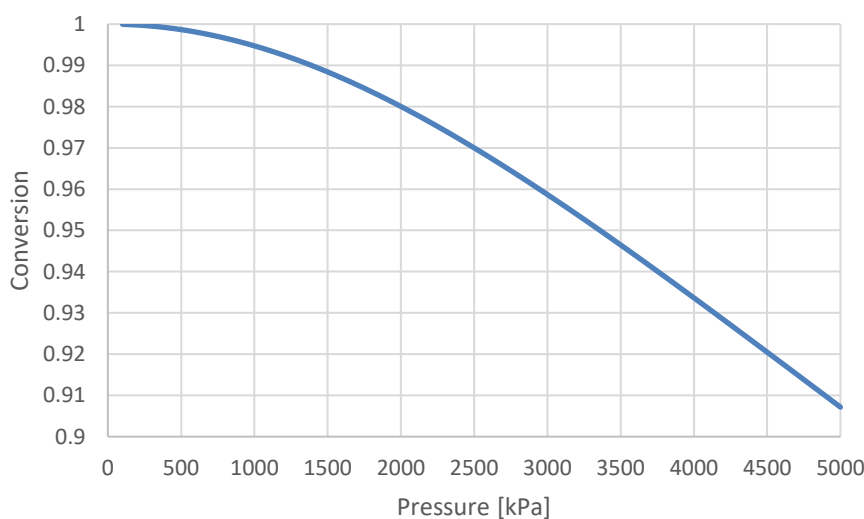
بدلیل بازدهی بالای هیدروژن در این واکنش، از فرایند به‌سازی متان-بخار علاوه بر واحدهای تولید گاز سنتز، در واحدهای تولید هیدروژن نیز استفاده می‌شود. در این واحدها علاوه بر راکتور SMR، از راکتور WGS^۱ نیز به صورت سری استفاده خواهد شد تا همراه با واحد جذب کربن از محصول، هیدروژن با خلوص بالا تولید شود.



واکنش به‌سازی متان-بخار بسیار گرماگیر بوده و برای دستیابی به درصد تبدیل بالا، مقدار زیادی گرما مورد نیاز است. بنابراین معمولاً در عمل این واکنش نیز در لوله‌های پر از کاتالیست داخل کوره انجام می‌شود. همچنین برای مصرف سوخت کمتر، سوخت استفاده شده خروجی از دودکش کوره، خوراک راکتور/کوره را پیش گرم خواهد کرد.^۲

مطابق داده‌ها و مقاله‌های بررسی شده از این واکنش، این واکنش در دماهای بالا (به‌صورت تابع S شکل)، فشارهای پایین (به‌صورت تابع سهمی رو به پایین^۳) و نیز افزایش نسبت مولی خوراک بخار به متان بیشترین درصد تبدیل واکنش را دارد. معمولاً در این واحد نسبت مولی بخار به متان ورودی راکتور برابر ۳ در نظر گرفته می‌شود.

SMR Sensitivity on Pressure



شکل ۳.۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش SMR به تغییرات فشار^۴

با توجه به نمودار بالا نتیجه می‌شود که برای تولید محصولات خالص‌تر، راکتور باید در فشار کمتری کار کند که این باعث می‌شود که در طرح به ناچار از سیستم تراکم گازی چند مرحله‌ای برای افزایش فشار به فشار مورد نیاز در واحد

^۱ Water Gas Shift Reactor/Reaction

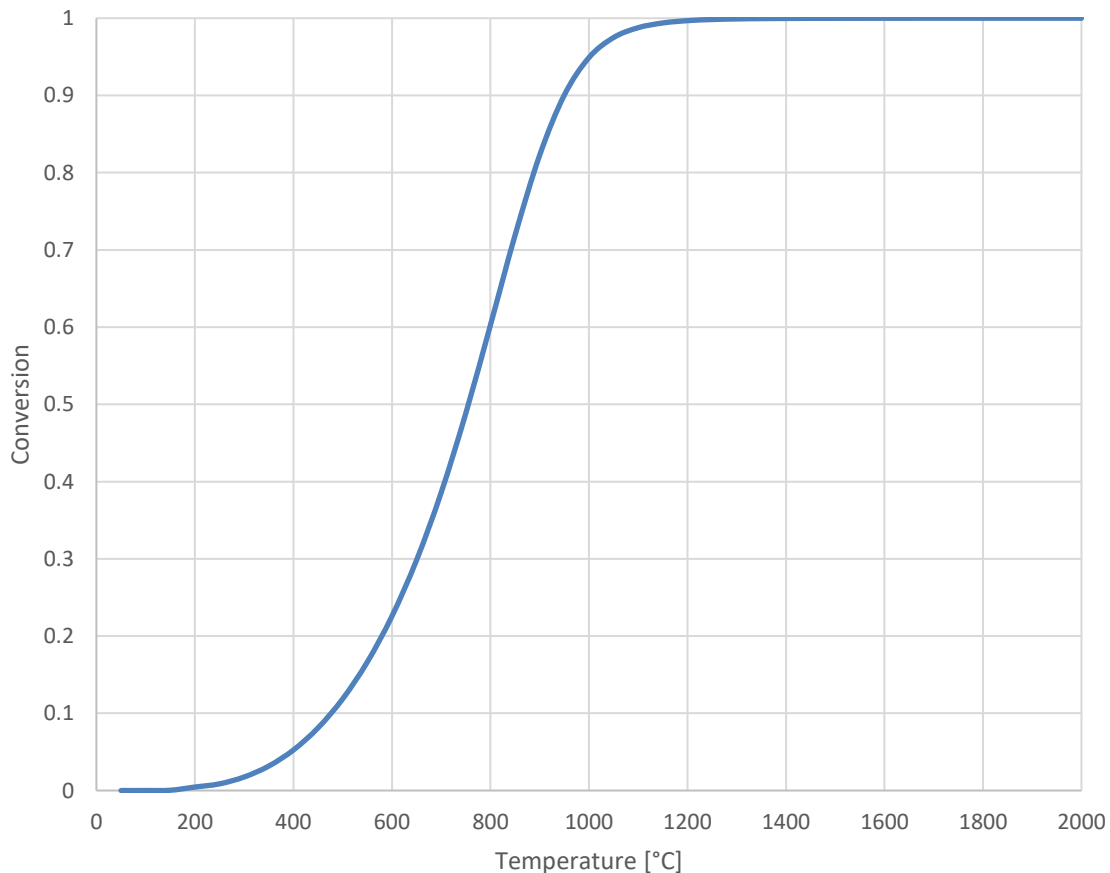
^۲ Economizer Zone of Furnace

^۳ Downward Quadratic Function

^۴ داده‌ها برگرفته شده از فایل شبیه‌سازی، بخش مطالعات موردی می‌باشند.

پایین‌دستی (3000 کیلوپاسکال) استفاده شود. ولی برخلاف قسمت قبل، از آنجایی که تغییرات درصد تبدیل واکنش به اندازه حساسیت درصد تبدیل راکتور DMR به فشار نیست، کاهش ندادن فشار و نیز عدم استفاده از کمپرسورهای چند مرحله‌ای، صرفه اقتصادی بیشتری از کاهش فشار راکتور و درصد تبدیل بالاتر (حدود ۵ درصد) آن دارد.

SMR Sensitivity on Temperature



شکل ۴.۲ وابستگی درصد تبدیل واکنش SMR به تغییرات دما^۱

همانند راکتور DMR از نمودار بالا نیز حاصل می‌شود که در دماهای بسیار بالا (حدود 1000 درجه سلسیوس به بالا) حساسیت درصد تبدیل راکتور به دما کاهش می‌یابد و در این بخش بدلیل مسائل فرایندی برای دماهای بالا (مصرف سوخت، تجزیه حرارتی مواد و غیره)، هرچه دما در این بخش کمتر باشد هزینه کمتری به همراه دارد. به همین دلیل دمای فرایندی سیال خروجی فرض شده در شبیه‌سازی، در کمترین حالت یعنی 1000 درجه سلسیوس می‌باشد.

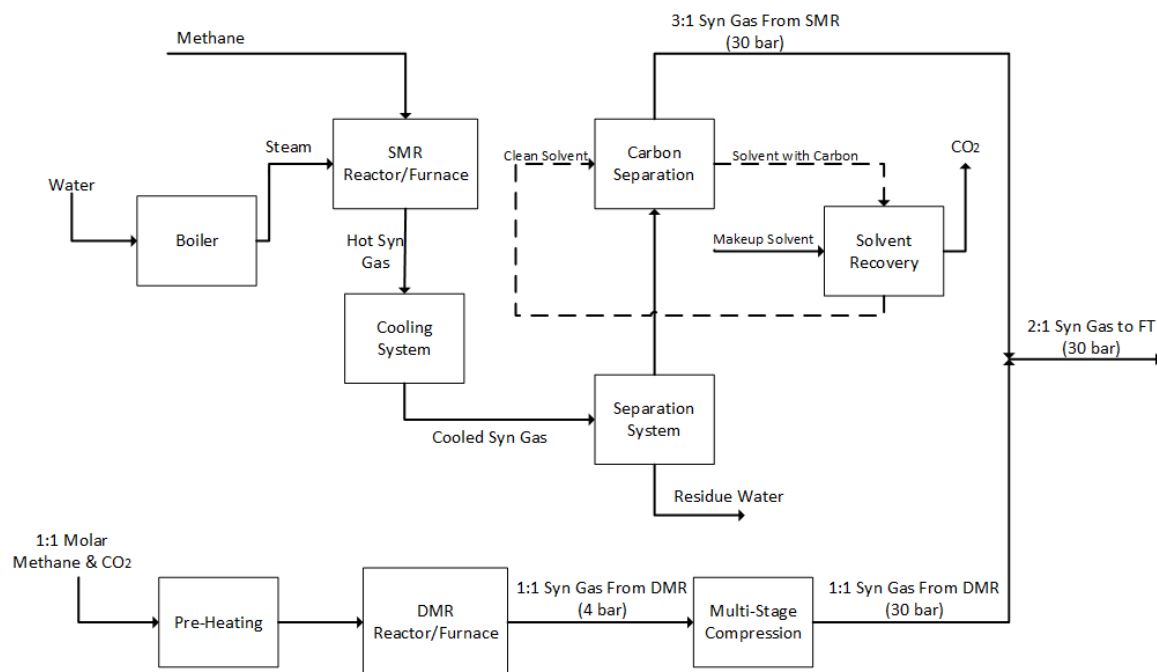
^۱ داده‌ها برگرفته شده از فایل شبیه‌سازی، بخش مطالعات موردی می‌باشند.

۳.۲ تحلیل مفهومی واحد شبیه‌سازی

همان‌طور که در قسمت قبلی ذکر شد، این واحد از دو بخش SMR و DMR به‌صورت موازی تشکیل شده است. واحد SMR گاز سنتز را با نسبت مولی هیدروژن به کربن منوکسید برابر با سه و واحد DMR این گاز را با نسبت یک تولید می‌کند. بدیهی‌ست که برای رسیدن به گاز سنتز با نسبت مولی ۲، باید محصول تولیدی از هر دو راکتور را مخلوط کرد.

همان‌گونه که در بخش توضیحات راکتور/کوره DMR توضیح داده شد، این راکتور باید در فشار پایین به‌کار گرفته شود که باعث می‌شود که پس از راکتور/کوره به ناچار از سیستم نسبتاً گران قیمت تراکم گازی چند مرحله‌ای استفاده شود. بدلیل استفاده از آب اضافی در واکنش SMR برای افزایش درصد تبدیل واکنش، مقدار اضافی آب در سیستم جداسازی اولیه از گاز سنتز جدا خواهد شد. از آنجایی که گاز سنتز نهایی خروجی از واحد باید کربن دی‌اکسید کمی داشته باشد و شامل مالیات کربن سالانه می‌شود، برای فرایند SMR واحد جذب کربن^۱ تعبیه شده است. لازم به ذکر است که خوراک‌های راکتور SMR برخلاف همتای DMR آن، در فشار بالاتر از فشار موردنیاز پایین‌دست واحد (حدود 3400 کیلوپاسکال) وارد کوره/راکتور خواهند شد. بنابراین در بخش SMR نیازی به استفاده از سیستم‌های تراکم گازی برای افزایش فشار محصول نیست.

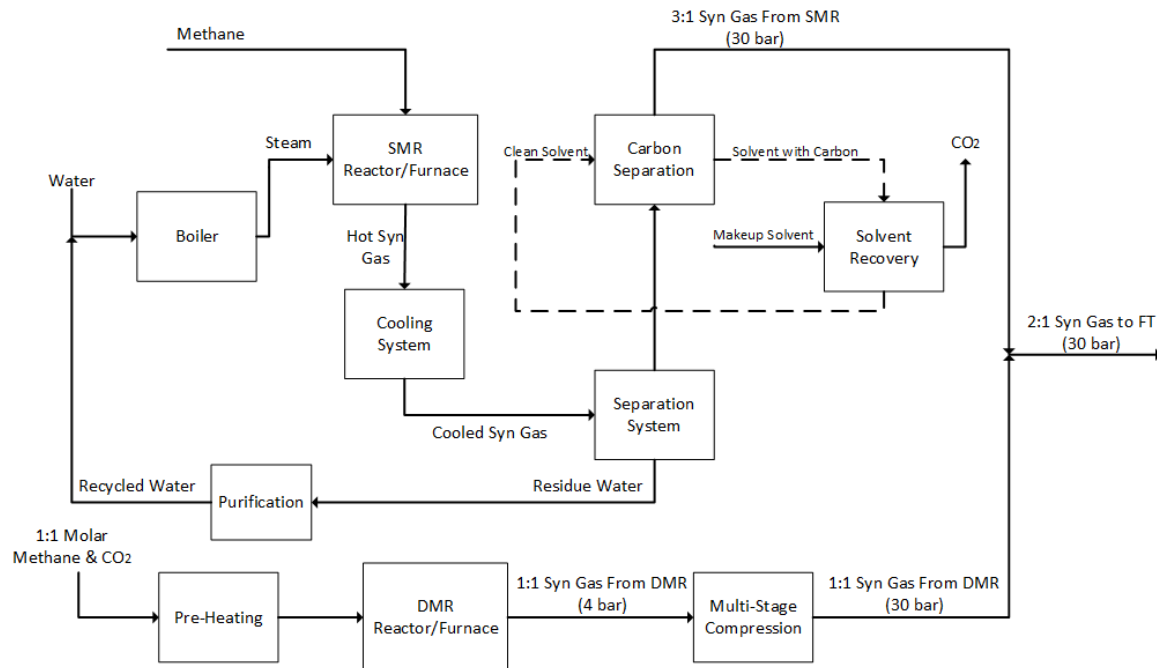
واحد تولید گاز سنتز موردنظر با فرایند DMR/SMR به‌صورت کلی در نمودار طراحی مفهومی زیر رسم شده است.



شکل ۵.۲ نمودار طراحی مفهومی واحد DMR-SMR

^۱ Carbon Capture Unit

همچنین برای کاهش هزینه‌های سالانه طرح، در واحد موردنظر از انتگراسیون‌های حرارتی و جرمی^۱ استفاده خواهد شد. انتگراسیون حرارتی در طرح جزئی انجام خواهد شد ولی جریان بازگشتی آب جدا شده از بخش SMR در طرح مفهومی قابل مشاهده است.



شکل ۶.۲ نمودار طراحی مفهومی واحد DMR-SMR همراه با جریان بازگشتی آب

لازم به ذکر است که برای استفاده از آب جدا شده از محصول کوره/راکتور SMR و بازگشت آن به خوراک همین راکتور، طبیعتاً باید تجهیزاتی برای خالص سازی آب اضافه شود که باعث افزایش هزینه‌های ثابت سرمایه‌گذاری می‌شود ولی از طرفی دیگر باعث کاهش هزینه‌های سالانه طرح خواهد شد.

۴.۲ فرضیات شبیه‌سازی

عموم فرضیات استفاده شده در شبیه‌سازی همانند مقاله مرجع اصلی [1] می‌باشد. علاوه بر این فرضیات، تعداد کمی فرض دیگر به شبیه‌سازی اضافه شده که در همگرایی محاسبات و نیز عدم تغییر هزینه‌های ثابت سرمایه‌گذاری^۲ نقش‌هایی کلیدی ایفا می‌کنند. در ادامه تمام فرضیات استفاده شده در شبیه‌سازی در زیر ذکر شده‌اند.

¹ Heat and Mass Integration

² Fixed Capital Investment

۱. معمولاً هردو واکنش SMR و DMR به همراه واکنش‌های جانبی انجام می‌شوند. در مقاله مرجع [1] ذکر شده، این واکنش‌های جانبی در نظر گرفته نشده اند و در هر راکتور فقط تک واکنش مخصوص به آن راکتور انجام می‌شود.

۲. مطابق فرض ذکر شده در مقاله مرجع، راکتورهای انتخاب شده در شبیه‌سازی این واحد در برنامه اسپن هایسیس^۱، راکتورهای گیبس^۲ می‌باشند. به عبارتی دیگر، راکتورهایی برای این شبیه‌سازی استفاده شده اند که واکنش را کاملاً به تعادل شیمیایی می‌رسانند. طبق مقاله، این فرض به دلیل بالا بودن دماهای عملیاتی هر دو راکتور، درست می‌باشد. لازم به ذکر است که این راکتورها در عمل وجود خارجی ندارند و به جای این راکتورها، از کوره‌هایی با لوله‌های پر از کاتالیست استفاده می‌شود.

۳. بدلیل همگرا نشدن محاسبات برج تقطیر بازیابی حلال در بخش جذب کربن واحد SMR با فشارهای ذکر شده در مرجع، در شبیه‌سازی به ناچار فشارهای بالا و پایین برج باید تغییر کنند و در نتیجه مقاله تفاوت دارند. بنابراین فرض می‌شود که فشار محصول کربن دی‌اکسید با خلوص بالا در بخش جذب کربن (980 کیلوپاسکال)، شرط خواسته شده مهمی نمی‌باشد.

۴. با توجه به مقادیر دبی‌های مولی جریان جبرانی آب و جریان مقطره برج تقطیر بخش جذب کربن، نتیجه می‌شود که دبی مولی آب خروجی از جریان مقطره، بیشتر از دبی ورودی جریان آب جبرانی در بالای برج تقطیر بازیابی حلال می‌باشد. از آنجایی که دبی مولی حلال استفاده شده (که 95 درصد مولی آب است) باید در جریان بازگشتی و محاسبات آن ثابت باشد، به عبارتی دیگر در بالای برج، سیستم مدام در حال از دست دادن آب می‌باشد که باعث می‌شود که محاسبات بلوک واحد جریان بازگشتی حلال همگرا نشده و به جواب نرسد. برای رفع این مشکل دبی جریان جبرانی آب برابر با دبی آب خروجی از جریان مقطره برج تقطیر قرار داده شده است.

۵. با توجه به فشار جریان خروجی واحد و جریان نهایی خروجی بخش DMR، بدلیل بیشتر بودن فشار جریان خروجی واحد از جریان نهایی خروجی بخش به‌سازی متان خشک (حدود 300 کیلوپاسکال) و عملی نبودن این امر (جهت جریان در واقعیت معکوس می‌شود) و مجهول بودن فشار نهایی خروجی بخش به‌سازی متان-بخار، فشار جریان خروجی واحد (جریان Gas to FT در مرجع، شکل 2) برابر با 30 بار به جای 33 بار فرض شده است.

۶. با توجه به فشار حلال ورودی برج جذب (حدود 10 بار) و فشار محصول بالای خروجی همین برج (جریان نهایی خروجی بخش SMR، مطابق فرض 5 حدود 30 بار)، نتیجه می‌شود که در واقعیت بدلیل اختلاف فشار،

¹ Aspen Hysys

² Gibbs Reactor

جریان حلال قابلیت ورود به برج جذب را ندارد و برای ورود به برج باید فشار آن از 30 بار بیشتر باشد. بدلیل افزایش هزینه‌های ثابت برای افزایش فشار این جریان، مانند مقاله فرض گرفته می‌شود که حلال با همین فشار وارد برج می‌شود و از نظر عملیاتی مشکلی وجود ندارد.

۷. از آنجایی که واحد در اکثر اوقات در فشار عملیاتی بالایی کار می‌کند و فشارهای پایین واحد حدود 4 بار به بالا می‌باشد، فرض گرفته می‌شود که از یک بسته ترمودینامیکی برای فشار بالا استفاده شود تا تغییرات بسته ترمودینامیکی و حجم واحد کمتر شود.

۵.۲ انتخاب بسته‌های ترمودینامیکی مناسب

در شبیه‌سازی این واحد از دو بسته ترمودینامیکی متفاوت استفاده شده است. برای تغییر مدل ترمودینامیکی جریان‌ها، از بلوک‌های Stream Cutter و Standard Subflowsheet همگی با تنظیمات Temperature-Pressure Flash استفاده شده است. نحوه انتخاب دو بسته ترمودینامیکی استفاده شده در ادامه ذکر می‌شود.

۱.۵.۲ بخش جذب کربن

در این بخش بدلیل حلالیت شیمیایی کربن دی‌اکسید در حلال موردنظر (5 درصد مولی آمین و 95 درصد مولی آب)، از بسته ترمودینامیکی گاز اسیدی - حلال شیمیایی^۱ استفاده می‌شود. در این بخش بسته ترمودینامیکی خاص دیگری برای انتخاب جایگزین بهتر وجود ندارد و همین بسته، متداول‌ترین بسته ترمودینامیکی برای واحدهای جذب کربن دی‌اکسید می‌باشد.

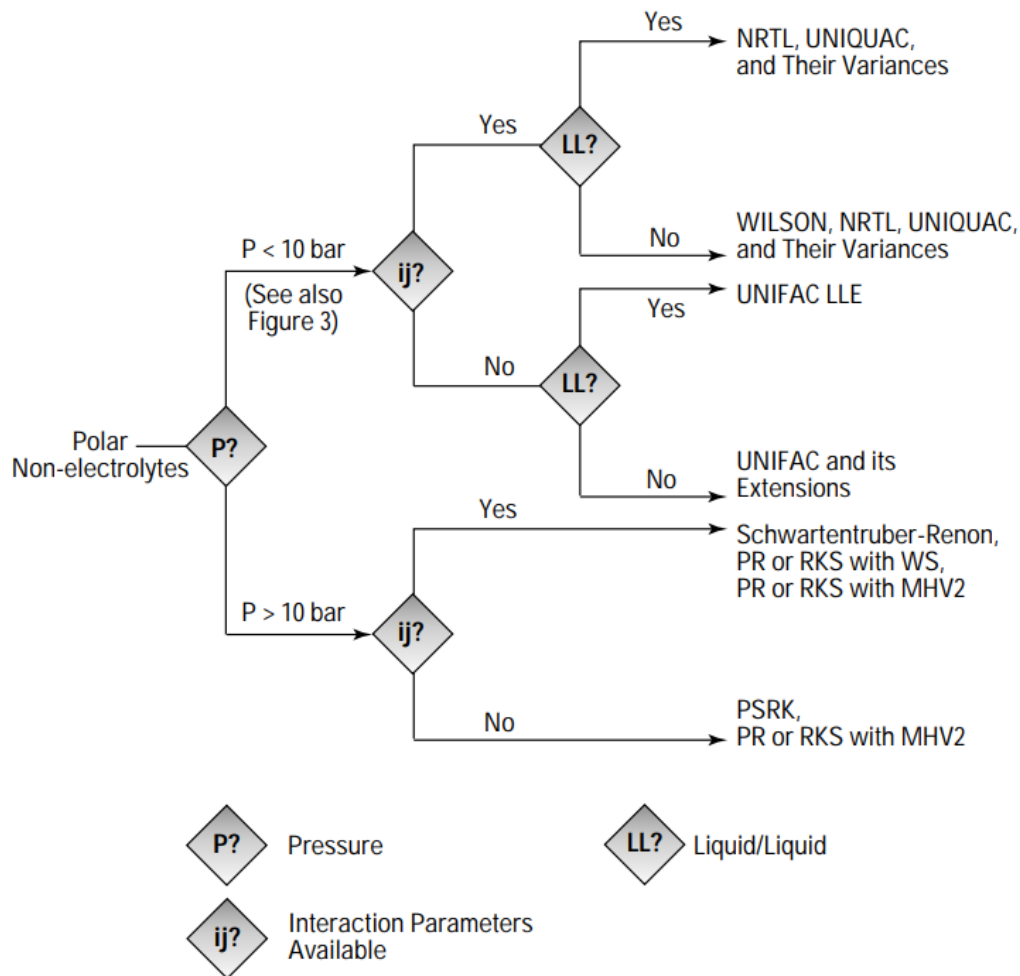
۲.۵.۲ بخش واکنشی و بخش‌های دیگر

در بقیه بخش‌ها بجز بخش جذب کربن، باید از بسته ترمودینامیکی دیگری استفاده شود. در این قسمت چون انتخاب‌های متفاوتی وجود دارد باید به صورت سیستماتیک بسته ترمودینامیکی را انتخاب کرد. برای انتخاب بسته ترمودینامیکی مناسب از مرجع [2] استفاده خواهد شد. از آنجایی که مواد عملیاتی کربن دی‌اکسید، کربن منوکسید، متان، آب و هیدروژن هستند؛ با توجه به شکل 1 این مرجع، بسته‌های مناسب برای مواد قطبی غیر الکترولیت از شکل 2 در همین مرجع قابل مشاهده اند. با توجه به شکل 2 مرجع، در قسمت‌هایی از فرایند که فشار عملیاتی واحد، بزرگتر از 10 بار می‌باشد، باید از بسته ترمودینامیکی پنگ-رابینسون^۲ و در قسمت‌هایی از فرایند که فشار عملیاتی، کمتر از 10 بار است، از بسته ترمودینامیکی NRTL به عنوان مدل‌های ترمودینامیکی استفاده شود. ولی چون بخش کمی از واحد در فشار

¹ Acid Gas – Chemical Solvent Fluid Package

² Peng-Robinson (PR) Fluid Package

کمتر از 10 بار کار می‌کند، برای راحتی و سرعت از بسته ترمودینامیکی PR برای شبیه‌سازی دیگر بخش‌ها استفاده می‌شود.



شکل ۷.۲ انتخاب بسته ترمودینامیکی مناسب برای مواد قطبی غیر الکترولیت (شکل 2 مرجع [2])

۶.۲ توضیح و چالش‌های فرایندی واحد

در این بخش طرح مورد نظر و نیز برخی از تجهیزات مهم از لحاظ فرایندی و عملیاتی بررسی خواهد شد. همچنین انتگراسیون واحد در انتهای این بخش انجام خواهد شد. توجه شود که در هر قسمت از واحد که در مقاله مرجع چیزی ذکر نشده است (مانند افت فشار و حداقل دمای نزدیک شدن^۱ در مبدل‌های حرارتی، اختلاف فشار بالا و پایین برج، افت

¹ Minimum Temperature Approach

Worksheet	Name	HPS-C1-IN	HPS-C1-OUT	SMR-C1-FEED	C1-TO-SMR
Conditions	Vapour	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	250.0	249.8	50.00	210.0
Composition	Pressure [kPa]	3913	3903	3400	3400
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1371	1371	6320	6320
	Mass Flow [kg/h]	2.469e+004	2.469e+004	1.014e+005	1.014e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	24.74	24.74	338.7	338.7
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.359e+005	-2.674e+005	-7.452e+004	-6.769e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	160.2	99.98	156.0	173.1
	Heat Flow [kJ/h]	-3.234e+008	-3.666e+008	-4.710e+008	-4.278e+008

Overall Performance	
Duty	4.318e+007 kJ/h
Heat Leak	0.000e-01 kJ/h
Heat Loss	0.000e-01 kJ/h
UA	4.35e+05 kJ/C-h
Min. Approach	40.000 C
LMTD	99.36 C

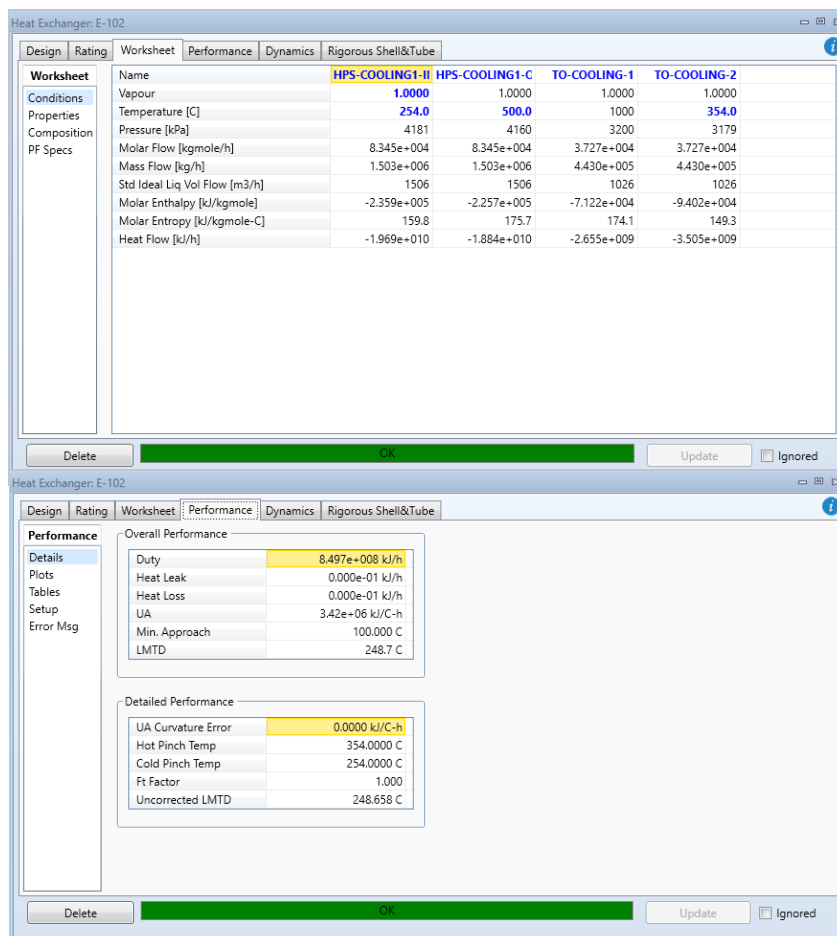
Detailed Performance	
UA Curvature Error	0.0000 kJ/C-h
Hot Pinch Temp	250.0000 C
Cold Pinch Temp	210.0000 C
Ft Factor	1.000
Uncorrected LMTD	99.412 C

شکل ۹.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-100

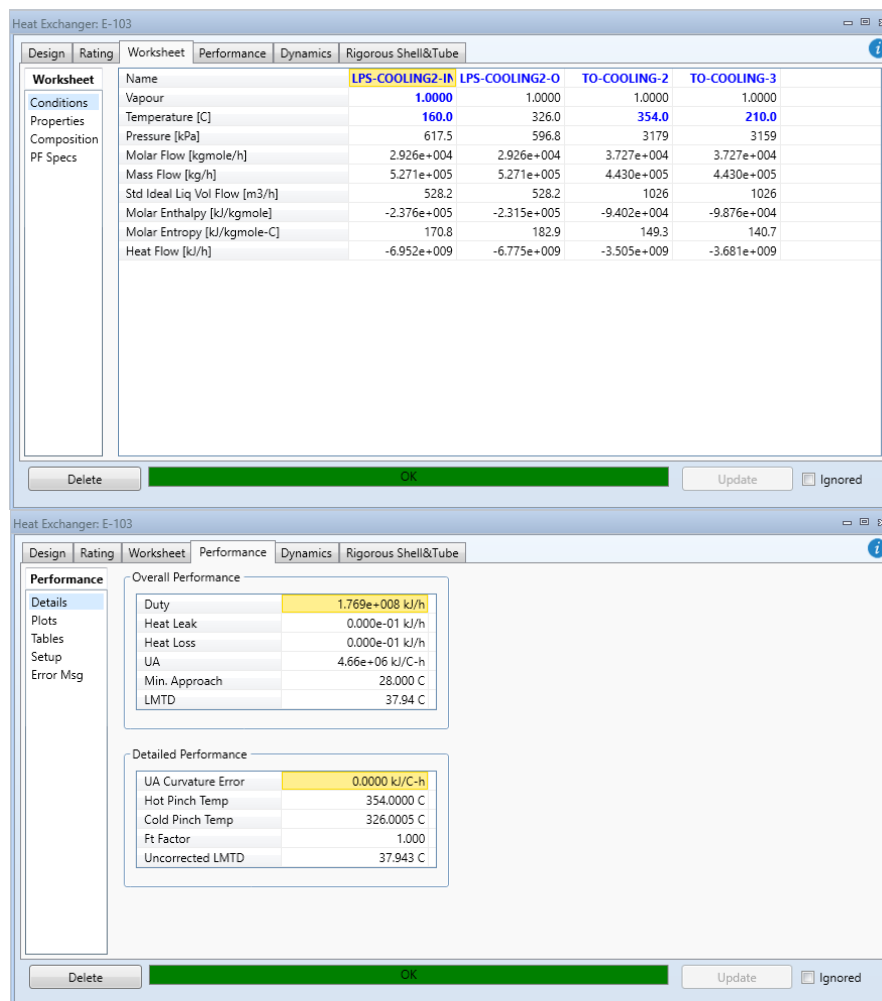
۲.۶.۲ مبدل‌های حرارتی خنک کننده محصول راکتور SMR، (E-102، E-103، E104)

این بخش از سه مبدل تشکیل شده که محصول راکتور SMR را خنک می‌کنند. در مبدل حرارتی آخر (E-104) از سیال سرویس آب خنک‌کننده برای چگالش محصول راکتور استفاده می‌شود بنابراین ضریب انتقال حرارت بالا بوده و در نتیجه سطح انتقال حرارت و یا اندازه مبدل در حدود اندازه مناسبی خواهد شد. در مبدل‌های اول و دوم به ترتیب از سیالات سرویس بخار پرفشار و بخار کم‌فشار استفاده خواهد شد. از آنجایی که در این مبدل‌ها، سیال فرایند در حال سرد شدن بوده و سیالات سرویس گرم خواهند شد؛ در نتیجه بخارهای استفاده شده در این مبدل‌ها در فاز گازی باقی مانده و ضریب انتقال حرارت کم می‌شود. در نتیجه مساحت انتقال حرارت بالا بوده و در قسمت تخمین قیمت باید انتظار هزینه زیادی را برای این مبدل‌ها داشت. لازم به ذکر است که در مبدل E-102 بدلیل بالا بودن میانگین لگاریتمی اختلاف دما^۱، شدت افزایش مساحت انتقال حرارت، کمتر خواهد بود.

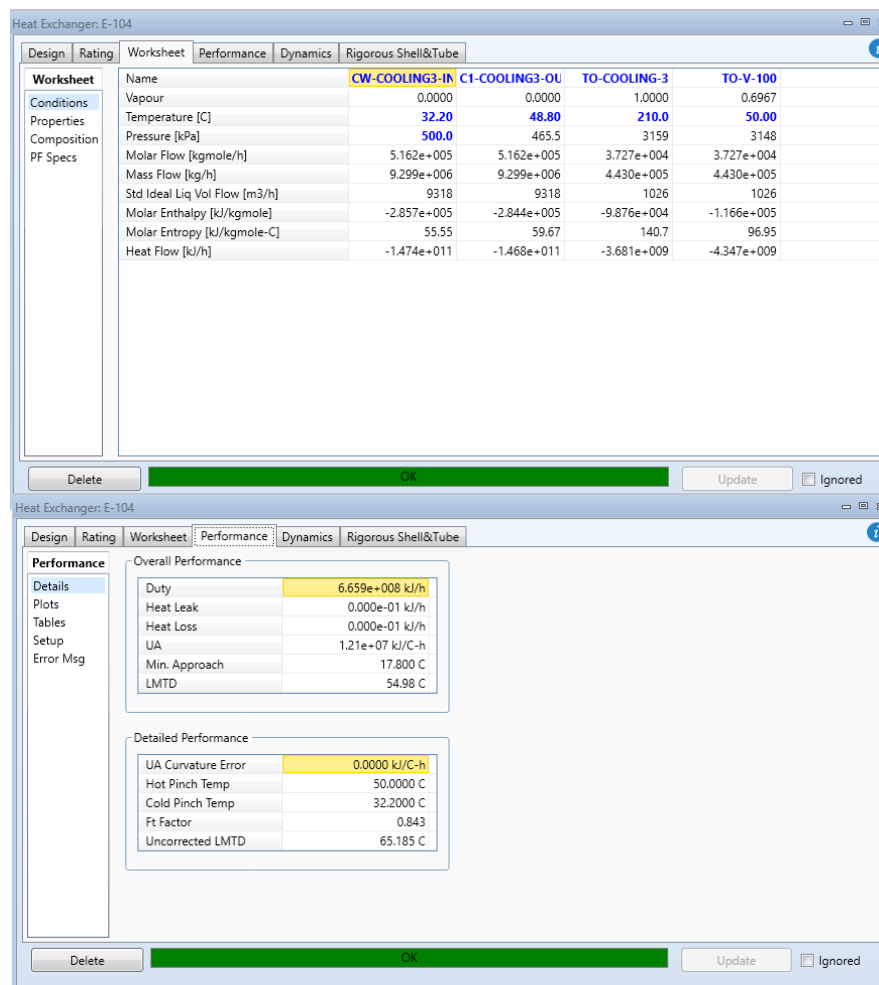
¹ Logarithmic Mean Temperature Difference



شکل ۱۰.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-102



شکل ۱۱.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-103

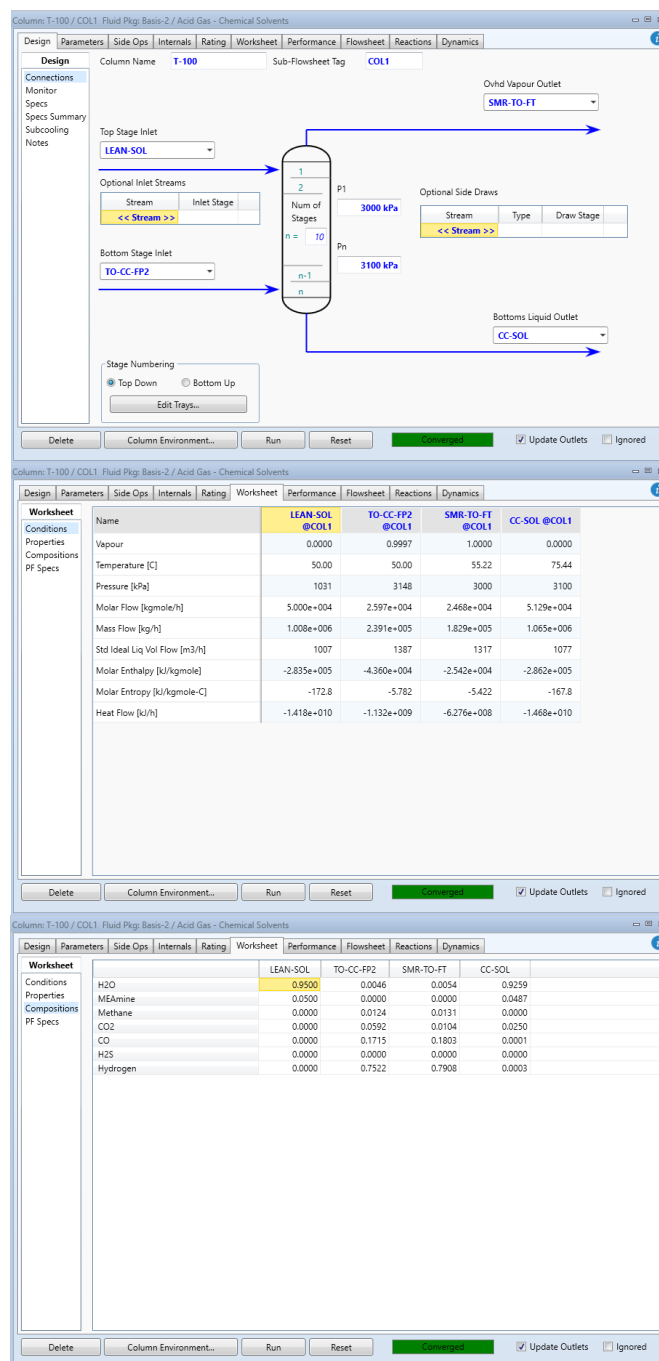


شکل ۱۲.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-104

۳.۶.۲ برج جذب کربن دی‌اکسید، (T-100)

هدف این برج جذب، جداسازی کربن دی‌اکسید از محصول راکتور SMR می‌باشد. مشخصات برج (تعداد سینی‌ها، فشار بالا و پایین با توجه به فرض 5 و غیره) مطابق مرجع وارد محیط شبیه‌سازی خواهد شد و درجه آزادی برج به‌صورت خود به خودی برابر صفر می‌باشد. همچنین فرض شماره 6 در این برج مطابق مقاله مرجع اعمال شده است. بدلیل استفاده از بسته ترمودینامیکی نسبتاً سنگین اسید گازی - حلال شیمیایی، همگرا شدن محاسبات این برج وقت‌گیر بوده و حتی در فشارهای خاص امکان دارد که محاسبات نرم‌افزار به جواب نرسد. از آنجایی که فشار بالای برج از خواسته‌های ثابت طرح است، بنابراین انتخاب فشار پایین برج مناسب در همگرایی محاسبات نرم‌افزار اهمیت دارد. کربن دی‌اکسید حلال خروجی

در برج بازیابی حلال جداسازی شده و به‌صورت جریان بازگشتی، به همین برج جذب بر می‌گردد. لازم به ذکر است که اختلاف خطای محاسبات در محاسبه^۱ برج‌ها دست‌کاری نشده است.



شکل ۱۳.۲ مشخصات جریان‌های برج جذب T-100

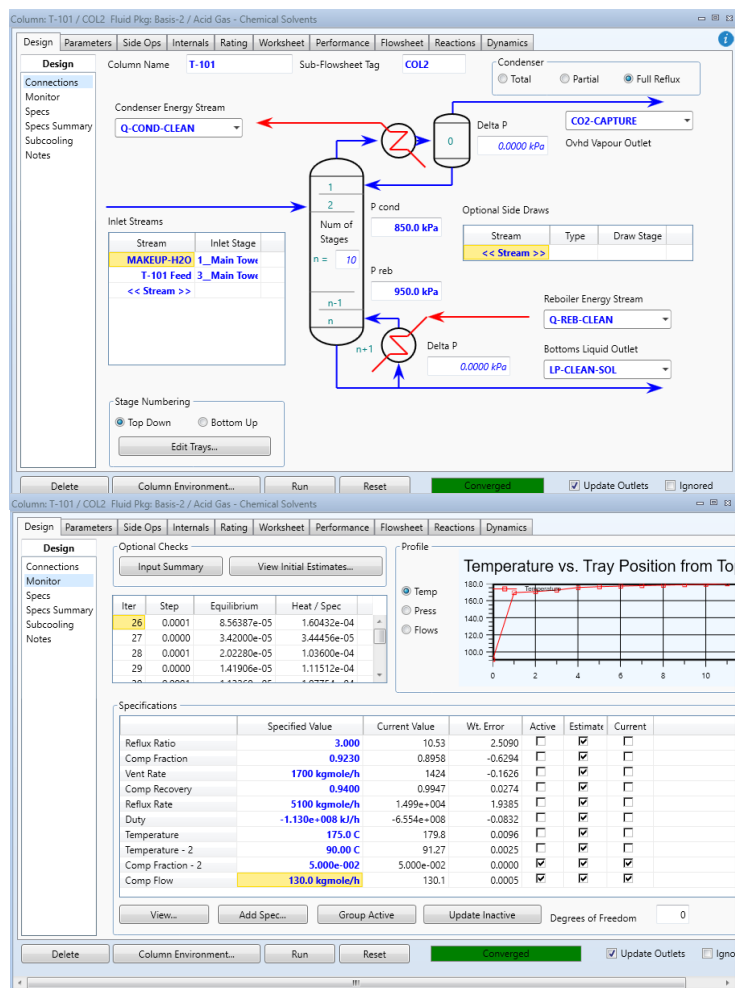
¹ Error Tolerance in Solver

۴.۶.۲ برج تقطیر بازیابی حلال، (T-101)

هدف این برج تقطیر، جداسازی کربن دی‌اکسید از حلال جذب کربن می‌باشد. حلال ورودی با مقداری کربن وارد برج شده و حلال بازیابی شده، مطابق درصدهای مولی ذکر شده در مقاله، از پایین برج وارد بلوک جریان بازگشتی^۱ شده و سپس مجدداً وارد برج جذب خواهد شد. در خروجی بالای برج، مقداری از حلال همراه با کربن دی‌اکسید از واحد خارج می‌شود بنابراین باید جریان جبرانی حلال در برج تثبیه شود. مشخصات برج (تعداد سینی‌ها، فشار بالا و پایین با توجه به فرض‌های 3 و 4 و غیره) مطابق مرجع وارد محیط شبیه‌سازی خواهد شد و درجه آزادی برج برابر دو می‌باشد. بدلیل استفاده از بسته ترمودینامیکی نسبتاً سنگین اسید گازی - حلال شیمیایی، همگرا شدن محاسبات این برج وقت‌گیر بوده و حتی در فشارهای خاص امکان دارد که محاسبات نرم‌افزار به جواب نرسد. از آنجایی که فشار پایین برج بدلیل قیود ذکر شده در مقاله از حد خاصی نمی‌تواند بیشتر باشد، بنابراین انتخاب مشخصات خاص مناسب و فشار بالای برج در همگرایی محاسبات نرم‌افزار اهمیت دارد. بهترین مشخصات برای همگرا شدن این برج، درصد مولی جریان پایین برج و مقدار حلال خروجی در جریان مقطره می‌باشد. لازم به ذکر است که در افزایش ظرفیت دوبرابری واحد، در شبیه‌سازی مشخصه دوم نیز باید دوبرابر شود.

¹ Recycle Block

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.



پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.

Column: T-101 / COL2 Fluid Pkg: Basis-2 / Acid Gas - Chemical Solvents

Name	MAKEUP-H2O @COL2	T-101 Feed @COL2	CO2-CAPTURE @COL2	LP-CLEAN-SOL @COL2
Vapour	0.0000	0.0028	1.0000	0.0000
Temperature [C]	90.00	133.8	91.27	179.8
Pressure [kPa]	980.0	1050	850.0	950.0
Molar Flow [kgmole/h]	130.0	5.129e+004	1424	4.999e+004
Mass Flow [kg/h]	2342	1.065e+006	5.859e+004	1.008e+006
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2.346	1077	71.63	1008
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.809e+005	-2.812e+005	-3.726e+005	-2.722e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-148.4	-154.4	-8.729	-143.8
Heat Flow [kJ/h]	-3.652e+007	-1.442e+010	-5.304e+008	-1.361e+010

Column: T-101 / COL2 Fluid Pkg: Basis-2 / Acid Gas - Chemical Solvents

	MAKEUP-H2O	T-101 Feed	CO2-CAPTURE	LP-CLEAN-SOL
H2O	1.0000	0.9259	0.0914	0.9499
MEAmine	0.0000	0.0487	0.0000	0.0500
Methane	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000
CO2	0.0000	0.0250	0.8958	0.0001
CO	0.0000	0.0001	0.0021	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0003	0.0105	0.0000

شکل ۱۴.۲ مشخصات جریان‌ها و مشخصات خاص برج تقطیر T-101

۵.۶.۲ مبدل حرارتی پیش‌گرم کننده راکتور DMR، (E-105)

این مبدل، جریان ورودی راکتور DMR را با کمک جریان خروجی گرم همین راکتور پیش‌گرم می‌کند. بدلیل پایین بودن میانگین لگاریتمی اختلاف دما و گرمایش گاز با گاز بودن این مبدل (که نشان‌دهنده پایین بودن ضریب کلی انتقال حرارت است)، مساحت انتقال حرارت در این مبدل بسیار بالا بوده و هزینه بسیار زیادی را به همراه دارد. به این حال در این قسمت شبیه‌سازی همانند مقاله مرجع [1] بوده و تغییری در این بخش داده نمی‌شود.

The screenshot displays the 'Heat Exchanger: E-105' software window. The 'Worksheet' tab is active, showing a table with columns for Name, DMR-PROD, DMR-COOL-PROD, TO-DMR-HE, and DMR-FEED. The 'Performance' tab is also visible, showing 'Overall Performance' and 'Detailed Performance' metrics.

Name	DMR-PROD	DMR-COOL-PROD	TO-DMR-HE	DMR-FEED
Vapour	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature [C]	1000	160.1	127.5	980.0
Pressure [kPa]	420.0	399.3	430.0	420.0
Molar Flow [kgmole/h]	1.095e+004	1.095e+004	1.095e+004	1.095e+004
Mass Flow [kg/h]	3.288e+005	3.288e+005	3.288e+005	3.288e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	585.3	585.3	585.3	585.3
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.806e+005	-2.290e+005	-2.304e+005	-1.820e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	246.2	187.0	183.1	245.1
Heat Flow [kJ/h]	-1.978e+009	-2.508e+009	-2.523e+009	-1.993e+009

Overall Performance	
Duty	5.306e+008 kJ/h
Heat Leak	0.000e-01 kJ/h
Heat Loss	0.000e-01 kJ/h
UA	2.06e+07 kJ/C-h
Min. Approach	20.000 C
LMTD	25.79 C

Detailed Performance	
UA Curvature Error	0.0000 kJ/C-h
Hot Pinch Temp	1000.0000 C
Cold Pinch Temp	980.0000 C
Ft Factor	1.000
Uncorrected LMTD	25.787 C

شکل ۱۵.۲ مشخصات جریان‌ها و کارایی مبدل E-105

۶.۶.۲ تراکم گازی چند مرحله‌ای بخش DMR، (K-101, K-102)

در این بخش از دو کمپرسور با ضرایب تراکم تقریبی 2.75 استفاده شده است. خروجی کمپرسورها دمای بالاتری از ورودی آنها دارند؛ بنابراین سیال فرایند متراکم شده قبل از ورود به هر یک از این دو کمپرسور، با آب خنک کننده سرد می‌شوند. تنها قبل از کمپرسور دوم در کل واحد، فشار سیال فرایند از 10 بار کمتر است. بنابراین فرض کافی بودن بسته ترمودینامیکی PR که برای فشارهای بالا می‌باشد (مطابق شکل 2.7) برای بخش کمی از واحد می‌باشد.

۷.۶.۲ راکتور/کوره‌ها

همان‌طور که در قسمت فرضیات گفته شد، مطابق مقاله، راکتورهای گیبس استفاده شده در شبیه‌سازی وجود خارجی ندارند و واکنش در واقع در کوره‌ها انجام خواهد شد. در شبیه‌سازی راکتورها جریان مایع تعریف شده ولی دبی این

جریانات برابر صفر می‌باشد. علاوه بر آن در واحد SMR، پس از راکتور یک شیر فشار شکن برای شبیه‌سازی افت فشار کوره استفاده شده است.

۸.۶.۲ انتگراسیون حرارتی واحد

در بخش طراحی مفهومی کمی در رابطه با انتگراسیون واحد صحبت شد. در این قسمت انتگراسیون حرارتی واحد توضیح داده می‌شود.

در این بخش برای کاهش هزینه‌های سالانه واحد، علاوه بر وارد کردن آب خروجی از جدا کننده V-100 به جریان بازگشتی آب خوراک SMR، گاز پرفشار خروجی از راکتور/کوره SMR نیز می‌تواند برای بخار کردن آب خوراک همین بخش استفاده شود. بنابراین بجای بخار پرفشار برای جوشاندن آب خوراک، از خروجی کوره/راکتور SMR استفاده خواهد شد.

برای بازگشت دادن آب اضافی خارج شده از جداکننده V-100، ابتدا فشار آن تا فشار ورودی خوراک کاهش داده شده و سپس کربن دی‌اکسید موجود در این جریان با استفاده از یک جدا کننده دیگر، به صورت گاز خارج می‌شود. در نهایت آب خالص تر با فشار ورودی خوراک اولیه همراه با آب جبرانی واکنش وارد راکتور خواهد شد. برای اطلاعات بیشتر لطفاً به فایل شبیه‌سازی بخش انتگراسیون مراجعه شود.

۷.۲ چالش‌های افزایش ظرفیت

از آنجایی که راکتورهای استفاده شده در واحد، راکتورهای تعادلی گیبس می‌باشند. چالش و مشکل خاصی در افزایش ظرفیت وجود ندارد. برای افزایش ظرفیت دو برابری باید مشخصات خاص^۱ داده شده به تجهیزات که بر حسب دبی هستند و دبی‌های همه خوراک‌ها دوبرابر شود.

۸.۲ مقایسه نتایج و مشخصات جریانات و بلوک‌های منتخب با مقاله مرجع

با شبیه‌سازی و افزایش ظرفیت واحد و همگرایی برج‌های بخش جذب کربن، در ادامه نتایج و مشخصات جریانات و بلوک‌های منتخب شبیه‌سازی با متناظر خود مقایسه خواهند شد. دقت شود که به دلیل آنکه افزایش ظرفیت دوبرابری داریم، مقدار دوبرابر دبی‌های ذکر شده در مقاله باید با شبیه‌سازی مقایسه شوند. جریانات منتخب مقاله در جدول 2.1 آورده شده است. مقدار دبی‌های ذکر نشده در مقاله با موازنه جرم محاسبه شده است.

^۱ Specs in Unit Operations

جدول ۱.۲ جریانات منتخب مقاله مرجع پس از افزایش ظرفیت

Molar Flow Kmol/h	Gas From SMR	Gas From DMR	Gas to FT	CO ₂ From Carbon Capture	Residue Water
Total	24594	21256	45820	1700	11264
Hydrogen	19716	10190	29906	-	-
CO	4478	10522	15000	-	-
CH ₄	300	272	544	-	-
H ₂ O	100	166.8	264	130	11264
CO ₂	-	105.2	106	1570	-

جدول ۲.۲ جریانات منتخب شبیه‌سازی پس از افزایش ظرفیت

Molar Flow Kmol/h	Gas From SMR	Gas From DMR	Gas to FT	CO ₂ From Carbon Capture	Residue Water
Total	24684	21296	45988	1413	11306
Hydrogen	19520	10159	29678	15	-
CO	4452	10533	14984	3	-
CH ₄	322	302	624	-	-
H ₂ O	135	187	322	130	11300
CO ₂	264	115	379	1265	6

همان‌طور که مشاهده می‌شود جریانات تا حدود بسیار زیادی با هم تشابه دارند. این تفاوت می‌تواند به خاطر تفاوت بسته ترمودینامیکی جذب کربن، مشخصات خاص برج‌ها، تفاوت محاسبات نرم افزار اسپن و هایسیس و تغییرات جزئی دما باشد.

۳ تعیین اندازه تجهیزات واحد

در این فصل اندازه تجهیزات فرایندی تعیین می‌شود.

۱.۳ مبدل‌های حرارتی

در این بخش اندازه و مشخصات مبدل‌های حرارتی واحد تعیین می‌شود.

۱.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-100 و E-101

برای بدست آوردن سطح انتقال حرارت مبدل حرارتی پوسته و لوله از رابطه ۱.۳ استفاده می‌شود.

$$Q = UAF\Delta T_{LMTD} \quad \text{رابطه ۱.۳:}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۱.۳ عبارتند از:

$$Q: \text{بار حرارتی } \left(\frac{\text{KJ}}{\text{hr}}\right)$$

$$U: \text{ضریب کلی انتقال حرارت } \left(\frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2}\right)$$

$$A: \text{سطح انتقال حرارت } (\text{m}^2)$$

$$F: \text{ضریب تصحیح}$$

$$\Delta T_{LMTD}: \text{اختلاف دمای لگاریتمی } (^\circ\text{C})$$

با توجه به اینکه در این مبدل حرارتی تغییر فاز برای هیچ سیالی رخ نمی‌دهد، مقادیر پارامترهای ذکر شده (به جز U) از شبیه‌ساز استخراج می‌شوند و سطح انتقال حرارت مبدل حرارتی محاسبه می‌شود. برای محاسبه ΔT_{LMTD} می‌توان از رابطه ۲.۳ نیز استفاده کرد اما با توجه به اینکه مقدار آن در شبیه‌ساز موجود است نیازی به این کار نیست.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad \text{رابطه ۲.۳:}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۲.۳ عبارتند از:

$$T_1: \text{دمای سیال داغ ورودی } (^\circ\text{C})$$

T_2 : دمای سیال داغ خروجی ($^{\circ}\text{C}$)

t_1 : دمای سیال سرد ورودی ($^{\circ}\text{C}$)

t_2 : دمای سیال سرد خروجی ($^{\circ}\text{C}$)

مقدار U از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، سیال گذرنده از لوله بخار آب و سیال گذرنده از پوسته گاز طبیعی تخمین زده می‌شود. بنابراین مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برابر می‌شود با $U_{E-100} = \frac{200+300}{2} = 250 \frac{\text{Btu}}{^{\circ}\text{F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 5109.2 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^{\circ}\text{C} \cdot \text{m}^2}$

$$A_{E-100} = \frac{Q_{E-100}}{U_{E-100} F_{E-100} \Delta T_{\text{LMTD}, E-100}} = \frac{4.318 \times 10^7}{5109.2 \times 1 \times 99.36} \approx 85.1 \text{ m}^2$$

در ادامه افت فشار در پوسته و لوله مبدل حرارتی با توجه به جدول ۱.۳ بدست آورده می‌شود. سیال گذرنده از هر قسمت در فاز بخار است که در قسمت لوله تغییر فاز رخ می‌دهد بنابراین افت فشار در پوسته و لوله برابر است با 1.5 psi (KPa) ۱۰. [12]

جدول ۱.۳ افت فشار در پوسته و لوله مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله [12]

	Pressure Drop	
	5 to 9 psi	35 to 62 kPa
Liquid streams with no phase change	5 to 9 psi	35 to 62 kPa
Vapor streams with no phase change	3 psi	21 kPa
Condensing streams	1.5 psi	10 kPa
Boiling streams	1.5 psi	10 kPa
Process streams passing through a furnace	20 psi	140 kPa

براساس مرجع [14] مقادیر R و P برای مبدل حرارتی طبق روابط ۳.۳ و ۴.۳ بدست می‌آیند.

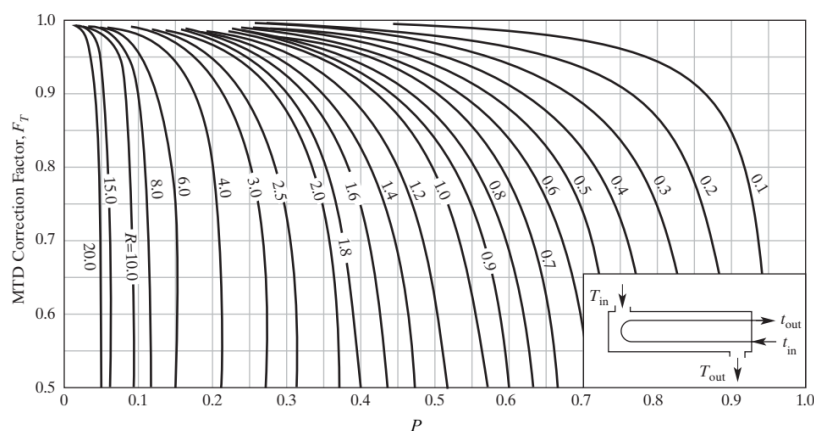
$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{رابطه ۳.۳}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \text{رابطه ۴.۳}$$

با قرار دادن مقادیر دماها در روابط ۳.۳ و ۴.۳، R و P محاسبه می‌شوند.

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{210 - 50}{250 - 50} \approx 0.8$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{250 - 249.8}{210 - 50} \approx 0.00125$$



شکل ۱۳ ضریب تصحیح برای مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله [12]

طبق شکل ۱۳ و با توجه به مقادیر P و R ، مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله دارای نزدیک‌ترین مقدار ضریب تصحیح به یک است. همچنین مبدل حرارتی جریان ناهمسو است.

براساس استاندارد TEMA، با توجه به اینکه مبدل حرارتی یک گذر پوسته است، نوع پوسته آن باید F باشد. از طرف دیگر با توجه به نوع سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله مبدل که در فاز بخار هستند و آب و متان آن‌ها را تشکیل می‌دهند، رسوب زیادی در مبدل حرارتی بوجود نمی‌آید. بنابراین نیازی به استفاده از سر شناور^۱ برای مبدل حرارتی نیست زیرا هزینه ساخت آن زیاد می‌شود. بنابراین مبدل حرارتی می‌تواند از نوع BFM یا AFL باشد. زیرا علاوه بر موارد ذکر شده، تمیز کردن سمت لوله نیز در این نوع از مبدل‌های حرارتی آسان‌تر است که برای مبدل این مبدل حرارتی مناسب است زیرا بخار آب ممکن است با کمی ناخالصی از واحد آب-برق-بخار^۲ به این مبدل حرارتی فرستاده شود که در درازمدت موجب تشکیل رسوب می‌شود. [15, 16]

حال اندازه مبدل حرارتی E-101 تعیین می‌شود. مقدار U از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، سیال گذرنده از لوله بخار آب و سیال گذرنده از پوسته آب تخمین زده می‌شود. بنابراین مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برابر می‌شود با

$$U_{E-101} = \frac{250+400}{2} = 325 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F}\cdot\text{hr}\cdot\text{ft}^2} \approx 6642 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}\cdot^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2}$$

$$A_{E-101} = \frac{1.948 \times 10^8}{6642 \times 0.999 \times 52.93} \approx 554.65 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{240 - 120.6}{254 - 120.6} \approx 0.895$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{254 - 253.8}{240 - 120.6} \approx 0.00168$$

¹ Floating Head

² Utility

طبق شکل ۱.۳ و با توجه به مقادیر R و P ، مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله دارای نزدیک‌ترین مقدار ضریب تصحیح به ۰.۹۹۹ است و مبدل حرارتی جریان ناهمسو است. همچنین مانند مبدل حرارتی E-100، برای مبدل حرارتی E-101 نیز افت فشار ۱.۵ psi (۰.۱ KPa) و نوع آن BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود.

۲.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-102، E-103 و E-104

مقدار U از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، سیال گذرنده از لوله بخار آب و سیال گذرنده از پوسته آب تخمین زده می‌شود. بنابراین مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برابر

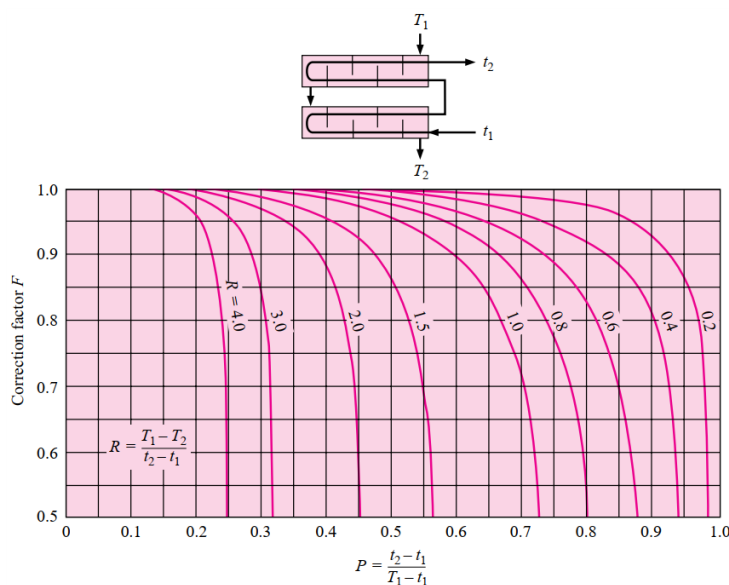
$$U_{E-102} = \frac{250+400}{2} = 325 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 6642 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2}$$

$$A_{E-102} = \frac{8.497 \times 10^8}{6642 \times 1 \times 248.7} \approx 514.388 \text{ m}^2$$

در ادامه افت فشار در پوسته و لوله مبدل حرارتی با توجه به جدول ۱.۳ بدست آورده می‌شود. سیال گذرنده از هر قسمت در فاز بخار است که بدون تغییر فاز از مبدل حرارتی عبور می‌کند بنابراین افت فشار در پوسته و لوله برابر است با ۳ psi (۰.۲۱ KPa).

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{500 - 254}{1000 - 254} \approx 0.33$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{1000 - 354}{500 - 254} \approx 2.63$$



شکل ۲.۳ ضریب تصحیح برای مبدل حرارتی با دو گذر پوسته و چهار گذر لوله [14]

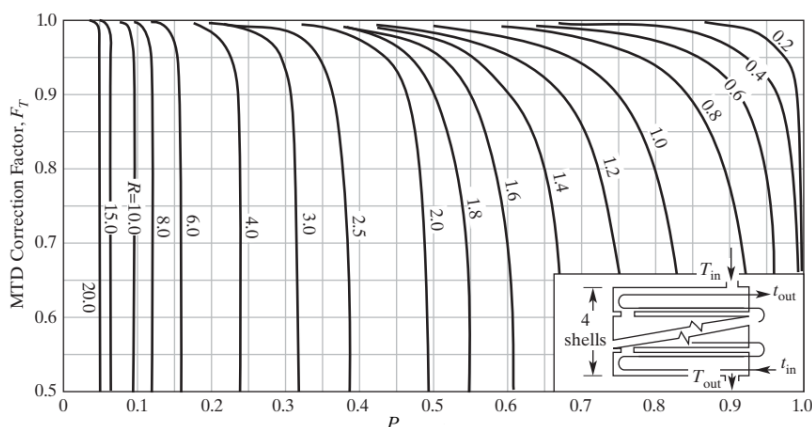
طبق شکل ۲.۳ از مرجع [14] و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با دو گذر پوسته و چهار گذر لوله دارای نزدیک‌ترین مقدار ضریب تصحیح به یک است. همچنین مبدل حرارتی جریان ناهمسو است. همچنین مانند مبدل حرارتی E-100 و با توجه به دلایل ذکر شده، نوع مبدل حرارتی E-102 نیز BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود. با توجه به یکسان بودن ترکیب درصد اجزای سیال‌های گذرنده از مبدل حرارتی E-103 و همچنین تغییر فاز ندادن این سیال‌ها، تعیین اندازه این مبدل حرارتی نیز مانند تعیین اندازه مبدل حرارتی E-102 به صورت زیر انجام می‌شود:

$$A_{E-103} = \frac{1.769 \times 10^8}{6642 \times 1 \times 37.94} \approx 702 \text{ m}^2$$

با قرار دادن مقادیر دماها در روابط ۳.۳ و ۴.۳، P و R محاسبه می‌شوند.

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{326 - 160}{354 - 160} \approx 0.856$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{1000 - 354}{500 - 254} \approx 0.867$$



شکل ۳.۳ ضریب تصحیح برای مبدل حرارتی با چهار گذر پوسته و هشت گذر لوله [12]

طبق شکل ۳.۳ و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با چهار گذر پوسته و هشت گذر لوله دارای نزدیک‌ترین مقدار ضریب تصحیح به یک است. مبدل حرارتی جریان ناهمسو است. همچنین مانند مبدل حرارتی E-102، برای مبدل حرارتی E-103 نیز افت فشار ۳ psi (۲۱ KPa) و نوع آن BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود.

حال اندازه مبدل حرارتی E-104 محاسبه می‌شود. مقدار U از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، سیال گذرنده از لوله آب سرد و سیال گذرنده از پوسته بخار آب تخمین زده می‌شود. بنابراین مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برابر می‌شود با

$$U_{E-104} = \frac{250 + 400}{2} = 325 \frac{\text{Btu}}{\text{°F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 6642 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot \text{°C} \cdot \text{m}^2}$$

$$A_{E-104} = \frac{6.659 \times 10^8}{6642 \times 0.843 \times 54.98} \approx 2163.1 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{48.8 - 32.2}{210 - 32.2} \approx 0.093$$

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی

مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{210 - 50}{48.8 - 32.2} \approx 9.639$$

طبق شکل ۱.۳ و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله دارای نزدیک‌ترین مقدار ضریب تصحیح به ۰.۸۴۳ است و مبدل حرارتی جریان ناهمسو است. همچنین با توجه به جدول ۱.۳، برای مبدل حرارتی E-104 افت فشار سمت پوسته ۱.۵ psi (۱۰ KPa) و افت فشار سمت لوله ۵ psi (۳۵ KPa) است و نوع آن مانند مبدل حرارتی E-100، BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود.

۳.۱.۳ مبدل حرارتی E-105

مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برای مبدل حرارتی E-105 از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، نزدیک‌ترین تخمین برای مقدار U برابر می‌شود با حد واسطی از ضریب کلی انتقال حرارت مبدل‌های حرارتی E-102 و E-106 زیرا بار حرارتی و اختلاف دمای لگاریتمی و همچنین سیال‌های گذرنده از آن‌ها با مبدل حرارتی E-105 شباهت دارد و از طرفی مشخصات سیال‌های گذرنده از مبدل حرارتی E-105 مستقیماً در مراجع وجود ندارد. بنابراین

$$U_{E-105} = \frac{102.5 + 325}{2} = 213.75 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 4355.6 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2}$$

$$A_{E-105} = \frac{5.306 \times 10^8}{4355.6 \times 1 \times 47.38} \approx 2571.1 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{980 - 127.4}{1000 - 127.4} \approx 0.977$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{1000 - 219.9}{980 - 127.4} \approx 0.915$$

طبق شکل ۳.۳ و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با چهار گذر پوسته و هشت گذر لوله دارای نزدیک‌ترین مقدار ضریب تصحیح به یک است و مبدل حرارتی جریان ناهمسو است. طبق جدول ۱.۳، افت فشار سمت پوسته و لوله مبدل حرارتی برابر با ۳ psi (۲۱ KPa) است و نوع آن نیز BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود.

۴.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-106 و E-107

مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برای مبدل حرارتی E-106 از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، نزدیک‌ترین تخمین برای مقدار U برابر می‌شود با

$$U_{E-106} = \frac{80 + 125}{2} = 102.5 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 2088.65 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2}$$

$$A_{E-106} = \frac{1.064 \times 10^8}{2088.65 \times 0.844 \times 57.32} \approx 1053 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{48.8 - 32.2}{219.9 - 32.2} \approx 0.088$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{219.9 - 50}{48.8 - 32.2} \approx 10.23$$

طبق شکل ۱.۳ و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله دارای نزدیکترین مقدار ضریب تصحیح به ۰.۸۴۴ است. مبدل حرارتی جریان ناهمسو است.

با توجه به یکسان بودن ترکیب درصد اجزای سیال‌های گذرنده از مبدل حرارتی E-107 و همچنین تغییر فاز ندادن این سیال‌ها، تعیین اندازه این مبدل حرارتی نیز مانند تعیین اندازه مبدل حرارتی E-106 به صورت زیر انجام می‌شود:

$$A_{E-107} = \frac{9.087 \times 10^7}{2088.65 \times 0.842 \times 51.36} \approx 1006 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{48.8 - 32.2}{194.8 - 32.2} \approx 0.102$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{219.9 - 50}{48.8 - 32.2} \approx 8.723$$

طبق شکل ۱.۳ و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله دارای نزدیکترین مقدار ضریب تصحیح به ۰.۸۴۲ است. مبدل حرارتی جریان ناهمسو است.

در سمت لوله مبدل‌های حرارتی E-106 و E-107 جریان مایع بدون تغییر فاز و در سمت پوسته آن‌ها جریان بخار بدون تغییر فاز عبور می‌کند. طبق جدول ۱.۳، افت فشار سمت لوله تقریباً برابر با ۵ psi (۳۵ KPa) و افت فشار سمت پوسته برابر با ۳ psi (۲۱ KPa) می‌شود. همچنین طبق موارد ذکر شده در بخش ۱.۱.۳، نوع این مبدل‌های حرارتی BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود.

۵.۱.۳ مبدل‌های حرارتی E-108 و E-109

مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برای مبدل حرارتی E-108 از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، نزدیک‌ترین تخمین برای آن‌ها آب در حالت مایع در نظر گرفته می‌شود.

$$U_{E-108} = \frac{200 + 250}{2} = 225 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 4584.84 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2}$$

$$A_{E-108} = \frac{2.519 \times 10^8}{4584.84 \times 1 \times 44.96} \approx 1222 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{135 - 74.85}{179.8 - 74.85} \approx 0.573$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{179.8 - 120}{135 - 74.85} \approx 0.994$$

طبق شکل ۲.۳ و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با چهار گذر پوسته و هشت گذر لوله دارای نزدیکترین مقدار ضریب تصحیح به یک است. همچنین مبدل حرارتی جریان ناهمسو است.

مانند مبدل حرارتی E-108، ضریب کلی انتقال حرارت مبدل حرارتی E-109 نیز برابر می‌شود با

$$U_{E-109} = \frac{200+250}{2} = 225 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F}\cdot\text{hr}\cdot\text{ft}^2} \approx 4584.84 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}\cdot^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2}$$

$$A_{E-109} = \frac{2.875 \times 10^8}{4584.84 \times 0.832 \times 32.05} \approx 2351.6 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{48.8 - 32.2}{120 - 32.2} \approx 0.189$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{120 - 50}{48.8 - 32.2} \approx 4.217$$

طبق شکل ۳.۳ و با توجه به مقادیر R و P، تنها مبدل حرارتی با یک گذر پوسته و دو گذر لوله دارای نزدیک‌ترین مقدار ضریب تصحیح به ۰.۸۳۲ است. مبدل حرارتی جریان ناهمسو است.

سیال گذرنده از لوله و پوسته مبدل‌های حرارتی E-108 و E-109 جریان مایع بدون تغییر فاز است. بنابراین طبق جدول ۱.۳، افت فشار سمت لوله و پوسته تقریباً برابر با ۵ psi (۳۵ KPa) می‌شود. همچنین طبق موارد ذکر شده در بخش ۱.۱.۳، نوع این مبدل‌های حرارتی BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود.

۲.۳ جداکننده دوفازی^۱ V-100

برای تعیین اندازه مخزن جداکننده دوفازی از رابطه ۵.۳ استفاده می‌شود. [13]

$$V = 2 \left(\frac{F_L \tau}{\rho_L} \right) \quad \text{رابطه ۵.۳}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۵.۳ عبارتند از:

V: حجم جداکننده دوفازی (m^3)

F_L : دبی جرمی جریان مایع ورودی به جداکننده سه‌فازی ($\frac{\text{Kg}}{\text{s}}$)

τ : زمان ماند (s)

ρ_L : چگالی جریان مایع ورودی به جداکننده سه‌فازی ($\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$)

مقادیر پارامترهای فوق از شبیه‌ساز استخراج می‌شوند. زمان ماند تقریباً ۵ دقیقه و نسبت $\frac{L}{D} = 4$ در نظر گرفته می‌شود. [13]

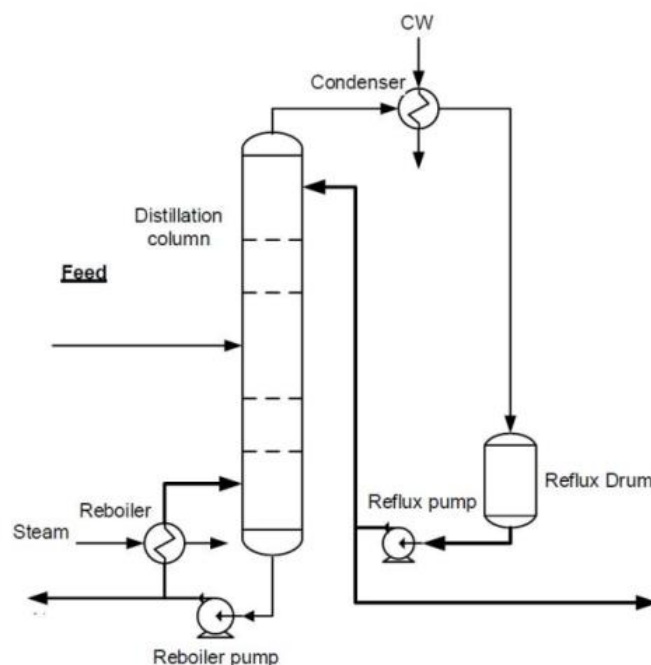
¹ Two-Phase Separator

$$V = 2 \left(\frac{(2.038 \times 10^5 \times \frac{1}{3600}) \times (5 \times 60)}{989.3} \right) \approx 34 \text{ m}^3 \rightarrow \frac{\pi}{4} D^2 \times L = 34 \text{ m}^3 \rightarrow L = \frac{43.29}{D^2}$$

$$\rightarrow 4D = \frac{43.29}{D^2} \rightarrow D \approx 2.43 \text{ m} \rightarrow L = 9.72 \text{ m}$$

۳.۳ برج تقطیر T-101

همان طور که در شکل ۴.۳ مشاهده می شود، برج تقطیر شامل مخزن بازگشتی^۱، دو مبدل حرارتی (جوش آور و چگالنده)، دو پمپ و خود برج است. در ادامه اندازه تمام تجهیزات گفته شده برای برج تقطیر T-101 تعیین می شود.



شکل ۴.۳ برج تقطیر و تجهیزات فرایندی جانبی آن

۱.۳.۳ تعداد سینی های حقیقی برج تقطیر T-101

در این بخش بازده کلی و تعداد سینی های حقیقی برج تقطیر T-101 مشخص می شوند.

در محاسبه ضریب فرارایت، کربن دی اکسید جزء ۱ و آب جزء ۲ در نظر گرفته می شود. با استفاده از مقادیر K_1 و K_2 که از نرم افزار بدست می آیند (قسمت Plots در نوار Performance در پنجره برج تقطیر)، ضریب فرارایت در هر مرحله

¹ Reflux Drum

تعادلی طبق رابطه ۶.۳ محاسبه شده و در نهایت از آن‌ها میانگین هندسی گرفته می‌شود. این محاسبات در نرم‌افزار اکسل انجام شده‌است. $\alpha_{avg}=29.167$.

$$\alpha_{1,2} = \frac{K_1}{K_2} \quad \text{رابطه ۶.۳:}$$

در ادامه با استفاده از رابطه ۷.۳ که رابطه تصحیح O'Connell است بازدهی کلی برج محاسبه می‌شود. [10]

$$E_0 = 51 - 32.5 \log(\mu_a \alpha_a) \quad \text{رابطه ۷.۳:}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۷.۳ عبارتند از:

E_0 : بازدهی کلی برج

μ_a : گرانروی میانگین مولی که در دمای میانگین برج تخمین زده می‌شود ($\frac{mNs}{m^2}$)

α_a : فراریت نسبی میانگین جزء سبک

مقدار μ_a نیز از قسمت Plots در نوار Performance در پنجره برج تقطیر از نرم‌افزار بدست می‌آید. این محاسبات

در نرم‌افزار اکسل انجام شده‌است. $\mu_a = 0.189 \text{ cp}$

$$E_0 = 51 - 32.5 \log(0.189 \times 29.167) \approx 26.9\%$$

تعداد مراحل ایده‌آل برای برج T-101، ۱۰ عدد است. با توجه به بازده کلی محاسبه شده برای برج، تعداد واقعی

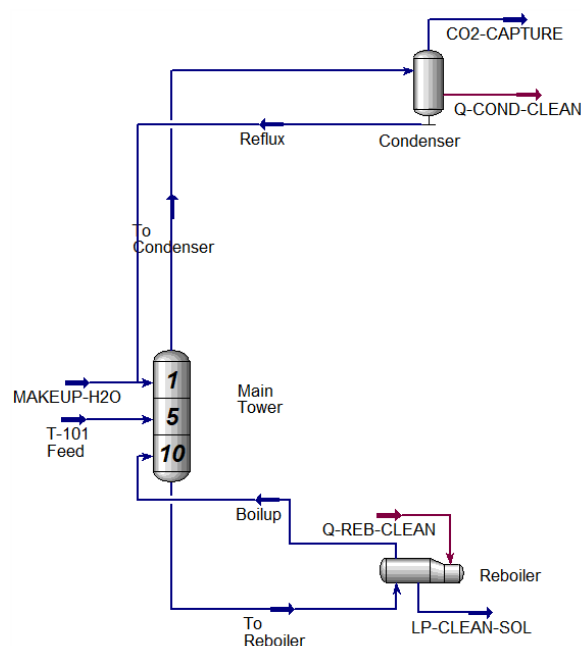
سینی‌ها ۳۳ $N_{act} = \frac{10-1}{0.269}$ عدد خواهد بود (یک مرحله ایده‌آل مربوط به جوش‌آور است که از تعداد کل مراحل ایده‌آل کسر شده‌است).

۲.۳.۳ مخزن بازگشتی

برای تعیین اندازه مخزن بازگشتی از رابطه ۵.۳ استفاده می‌شود. تمامی فرضیات برای انجام محاسبات مربوط به تعیین حجم مخزن جداکننده دوفازی در بخش ۲.۳، در این بخش نیز برقرار است. ابتدا دبی جرمی مایع خروجی از مخزن بازگشتی، از نرم‌افزار استخراج می‌شود (از جریان تهویه^۱ صرف نظر می‌شود). برای این کار در شبیه‌ساز با باز کردن پنجره برج تقطیر T-101 و ورود به محیط برج تقطیر^۲، دبی جرمی جریان بازگشتی برابر است با F_L . (شکل ۵.۳)

¹ Vent Flow

² Column Environment



شکل ۵.۳ محیط برج تقطیر T-101

$$F_L = 105900 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \approx 29.42 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

$$V = 2 \left(\frac{29.42 \times (5 \times 60)}{962.2} \right) \approx 18.35 \text{ m}^3 \rightarrow \frac{\pi}{4} D^2 \times L = 18.35 \text{ m}^3 \rightarrow L = \frac{23.36}{D^2}$$

$$\rightarrow 4D = \frac{23.36}{D^2} \rightarrow D \approx 1.8 \text{ m} \rightarrow L = 7.2 \text{ m}$$

۳.۳.۳ چگالنده

اندازه و مشخصات چگالنده به عنوان یک مبدل حرارتی پوسته و لوله، دقیقاً مانند مبدل‌های حرارتی در بخش ۱.۳ تعیین می‌شوند. در بخش لوله چگالنده، آب سرد و در بخش پوسته آن جریان خارج شده از بالای برج عبور می‌کند. دماهای T_1 و T_2 از محیط برج تقطیر T-101 استخراج شده و t_1 و t_2 نیز از داده‌های مربوط به طراحی واحد بدست می‌آیند که به ترتیب ۹۰ و ۱۲۰ درجه فارنهایت (۳۲.۲۲ و ۴۸.۸۹ درجه سانتی‌گراد) هستند.

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = \frac{(157.2 - 48.89) - (89.93 - 32.22)}{\ln \left(\frac{157.2 - 48.89}{89.93 - 32.22} \right)} \approx 80.37 \text{ } ^\circ\text{C}$$

مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برای چگالنده از جدول ۵.۱۲ مرجع [3] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، نزدیک‌ترین تخمین برای آن‌ها آب در حالت مایع در نظر گرفته می‌شود. بنابراین مقدار

$$U = \frac{200 + 250}{2} = 225 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 4584.84 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2}$$

$$A = \frac{Q}{U F \Delta T_{LMTD}} = \frac{1.456 \times 10^8}{4584.84 \times 0.97 \times 80.37} \approx 407.35 \text{ m}^2$$

طبق جدول ۱.۳ افت فشار سمت پوسته چگالنده ۱.۵ psi (۱۰ KPa) و افت فشار سمت لوله آن ۵ psi (۳۵ KPa) در نظر گرفته می‌شود. نوع چگالنده نیز مانند مبدل‌های حرارتی بخش ۱.۳، BFM یا AFL در نظر گرفته می‌شود.

۴.۳.۳ جوش‌آور

محاسبه اندازه جوش‌آور برج تقطیر T-101 نیز کاملاً مانند محاسبه اندازه چگالنده در بخش ۳.۳.۳ انجام می‌شود. مطابق داده‌های طراحی واحد، سیال گرم‌کننده بخار پرفشار است که در بخش لوله جوش‌آور جریان دارد پس دماهای T_1 و T_2 به ترتیب ۲۵۴ و ۲۵۳.۷ درجه سانتی‌گراد هستند.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(254-179.8)-(253.7-179.4)}{\ln\left(\frac{254-179.8}{253.7-179.4}\right)} \approx 74.25 \text{ }^\circ\text{C}$$

مقدار U از جدول ۵.۱۲ مرجع [12] استخراج می‌شود. با توجه به ترکیب درصد سیال‌های گذرنده از پوسته و لوله، سیال گذرنده از لوله بخار آب و سیال گذرنده از پوسته آب تخمین زده می‌شود. بنابراین مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برابر می‌شود با $U = \frac{250+400}{2} = 325 \frac{\text{Btu}}{^\circ\text{F} \cdot \text{hr} \cdot \text{ft}^2} \approx 6642 \frac{\text{KJ}}{\text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2}$ همچنین مبدل حرارتی جریان ناهمسو است.

$$A = \frac{Q}{U F \Delta T_{LMTD}} = \frac{8.576 \times 10^8}{6642 \times 1 \times 74.25} \approx 1739 \text{ m}^2$$

طبق جدول ۱.۳ افت فشار در قسمت پوسته و لوله چگالنده برابر است با ۱.۵ psi (۱۰ KPa).

۵.۳.۲ پمپ چگالنده

مقدار قدرت (توان) مفید پمپ از رابطه ۸.۳ محاسبه می‌شود: [13]

$$W_b = \frac{\dot{m}(P_2 - P_1)}{\rho \eta_p \eta_m} \quad \text{رابطه ۸.۳}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۸.۳ عبارتند از:

W_b : توان مفید پمپ (KW)

$(P_2 - P_1)$: اختلاف فشار ایجاد شده توسط پمپ (KPa)

\dot{m} : دبی جرمی مایع گذرنده از پمپ ($\frac{\text{Kg}}{\text{s}}$)

η_p : بازده پمپ (۰.۵ فرض می‌شود)

η_m : بازده موتور (۰.۹ فرض می‌شود)

ρ : چگالی جریان مایع ورودی به پمپ ($\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$)

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی

مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.

با توجه به اینکه مخزن جریان بازگشتی در سطح زمین قرار دارد، پمپ باید مایع را تا ارتفاع معادل سطح زمین تا سینی نخست برج تقطیر بالا ببرد. بنابراین ابتدا افت فشار ناشی از این افزایش ارتفاع محاسبه می‌شود. با باز کردن پنجره برج تقطیر T-101 در شبیه‌ساز و مراجعه به قسمت Internals، فاصله بین هر دو سینی در برج تقطیر از سینی اول تا سوم برابر با ۰.۶۰۹۶ m و از سینی سوم تا آخر ۰.۹۵ m بدست می‌آید. با توجه به بخش ۱.۴.۳ برج تقطیر ۳۳ سینی واقعی دارد. با فرض کردن ارتفاع ۱.۵ m برای پایین برج تقطیر از سطح زمین، پمپ باید جریان بازگشتی را تا ارتفاع $32 \approx 1.5 + 31 \times 0.95 + 2 \times 0.6096$ بالا ببرد. تمامی پارامترهای رابطه ۸.۳ از شبیه‌ساز استخراج می‌شوند.

$$\Delta P_{\text{height}} = \rho gh = \frac{962.2 \times 9.81 \times 32}{1000} \approx 302.05 \text{ KPa} \xrightarrow{+\Delta P_{\text{cond}} = 1.5 \text{ psi} = 10 \text{ KPa}} \Delta P_{\text{Total}} = 312.05 \text{ KPa}$$

$$\text{Head} = \frac{\Delta P_{\text{Total}}}{\rho g} = \frac{312.05 \times 1000}{962.2 \times 9.81} \approx 33.06 \text{ m} \approx 108.46 \text{ ft}$$

در ادامه توان مفید پمپ بالای برج به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$W_b = \frac{105900 \times \frac{1}{3600} \times 312.05}{962.2 \times 0.5 \times 0.9} \approx 21.2 \text{ KW} \approx 72337.44 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

۶.۳.۳ پمپ جوش‌آور

محاسبات تعیین اندازه پمپ جوش‌آور دقیقاً مانند محاسبات مربوط به تعیین اندازه پمپ چگالنده در قسمت ۵.۴.۳ انجام می‌شود. با توجه به اینکه جوش‌آور در سطح زمین قرار دارد، این پمپ باید مایع را از ارتفاع معادل سینی آخر برج تا سطح زمین منتقل کند. پس ابتدا افت فشار ناشی از این افزایش ارتفاع محاسبه می‌شود.

$$\Delta P_{\text{height}} = \rho gh = \frac{891.2 \times 9.81 \times 1.5}{1000} \approx 13.11 \text{ KPa} \xrightarrow{+\Delta P_{\text{cond}} = 1.5 \text{ psi} = 10 \text{ KPa}} \Delta P_{\text{Total}} = 23.11 \text{ KPa}$$

$$\text{Head} = \frac{\Delta P_{\text{Total}}}{\rho g} = \frac{23.11 \times 1000}{891.2 \times 9.81} \approx 2.64 \text{ m} \approx 8.66 \text{ ft}$$

$$W_b = \frac{1283000 \times \frac{1}{3600} \times 23.11}{891.2 \times 0.5 \times 0.9} \approx 20.54 \text{ KW} \approx 70085.43 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

۷.۳.۳ برج تقطیر

تعداد مراحل تعادلی (سینی‌ها) و بازدهی برج در بخش ۱.۳.۳ تعیین شد. سینی‌های فنجانی^۱ هزینه ساخت بالایی دارند اما سینی‌های سوراخ‌دار یا غربالی^۲ ساده‌ترین و ارزان‌ترین سینی‌ها هستند که مهم‌ترین ویژگی آن‌ها همین موضوع است.

^۱ Bubble Cap Trays

^۲ Sieve Trays

پس در صنعت و از جمله در این برج تقطیر گاهی به دلیل صرفه جویی اقتصادی از سینی های سوراخ دار استفاده می شود. طبق قاعده سرانگشتی^۱ افت فشار در هر سینی تقریباً 0.1 psi (0.7 KPa) است. [17]

طبق داده های طراحی واحد و همچنین نتایج شبیه سازی، خوراک با فشار 1050 KPa در سینی سوم وارد برج تقطیر T-101 می شود. بنابراین فشار بالا و پایین برج به صورت زیر محاسبه می شوند. تعداد سینی های برج برابر با $N_{act} = 33$ که در بخش ۱.۳.۳ بدست آمد در نظر گرفته می شود.

$$P_{Top} = 1050 - 3(0.7) = 1047.9 \text{ KPa}$$

$$P_{Bottom} = 1050 + 30(0.7) = 1071 \text{ KPa}$$

ارتفاع برج نیز به صورت زیر محاسبه می شود. سطح برج از زمین 1.5 m ، فضای ورود خوراک 1.5 m و فضای بالای سینی اول و پایین سینی آخر در مجموع 3 m فرض می شود. [13]

$$H_{T-101} = 1.5 + (2 \times 0.6096 + 31 \times 0.95) + 1.5 + 3 \approx 37 \text{ m}$$

حال قطر برج تقطیر نیز مشخص خواهد شد. به منظور محاسبه قطر برج از سرعت طغیان^۲ طبق رابطه ۹.۳ استفاده می شود. [13]

$$U_{nf} = C_{sb,f} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \left(\frac{20}{\sigma} \right)^{0.2} \quad \text{رابطه ۹.۳}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۹.۳ عبارتند از:

$$U_{nf}: \text{سرعت طغیان} \left(\frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)$$

$$C_{sb,f}: \text{ثابت طغیان} \left(\frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)$$

$$\sigma: \text{کشش سطحی مایع} \left(\frac{\text{dyne}}{\text{cm}} \right)$$

$$p_g: \text{چگالی گاز} \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$p_l: \text{چگالی مایع} \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$$

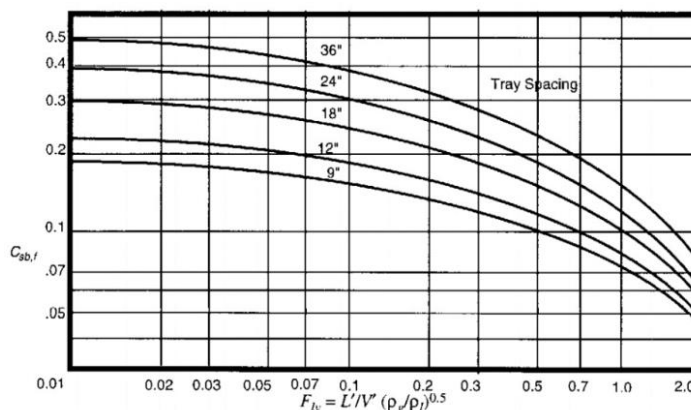
کشش سطحی مایع و چگالی مایع از نرم افزار (پنجره برج T-101، نوار Performance، بخش Plots و بخش Transport Properties) بدست می آیند و بین تمامی سینی ها از این خواص میانگین گیری می شود. محاسبات در نرم افزار اکسل انجام شده است. چگالی گاز نیز از محیط برج استخراج می شود. فاصله بین سینی ها از نرم افزار، برای سینی های اول تا سوم (بخش بالایی برج) 0.6096 m معادل 24 inch و برای سینی های سوم تا آخر (بخش پایینی برج)

¹ Rule of Thumb

² Flooding Velocity

۰.۹۵ m معادل ۳۷ inch استخراج می‌شود. با محاسبه پارامتر جریان از رابطه ۱۰.۳ و استفاده از شکل ۶.۳، ثابت طغیان بدست می‌آید.

$$F_{lv} = \left(\frac{L'}{V'}\right) \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} \quad \text{رابطه ۱۰.۳}$$



شکل ۶.۳ نمودار ثابت طغیان و پارامتر جریان

$$V' = (R+1) \times D = (3+1) \times 105900 \approx 423600 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$L' = F + RD = (1065000 + 2342) + (3 \times 105900) \approx 1385042 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$F_{lv} = \left(\frac{1385042}{423600}\right) \cdot \left(\frac{5.189}{904.27}\right)^{0.5} \approx 0.248 \rightarrow \begin{cases} \text{بخش بالایی برج: } C_{sb,f} \approx 0.25 \\ \text{بخش پایینی برج: } C_{sb,f} \approx 0.31 \end{cases}$$

$$\rightarrow \begin{cases} \text{بخش بالایی برج: } U_{nf} = 0.25 \times \left(\frac{904.27 - 5.189}{5.189}\right)^{0.5} \left(\frac{20}{43.56}\right)^{0.2} \approx 2.816 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \approx 0.858 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\ \text{بخش پایینی برج: } U_{nf} = 0.31 \times \left(\frac{904.27 - 5.189}{5.189}\right)^{0.5} \left(\frac{20}{43.56}\right)^{0.2} \approx 3.492 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \approx 1.064 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{cases}$$

حال قطر برج از رابطه ۱۱.۳ بدست می‌آید. در این رابطه ε برابر است با جزئی از سینی که فاز گاز می‌تواند عبور کند که برای سینی‌های غربالی برابر است با ۰.۷۵ [13]

$$D = \left(\frac{4V'}{0.8U_{nf} \times \rho_g \times \varepsilon \times \pi}\right)^{0.5} \quad \text{رابطه ۱۱.۳}$$

$$\rightarrow \begin{cases} \text{بخش بالایی برج: } D = \left(\frac{4 \times 423600 \times \frac{1}{3600}}{0.8 \times 0.858 \times 5.189 \times 0.75 \times \pi}\right)^{0.5} \approx 7.489 \text{ m} \approx 24.57 \text{ ft} \\ \text{بخش پایینی برج: } D = \left(\frac{4 \times 423600 \times \frac{1}{3600}}{0.8 \times 1.064 \times 5.189 \times 0.75 \times \pi}\right)^{0.5} \approx 6.725 \text{ m} \approx 22.06 \text{ ft} \end{cases}$$

۴.۳ برج جذب^۱ T-100

محاسبات مربوط به تعیین اندازه و مشخصات برج جذب T-100 کاملاً مانند محاسبات بخش ۷.۳.۳ انجام می‌شود بنابراین برای جلوگیری از تکرار مکررات، صرفاً نتیجه نهایی محاسبات گزارش می‌شود.

۱.۴.۳ تعداد سینی‌های حقیقی برج جذب T-100

در این بخش بازده کلی و تعداد سینی‌های حقیقی برج جذب T-100 مشخص می‌شوند.

با استفاده از رابطه ۱۲.۳ که رابطه تصحیح O'Connell است بازدهی کلی برج محاسبه می‌شود. [10]

$$x = 0.062 \left[\frac{\rho_s}{\mu_s K M_s} \right] \quad \text{رابطه ۱۲.۳}$$

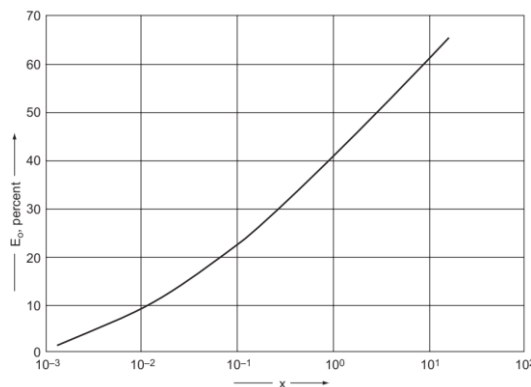
پارامترهای ذکر شده در رابطه ۱۲.۳ عبارتند از:

ρ_s : چگالی حلال ($\frac{Kg}{m^3}$)

M_s : جرم مولی حلال ($\frac{gr}{mol}$)

μ_a : گرانیوی میانگین مولی حلال که در دمای میانگین برج تخمین زده می‌شود ($\frac{mNs}{m^2}$)

K : ثابت تعادل برای حل شونده



شکل ۷.۳ بازدهی کلی ستون جذب [10]

مقدار μ_a ، K و ρ_s نیز از قسمت Plots در نوار Performance در پنجره برج جذب از نرم‌افزار بدست می‌آید. این محاسبات در نرم‌افزار اکسل انجام شده‌است.

$$x \approx 0.5 \rightarrow E_o \approx 30\%$$

¹ Absorber

تعداد مراحل ایده آل برای برج T-101، ۱۰ عدد است. با توجه به بازده کلی محاسبه شده برای برج، تعداد واقعی سینی ها $N_{act} = \frac{10}{0.3} \approx 33$ عدد خواهد بود.

۲.۴.۳ پمپ

پمپ باید جریان حاوی حلال را از سینی اول وارد برج کند. طبق نتایج شبیه سازی، فاصله بین سینی ها در برج جذب برابر است با ۰.۸۵ m. با در نظر گرفتن پایه ۱.۵ متری و همچنین تعداد ۳۳ سینی برای برج، مشخص می شود که پمپ باید جریان حاوی حلال را تا ارتفاع ۳۰ متری بالا ببرد.

$$\Delta P_{height} = \rho gh = \frac{995.2 \times 9.81 \times 30}{1000} \approx 292.89 \text{ KPa} \rightarrow \Delta P_{Total} = 292.89 \text{ KPa}$$

$$\text{Head} = \frac{\Delta P_{Total}}{\rho g} = \frac{292.89 \times 1000}{995.2 \times 9.81} \approx 30 \text{ m} \approx 98 \text{ ft}$$

$$W_b = \frac{1008000 \times \frac{1}{3600} \times 292.89}{995.2 \times 0.5 \times 0.9} \approx 183.1 \text{ KW} \approx 624763.5 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

۳.۴.۳ برج جذب

اندازه و مشخصات برج جذب T-100 در جدول ۲.۳ نمایش داده می شود.

جدول ۲.۳ اندازه و مشخصات برج جذب T-100

تعداد سینی واقعی	نوع سینی	افت فشار هر سینی (psi)	فشار بالا (KPa)	فشار پایین (KPa)	ارتفاع (m)	قطر (m)
۳۳	Sieve Tray	۰.۱	۱۰۳۱	۱۰۵۳.۷۷	۳۱.۵	۰.۹
برج جذب T-100						

۵.۳ سایر پمپ ها

در این بخش مشخصات پمپ های P-100 و P-101 تعیین می شوند.

۱.۵.۳ پمپ P-100

طبق نتایج شبیه ساز، جریان مایع توسط این پمپ از فشار ۲۰۰ KPa به ۳۴۰۰ KPa می رسد که یعنی ۳۲۰۰ KPa به فشار جریان اضافه می شود. فرض می شود قبل و بعد از پمپ، سیال در سطح زمین جریان داشته باشد.

$$\Delta P_{height} = \rho gh = \frac{930.6 \times 9.81 \times 0}{1000} = 0 \text{ KPa} \xrightarrow{+ \Delta P = 3200 \text{ KPa}} \Delta P_{Total} = 3200 \text{ KPa}$$

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی

مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن ماه ۱۴۰۲.

$$\text{Head} = \frac{\Delta P_{\text{Total}}}{\rho g} = \frac{3200 \times 1000}{930.6 \times 9.81} \approx 350.52 \text{ m} \approx 1150 \text{ ft}$$

$$W_b = \frac{341600 \times \frac{1}{3600} \times 3200}{930.6 \times 0.5 \times 0.9} \approx 725.1 \text{ KW} \approx 2468815.5 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

۲.۵.۳ پمپ P-101

محاسبات مربوط به تعیین مشخصات این پمپ نیز مانند بخش ۱.۵.۳ انجام می‌شود. طبق نتایج شبیه‌ساز، جریان مایع توسط این پمپ از فشار ۹۵۰ KPa به ۱۱۰۰ KPa می‌رسد که یعنی ۱۵۰ KPa به فشار جریان اضافه می‌شود. فرض می‌شود قبل و بعد از پمپ، سیال در سطح زمین جریان داشته باشد.

$$\Delta P_{\text{height}} = \rho g h = \frac{891.4 \times 9.81 \times 0}{1000} = 0 \text{ KPa} \xrightarrow{+ \Delta P = 150 \text{ KPa}} \Delta P_{\text{Total}} = 150 \text{ KPa}$$

$$\text{Head} = \frac{\Delta P_{\text{Total}}}{\rho g} = \frac{150 \times 1000}{891.4 \times 9.81} \approx 17.15 \text{ m} \approx 56.27 \text{ ft}$$

$$W_b = \frac{1008000 \times \frac{1}{3600} \times 150}{891.4 \times 0.5 \times 0.9} \approx 104.7 \text{ KW} \approx 356481.8 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

۴ تخمین قیمت تجهیزات واحد

در این با استفاده از روابط و نمودارهای مربوطه و همچنین شاخص‌های بهای مناسب، قیمت به‌روز تجهیزات فرایندی برآورد می‌شوند. در این بخش تمامی روابط، فرضیات و شکل‌ها و جداول از مرجع [12] استخراج شده‌است مگر اینکه به مرجع دیگری اشاره شود.

۱.۴ هزینه راکتور GBR-100

راکتور GBR-100 در واقع یک کوره است که کاتالیست‌ها در لوله‌های آن قرار دارند بنابراین تعیین قیمت آن مانند تعیین قیمت یک کوره انجام می‌شود. قیمت پایه این تجهیز وابسته به بار حرارتی آن (برحسب $\frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$) است که از طریق رابطه ۱.۴ محاسبه می‌شود. بار حرارتی کوره از شبیه‌ساز استخراج می‌شود.

$$C_B = \exp(-0.15241 + 0.785(\ln(Q))) \quad \text{رابطه ۱.۴}$$

$$Q = 2.862 \times 10^9 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}} \approx 2.712 \times 10^9 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

$$C_B = \exp(-0.15241 + 0.785 \ln(2.712 \times 10^9)) \approx 21,824,363 \$$$

برای محاسبه قیمت f.o.b این تجهیز از رابطه ۲.۴ استفاده می‌شود.

$$C_P = F_P F_M C_B \quad \text{رابطه ۲.۴}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۲.۴ عبارتند از:

C_P : قیمت f.o.b (دلار)

F_P : عامل فشار (برای فشار بین ۵۰۰ تا ۳۰۰۰ psig)

F_M : عامل جنس

C_B : قیمت پایه (دلار)

جنس فولاد زنگ‌نزن برای کوره انتخاب می‌شود بنابراین $F_M = 1.7$ می‌شود. طبق نتایج شبیه‌سازی (نوار Worksheet در پنجره راکتور GBR-100)، فشار کوره ۳۴۰۰ Kpa (۴۷۱ psig) است که در بازه ذکر شده برای F_P قرار ندارد بنابراین مقدار آن یک در نظر گرفته می‌شود.

$$C_P = 1 \times 1.7 \times 21,824,363 \approx 37,101,417 \$$$

این هزینه مربوط به سال ۲۰۱۳ است. شاخص قیمت^۱ برای سال ۲۰۲۰ برابر ۵۹۶.۲ ذکر شده است. با توجه به شاخص قیمت در سال ۲۰۱۳ که برابر ۵۶۷ است، قیمت جدید تجهیز در سال ۲۰۲۰ محاسبه می شود.

$$C_{P, 2020} = 37,101,417 \times \frac{596.2}{567} \approx 39,012,107 \$$$

۲.۴ هزینه راکتور GBR-101

این راکتور نیز دقیقاً مانند راکتور GBR-100 یک کوره است که کاتالیست‌ها در لوله‌های آن قرار دارند. قیمت این تجهیز مانند قیمت راکتور GBR-100 در بخش ۱.۴ تعیین می شود.

$$Q = 1.367 \times 10^9 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}} \approx 1.3 \times 10^9 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

$$C_B = \exp(-0.15241 + 0.785 \ln(1.3 \times 10^9)) \approx 12,253,346 \$$$

جنس فولاد زنگ‌نزن برای کوره انتخاب می شود بنابراین $F_M = 1.7$ می شود. طبق نتایج شبیه‌سازی (نوار Worksheet در پنجره راکتور GBR-100)، فشار کوره ۴۲۰ Kpa (۴۶ psig) است که در بازه ذکر شده برای F_P قرار ندارد بنابراین مقدار آن یک در نظر گرفته می شود.

$$C_P = 1 \times 1.7 \times 12,253,346 \approx 20,830,688 \$$$

$$C_{P, 2020} = 20,830,688 \times \frac{596.2}{567} \approx 21,903,450 \$$$

۳.۴ هزینه جداکننده دوفازی V-100

با در نظر گرفتن جداکننده دوفازی به صورت یک مخزن استوانه‌ای محاسبات مربوط به قیمت f.o.b آن در ادامه دنبال می شود. با توجه به نتایج شبیه‌سازی (نوار Worksheet در پنجره جداکننده دوفازی V-100) فشار عملیاتی آن برابر با ۳۱۴۸ KPa است که معادل است با ۴۵۶.۲ psia و ۴۴۱.۵ psig. فشار طراحی جداکننده دوفازی با استفاده از رابطه ۳.۴ محاسبه می شود.

$$P_D = \exp\{0.60608 + 0.91615[\ln(P_o)] + 0.0015655[\ln(P_o)]^2\} \quad \text{رابطه ۳.۴}$$

$$\xrightarrow{P_o = 441.5 \text{ psig}} P_D \approx 514.74 \text{ psig}$$

بیشینه دمای راکتور ۵۰ درجه سانتی‌گراد است که دمای طراحی باید ۵۰ درجه فارنهایت بیشتر از آن در نظر گرفته شود.

$$T_o = 50^\circ \text{C} = 122^\circ \text{F} \xrightarrow{+50^\circ \text{F}} T_D = 172^\circ \text{F}$$

^۱ Cost Index

ضخامت دیواره مخزن از رابطه ۴.۴ محاسبه می شود.

$$t_p = \frac{P_D D_i}{2 \times S \times E - 1.2 P_D} \quad \text{رابطه ۴.۴}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۴.۴ عبارتند از:

t_p : ضخامت دیواره (in.)

P_D : فشار طراحی (psig)

D_i : قطر داخلی مخزن (in)

S : بیشینه تنش مجاز دیواره در دمای طراحی ($\frac{lb_f}{in^2}$)

E : بازده جوش جزئی^۱

مقدار تنش مجاز تابعی از دمای طراحی تجهیز و جنس فلز به کار رفته برای جداکننده دوفازی است. برای این دما جنس فلز و تنشی که می تواند به کار رود، low-alloy steel با بیشینه تنش $S=13100$ psi است.

مطابق قطر بدست آمده برای جداکننده دوفازی در بخش ۲.۲ که برابر است با ۲.۴۳ m (معادل ۹۵.۶۷ in و ۷.۹۷ ft)، کمینه ضخامت دیواره جداکننده دوفازی مطابق جدول ۱.۴ باید ۰.۳۷۵ in در نظر گرفته شود.

جدول ۱.۴ رابطه مقداری ضخامت دیواره مخزن و قطر آن [13]

Vessel Inside Diameter (ft)	Minimum Wall Thickness (in.)
Up to 4	1/4
4-6	5/16
6-8	3/8
8-10	7/16
10-12	1/2

حال با فرض اینکه $E=0.85$ در نظر گرفته شود (زیرا در این شرایط، فقط میزان ۱۰ درصد از بررسی اشعه X نقطه ای جوش ضروری است)، مقدار ضخامت دیواره به صورت زیر محاسبه می شود.

$$t_p = \frac{514.74 \times 95.67}{2 \times 13100 \times 0.85 - (1.2 \times 514.74)} = 2.3 \text{ in}$$

همچنین با لحاظ کردن خوردگی، ضخامت به صورت زیر در نظر گرفته می شود که جزو مقادیر استاندارد برای واحد اندازه گیری inch است.

$$t_s = t_p + \left(\frac{7}{10} \text{ in.} \right) = 3 \text{ in}$$

جرم مخزن جداکننده دوفازی از رابطه ۵.۴ محاسبه می شود.

^۱ Fractional Weld Efficiency

$$W = \pi(D_i + t_s)(L + 0.8D_i)t_s\rho \quad \text{رابطه ۵.۴}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۵.۴ عبارتند از:

W: جرم مخزن (lb)

L: طول سر به سر مخزن (in)

ρ : چگالی کربن استیل ($0.284 \frac{\text{lb}}{\text{in}^3}$)

$$W = \pi(95.67 + 3) \times (382.68 + 0.8 \times 95.67) \times 3 \times 0.284 \approx 121280.7 \text{ lb}$$

قیمت جداکننده دوفازی به صورت زیر از روابط ۶.۴، ۷.۴ و ۸.۴ محاسبه می شود.

Horizontal vessels for $1000 < W < 920000 \text{ lb}$:

$$C_V = \exp\{5.6336 + 0.4599[\ln(W)] + 0.00582[\ln(W)]^2\} \quad \text{رابطه ۶.۴}$$

$$\xrightarrow{W=121280.7 \text{ lb}} C_V \approx 135,215 \$$$

$$C_{PL} = 2275(D_i)^{0.2094} \quad \text{رابطه ۷.۴}$$

$$\xrightarrow{D_i=7.97 \text{ ft}} C_{PL} \approx 3,514 \$$$

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} \quad \text{رابطه ۸.۴}$$

$$\xrightarrow{F_M=1 \text{ (Carbon Steel)}} C_P \approx 138,729 \$$$

$$C_{P, 2020} = 138,729 \times \frac{596.2}{567} \approx 145,873 \$$$

۴.۴ هزینه مخزن بازگشتی برج تقطیر T-101

مخزن بازگشتی برج تقطیر T-101 نیز مانند جداکننده دوفازی V-100 یک مخزن است و محاسبات مربوط به قیمت آن دقیقاً همان محاسبات مربوط به تعیین قیمت جداکننده دوفازی در بخش ۳.۴ است. برای جلوگیری از تکرار مکررات، محاسبات در نرم افزار اکسل انجام شده است و قیمت این تجهیز در جدول ۲.۴ نمایش داده شده است. طول و قطر آن نیز در بخش ۲.۳.۳ محاسبه شده است.

جدول ۲.۴ تعیین قیمت مخزن بازگشتی برج تقطیر T-101

	L (in)	D _i (in)	t _p (in)	t _s (in)	W (lb)	C _V (\$)	C _{PL} (\$)	C _P (\$)
T-101								
Reflux	۲۸۳.۴۶	۷۰.۸۷	۰.۵	۰.۶۲۵	۱۳۵۶۱	۳۷۶۶۴	۳۳۰۰	۴۰۹۶۳
Drum								

$$C_{P, 2020} = 40,963 \times \frac{596.2}{567} \approx 43,073 \$$$

۵.۳ هزینه بدنه برج تقطیر T-101

محاسبات تعیین قیمت بدنه برج تقطیر مانند محاسبات انجام شده در بخش‌های ۳.۴ و ۴.۴ انجام می‌شود. ارتفاع و قطر برج تقطیر در بخش ۷.۳.۳ محاسبه شده‌است. دقت شود که ۱.۵ m از ارتفاع محاسبه شده برای برج تقطیر کسر می‌شود زیرا این ارتفاع برای پایه (بتنی یا سیمانی) برج در نظر گرفته شده‌است. محاسبات در نرم‌افزار اکسل انجام شده و نتایج در جدول ۳.۴ نمایش داده می‌شوند. به دلیل تفاوت در قطر قسمت‌های مختلف، برج به دو قسمت تقسیم شده و برای هر قسمت تعیین قیمت انجام می‌شود.

جدول ۳.۴ تعیین قیمت بدنه برج تقطیر

	H (in)	D _i (in)	t _p (in)	t _s (in)	W (lb)	C _V (\$)	C _{PL} (\$)	C _P (\$)
قسمت								
بالایی	۱۳۶.۵۸	۲۹۴.۸۴	۲.۲۸	۳	۲۹۶۹۲۲	۲۳۱۶۶۹	۴۴۴۸	۲۳۶۱۱۷
برج								
قسمت								
پایینی	۱۱۸۸.۹۸	۲۶۴.۷۶	۲.۰۷	۳	۱۰۰۳۹۴۰	۴۸۹۲۵۹	۴۳۴۹	۴۹۳۶۰.۸
برج								
T-101								۷۲۹۷۲۵

$$C_{P, 2020} = 729,725 \times \frac{596.2}{567} \approx 767,305 \$$$

۶.۴ هزینه بدنه برج جذب T-100

محاسبات تعیین قیمت بدنه برج جذب مانند محاسبات انجام شده در بخش‌های ۳.۴ و ۴.۴ انجام می‌شود. ارتفاع و قطر برج جذب در بخش ۳.۴.۳ محاسبه شده‌است. دقت شود که ۱.۵ m از ارتفاع محاسبه شده برای برج جذب کسر می‌شود زیرا این ارتفاع برای پایه (بتنی یا سیمانی) برج در نظر گرفته شده‌است. محاسبات در نرم‌افزار اکسل انجام شده و نتایج در جدول ۴.۴ نمایش داده می‌شوند.

جدول ۴.۴ تعیین قیمت بدنه برج جذب

	H (in)	D _i (in)	t _p (in)	t _s (in)	W (lb)	C _V (\$)	C _{PL} (\$)	C _P (\$)
T-100	۱۲۴۰	۳۵.۴۳	۰.۵	۰.۶۲۵	۲۵۵۰۱	۵۴۱۲۹	۲۸۵۴	۵۶۹۸۳

$$C_{P, 2020} = 56,983 \times \frac{596.2}{567} \approx 59,918 \$$$

۷.۴ هزینه سینی‌های برج‌های تقطیر و جذب

در این بخش هزینه سینی‌های برج‌های تقطیر و جذب محاسبه می‌شود. در ابتدا قیمت پایه سینی‌ها با استفاده از رابطه ۹.۴ محاسبه می‌شود.

$$C_{BT} = 468 \exp(0.1482 D_i [\text{ft}]) \quad \text{رابطه ۹.۴}$$

در نهایت هزینه سینی‌ها طبق رابطه ۱۰.۴ محاسبه می‌شود.

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT} \quad \text{رابطه ۱۰.۴}$$

چون تعداد سینی‌های برج‌ها بیشتر از ۲۰ است، فاکتور $F_{NT}=1$ است. همچنین به دلیل استفاده از برج با سینی‌های غربالی $F_{TT}=1$ است. با توجه به جنس سینی‌های این برج‌ها، Stainless steel 316، پارامتر F_{TM} از رابطه ۱۱.۴ محاسبه می‌شود. بنابراین هزینه سینی‌های برج‌های تقطیر در جدول ۵.۴ نمایش داده می‌شود.

$$F_{TM} = 1.401 + 0.0724 D_i \quad \text{رابطه ۱۱.۴}$$

جدول ۵.۴ تعیین قیمت سینی‌های برج‌های تقطیر و جذب

	D _i (ft)	N _T	F _{NT}	F _{TT}	F _{TM}	C _{BT} (\$)	C _T (\$)
T-100	۲.۹۵	۳۳	۱	۱	۱.۶۱	۷۲۵	۳۸۵۱۹
قسمت							
بالایی برج	۲۴.۵۷	۲	۱	۱	۳.۱۸	۱۷۸۵۰	۱۱۳۵۲۶
تقطیر							
قسمت							
پایینی برج	۲۲.۰۶	۳۱	۱	۱	۳	۱۲۳۰۵	۱۱۴۴۳۶۵
تقطیر							

$$\sum C_P = 1,296,410 \$$$

$$C_{p, 2020} = 1,296,410 \times \frac{596.2}{567} \approx 1,363,174 \$$$

۸.۴ هزینه پمپ‌ها

در این بخش هزینه ۵ پمپ به کار رفته در فرایند محاسبه می‌شود. همه پمپ‌ها از نوع گزیر از مرکز^۱ هستند.

۱.۸.۴ هزینه پمپ P-100

قیمت پمپ P-100 طبق روابط ۱۲.۴، ۱۳.۴ و ۱۴.۴ محاسبه می‌شود.

$$S = Q [\text{gpm}] \times \text{Head}^{0.5} [\text{ft}] \quad \text{رابطه ۱۲.۴:}$$

اگر مقدار S کمتر از $400 \text{ gpm.ft}^{0.5}$ باشد، همان مقدار $400 \text{ gpm.ft}^{0.5}$ برای آن در نظر گرفته می‌شود.

$$C_B = \exp\{12.1656 - 1.1448[\ln(S)] + 0.0862[\ln(S)]^2\} \quad \text{رابطه ۱۳.۴:}$$

$$C_P = F_T F_M C_B \quad \text{رابطه ۱۴.۴:}$$

$$S = 341600 \times 0.0044 \times 1150^{0.5} \approx 48704.0625 \text{ gpm.ft}^{0.5}$$

$$\rightarrow C_B \approx 18,986 \$$$

$$F_M = 1 \text{ (Cast Iron, Table 16.21), } F_T = 1 \text{ (Table 16.20)} \rightarrow C_P = 18,986 \$$$

پمپ‌های گزیر از مرکز معمولاً همراه با یک موتور الکتریکی کار می‌کنند. هزینه این موتور به هزینه پمپ اضافه می‌شود. بنابراین عامل اندازه موتور که با P_C نشان داده می‌شود از طریق رابطه ۱۵.۴ محاسبه می‌شود.

$$P_C = \frac{Q \times \text{Head} \times \rho}{33000 \eta_p \eta_m} \quad \text{رابطه ۱۵.۴:}$$

پارامترهای ذکر شده در رابطه ۱۵.۴ عبارتند از:

η_p : بازده جزئی

η_m : بازده جزئی موتور الکتریکی

ρ : چگالی جریان مایع ($\frac{\text{lb}_m}{\text{gallon}}$)

مقادیر η_p و η_m با استفاده از روابط ۱۶.۴ و ۱۷.۴ محاسبه می‌شوند. اگر Q کمتر از 50 gpm بود، در رابطه ۱۶.۴ همان 50 gpm قرار داده می‌شود. در رابطه ۱۷.۴ منظور از P_B توان پمپ برحسب اسب بخار است. اگر توان پمپ کمتر از یک اسب بخار باشد، در رابطه ۱۷.۴ همان یک اسب بخار قرار داده می‌شود.

¹ Radial Centrifugal

$$\eta_p = -0.316 + 0.24015(\ln(Q)) - 0.01199[\ln(Q)]^2 \quad \text{رابطه ۱۶.۴}$$

$$\eta_m = 0.8 + 0.0319(\ln(P_B)) - 0.00182[\ln(P_B)]^2 \quad \text{رابطه ۱۷.۴}$$

$$Q = 341600 \times 0.0044 \approx 1503.04 \text{ gpm} \rightarrow \eta_p = -0.316 + 0.24015(\ln(1503.04)) - 0.01199[\ln(1503.04)]^2$$

$$\rightarrow \eta_p \approx 0.8$$

توان پمپ P-100 از بخش ۱.۵.۳ بدست می‌آید.

$$P_B = 725.1 \times 1.34102 \approx 972.37 \text{ hp} \rightarrow \eta_m = 0.8 + 0.0319(\ln(1)) - 0.00182[\ln(1)]^2 = 0.93$$

$$P_C = \frac{341600 \times 0.0044 \times 1150 \times 930.6 \times 0.0083454}{33000 \times 0.8 \times 0.93} \approx 546.75 \text{ hp}$$

در نهایت با استفاده از رابطه زیر قیمت پایه موتور الکتریکی محاسبه می‌شود.

$$C_B = \exp\{5.9332 + 0.16829[\ln(P_C)] - 0.110056[\ln(P_C)]^2 + 0.071413[\ln(P_C)]^3 - 0.0063788[\ln(P_C)]^4\}$$

$$\xrightarrow{P_C = 546.75 \text{ hp}} C_B \approx 34,099 \$$$

با توجه به سرعت چرخش و نوع موتور الکتریکی (با قابلیت جلوگیری از ورود مواد خارجی به درون موتور) $F_T = 1.3$ است.

$$\xrightarrow{F_T = 1.3 \text{ (Table 16.22)}} C_P = 1.3 \times 34,099 \approx 44,329 \$$$

$$\sum C_P = C_{P, \text{ Pump}} + C_{P, \text{ EM}} = 44,329 + 18,986 = 63,315 \$$$

$$C_{P, 2020} = 63,315 \times \frac{596.2}{567} \approx 66,576 \$$$

۲.۸.۴ هزینه سایر پمپ‌ها

محاسبات مربوط به تعیین قیمت سایر پمپ‌ها نیز دقیقاً مانند محاسبات تعیین قیمت پمپ P-100 است که در بخش ۱.۸.۴ انجام شده است. محاسبات مربوطه در فایل اکسل موجود هستند. نتایج تعیین قیمت سایر پمپ‌ها در جدول ۶.۴ نشان داده می‌شود. در این جدول زیروند P به معنای پمپ و EM به معنای موتور الکتریکی است.

جدول ۶.۴ تعیین قیمت پمپ‌ها

	$F_{T, P}$	$F_{M, P}$	$C_{B, P} (\$)$	$C_{P, P} (\$)$	$F_{T, EM}$	$C_{B, EM} (\$)$	$C_{P, EM} (\$)$	$C_{P, Total} (\$)$
P-101	۱	۱	۱۴۶۳۴	۱۴۶۳۴	۱.۳	۴۸۷۵	۶۳۳۸	۲۰۹۷۲
Pump Condenser T1	۲.۷	۱	۵۷۶۰	۱۳۲۴۸	۱.۳	۱۳۴۴	۱۷۴۸	۱۴۹۹۶
Pump Reboiler T1	۱	۱	۹۷۱۲	۹۷۱۲	۱.۳	۱۰۴۶	۱۳۶۰	۱۱۰۷۲

Pump Feed T-100	۱	۱	۱۷۶۴۴	۱۷۶۴۴	۱.۳	۹۷۹۴	۱۲۷۳۲	۳۰۳۷۶
--------------------	---	---	-------	-------	-----	------	-------	-------

$$\sum C_P = 77,416 \$$$

$$C_{P, 2020} = 77,416 \times \frac{596.2}{567} \approx 81,403 \$$$

۹.۴ هزینه مبدل‌های حرارتی

هزینه f.o.b مبدل‌های حرارتی به سطح انتقال حرارت آن‌ها، نوع مبدل، طول لوله و فشار عملیاتی آن‌ها بستگی دارد. در اینجا فرض می‌شود همه مبدل‌های حرارتی از نوع پوسته-لوله و Fixed Head هستند و با توجه به جریان‌های گذرنده از آن‌ها و عدم ورود ترکیبات خورنده، جنس پوسته و لوله مبدل‌های حرارتی Carbon Steel در نظر گرفته می‌شود ($a=0$ ، $b=0$ و $F_M=1$). همچنین طول لوله‌ها برای هزینه کمتر ۲۰ ft فرض می‌شود ($F_L=1$). روابط ۱۸.۴، ۱۹.۴، ۲۰.۴ و ۲۱.۴ برای محاسبه قیمت مبدل‌های به صورت زیر است:

$$C_B = \exp\{11.4185 - 0.9228[\ln(A)] + 0.09861[\ln(A)]^2\} \quad \text{رابطه ۱۸.۴}$$

$$C_P = F_P F_M F_L C_B \quad \text{رابطه ۱۹.۴}$$

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad \text{رابطه ۲۰.۴}$$

$$F_P = 0.9803 + 0.018\left(\frac{P}{100}\right) + 0.0017\left(\frac{P}{100}\right)^2 \quad \text{رابطه ۲۱.۴}$$

اگر فشار عملیاتی مبدل حرارتی کمتر از ۱۰۰ psi باشد، $F_P=1$ می‌شود.

۱۹.۴ هزینه مبدل حرارتی E-100

در بخش ۱۲.۳ سطح انتقال حرارت این مبدل ۸۵ m² معادل ۹۱۵ ft² محاسبه شد. طبق نتایج شبیه‌سازی، فشار عملیاتی آن نیز تقریباً ۳۶۵۰ KPa معادل ۵۲۱.۴ psi است.

$$F_P = 0.9803 + 0.018\left(\frac{521.4}{100}\right) + 0.0017\left(\frac{521.4}{100}\right)^2 \approx 1.12$$

$$C_B = \exp\{11.4185 - 0.9228[\ln(915)] + 0.09861[\ln(915)]^2\} \approx 16,500 \$ \xrightarrow{F_P=1.12} C_P \approx 18,480 \$$$

$$C_{P, 2020} = 18,480 \times \frac{596.2}{567} \approx 19,432 \$$$

۲۹.۴ هزینه سایر مبدل‌های حرارتی

مشابه آنچه در بخش ۱۹.۴ انجام شد، قیمت سایر مبدل‌های حرارتی محاسبه شده و نتایج در جدول ۷.۴ نمایش داده می‌شوند.

جدول ۷.۴ تعیین قیمت مبدل‌های حرارتی

	A (ft ²)	F _P	C _B (\$)	C _P (\$)
E-101	۵۹۷۰	۱.۱۳	۳۴۸۷	۳۹۳۳
E-102	۵۵۳۷	۱.۱۲	۳۴۴۶	۳۸۶۸
E-103	۷۵۵۶	۱.۰۴	۳۶۲۱	۳۷۷۲
E-104	۲۳۲۸۳	۱.۰۴	۴۳۳۶	۴۵۰۲
E-105	۲۷۶۷۵	۱	۴۴۵۷	۴۴۵۷
E-106	۱۱۳۳۴	۱	۳۸۶۴	۳۸۶۴
E-107	۱۰۸۲۹	۱	۳۸۳۶	۳۸۴۴
E-108	۱۳۱۵۴	۱.۰۵	۳۹۵۷	۴۱۵۱
E-109	۲۵۳۱۲	۱	۴۳۹۴	۴۴۰۳
T-101 Condenser	۴۳۸۵	۱	۳۳۱۹	۳۳۱۹
T-101 Reboiler	۱۸۷۱۸	۱.۰۷	۴۱۸۷	۴۴۷۶

$$\sum C_P = 63,081 \$$$

$$C_{P, 2020} = 63,081 \times \frac{596.2}{567} \approx 66,330 \$$$

۱۰.۴ هزینه کمپرسورها

کمپرسورها از نوع گریز از مرکز انتخاب می‌شوند. قیمت پایه کمپرسور از رابطه ۲۲.۴ محاسبه می‌شود.

$$C_B = \exp\{9.1553 + 0.63[\ln(P_C)]\} \quad \text{رابطه ۲۲.۴}$$

که در آن P_C توان مصرفی آن برحسب اسب بخار است. سپس با استفاده از رابطه ۲۳.۴ قیمت f.o.b کمپرسور بدست می‌آید.

$$C_P = F_D F_M C_B \quad \text{رابطه ۲۳.۴}$$

۱.۱۰.۴ هزینه کمپرسور K-100

طبق نتایج شبیه‌سازی توان کمپرسور استخراج می‌شود.

$$P_C = 3.325 \times 10^7 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}} \times \frac{1}{3600} \times 1.34102 \approx 12385.81 \text{ hp} \rightarrow C_B \approx 3,586,234 \$$$

$$\frac{F_M=1 \text{ (Carbon Steel) and } F_D=1 \text{ (Motor Drive)}}{\rightarrow C_P=3,586,234 \$}$$

۲.۱۰.۴ هزینه سایر کمپرسورها

هزینه سایر کمپرسورها نیز مانند محاسبات انجام شده در قسمت ۱.۱۰.۴ تعیین می‌شود. محاسبات در نرم‌افزار اکسل انجام شده و نتایج در جدول ۸.۴ نمایش داده می‌شوند.

جدول ۸.۴ تعیین قیمت کمپرسورها

	$P_C \text{ (hp)}$	F_M	F_D	$C_B \text{ (\$)}$	$C_P \text{ (\$)}$
K-101	۳۳۷۰۰	۱	۱	۶۷۳۶۲۳۲	۶۷۳۶۲۳۲
K-102	۳۴۶۰۰	۱	۱	۶۸۴۵۹۸۰	۶۸۴۵۹۸۰

$$\sum C_P = 13,582,212 \$$$

$$C_{P, 2020} = 13,582,212 \times \frac{596.2}{567} \approx 14,281,684 \$$$

۱۱.۴ هزینه سایر تجهیزات

هزینه هر مخلوط‌کن و شیر فشارشکن به ترتیب تقریباً ۶۰ دلار و ۱۰ دلار است که در مجموع با ۳ مخلوط‌کن و ۲ شیر فشارشکن، می‌شود ۲۰۰ دلار که در برابر هزینه سایر تجهیزات قابل صرف نظر کردن است. [18]

۵ ارزیابی اقتصادی

در این فصل با تخمین هزینه‌های سرمایه‌گذاری واحد، شاخص‌های اقتصادی مختلف برای بررسی سوددهی یا عدم سوددهی واحد بررسی می‌شوند.

۱.۵ روش Lang

در این روش ضرایبی با توجه به هزینه بخش‌های مختلف تعریف می‌شوند و در نهایت از روابط ۲.۵، ۳.۵، ۴.۵ و ۵.۵ هزینه ثابت سرمایه‌گذاری محاسبه می‌شود. [19]

$$C_n = f_i [E(1 + f_F + f_p + f_m) + E_i + A] \quad \text{رابطه ۲.۵}$$

$$\log f_F = 0.635 - 0.154 \log(0.001E) - 0.992 \left(\frac{e}{E}\right) + 0.506 \left(\frac{f_v}{E}\right) \quad \text{رابطه ۳.۵}$$

$$\log f_p = -0.266 - 0.014 \log(0.001E) - 0.156 \left(\frac{e}{E}\right) + 0.556 \left(\frac{p}{E}\right) \quad \text{رابطه ۴.۵}$$

$$\log f_m = 0.344 - 0.033 \log(0.001E) + 1.194 \left(\frac{t}{E}\right) \quad \text{رابطه ۵.۵}$$

پارامترهای ذکر شده در روابط ۲.۵، ۳.۵، ۴.۵ و ۵.۵ عبارتند از:

C_n : هزینه ثابت سرمایه‌گذاری واحد مورد نظر (دلار)

E : قیمت f.o.b تمامی تجهیزات (دلار)

e : هزینه تمامی مبدل‌های حرارتی (به انضمام کوره) (دلار)

f_i : عامل هزینه‌های غیرمستقیم (معمولاً ۱.۴)

f_v : هزینه مخازن ساخته شده در محل (دلار)

p : هزینه تمامی پمپ‌ها (دلار)

t : هزینه پوسته برج‌های تقطیر (دلار)

E_i : هزینه تجهیزات نصب شده (دلار)

A : هزینه آلیاژ مقاوم در برابر خوردگی (دلار)

هزینه کل تجهیزات به کار رفته در فرایند که در فصل ۴ محاسبه شده است برابر با \$ ۸۱.۳۹۶.۵۵۹ است. محاسبات مربوط به روش Lang در نرم افزار اکسل انجام شده است. در نهایت هزینه ثابت سرمایه گذاری طبق این روش تقریباً برابر با \$ ۵۵۷ million بدست می آید.

کل هزینه سرمایه گذاری^۱ از دو بخش هزینه ثابت سرمایه گذاری و سرمایه در گردش^۲ تشکیل شده است. سرمایه در گردش بین ۱۰ تا ۲۰ درصد هزینه کل سرمایه گذاری در نظر گرفته می شود که در اینجا ۱۵ درصد در نظر گرفته شده است. [19]

$$\begin{cases} FCI=557 \text{ million \$} \\ WC=0.15 \times TCI \end{cases} \rightarrow FCI+0.15TCI=TCI \rightarrow TCI=\frac{FCI}{0.85} \approx 655 \text{ million \$}$$

همچنین از شکل ۱.۵ نیز که شامل ضرایب Lang است می توان برای تخمین هزینه کلی سرمایه گذاری استفاده کرد که طبق آن، هزینه کلی سرمایه گذاری $\frac{6}{5}$ هزینه ثابت سرمایه گذاری است که با نتیجه فوق تقریباً یکسان است.

Type of plant	Lang factors	
	Fixed-capital investment	Total capital investment
Solid	4.0	4.7
Solid-fluid	4.3	5.0
Fluid	5.0	6.0

شکل ۱.۵ ضرایب Lang

۲.۵ هزینه های تولید

در جدول ۱.۵ فهرست مشخصات و مقدار مواد خام، کاتالیزگر، حلال ها و آب-برق-بخار^۳ مورد نیاز واحد نشان داده شده است.

جدول ۱.۵ مشخصات آب-برق-بخار مورد نیاز واحد

Equipment	Utilities	Value(KW)	Value(m ³ /day)
E-100	HPS	-	593.76
E-101	HPS	-	2712
E-102	HPS	-	36144
E-103	LPS	-	12676.8

¹ Total Capital Investment (TCI)

² Working Capital (WC)

³ Utility

E-104	CW	-	223632
E-106	CW	-	35736
E-107	CW	-	30528
E-109	CW	-	96672
T-101 Reboiler	HPS	-	48912
T-101 Condenser	CW	-	11928
P-100	Electricity	725.1	-
P-101	Electricity	104.7	-
P-Cond-T101	Electricity	21.2	-
P-Reb-T101	Electricity	20.54	-
P-Feed-T100	Electricity	183.1	-
K-100	Electricity	9236.1	-
K-101	Electricity	25122.2	-
K-102	Electricity	25775	-
GBR-100	Electricity	795000	-
GBR-101	Electricity	379722.2	-

پس از انجام انتگرالسیون حرارتی، از گرمای خروجی دودکش راکتورها (کوره‌ها) برای پیش گرم کردن جریان ورودی به آن‌ها استفاده می‌شود که این موضوع مصرف انرژی کوره‌ها را ۱۰ تا ۲۰ درصد کاهش می‌دهد.

جدول ۲.۵ کاتالیزگر مورد نیاز واحد

Item	Amount	Property
Catalyst	۹۹۹۳۶ (Kg)	Nickel Alumina

فرض می‌شود کاتالیزگرهای به کار رفته در فرایند هر یک سال تعویض یا احیاء شوند. هزینه آن‌ها فرایند برابر است با: [21, 12]

$$\text{Cost of Catalysts: } 99936 \text{ Kg} \times 2 \frac{\$}{\text{Kg}} = 199,872 \$$$

۱.۲.۵ هزینه تأمین خوراک

خوراک واحد گاز متان است که از شبکه سراسری گاز دریافت می‌شود. قیمت گاز صنایع در ایران ۴۰۰۰ تومان در هر مترمکعب است. طبق فایل شبیه‌سازی مقدار گاز مورد نیاز واحد برابر است با ۶۳۲.۱ مترمکعب در هر ساعت.

$$632.1 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ day}} \times \frac{335 \text{ days}}{1 \text{ year}} \times \frac{0.08 \$}{1 \text{ m}^3} \approx 406,567 \frac{\$}{\text{year}}$$

۲.۲.۵ دستمزد نیروی کار

طبق نتایج شبیه‌سازی، ظرفیت واحد برابر است با:

$$\text{Capacity} = 511300 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ day}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ Kg}} = 12271.2 \frac{\text{tons}}{\text{day}}$$

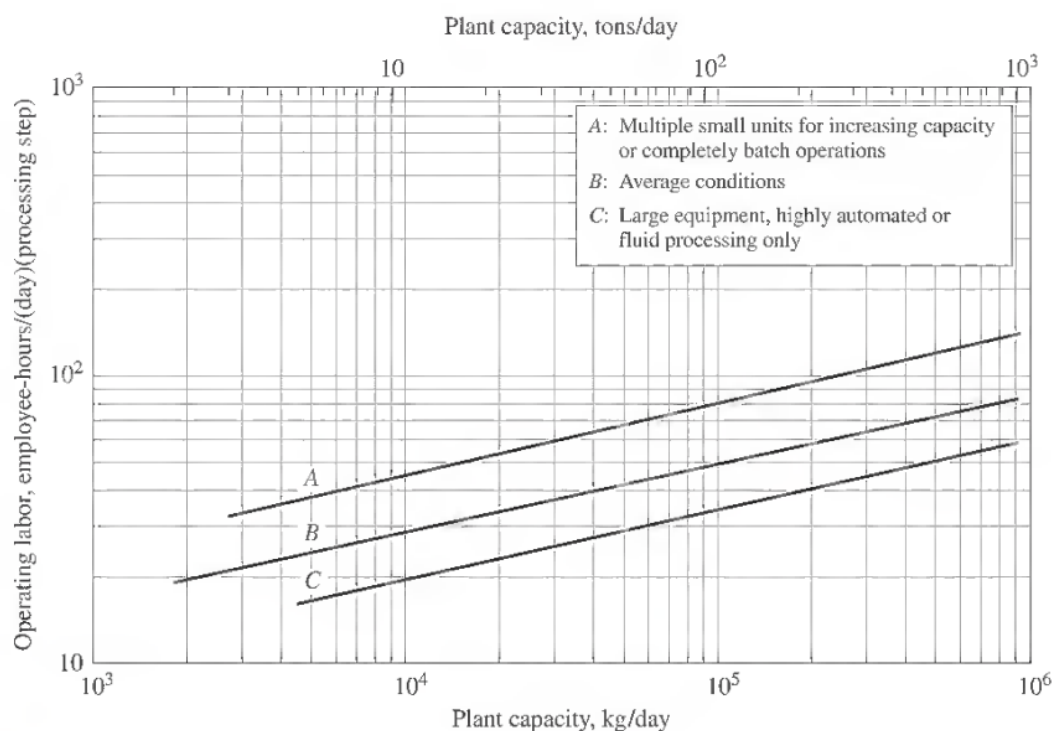
برای محاسبه هزینه مربوط به دستمزد نیروی کار، در ابتدا باید تعداد نیروهای متخصص و غیرمتخصص مشخص شود. مطابق نمودار ارائه شده در شکل ۲.۵ تعداد کل نیروی کار اعم از متخصص و غیرمتخصص برای واحد با ظرفیت فوق، ۲۰ نفر ساعت به ازای هر بخش در روز است. مطابق قوانین وزارت کار، ساعت کاری برای هر نیرو در طول روز ۸ ساعت می‌باشد و با فرض تعطیل بودن این واحد در روزهای پنج‌شنبه و جمعه، هر فرد میبایست ۴۰ ساعت در طول هفته را کار کند. فرض شده‌است از بین این ۲۰ نفر، ۱۵ نفر نیروی غیرمتخصص و ۵ نفر اپراتور هستند. در نتیجه باتوجه حقوق اپراتورها و نیروی غیر متخصص داده شده، هزینه این بخش نیز محاسبه شده و در جدول ۳.۵ ارائه شده‌است.

جدول ۳.۵ دستمزد نیروی کار

Number of processing steps	8
Days per week	5
Hours per shift	8
Shifts per employee	5
Number of employee-hours per day per processing steps	20
Total number of employees	20
Number of unskillful employees	15
Number of operators	5
Unskillful employee' salary (Toman/month)	15,000,000
Operator' salary (Toman/month)	25,000,000

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.

Total salary (Toman/month)	215,000,000
Total (\$/year)	51,600



شکل ۲.۵ تعداد نیروی کار با توجه به ظرفیت واحد

۳.۲.۵ هزینه‌های تولید سالانه

هزینه‌های تولید سالانه در جدول ۴.۵ نمایش داده می‌شوند.

جدول ۴.۵ هزینه‌های تولید سالانه [10]

	Production Costs	Range	Value	Cost (\$)
Direct Production costs	Raw Material	-	-	406,567
	Operating Labor (OL)	-	-	51,600
	Direct Supervisory and Clerical (DS)	-	% 15 OL	8,640
	Utilities	% 10-20 TPC	% 15 TPC	0.15TPC
	Maintenance and Repairs (M&R)	% 2-10 FCI	% 6	33,420,000

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.

Fixed Charges	Operating Supplies	-	% 15 M&R	5,013,000
	Laboratory Charges	% 10-20 OL	% 15 OL	8,640
	Patent and Royalties	% 0-6 TPC	% 3 TPC	0.03TPC
	Depreciation	-	% 10 FCI	55,700,000
	Local Taxes	% 1-4 FCI	% 2.5 FCI	13,925,000
	Property Insurance	-	% 1 FCI	5,570,000
	Plant Overhead Costs	% 50-70 (OL+M&R+DS)	% 60 (OL+M&R+DS)	20,091,744
	Administrative Expenses	% 15-25 OL	% 20 OL	11,520
	Distribution and Marketing Expenses	% 2-20 TPC	% 11 TPC	0.11TPC
	Research and Development	-	% 5 TPC	0.05TPC
Total (TPC)				203,352,592

۳.۵ درآمد سالانه واحد

درآمد^۱ سالانه واحد از جمع قیمت محصولات تولید شده در یک سال بدست می‌آید. در این واحد محصول گاز سنتز تولید می‌شود. با توجه به ظرفیت واحد محاسبه شده در بخش ۲.۲.۵ و قیمت ۱ دلار به ازای هر مترمکعب برای آن، درآمد سالانه واحد برابر است با:

$$12271.2 \frac{\text{tons}}{\text{day}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{10.07 \text{ Kg}} \times \frac{335 \text{ days}}{1 \text{ year}} \times \frac{1 \$}{1 \text{ m}^3} \approx 408,227,607 \frac{\$}{\text{year}}$$

۴.۵ سود ناخالص و خالص سالانه واحد

در این بخش سود ناخالص و خالص سالانه این واحد محاسبه می‌شود. از روابط ۶.۵، ۷.۵ و ۸.۵ برای این منظور استفاده می‌شود. [19]

¹ Revenue

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.

رابطه ۶.۵: Gross profit: $g_i = s_j - c_{0j}$

رابطه ۷.۵: Taxable Gross profit: $G_i = s_j - c_{0j} - d_j$

رابطه ۸.۵: Net profit: $N_{pj} = G_i(1 - \phi)$

پارامترهای ذکر شده در روابط ۶.۵، ۷.۵ و ۸.۵ عبارتند از:

s_j : درآمد حاصل از فروش سالانه (دلار)

c_{0j} : هزینه کلی تولید سالانه بدون استهلاک (دلار)

d_j : استهلاک (دلار)

ϕ : نرخ مالیات بر درآمد (۲۵ درصد)

Gross profit: $g_i = 408,227,607 - 203,352,592 = 204,875,015$ \$

Taxable Gross profit: $G_i = s_j - c_{0j} - d_j = 204,875,015 - 55,700,000 = 149,175,015$ \$

Net profit: $N_{pj} = G_i(1 - \phi) = 149,175,015 \times (1 - 0.25) \approx 111,881,261$ \$

۵.۴ شاخص‌های اقتصادی

با توجه به نتایج بخش‌های ۳.۵ و ۴.۵ شاخص‌های دوره بازگشت سرمایه^۱، ارزش خالص فعلی^۲ و نرخ بازگشت سرمایه^۳ محاسبه می‌شوند. محاسبات مربوطه در نرم‌افزار اکسل انجام شده‌اند و نتیجه نهایی در جدول ۵.۵ نمایش داده می‌شوند.

جدول ۵.۵ شاخص‌های اقتصادی

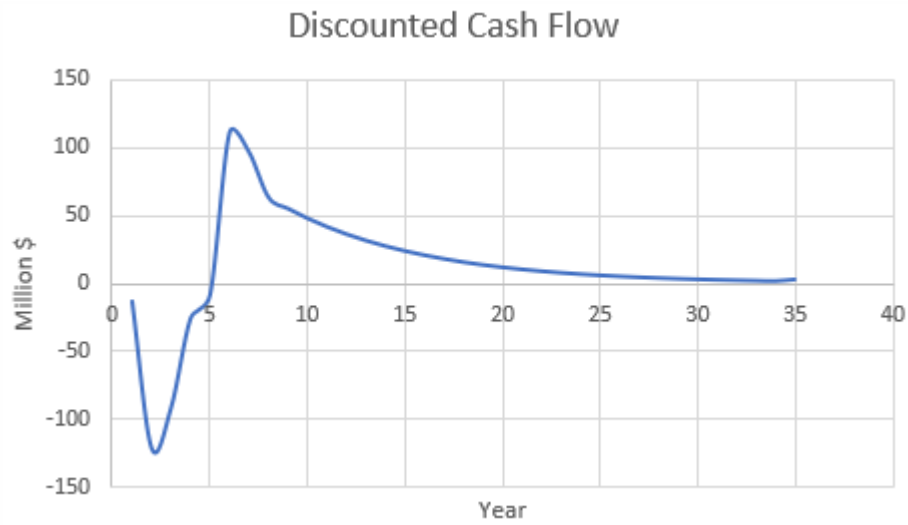
ROI (%)	PBP (year)	NPV (M\$)	IRR (%)
۲۳.۴۵	۱.۵۷	۴۲۱.۴۹	۳۰

نمودار جریان پولی پروژه نیز در شکل ۳.۵ نمایش داده می‌شود.

^۱ Payback Period (PBP)

^۲ Net Present Value (NPV)

^۳ IRR



شکل ۳.۵ نمودار جریان پولی پروژه

۶ مطالعه بازار

با توجه به الزامات زیست محیطی و روند رو به رشد جهانی در به کارگیری فناوری‌های سبز، صنایع می‌کوشند تا با استفاده از منابع انرژی پاک و کارآمد، عملکرد خود را بهینه‌سازی نمایند. در میان فرصت‌های موجود، پلنت‌های تولید گاز سنتز از کربن دی‌اکسید و متان، راهکارهای نوآورانه‌ای را عرضه می‌کنند که می‌توانند در عین ارائه انرژی فوق‌العاده پاک، به کاهش گازهای گلخانه‌ای کمک شایانی نمایند.

فصل مطالعه بازار در رابطه با این تکنولوژی پیشرفته، باید بررسی دقیق در زمینه‌ی رقابتی جهانی و بازار داخلی داشته باشد و به بررسی دقیق نیازمندی‌های صنعت و چگونگی استقبال مصرف‌کننده‌ها بپردازد. در این فصل آمار فروش و رشد بازار مورد تجزیه و تحلیل قرار می‌گیرد و به شناسایی موانع، چالش‌ها و موقعیت‌های پیشرو در این حوزه نیز بپردازد.

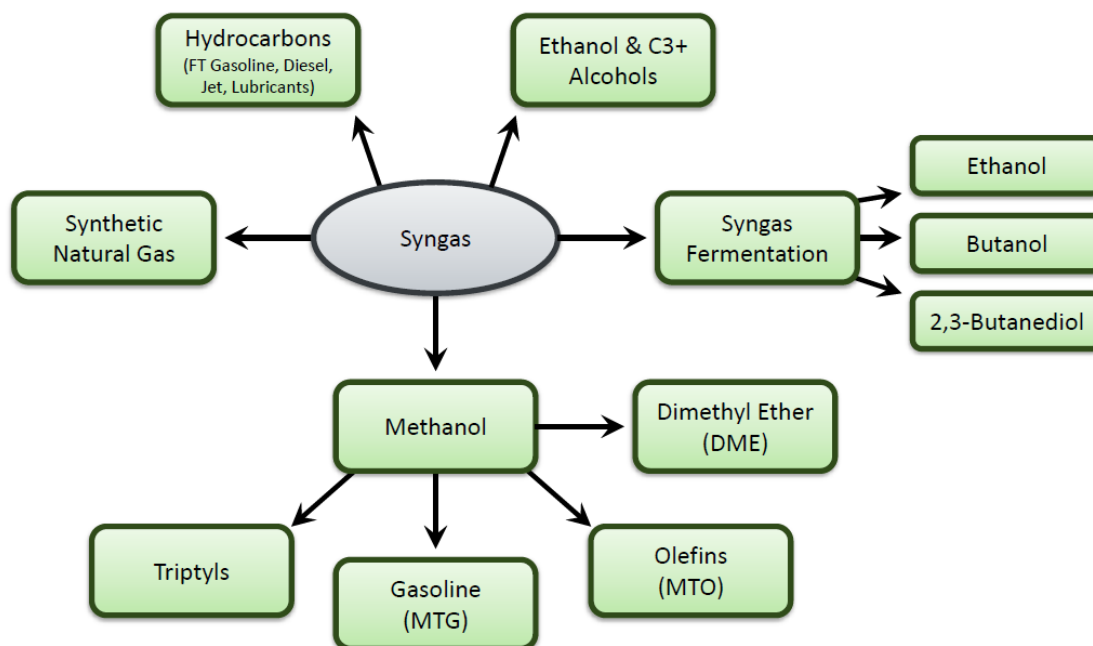
۱.۶ بررسی اجمالی بازار

نگرانی‌های جهانی پیرامون انرژی و محیط زیست، اهمیت فناوری‌های تبدیل گاز به مایع را افزایش داده‌است که شامل سنتز فیشر-تروپش (FT)، سنتز متانول و سنتز دی‌متیل اتر (DME) می‌شود. این نوآوری‌ها نه تنها سوخت‌های پاک تولید می‌کنند، بلکه طیفی از محصولات شیمیایی را نیز تولید می‌کنند که به بازار رو به رشد گاز سنتز کمک می‌کند. اگرچه سوخت‌های GTL از مواد اولیه مختلف منشأ می‌گیرند، فرآیندهای مربوط به زغال‌سنگ یا زیست توده مراحل بیشتری را نشان می‌دهند و ردپای زیست‌محیطی بیشتری را در مقایسه با ورودی‌های گاز طبیعی نشان می‌دهند. شایان ذکر است، شرکت‌های اروپایی عمدتاً فرآیندهای گاز طبیعی به مایع را در اولویت قرار می‌دهند، در حالی که کشورهایمانند چین بر زغال سنگ به عنوان خوراک اولیه خود تأکید می‌کنند.

۲.۶ بررسی کیفی محصولات

گاز سنتز یک محصول همه کاره است که ممکن است به مواد شیمیایی یا سوخت‌های مختلف تبدیل شود در شکل زیر های زیر تصاویری مشاهده می‌شود که تبدیل گاز سنتز در جهت استفاده به عنوان سوخت یا به عنوان مواد شیمیایی را نشان می‌دهد. به طور کلی دو رویکرد برای تولید گاز سنتز موجود است. یکی گاز سازی زغال سنگ و دیگری از طریق واکنش گاز طبیعی با آب و کربن دی‌اکسید. درحالی که هزینه واحد تولید گاز سنتز با استفاده از گاز ساختن زغال سنگ حدود ۳۰ درصد کمتر تخمین زده شده است ولی به علت رونق استفاده از گاز طبیعی و قیمت بسیار پایین آن

رقابت سختی بین این دو رویکرد وجود دارد. قیمت گاز طبیعی در ایالات متحده از بیش از ۲۱۰ دلار در هر هزار متر مکعب در سال ۲۰۰۶ به حدود ۷۰ دلار در سال ۲۰۱۷ کاهش یافته است [24].



شکل ۱.۶ محصولات سوختی گاز سنتز [25]

۳.۶ بررسی شرکت‌ها و قیمت‌های خارجی و داخلی

در جدول زیر اسامی برخی شرکت‌های جهانی و ظرفیت تولید و همچنین مقدار گاز طبیعی ورودی آنها مشاهده می‌شود. از این جدول نتیجه می‌شود برای هر متر مکعب گاز سنتز حدود ۱۸۰۰ تا ۲۸۰۰ متر مکعب گاز طبیعی مصرف می‌شود.

جدول ۱.۵ ظرفیت تولید گاز سنتز برخی از شرکت‌های جهانی

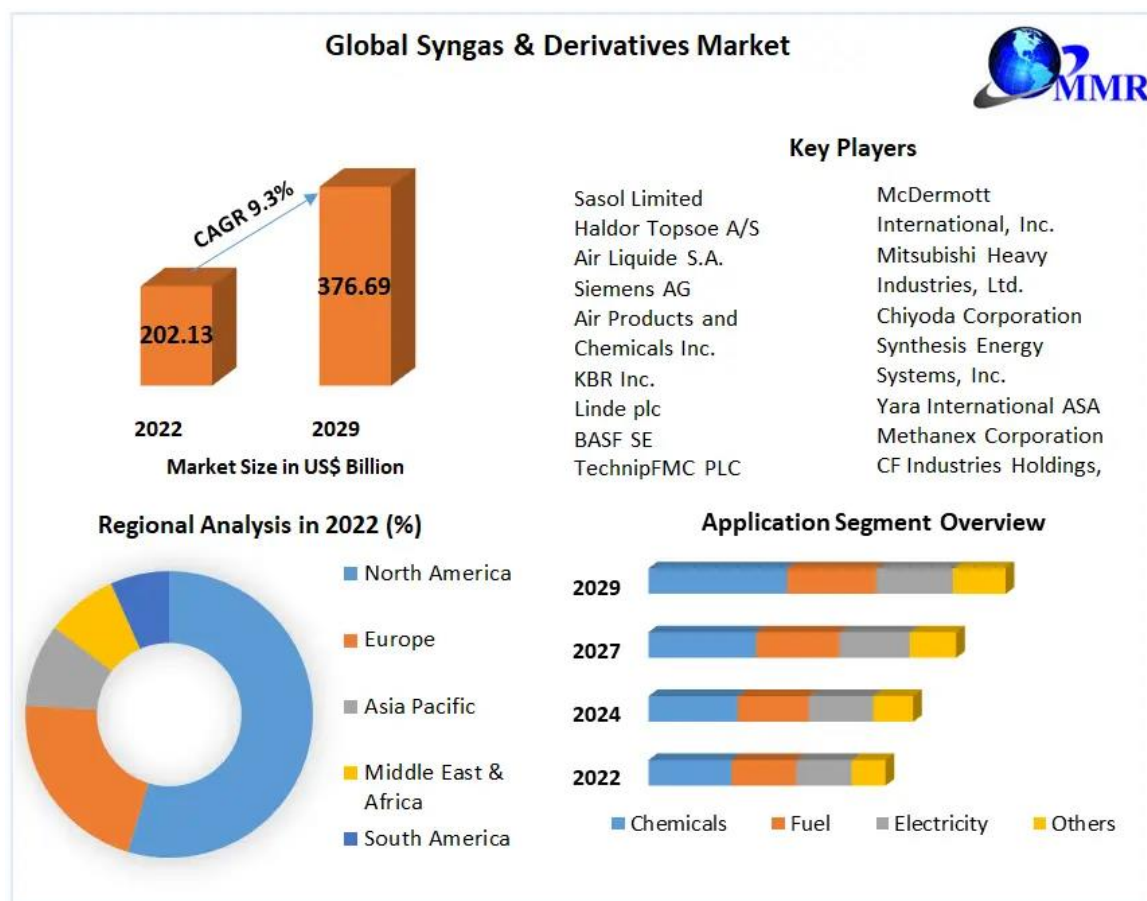
شرکت	ظرفیت گاز سنتز (m ³ /d)	گاز طبیعی ورودی (m ³ /d)
Chevron nigeria	4054	9345000
Sasol/Qatar petroleum, Oryx	4054	9345000
Shell/Qatar petroleum, Pearl	16700	45300000
ExxonMobil Qatar	18360	50970000

پوریا مطهری، یاسین طاهری، ابوالفضل اخلاقی، «شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز»، پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح، استاد درس: دکتر سعید عینی، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، بهمن‌ماه ۱۴۰۲.

5663000	2860	PetroSA Mossel Bay
595000	270	World GTL, Trinidad
2832000	1190	Syntroleum Sweetwater
3115000	1750	Shell Bintulu

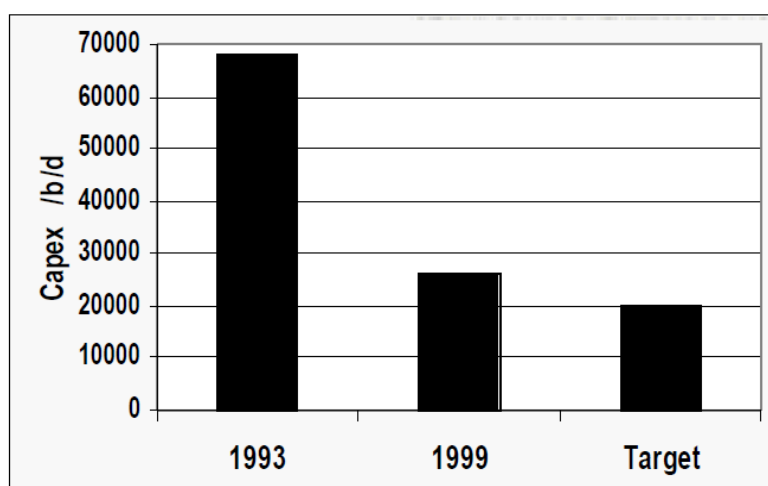
پروژه (Shell Bintulu) که اولین پروژه تبدیل گاز به مایع در جهان بود با هزینه عملیاتی ۵۷۰۰۰۰ دلار ساخته شد. اما در پروژه هایی که اکنون تاسیس می شود این رقم بین ۱۷۰۰۰۰ تا ۲۵۰۰۰۰ دلار است. قیمت هزار مترمکعب گاز سنتز تولید شده از گاز طبیعی از ۲۴.۴۶ تا ۹۰ دلار متغیر است [24].

بازار گاز سنتز و مشتقات آن حدود ۲۰۲.۱۳ میلیارد دلار آمریکا در سال ۲۰۲۲ ارزش گذاری شده است. انتظار می رود قیمت گاز سنتز و مشتقات آن ۹.۳ درصد در هر سال رشد کند و در سال ۲۰۲۹ به نزدیک ۳۷۶.۶۹ میلیارد دلار برسد [26].



شکل ۲.۶ تخمین قیمت آینده گاز سنتز [26]

فناوری FT یک فرآیند شناخته شده و با سابقه ای ۸۰ ساله است و از لحاظ عملکرد فنی کاملاً اثبات شده است. بطوریکه در حال حاضر در آفریقای جنوبی روزانه بیش از ۲۰۰۰۰۰ بشکه فرآورده نفتی از این روش تولید می‌شود و کمپانی Shell نیز در مالزی روزانه ۱۲۵۰۰ بشکه فرآورده نفتی از این روش تولید می‌کند. اما آنچه که از اهمیت بسیار برخوردار است پاسخ به این سوال است که چرا با این وجود در دهه های گذشته از این فناوری به عنوان راهکاری تجاری و سودآور برای بهره برداری از منابع گازی استفاده نمی‌شد؟ علت اساسی این امر هزینه های سرمایه ای بالای احداث واحدهای GTL بوده است که تا اوایل دهه ۱۹۹۰ بالای ۴۰۰۰۰ دلار به ازای هر بشکه ایجاد ظرفیت بوده است بطور مثال هزینه احداث واحد GTL کمپانی Shell در بنطلوع مالزی به ظرفیت ۱۲۵۰۰ بشکه در روز ۸۵۰ میلیون دلار بوده است که معادل ۶۸۰۰۰ دلار به ازای هر بشکه ایجاد ظرفیت در روز است [27].



شکل ۳.۶ روند کاهش در هزینه ساخت واحد GTL

از اواسط دهه ۱۹۹۰ به بعد عمدتاً به علت فراهم آمدن امکان افزایش قابل توجه در ظرفیت راکتورها و در نتیجه بهرمندی از مزایای صرفه های ناشی از مقیاس، کاهش قابل توجهی در هزینه سرمایه ای ساخت واحدهای GTL ایجاد شده است بطوریکه هزینه ساخت واحد ۳۴۰۰۰ بشکه ای کمپانی Sasol در قطر ۹۰۰ میلیون دلار یعنی در حدود ۲۶۰۰۰ دلار به ازای هر بشکه ایجاد ظرفیت در روز است، در عین حال کمپانیهای Shell، Sasol و BP مدعی هستند که با استفاده از صرفه های ناشی از افزایش مقیاس تولید در ظرفیتهای بالای ۶۰ تا ۷۰ هزار بشکه در روز می‌توان به هزینه سرمایه ای ۲۰۰۰۰ دلار به ازای هر بشکه ایجاد ظرفیت دست یافت. [27]

هزینه های عملیاتی شامل هزینه های زیر است :

- نگهداری و حفظ تأسیسات
- برق
- کاتالیست ها و سایر اقلام مصرفی راکتور

- آب صنعتی
- اجاره زمین
- ذخیره سازی و بارگیری فرآورده ها
- روشنایی
- دستمزد و مزایای مدیران متخصصین و نیروی کار
- هزینه های پزشکی
- هزینه های مسافرت پرسنل

یکی از مهم ترین عوامل اثر گذار بر اقتصاد پروژه های GTL قیمت گاز طبیعی مورد نیاز برای خوراک واحد می باشد. با توجه به اینکه در فرآیندهای مختلف بین ۸.۵ تا ۱۰ میلیون Btu برای تولید یک بشکه فرآورده سنتزی گاز طبیعی مورد نیاز است لذا هر ۱۰ سنت تغییر در قیمت گاز حدود ۱ دلار در هزینه تولید هر بشکه فرآورده تأثیر دارد. در فرآیند SMDS کمپانی Shell گاز مورد نیاز برای تولید هر بشکه فرآورده ۸۵ میلیون Btu است که هزینه گاز در هر بشکه را در قیمت های ۵۰، ۶۰ و ۷۰ سنت به ۴/۲۵، ۵/۱۰ و ۶ دلار می رساند. در حالی که در دیگر فرآیندها همچون فرآیند Sasol گاز مورد نیاز برای تولید هر بشکه فرآورده ۱۰ میلیون Btu می باشد که هزینه گاز در هر بشکه را در قیمت های ۵۰، ۶۰ و ۷۰ سنت به ترتیب به ۵ و ۶ و ۷ دلار می رساند. [27]

در عین حال ارزش مایعات گازی تولید شده به همراه گاز طبیعی بعضاً مقدار قابل توجهی هستند بطوری که با لحاظ کردن ارزش آنها در اقتصاد پروژه های GTL می توان سودآوری آنها را تا حد زیادی افزایش داد در میدان گازی پارس جنوبی به ازای تولید هر میلیون Btu (۹۸۱ فوت مکعب) گاز طبیعی ۰.۰۴۴ بشکه میعانات گازی تولید می شود که با فرض قیمت های ۱۵ و ۲۰ و ۲۵ دلار برای نفت خام ارزش این مقدار مایعات گازی تولید شده به همراه هر میلیون Btu گاز تولیدی به ترتیب برابر با ۶۶ سنت ۸۸ سنت و ۱۰۱ دلار خواهد بود. [27]

عوامل متعددی بر هزینه تولید گاز از یک میدان هیدروکربوری تأثیر دارند که مهمترین آنها عبارتند از:

- میزان ذخایر گاز مخزن
- همراه بودن یا مستقل بودن میدان گازی
- قرار گرفتن میدان هیدروکربوری در دریا و یا خشکی
- وضعیت آب و هوایی منطقه
- کیفیت گاز تولیدی

بالا بودن ذخایر میدان گازی مستقل بودن آن واقع شدن آن در خشکی مناسب بودن وضعیت آب و هوایی منطقه عدم مواجهه با سرمای زیاد و پائین بودن میزان سولفور باعث کاهش هزینه های نسبت به میادین گازی دارای ذخایر کم گازهای همراه حوزه های واقع در دریا و بالا بودن میدان سولفور می گردد. هزینه تولید هر ۱۰۰۰ فوت مکعب گاز طبیعی

همراه از میدان واقع در خشکی امارات با ذخیره ۱۱۱۳ میلیارد فوت مکعب گاز همراه فقط ۱۱ سنت است همین هزینه برای میدان دریایی Lapaz ونزوئلا با ذخیره ۵۴ میلیارد فوت مکعب گاز همراه ۳۸۴ دلار است. همچنین میدان Oseberg نروژ با وجود ذخیره گازی ۳۸۱۱ میلیارد فوت مکعب به دلیل واقع شدن در دریای شمال و منطقه نامطلوب برای فعالیت از هزینه تولید نسبتاً بالای ۱،۳۴ دلار در هر میلیون Btu برخوردار است. این در حالی است که در منطقه خلیج فارس به ویژه ایران هزینه تولید گاز طبیعی از میادین مستقل و یا از میادین نفت تقریباً پائین ترین هزینه در جهان است علل اصلی این امر عبارتند از:

- بزرگی میادین نفتی و نرخ بالای تولید نفت و گاز همراه آنها
- بزرگی میادین گازی
- عمق بسیار کم خلیج فارس (حداکثر ۲۰۰ متر)
- هزینه پائین نیروی کار

که همگی تأثیر مستقیم بر کاهش هزینه های تولید داشته و منطقه خاورمیانه را برای اجرای طرح های GTL بسیار جذاب می سازند این جذابیت برای ایران به لحاظ بهره مندی از میادین گازی مستقل متعدد دو چندان است. [27]

۷ نتیجه‌گیری

ارزیابی اقتصادی و انجام مطالعه امکان‌سنجی پایه و اساس ساخت یا عدم ساخت تمامی طرح‌های فرایندی است که به‌دست مهندسين فرایند انجام می‌شود. برای انجام این کار ابتدا باید فرایند مورد نظر که در این پروژه تولید گاز سنتز است شبیه‌سازی شود. سپس هزینه تجهیزات فرایندی به‌کار رفته در فرایند مانند میدل‌های حرارتی، کوره‌ها، راکتورها، مخازن، پمپ‌ها، برج‌های تقطیر و... محاسبه شود که از طریق تعیین مشخصات و اندازه آن‌ها انجام می‌شود. در نهایت با انجام این امور برای واحد تولید گاز سنتز، این نتیجه حاصل می‌شود که ساخت این واحد سودده است و با نرخ بازگشت سرمایه ۳۰ درصد صرفه اقتصادی خوبی دارد. یکی از دلایل این موضوع ارزان بودن انرژی و گاز طبیعی به‌عنوان عوامل مهم در واحد تولید گاز سنتز در ایران است. بنابراین اهمیت بررسی شاخص‌های اقتصادی نمایان می‌شود.

منابع و مراجع

- [1]: Baltrusaitis, j., Luyben, W. L., "Methane Conversion to Syngas for Gas-to-Liquids (GTL): Is Sustainable CO₂ Reuse via Dry Methane Reforming (DMR) Cost Competitive with SMR and ATR Processes?", ACS Sustainable Chem. Eng., (2015) 2100-2111
- [2]: Carlson, E. C., "Don't Gamble with Physical Properties for Simulation", Aspen Technology Inc., (1996)
- [3]: Seider, Warren D., Seader J. D., et al. "Product and Process Design Principles", John Wiley & Sons, 4th Ed. 2017
- [4]: Holman, J. P., "Heat Transfer", 9th Ed., Mc Graw-Hill, 2002.
- [6]: Douglas, James M., "Conceptual Design of Chemical Processes", McGraw-Hill Company, 1988
- [7]: Austin, George T. "Shreve's Chemical Process Industries", McGraw-Hill Company, 5th Ed. 1984
- [8]: Perry, Robert H., "Perry's Chemical Engineering Handbook", 6th Ed., McGraw-Hill Company, 1984
- [9]: Twigg, M. V., "Catalyst Handbook", 2nd Ed., Wolfe Publishing Ltd, 1989
- [10] Towler, Gavin, and Ray Sinnott. Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design. Butterworth-Heinemann, 2021.
- [11] The University of Manchester:
<https://www.training.itservices.manchester.ac.uk/public/gced/reactors.html?reactors/ergun/index.html>
- [12] Product and Process Design Principles, Analysis, Synthesis and Evaluation, Fourth edition, Seider et al., 2017.
- [13] Biegler, Lorenz T., Ignacio E. Grossmann, and Arthur W. Westerberg. "Systematic methods for chemical process design." (1997).
- [14] Holman, J.P., "Heat Transfer", 9th Ed., Mc Graw-Hill, 2002.
- [15] How to Choose the Right TEMA Type Shell and Tube Heat Exchanger:
<https://www.altexinc.com/company-news/tema-type-shell-tube-heat-exchanger/>
- [16] Mihir's Chemical Process Engineering: <https://chemicalprocessengineering.com/heat-exchangers-tema-types-comparisons-usage-applications/>
- [17] University of Utah:
<https://my.che.utah.edu/~ring/Design%20II/Articles/Equipment%20Design%20Rules%20of%20Thumb.pdf>

- [18] Zhejiang Zhitong Pipe Valve Technology Co.: <https://ztpipe.en.made-in-china.com/product-group/RMJngjAEuzhk/Gate-Valves-1.html>
- [19] Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 2nd edition, Peters, Timmerhaus, West, 2003.
- [20] Ethylbenzene Price in the United States: <https://www.indexbox.io/search/ethylbenzene-price-the-united-states/>
- [21] Smart Catalyst: Ethylbenzene Dehydrogenation Catalyst: <https://smartcatalyst.ir/en/ethylbenzene-catalyst/>
- [22] Alibaba: <https://www.alibaba.com/showroom/iron-oxide-catalyst.html>
- [23] ECHEMI: www.echemi.com/productsInformation/
- [24] Pei, P., Korom, S. F., Ling, K., & Nasah, J. (2014). Cost comparison of syngas production from natural gas conversion and underground coal gasification. *Mitigation and Adaptation Strategies for Global Change*, 21(4), 629–643. <https://doi.org/10.1007/s11027-014-9588-x>
- [25] <https://www.nrel.gov/>
- [26] <https://www.maximizemarketresearch.com/market-report/global-syngas-derivatives-market/53928/>

[27] علیرضا احمدخانی، افشین جوان، بررسی اقتصادی فن آوری GTL، نشریه انرژی ایران، سال هشتم، شماره ۱۸، بهمن

۱۳۸۲