

به نام خدا



دانشگاه صنعتی شریف

دانشکده مهندسی شیمی و نفت

تمرین دوم درس بررسی مقدماتی طرح

عنوان تمرین:

طراحی مفهومی واحد بازیافت ترکیبات ارزشمند

نویسنده گزارش:

پوریا مطهری (۹۹۱۷۱۰۹۹)

استاد درس:

دکتر سعید عینی

آذر ۱۴۰۲

طراحی مفهومی واحد بازیافت ترکیبات ارزشمند

چکیده

در این تمرین توانایی دانشجو در قابلیت در طراحی مفهومی در قالب یک تمرین کلی و مختصر سنجیده می‌شود. طراحی مفهومی^۱، رویکردی از طراحی فرایندها می‌باشد که در ابتدای طراحی کلی و پس از بررسی پتانسیل اقتصادی^۲ و کارکرد کلی فرایند مورد نظر به کار می‌رود. در طراحی مفهومی، فرایند مذکور فقط به صورت کیفی طراحی شده و محاسبات و بررسی کمی اجزای فرایند (تجهیزات، مشخصات جریان‌ها و غیره) هدف این رویکرد نمی‌باشند. به طور کلی، در این روش، شخص یا گروه طراح، مسئله طراحی کل فرایند را به چند مسئله کوچکتر شکسته و این مسائل را جدا جدا و نیز با روش‌های مختلف به جواب می‌رساند. در صورت استفاده از این روش، طبیعتاً در طراحی کلی، جواب یکتا نبوده و طراحان به راه حل‌های مختلف در هر مسئله و نیز به تعداد بی‌شماری جواب کیفی در طراحی نهایی می‌رسند. به همین دلیل این رویکرد در بین مهندسان فرایند محبوب بوده و باعث می‌شود که قبل از شروع طراحی اصل فرایند مورد نظر، گزینه‌های مختلف و متفاوتی داشته باشند که حتی در صورت بروز مشکلات احتمالی در بررسی کمی، همواره به نتیجه نهایی برسند.

هدف کلی در این تمرین به خصوص، بررسی یک فرایند جداسازی (احتمالاً همراه با واکنش‌های شیمیایی) با رویکرد طراحی مفهومی است. همچنین در نهایت باید برای مسئله پیش رو طرحی گزارش شود و مزایا و معایب آن بررسی شود.

واژه‌های کلیدی:

طراحی مفهومی، بررسی کیفی، جداسازی، خالص سازی، بازیابی مواد

¹ Conceptual Design

² Economic Potential

فهرست

۱. مقدمه	7
۲. خلاصه طرح	9
۱.۲ استفاده از راکتور بهسازی متانول برای جریان اول	9
۲.۲ جداسازی جداگانه ترکیبات سبک جریان اول	9
۳. صورت مسئله	10
۱.۳ افزایش فشار خوراک و استفاده از آب خنک کننده	10
۲.۳ فشار ثابت خوراک و استفاده از سیکل مبرد	10
۴. طرح مفهومی پیشنهادی	11
۵. نتیجه گیری	13
منابع	13

فهرست اشکال

شکل (۱) - واکنش‌های بهسازی متانول از کربن دیوکساید و کربن منوکساید 9

شکل (۲) - نمودار جریانی فرایند پیشنهادی 11

فهرست جداول

جدول (۱) - قیمت متانول و اتانول 7

فهرست علائم اختصاری

۱. مقدمه

در واحدهای صنعتی، معمولاً به دلیل پیشرفت ناکامل واکنش‌ها در واکنش‌دهنده‌ها^۳ و یا دلایل عملیاتی دیگر، در جریان‌های خروجی مقداری از خوراک اولیه بدون تغییر و شرکت در واکنش‌ها خارج می‌شود. پس از خروج از راکتورها، این خوراک‌ها یا همراه محصول مطلوب و یا ناخواسته از فرایند خارج شوند و یا در صورت نیاز خالص سازی شده و به صورت جریان برگشتی به واحد بازگردانده می‌شوند. انتخاب اینکه جریان مورد نظر بازگردانده شود و یا دور ریخته شود^۴ بعهده مهندس طراح فرایند بوده و باید مورد بررسی قرار گیرد.

همانطور که در کلاس درس گفته شد، مهم ترین عامل این انتخاب، صرفه اقتصادی بوده و در صورت انتخاب جریان برگشتی، باید هزینه تجهیزات و نگهداری در کنار پتانسیل و سود سالانه اقتصادی این گزینه محاسبه و بررسی شود.[2]

در این تمرین، خواسته مورد نظر آن است که متانول و اتانول هدر رفته و شرکت نکرده در واکنش را از دو جریان داده شده بازیابی شود. طراحی این بازیابی ابتدایی بوده و تنها طراحی مفهومی برای این تمرین لازم می‌باشد.

همانطور که در چکیده ذکر شد، قبل از شروع طراحی مفهومی، پتانسیل اقتصادی بررسی می‌شود دبی‌های جرمی متانول و اتانول در تمرین داده شده و از نرم افزار شبیه سازی محاسبه و خوانده شده است [6]:

جدول (۱) - قیمت متانول و اتانول

Alcohol	Domestic price (China – December 2023)
Ethanol	957.7 USD/ton
Methanol	344.3 USD/ton

$$\begin{aligned}
 EP &= \dot{m} \times Price_{EtOH} + \dot{m} \times Price_{MeOH} \\
 &= \left(449 \times 10^{-3} \frac{ton}{h} \times 957.7 \frac{USD}{ton} + 554.6 \times 10^{-3} \frac{ton}{h} \times 344.3 \frac{USD}{ton} \right) \\
 &\times 8120 \frac{h}{yr} \cong \$5 \text{ Million/year}
 \end{aligned}$$

همانطور که قابل مشاهده است، پتانسیل اقتصادی قابل ملاحظه بوده و در صورت بودجه کافی برای راه اندازی واحد بازیابی متانول و اتانول در این فرایند، سود اقتصادی آن قابل قبول است.

³ Reactors

⁴ Purge Stream

از آنجایی که خوراک بازیابی به صورت گاز می باشد، سیستم های روش های جداسازی قابل انجام برای بازیابی مواد اتانول و متانول این واحد از موردهای زیر می باشد:

- چگالش و تقطیر
- جذب و جذب سطحی
- جداسازی غشائی
- سیستم های واکنشی

معمولا تقطیر و چگالش از انتخاب های اصلی در جداسازی هستند. در صورتی که فراریت نسبی و پیرو آن ضریب جداسازی⁵ در روش تقطیر بسیار کم باشد، استفاده از روش های دیگر، بیشتر مطرح می شود. در صورت استفاده از سیستم های جذب و جذب سطحی، بدلیل آنکه جاذب بعد از گذر زمان نیاز به شستشو دارد، فرایند ویژگی پیوسته بودن خود را از دست می دهد که این بسیار نامطلوب است. روش های جداسازی غشائی مقرون به صرفه نبوده و احتمال دارد که غشای مناسبی برای جداسازی وجود نداشته باشد. سیستم های واکنشی نیز بدلیل تولید محصولات و اضافه کردن ترکیبات جدید به فرایند، معمولا مورد انتخاب نمی باشد. خوشبختانه در این مسئله فراریت های نسبی همه ترکیبات قابل قبول بوده و ضرایب جداسازی در بازه مناسبی می باشد. متاسفانه در صورت استفاده از روش تقطیر، احتمال مواجهه با نقطه آزنوتروپ⁶ در جداسازی ها وجود دارد. در صورت بروز این مشکل، مهندسین طراح به ناچار باید راهکار دیگری را برای جداسازی انتخاب کرده و مشکل را رفع کنند. ولی بدلیل اقتصادی و مقرون به صرفه بودن راهکار تقطیر و چگالی، اساس جداسازی در این طراحی، استفاده از چگالش و تقطیر می باشد. [1,2]

نیازمند توضیح است که در این تمرین تنها خالص سازی و بازیابی متانول و اتانول مدنظر بوده و با اینکه ترکیبات با ارزش دیگری مانند کربن دیوکساید با خلوص بالا، هیدروژن و متان نیز در جریان ها موجودند، اما خواسته این تمرین، جداسازی الکل ها بوده و گونه های دیگر در صورت امکان برای خالص سازی در واحدهای دیگر و یا استفاده به عنوان سوخت خارج می شوند.

خواسته این تمرین فقط به صورت طراحی مفهومی می باشد و طبق نکته سوم و چهارم گفته شده در تمرین، شبیه سازی نمره امتیازی دارد؛ ولی با این حال فایل های شبیه سازی در پوشه فشرده شده موجود می باشد و در تمرین قابل استناد می باشد. لازم به ذکر است که بدلیل وجود گونه های قطبی آب، اتانول و متانول مدل ترمودینامیکی استفاده شده در این تمرین برای فایل های شبیه سازی NRTL-SRK می باشد.

توصیه می شود که در صورت ابهام و شبهه در طراحی، خواهشا به فایل های شبیه سازی در دو طرح احتمالی متفاوت مراجعه شود.

⁵ Separation Factor

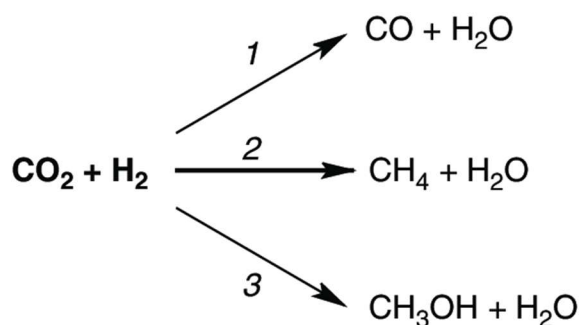
⁶ Azeotrope Point

۲. خلاصه طرح

در این بخش راهکارهای پیشنهادی در طراحی مفهومی اولیه به همراه مزایا و معایب آنها بررسی می‌شود. همانطور که در مقدمه ذکر شد، اساس کلی مورد استفاده در این واحد خالص‌سازی، تقطیر و چگالش می‌باشد. به طور کلی می‌توان گفت که نیمه دوم خالص‌سازی (بخش دو برج تقطیر اتانول و متانول) برای همه راهکارهای پیشنهادی ثابت بوده و نیمه اول فرایند است که امکان پیشنهاد راهکارهای دیگر دارد. همچنین نیمه اول فرایند به صورت پیشفرض، مخلوط کردن دو جریان و سپس عملیات جداسازی در نظر گرفته می‌شود. این راهکارهای پیشنهادی برای اضافه کردن به وضعیت پیشفرض فرایند اختصار توضیح داده می‌شود.

۱.۲ استفاده از راکتور بهسازی^۷ متانول برای جریان اول

از آنجایی که جریان اول دارای هیدروژن، متان و کربن دیوکسید با درصد مولی بالا می‌باشد، می‌توان جریان اول را قبل از جداسازی وارد یک راکتور بهسازی کرده و با تولید متانول در راکتور، درصد این ترکیب را در جریان اول خوراک افزایش داد. مزیت این راهکار مشخصاً بازیابی متانول بیشتر می‌باشد ولی متأسفانه این روش معایب بسیار زیادی از جمله اضافه کردن ترکیبات خالص برای افزایش بازدهی راکتور، افزایش زیاد دما و فشار و گران بودن این راکتور و تجهیزات آن را دارد. معمولاً این نوع راکتورها در دبی‌ها و ابعاد بزرگ استفاده می‌شود که صرفه اقتصادی بهسازی متانول مطلوب تر باشد. [3]



شکل (۱) - واکنش‌های بهسازی متانول از کربن دیوکسید و کربن مونوکسید

۲.۲ جداسازی جداگانه ترکیبات سبک جریان اول

همانطور که در مورد قبلی گفته شد، جریان اول دارای ترکیبات با ارزش دیگر با درصد مولی بالا می‌باشد. این امر باعث می‌شود که راهکاری در نظر گرفته شود که در آن جریان اول و دوم هرکدام به صورت جداگانه در یک جداکننده دوفازی متفاوت فرستاده شوند. این راهکار باعث می‌شود که ترکیبات گازی با ارزش دیگر جریان اول با خلوص بالا حفظ شوند و در جای دیگری در شرکت صنعتی بجز سوخت استفاده شوند. انتخاب و یا عدم انتخاب این راهکار، تأثیر خاصی در عملکرد نهایی بازیابی الکل‌ها نداشته و فقط از لحاظ اقتصادی این راهکار مطرح می‌باشد. طبیعتاً در صورت انتخاب این راهکار، شرکت صنعتی باید هزینه یک جداکننده اضافه تر را در این واحد بازیابی پرداخت کند.

⁷ Reforming Reactor

۳. صورت مسئله

در این تمرین چالش اصلی مسئله، جداسازی آب و اتانول می‌باشد. بدلیل آنکه تمام ترکیبات دیگر بجز الکل‌ها و آب، نقطه جوش نرمال^۸ بسیار پایین‌تری نسبت به الکل‌ها و آب دارند، فراریت نسبی^۹ ترکیبات سبک نسبت به آب و الکل‌ها زیاد بوده و ضریب جداسازی بالایی را در این قسمت داریم. بنابراین اولین واحد پیشنهادی که اجرای راحت و نتیجه آن، صرفه عملکردی و اقتصادی مناسبی دارد، تقطیر ناگهانی اولیه دو خوراک می‌باشد. [2] در صورت استفاده از واحد جداکننده دوفازی اولیه، تقریباً همه کربن دیوکساید، کربن منوکساید، هیدروژن، متان و نیتروژن در فاز گازی از سیستم خارج می‌شوند. در بخش مایع جداکننده دوفازی (تبخیر ناگهانی)، ترکیبات آب، متانول و اتانول وجود داشته و با دو برج تقطیر قابل جداسازی می‌باشند. برای دو فازی کردن جریان ورودی به جداکننده دو فازی، از دو راهکار متفاوت می‌توان استفاده کرد:

۱.۳ افزایش فشار خوراک و استفاده از آب خنک کننده

در این راهکار، فشار ورودی به جداکننده دو فازی، ابتدا با یک کمپرسور فشرده شده تا کاهش دما با استفاده از آب خنک کننده ممکن باشد. مزیت این روش آن است که برای خنک کردن و چگالش کردن خوراک جدا کننده، به سیکل مبرد نیاز نبوده و فقط با آب خنک کننده به دمای مطلوب می‌رسد. ولی عیب این روش که عیب مهمی می‌باشد آن است که با افزایش فشار تا حدی که دما با آب خنک کننده به مقدار مطلوب برسد، دما در کمپرسور از دمای بحرانی متانول و اتانول بیشتر می‌شود و الکل‌های مذکور در این دمای کمپرسور تجزیه حرارتی می‌شوند. همین امر برای مردود شدن این راهکار برای استفاده در فرایند کافی است. همچنین کمپرسورها از نظر اقتصادی بسیار تجهیزات گرانی می‌باشند و تا حد ممکن سعی بر آن است که از استفاده از آنها خودداری شود. برای جزئیات ترمودینامیکی جریان‌ها در این بخش، لطفاً به فایل شبیه‌سازی مراجعه کنید.

۲.۳ فشار ثابت خوراک و استفاده از سیکل مبرد^{۱۰}

این روش برعکس روش اول، تغییری در فشار خوراک ایجاد نمی‌کند ولی در ازای آن برای چگالش تا کسر بخار^{۱۱} مورد نظر از یک سیکل مبرد برای کاهش دمای خوراک جدا کننده تا منفی ۱۵ درجه سلسیوس استفاده می‌شود. مزیت این روش آن است که ترکیبات تجزیه حرارتی نمی‌شوند و بار حرارتی^{۱۲} کمتری نسبت به روش اول به روی چگالنده است. تنها مشکل این راهکار این می‌باشد که سیکل‌های مبرد نسبت به آب خنک کننده تاسیساتی گران تر بوده و ضرر اقتصادی بیشتری به فرایند می‌زند. برای جزئیات ترمودینامیکی جریان‌ها در این بخش، لطفاً به فایل شبیه‌سازی مراجعه کنید.

⁸ Normal Boiling Point

⁹ Relative Volatility

¹⁰ Refrigeration/Cooling cycle

¹¹ Vapor Fraction

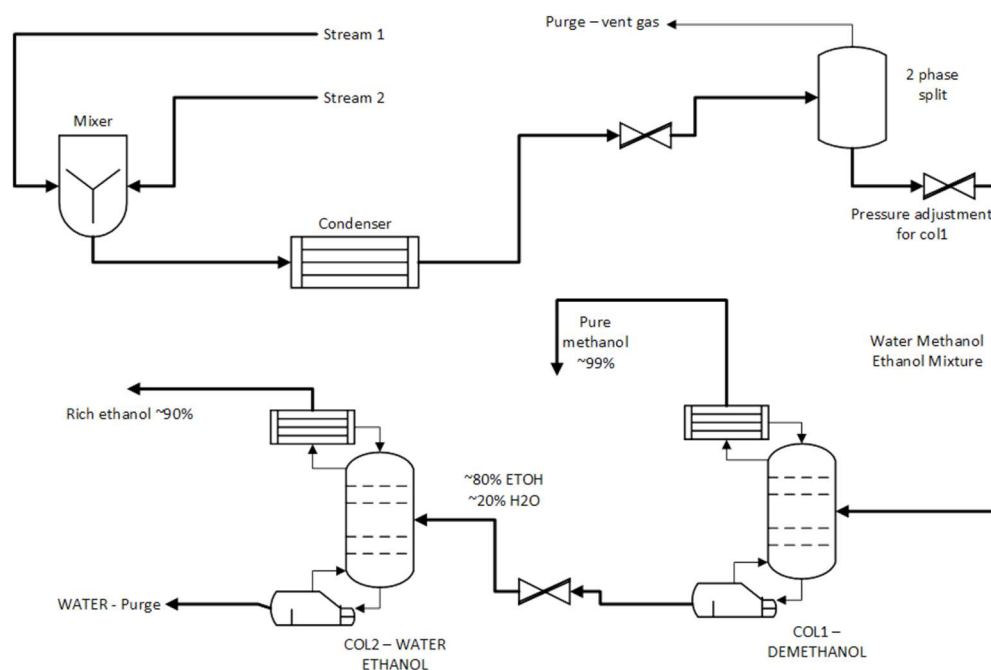
¹² Condenser Duty

همانطور که در ابتدای این فصل گفته شد، چالش اصلی این تمرین، جداسازی آب و اتانول می‌باشد. این جداسازی عملاً فقط وابسته به میزان خلوص مورد نیاز اتانول می‌باشد. در فایل شبیه‌سازی محاسبه شده که در برج خالص‌سازی متانول، جریان خروجی پایین حاوی ۸۰ درصد مولی اتانول می‌باشد. ادامه خالص‌سازی اتانول خارج از سه روش زیر نمی‌باشد:

- اتانول ۸۰ درصد مولی: اگر همین خلوص جریان اتانول خروجی از پایین برج اول مطلوب است، در این صورت نیازی به برج تقطیر اضافه برای خالص‌سازی و جداسازی بیشتر آب و اتانول نیست. معمولاً برای استفاده از اتانول برای جریان برگشتی^{۱۳}، این گزینه متداول تر است. [2]
- اتانول ۹۰ درصد مولی: در صورت نیاز به اتانول خالص تر، از برج تقطیر معمولی دوم استفاده می‌شود و نهایتاً تا نقطه آزنوتروپ آب-اتانول در تقریباً ۹۰ درصد مولی اتانول، این الکل خالص‌سازی می‌شود. [5]
- اتانول بالای ۹۰ درصد مولی: در این صورت، فرایند نیاز به تقطیر آزنوتروپیک^{۱۴} (معمولاً با حلال بنزن) و یا تقطیر خلا^{۱۵} برای ادامه خالص‌سازی اتانول تا بعد از نقطه آزنوتروپ دارد. طبیعتاً این روش برای خالص‌سازی اتانول از دو روش دیگر گران تر بوده و به اتانول با قیمت تمام شده بیشتری می‌رسد. [1]

۴. طرح مفهومی پیشنهادی

با توضیحات داده شده و نکات ذکر شده در فصول قبلی، طرح پیشنهادی به طور کلی به گونه زیر است:



شکل (۲) - نمودار جریان‌ی فرایند پیشنهادی

¹³ Recycle

¹⁴ Azeotropic Distillation

¹⁵ Vacuum Distillation

طبق طرح مفهومی قابل مشاهده، ابتدا ۲ جریان با هم مخلوط شده اند. طبق بخش ۲.۲ در گزارش، عمل اختلاط می‌توانست بعد از جداسازی دو فاز از جداگانه انجام شود، ولی از آنجایی خالص‌سازی گاز ترکیبات فرار سبک از خواسته‌های تمرین نمی‌باشد، از این بخش صرف نظر شده است.

سپس خوراک مخلوط شده وارد یک چگالنده می‌شود تا در ترکیبات سبک در جداکننده خارج شوند. نوع چگالنده که مبدل حرارتی با آب خنک کننده و یا چگالنده سیکل مبرد باشد در بخش‌های ۱.۳ و ۲.۳ بررسی شد و گزینه مبدل حرارتی و کمپرسور بدلیل تجزیه حرارتی مواد رد شد. همچنین در شبیه‌سازی فرایند در هر دو حالت، بار حرارتی بر روی چگالنده مبرد کمتر بوده و مطلوب تر است

بعد از چگالنده، جریان مخلوط شده وارد یک شیر تنظیم فشار می‌شود. در این بخش فشار بهینه برای جداکننده تنظیم می‌شود تا مطلوب ترین درصد جداسازی رخ دهد. با یک بهینه سازی تقریبی، بهترین درصد گازی برای جریان قبل از ورود به جدا کننده حدود ۸۷.۵ تا ۸۸ درصد می‌باشد. این درصد گازی طوری بهینه‌سازی شده است که درصد مولی الکل‌ها در فاز گاز و درصد مولی ترکیبات سبک مانند متان و کربن دیوکساید در فاز مایع قابل صرف نظرند. لازم به ذکر است که با تغییر بسیار کم این درصد گازی، دمای این جریان و بار حرارتی چگالنده به طور قابل توجهی تغییر می‌کند و برای اینکه دمای این جریان از منفی ۱۵ درجه سلسیوس کمتر نشود این درصدها برای ورودی جداکننده استفاده شده اند. برای جزئیات بیشتر به مطالعه موردی در فایل شبیه‌سازی و یا فایل متفرقه پیوست مراجعه کنید.

پس از خروج الکل‌ها و آب از جریان پایینی جدا کننده دو فاز و تنظیم فشار جریان برای برج تقطیر، جریان مخلوط آب، متانول و اتانول وارد برج تقطیر اول می‌شوند. روش جداسازی با دو برج تقطیر، مستقیم^{۱۶} می‌باشد. به این صورت که اول متانول از مخلوط جدا می‌شود. دلیل اول جدا کردن متانول با روش مستقیم، تعادل ایجاد کردن بین دبی جریان بالا و پایین برج، عدم وجود آزنوتروپ برای متانول و نیز جداسازی ترکیب با درصد مولی بیشتر در ابتدای جداسازی است. [1] بدلیل عدم تشکیل آزنوتروپ و فراریت نسبی مناسب، انتظار نمی‌رود که تعداد مراحل تعادلی در برج اول زیاد باشد. در نهایت برای خروجی برج اول جریان بالای ۹۹ درصد متانول و جریان پایین تقریباً ۸۰ درصد اتانول و ۲۰ درصد آب داریم. همچنین لازم به ذکر است که بدلیل عدم وجود کمپرسور در فرایند (بجز سیکل مبرد) و افت فشار تدریجی، فشار برج‌های تقطیر تقریباً در فشار ۱ تا ۳ اتمسفر قرار دارند.

در فصل قبل وجود و عدم وجود برج تقطیر دوم در شرایط مختلف بررسی شد. در این طراحی پیشنهادی برج تقطیر معمولی تعبیه شده است ولی در واقع وجود این برج بسیار بستگی به شرایط جریان‌های مطلوب داشته و منعطف است. بدلیل دبی جرمی بسیار کم آب در برابر اتانول (تقریباً اتانول ۲۵۰ برابر بیشتر) در صورت جداسازی و وجود این برج، فشار زیادی به آن آمده و ممکن است تعداد سینی‌ها و بار حرارتی بیشتر باشد. در صورت مطلوب بودن الکل خالص، باید قبل از برج دوم، یک برج جذب با بنزن در نظر گرفته شود و سپس اتانول و بنزن با خلوص بالا توسط همان برج دوم تقطیر شوند.

¹⁶ Direct Distillation order

۵. نتیجه گیری

طرح مفهومی پیشنهادی در فصل قبل ارائه شد. در صورت محاسبه پتانسیل اقتصادی با خلوص جریان‌های بدست آمده از شبیه‌سازی داریم:

$$\begin{aligned} EP &= \dot{m} \times Price_{EtOH} + \dot{m} \times Price_{MeOH} \\ &= \left(397.7 \times 10^{-3} \frac{ton}{h} \times 957.7 \frac{USD}{ton} + 499.4 \times 10^{-3} \frac{ton}{h} \times 344.3 \frac{USD}{ton} \right) \times 8120 \frac{h}{yr} \\ &\cong \$4.5 \text{ Million/year} \end{aligned}$$

با مقایسه پتانسیل اقتصادی این طراحی و پتانسیل اقتصادی در حالت ایده‌آل به این نتیجه می‌رسیم که این طراحی به خصوص در واحد بازیابی اتانول و متانول تقریباً ۹۰ درصد بازدهی داشته است که این مقدار بسیار خوب و قابل قبولی می‌باشد.

مشاهده شد که طراحی مفهومی، رویکردی سیستماتیک و شمرده شده برای حل مسائل طراحی فرایند بوده که در صورت درست انجام دادن این رویکرد، همه گزینه‌های ممکن طراحی در ذهن فرد یا گروه طراح قبل از بروز مشکل احتمالی آشنا می‌شوند و در صورت بروز مشکلات احتمالی پس از طراحی مفهومی، طراح به راحتی می‌تواند از گزینه‌های دیگری برای عملکرد بهتر و صرفه اقتصادی و محیط زیستی بهتر در طرح نهایی خود استفاده کند.

منابع

- [1]: Douglas, James M. “*Conceptual Design of Chemical Processes*”, McGraw-Hill Company, 1988
- [2]: Seider, Warren D., Seader J. D., et al. “*Product and Process Design Principles*”, John Wiley & Sons, 4th Ed. 2017
- [3]: Fossen, Halvorsrød, et al. “*Aspen Hysys simulation of the methanol synthesis based on gas from biomass gasification*”, *Scandinavian Simulation Society SIMS 2022*, 2022
- [4]: Austin, George T. “*Shreve’s Chemical Process Industries*”, McGraw-Hill Company, 5th Ed. 1984
- [5]: Perry, Robert H., “*Perry’s Chemical Engineering Handbook*”, 6th Ed., McGraw-Hill Company, 1984
- [6]: <https://www.echemi.com>