دانشگاه صنعتی شریف

دانشکده مهندسی شیمی و نفت

تمرین سوم درس بررسی مقدماتی طرح

عنوان:

تمرین سری سوم

نگارش:

نیکی نقیبی - 400170233

استاد درس:

دکتر احسان وفا

تیر 1405

چکیده

در این تمرین، تجهیزات موجود در شبیه‌سازی فرایند طراحی اولیه شدند و ابعاد آن‌ها مشخص شد. سپس بر مبنای طراحی صورت گرفته، هزینهٔ هر تجهیز و نیز هزینه‌های سرمایه‌گذاری واحد تخمین زده و روش محاسبه هزینه‌های تولید توضیح داده شد. برمبنای این اطلاعات، می‌توان سایر شاخص‌های اقتصادی را نیز محاسبه کرد.

کلمات کلیدی

تعیین اندازه، تخمین قیمت، تجهیزات فرایندی، تولید استایرن، هزینه‌های ثابت، هزینه‌های جاری

فهرست مطالب

1 مقدمه 1

1.1 شرح مساله 1

1.2 هدف تمرین 1

1.3 محتوای گزارش 2

2 پاسخ خواسته‌ها 3

2.1 خواسته‌ی اول 3

2.1.1 سایزینگ مبدل‌ها 3

2.1.2 سایزینگ کمپرسورها 8

2.1.3 سایزینگ برج تقطیر 9

2.1.4 سایزینگ برج‌های جذب 10

2.1.5 سایزینگ راکتورها 12

2.2 خواسته‌ی دوم 13

2.2.1 کمپرسورها 13

2.2.2 مبدل‌های حرارتی 16

2.2.3 برج تقطیر 19

2.2.4 برج‌های جذب 22

2.2.5 راکتورها 24

2.2.6 هزینه نهایی 25

2.3 خواسته‌ی سوم 26

2.3.1 روش Power Law 26

2.3.2 روش Hill 29

2.3.3 روش lang factor 34

2.3.4 روش Guthrie 35
2.4 خواسته‌ی چهارم 37
2.4.1 سوال اول 37
2.4.2 سوال دوم 41
2.4.3 سوال سوم 45
2.4.4 سوال چهارم 49
3 منابع 51

فهرست اشکال

شکل 1 سایز پکینگ بر اساس قطر برج.....11
شکل 2 تعیین جنس تجهیزات باتوجه به محدوده دمایی عملیاتی آنها.....14
شکل 3 هزینه نصب شده پکینگ‌ها 23
شکل 4 هزینه واحدهای از پیش ساخته شده برای محصولات شیمیایی 27
شکل 5 ضریب تصحیح شرایط ساخت کارخانه.....33
شکل 6 ضرایب روش lang factor.....34
شکل 7 هزینه یوتیلیتی‌ها در سال 2014.....38

فهرست جداول

جدول 1 اطلاعات سایزینگ مبدل‌ها 8
جدول 2 اطلاعات سایزینگ کمپرسورها 9
جدول 3 اطلاعات سایزینگ برج تقطیر 10
جدول 4 اطلاعات سایزینگ برج‌های جذب 12
جدول 5 اطلاعات سایزینگ راکتورها 12
جدول 6 جدول شاخص بها 13
جدول7 قیمت پایه کمپرسورها در سال 2013 13
جدول 8 قیمت خرید کمپرسورها در سال 2026 15
جدول 9 قیمت نصب شده کمپرسورها در سال 2026 15
جدول 10 ضریب تصحیح طول لوله برای مبدل‌ها 17
جدول 11 قیمت خرید مبدل‌ها در سال 2026 18
جدول 12 قیمت نصب شده مبدل‌ها در سال 2026 18
جدول 13 ضریب تصحیح نوع سینی 20
جدول14 ضریب تصحیح جنس سینی 21
جدول 15 قیمت نصب شده برج تقطیر در سال 2026 21
جدول 16 قیمت پلتفرم و نردبان‌های برج‌های جذب 22
جدول 17 قیمت نصب شده برج‌های جذب در سال 2026 24
جدول 18 قیمت نصب شده راکتورها در سال 2026 25
جدول 19 قیمت نهایی تجهیزات استفاده شده در سال 2026 25
جدول 20 انتخاب توان رابطه power law برحسب نوع فرایند 26
جدول 21 ضریب تصحیح جنس تجهیزات 29
جدول 22 فشار طراحی کمپرسورها 30
جدول 23 فشار طراحی راکتورها 30
جدول24 فشار طراحی برج‌های جذب 31
جدول 25 فشار طراحی برج تقطیر 31
جدول 26 هزینه ساخت تجهیزات 32
جدول 27 ضریب تصحیح نوع فرآیند 32

جدول28 قیمت مواد خام خریداری شده 37
جدول 29 قیمت محصول اتیلن اکسید 38
جدول 30 هزینه کل یوتیلیتی‌ها..... 39
جدول 31 هزینه حلال‌ها 40
جدول32 جریان نقدر در زمان های مختلف پروژه 45

فهرست علایم

علایم لاتین

L	مایع
G	بخار
FCI	هزینهٔ ثابت سرمایه‌گذاری
$f.o.b$	قیمت تولید تجهیزات
P	فشار

سایر علائم و مشخصه‌ها در زیر هر رابطه یا نمودار و شکل با ذکر یکا و جزئیات توضیح داده شده‌اند.

1 مقدمه

در این تمرین، امکان‌سنجی فنی و اقتصادی یک واحد صنعتی تولید اتیلن‌اکسید بر پایه اطلاعات حاصل از شبیه‌سازی فرایند بررسی می‌شود. در این راستا، ابتدا هزینه خرید و نصب تجهیزات بدست می‌آید. سپس مواد اولیه، محصولات، حلال‌ها، کاتالیست‌ها و یوتیلیتی‌های موردنیاز واحد شناسایی و مقادیر مصرف و قیمت آن‌ها در سال 2026 تعیین می‌گردد. و در آخر سرمایه‌گذاری ثابت و کل سرمایه‌گذاری، هزینه‌های عملیاتی، درآمد فروش، سود ناخالص و سود خالص کارخانه محاسبه می‌شود. در ادامه، با تشکیل جریان نقدی پروژه و استفاده از شاخص‌هایی مانند ارزش فعلی خالص، نرخ بازگشت سرمایه و دوره بازگشت، سوددهی واحد در طول عمر 12 ساله آن ارزیابی شده و اثر عواملی مانند تورم، روش تامین مالی، حق امتیاز فناوری و توقف موقت کارخانه بر توجیه اقتصادی پروژه مورد تحلیل قرار می‌گیرد.

1.1 شرح مساله

در این تمرین، یک واحد صنعتی تولید اتیلن‌اکسید که اطلاعات فنی و جریان‌های آن از فایل شبیه‌سازی HYSYS استخراج شده است، از نظر فنی و اقتصادی ارزیابی می‌شود. ابتدا مقدار و هزینه سالانه مواد اولیه، حلال‌ها، یوتیلیتی‌ها و محصولات در سال 2026 تعیین شده و هزینه شارژ اولیه کاتالیست محاسبه می‌گردد. سپس هزینه خرید و نصب تجهیزات، سرمایه‌گذاری ثابت و کل سرمایه‌گذاری، هزینه‌های عملیاتی، حق امتیاز فناوری معادل 2 درصد درآمد، استهلاک، مالیات و هزینه‌های تامین مالی برآورد می‌شود تا سود ناخالص و خالص کارخانه مشخص گردد. در ادامه، با فرض 1.5 سال زمان ساخت، 12 سال عمر بهره‌برداری، فعالیت با ظرفیت کامل و حداقل نرخ بازده 14 درصد، سوددهی پروژه با استفاده از جریان نقدی و ارزش فعلی خالص بررسی می‌شود. همچنین اثر تورم و پیامدهای تعطیلی دوساله کارخانه در فاصله سال‌های چهارم تا ششم تحلیل شده و تصمیم اقتصادی میان توقف دائمی واحد یا ادامه فعالیت تا پایان عمر پروژه مورد ارزیابی قرار می‌گیرد.

1.2 هدف تمرین

هدف این تمرین، ارزیابی فنی و اقتصادی واحد تولید اتیلن‌اکسید بر پایه نتایج شبیه‌سازی HYSYS است. در این راستا، هزینه تجهیزات، سرمایه‌گذاری، مواد اولیه، یوتیلیتی‌ها و هزینه‌های عملیاتی محاسبه می‌شود. همچنین سوددهی پروژه، اثر تورم، روش تأمین مالی و تصمیم‌گیری درباره ادامه یا توقف کارخانه بررسی می‌گردد.

1.3 محتوای گزارش

در این گزارش مشخصات و سایزینگ تجهیزات اصلی بررسی می‌شود، هزینه تجهیزات و سرمایه‌گذار برآورد می‌شود. همچنین به تحلیل هزینه‌های عملیاتی و اقتصادی فرایند و اثر عوامل اقتصادی بر عملکرد پروژه پرداخته می‌شود. در آخر تحلیل توقف و ادامه فعالیت کارخامه را خواهیم داشت.

2 پاسخ خواسته‌ها

در این بخش فرایند محاسبات و انجام هر خواسته و نتایج آن به تفکیک هر خواسته آورده شده است.

2.1 خواسته‌ی اول

تمام تجهیزات فرایندی موجود در فایل شبیه سازی را سایزکنید.

2.1.1 سایزینگ مبدل‌ها

برای مبدل ها، نوع مبدل، استاندارد TEMA، مساحت مبدل، ضریب انتقال حرارت کل، تعداد لوله‌ها، تعداد گذر لوله و پوسته ، افت فشار در لوله و پوسته را تعیین کنید.

برای کولر اول، heat exchanger معادل با نام E-106 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 24 به 1-24 و جریان سمت پوسته از 26 به 1-26 وارد و خارج می‌شود. جریان گرم سمت لوله از 168.9 به 50 درجه سانتیگراد می‌رسد و فشار آن از 300 به 295 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار سمت لوله برابر 5 kPa است. جریان سرد سمت پوسته از 32.22 به 120درجه رسیده و فشار آن از 516 به 496 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 20 kPa است.

نوع مبدل به صورتcounter current shell and tube و استاندارد TEMA به علت اختلاف دمای متوسط و سرویس نسبتا تمیز بصورت AEL انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 30.77 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes برابر 1 و F نیز برابر 1 می‌باشد.

برای محاسبه مساحت مبدل نیاز به تعداد، قطر و طول لوله هست تا با استفاده از رابطه زیر محاسبه شود:

$$A = N\pi DL$$

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 401000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 6647.88 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

برای کولر دوم، heat exchanger معادل با نام E-107 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 25 به 29 و جریان سمت پوسته از 39 به 40 وارد و خارج می‌شود. جریان گرم سمت لوله از 204.8 به 43 درجه سانتیگراد می‌رسد و فشار آن از 885 به 880 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار سمت لوله برابر 5 kPa است. جریان سرد سمت پوسته از 32.22 به 120درجه رسیده و فشار آن از 516 به 496 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 20 kPa است.

نوع مبدل به صورت counter current shell and tube و استاندارد TEMA به علت کاهش دمای زیاد و نیاز به تحمل انبساط حرارتی بصورت AEU انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 29.97 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes برابر 1 و F نیز برابر 1 می‌باشد.

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 469000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 7775.2 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

برای heater اول، heat exchanger معادل با نام E-108 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 30 به 31 و جریان سمت پوسته از 41 به 42 وارد و خارج می‌شود. جریان سرد سمت لوله از 80.12 به 240 درجه سانتیگراد می‌رسد و فشار آن از 2665 به 2650 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار سمت لوله برابر 15 kPa است. جریان گرم سمت پوسته از 255.3 به 254.6 درجه رسیده و فشار آن از 4350 به 4300 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 50 kPa است.

نوع مبدل به صورتcounter current shell and tube و استاندارد TEMA بخاطر اختلاف دمای زیاد بین جریان سرد و سیال گرم‌کننده بصورت AEU انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 65.2 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes بترتیب برابر 2 و 1 می‌باشند. F نیز برابر 0.994 می‌باشد.

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 1160000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 19230.77 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

برای کولر سوم، heat exchanger معادل با نام E-109 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 27 به 28 و جریان سمت پوسته از 43 به 44 وارد و خارج می‌شود. جریان گرم سمت لوله از 547.7 به 85 درجه سانتیگراد می‌رسد و فشار آن از 2329 به 2500 kPa افزایش می‌یابد، بنابراین افت فشار سمت لوله برابر -170.5 kPa است. جریان سرد سمت پوسته از 32.22 به 48.89 درجه رسیده و فشار آن از 516 به 496 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 20 kPa است.

نوع مبدل به صورت counter current shell and tube و استاندارد TEMA بخاطر کاهش دمای شدید بصورت AEU انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 190.2 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes بترتیب برابر 2 و 1 می‌باشد و F نیز برابر 0.956 است.

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 1270000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 21054.38 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

برای heater دوم، heat exchanger معادل با نام E-110 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 32 به 33 و جریان سمت پوسته از 45 به 46 وارد و خارج می‌شود. جریان سرد سمت لوله از 50.08 به 240 درجه سانتیگراد می‌رسد و فشار آن از 2700 به 2650 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار سمت لوله برابر 50 kPa است. جریان گرم سمت پوسته از 255.3 به 254.6 درجه رسیده و فشار آن از 4350 به 4300 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 50 kPa است.

نوع مبدل به صورتcounter current shell and tube و استاندارد TEMA بخاطر گرمایش زیاد بصورت AEU انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 72.8 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes بترتیب برابر 2 و 1 می‌باشند. F نیز برابر 0.994 می‌باشد.

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 1050000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 17407.16 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

برای کولر چهارم، heat exchanger معادل با نام E-111 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 34 به 35 و جریان سمت پوسته از 47 به 48 وارد و خارج می‌شود. جریان گرم سمت لوله از 312 به 90 درجه سانتیگراد می‌رسد و فشار آن از 2430 به 2500 kPa افزایش می‌یابد، بنابراین افت فشار سمت لوله برابر 70.25- kPa است. جریان سرد سمت پوسته از 32.22 به 48.89 درجه رسیده و فشار آن از 516 به 496 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 20 kPa است.

نوع مبدل به صورت counter current shell and tube و استاندارد TEMA بخاطر کاهش دمای زیاد بصورت AEU انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 130.2 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes بترتیب برابر 2 و 1 می‌باشد و F نیز برابر 0.961 است.

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 706000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 11704.24 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

در بالای برج تقطیر، heat exchanger با نام E-112 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 49 به 50 و جریان سمت پوسته از 51 به 52 وارد و خارج می‌شود. جریان گرم سمت لوله از 133.6 به 89.7 درجه سانتیگراد می‌رسد و فشار آن 2707 kPa باقی می‌ماند، بنابراین افت فشار سمت لوله صفر است. جریان سرد سمت پوسته از 32.22 به 48.89 درجه رسیده و فشار آن از 517 به 496 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 21 kPa است.

نوع مبدل به صورت counter current shell and tube و استاندارد TEMA بخاطر تغییر دمای محدودتر و امکان تمیزکردن سمت لوله بصورت AEL انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 68.43 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes بترتیب برابر 2 و 1 می‌باشد و F نیز برابر 0.975 است.

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 4410000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 73110.08 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

در پایین برج تقطیر، heat exchanger معادل با نام E-113 قرار داده شده. جریان سمت لوله از 53 به 54 و جریان سمت پوسته از 55 به 56 وارد و خارج می‌شود. جریان سرد سمت لوله از 228.3 درجه سانتیگراد است و فشار آن از 2719 به 2713 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار سمت لوله برابر 5.919 kPa است. جریان گرم سمت پوسته از 244.9 به 244.1 درجه رسیده و فشار آن از 3650 به 3600 kPa کاهش می‌یابد، بنابراین افت فشار پوسته برابر 50 kPa است.

نوع مبدل به صورت counter current shell and tube و استاندارد TEMA به علت وجود جوشش و نیاز به فضای جدایش مایع و بخار بصورت AKU انتخاب شده است. مقدار LMTD برابر 16.24 درجه سانتیگراد می‌باشد همچنین tube pass per shell و number of shell passes بترتیب برابر 2 و 1 می‌باشند. F نیز برابر 1 می‌باشد.

براساس اطلاعات موجود در هایسیس 160 لوله به طول 6 متر و قطر خارجی 20 mm داریم:

$$A = 160 \times \pi \times 0.02 \times 6 = 60.32\ m^2$$

مقدار UA برابر 57400000 kJ/c.hr می‌باشد. در نتیجه ضریب انتقال حرارت کل برابر 951591.51 kJ/hr.m^2.c می‌باشد.

درنهایت اطلاعات بدست آمده برای هر مبدل در جدول 1 گزارش شده است.

نام مبدل	نوع مبدل	استاندارد TEMA	مساحت مبدل	ضریب انتقال حرارت کل	تعداد لوله ها	تعداد گذر لوله	تعداد گذر پوسته	افت فشار در لوله	افت فشار در پوسته
E-106	Shell & Tube	AEL	$60.32\ m^2$	6647.88	160	1	1	5	20
E-107	Shell & Tube	AEU	$60.32\ m^2$	7775.2	160	1	1	5	20
E-108	Shell & Tube	AEU	$60.32\ m^2$	19230.77	160	2	1	15	50
E-109	Shell & Tube	AEU	$60.32\ m^2$	21054.38	160	2	1	-170.5	20

50	50	1	2	160	17407.16	$60.32\ m^2$	AEU	Shell & Tube	E-110
20	-70.25	1	2	160	11704.24	$60.32\ m^2$	AEU	Shell & Tube	E-111
21	0	1	2	160	73110.08	$60.32\ m^2$	AEL	Shell & Tube	E-112
50	5.919	1	2	160	951591.51	$60.32\ m^2$	AKU	Shell & Tube	E-113

جدول 1 اطلاعات سایزینگ مبدل‌ها

2.1.2 سایزینگ کمپرسورها

برای کمپرسور ها نوع آنها و نسبت تراکم را تعیین کنید.

برای کمپرسور اول با نام K-100، جریان 2 وارد و 1-2 از آن خارج می‌شود. نوع کمپرسور centrifugal است. جریان ورودی فشاری برابر 100 kPa و جریان خروجی فشار 300 kPa دارد. نسبت تراکم بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$CR = \frac{P_{out}}{P_{in}}$$

بنابراین نسبت تراکم کمپرسور 3 می‌باشد. همچنین توان کمپرسور 4141.1 kW می‌باشد که معادل 5553.3 hp است.

برای کمپرسور دوم با نام K-101، جریان 1-1-2 وارد و 2-2 از آن خارج می‌شود. نوع کمپرسور centrifugal است. جریان ورودی فشاری برابر 295 kPa و جریان خروجی فشار 885 kPa دارد. بنابراین نسبت تراکم کمپرسور 3 می‌باشد. همچنین توان کمپرسور 4484.01 kW می‌باشد که معادل 6013.16 hp است.

برای کمپرسور سوم با نام K-102، جریان 2-2-2 وارد و 3-2 از آن خارج می‌شود. نوع کمپرسور centrifugal است. جریان ورودی فشاری برابر 880 kPa و جریان خروجی فشار 2665 kPa دارد. بنابراین نسبت تراکم کمپرسور 3.02 می‌باشد. همچنین توان کمپرسور 4431.84 kW می‌باشد که معادل 5943.19 hp است.

در کمپرسور چهارم با نام K-103، جریان 6 وارد و 7 از آن خارج می‌شود. نوع کمپرسور centrifugal است. جریان ورودی فشاری برابر 2500 kPa و جریان خروجی فشار 2700 kPa دارد. بنابراین نسبت تراکم کمپرسور 1.08 می‌باشد. همچنین توان کمپرسور 1090.64 kW می‌باشد که معادل 1462.57 hp است.

در کمپرسور پنجم با نام K-104، جریان 13 وارد و 14 از آن خارج می‌شود. نوع کمپرسور centrifugal است. جریان ورودی فشاری برابر 2500 kPa و جریان خروجی فشار 2700 kPa دارد. بنابراین نسبت تراکم کمپرسور 1.08 می‌باشد. همچنین توان کمپرسور 1009.64 kW می‌باشد که معادل 1353.95 hp است.

درنهایت اطلاعات بدست آمده برای هر کمپرسورها در جدول 2 آمده است.

نام کمپرسور	نوع کمپرسور	نسبت تراکم	توان کمپرسور (hp)
K-100	Centrifugal	3	5553.3
K-101	Centrifugal	3	6013.16
K-102	Centrifugal	3.02	5943.19
K-103	Centrifugal	1.08	1462.57
K-104	centrifugal	1.08	1353.95

جدول 2 اطلاعات سایزینگ کمپرسورها

2.1.3 سایزینگ برج تقطیر

برای برج تقطیر، تعداد سینی ها، قطر مبدل، نوع سینی، فاصله بین سینی ها، ارتفاع برج، افت فشار بین سینی های برج تقطیر و بازده برج تقطیر را تعین کنید.

در طراحی واقعی، برای تبدیل مراحل نظری به سینی‌های واقعی می‌توان از بازده‌های تجربی کمتر از 100٪ استفاده کرد. براین اساس تعداد سینی واقعی از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$N_{actual} = \frac{N_{theoretical}}{E} = \frac{20}{1} = 20$$

قطر برج 1.5m و نوع سینی‌ها بصورت sieve tray می‌باشد. فاصله بین سینی‌ها 0.55 m می‌باشد. با استفاده از فاصلهٔ میان هر دو سینی و تعداد سینی، می‌توانیم ارتفاع هر برج را محاسبه کنیم. برای هر برج، 1.5 متر ارتفاع اضافه برای سینی خوراک، 3 متر ارتفاع برای تحدب بالا و پایین برج و 1.5 متر ارتفاع کف برج از زمین در نظر گرفته می‌شود. ارتفاع پرشده توسط سینی‌ها نیز از ضرب فاصلهٔ هر دو سینی در تعداد سینی‌های منهای یک به‌دست می‌آید.

$$H_{tower} = (N-1) \times tray\ spacing + 1.5 + 3 + 1.5$$
$$= (20-1) \times 0.55 + 1.5 + 3 + 1.5 = 16.45\ m$$

در نتیجه ارتفاع کل برج حدود 16.45 متر در نظر گرفته شد.

افت فشار بین سینی‌ها نیز 0.3684 kPa بدست آمده است.

تعداد سینی	قطر برج	نوع سینی	فاصله بین سینی ها	ارتفاع برج	افت فشار بین سینی‌ها	بازده برج تقطیر
20	1.5 m	Sieve tray	0.55 m	16.45 m	0.3684 kPa	100%

جدول 3 اطلاعات سایزینگ برج تقطیر

2.1.4 سایزینگ برج‌های جذب

برای برج های جذب، قطر برج ، ارتفاع برج، نوع پکینگ، نحوه چیدمان پکینگ، سایز اسمی پکینگ ، افت فشار در برج و تعداد توزیع کننده ها را تعین کنید.

برج جذب اول با نام T-100، به صورت packed طراحی شده. قطر برج 1.5 m می‌باشد.

از آنجایی که تعداد سینی ها 10 عدد است و فاصله بین آنها نیز 0.5 m است، ارتفاع برج بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$H_{T-100} = (10 - 1) \times 0.5 + 1.5 + 3 + 1.5 = 10.5\ m$$

افت فشار هر پکینگ 0.7778 kPa و درنتیجه افت فشار برج 7 kPa می‌باشد.

با توجه به اینکه برج مورد نظر از نوع برج جذب بوده و فرآیند جذب اتیلن‌اکسید از جریان گازی توسط آب در دماهای نسبتا پایین و فشار بالا انجام می‌شود، از پکینگ فلزی از نوع pall ring استفاده شده است. این نوع پکینگ به دلیل ایجاد سطح تماس مؤثر بین فاز گاز و مایع، افت فشار کم، راندمان مناسب انتقال جرم و استحکام مکانیکی بالا، یکی از متداول‌ترین گزینه‌ها برای برج‌های جذب صنعتی محسوب می‌شود. همچنین، در مقایسه با پکینگ‌های سرامیکی، مقاومت بیشتری در برابر ضربه و نوسانات عملیاتی داشته و خطر شکستگی در حین بهره‌برداری و راه‌اندازی را کاهش می‌دهد. از سوی دیگر، با توجه به محدودیت‌های دمایی و مقاومت مکانیکی کمتر پکینگ‌های پلاستیکی، استفاده از پکینگ فلزی برای این فرآیند انتخاب مناسب‌تری ارزیابی بنظر می‌رسد. نحوه چیدمان هم بصورت random packing می‌باشد.

براساس شکل 1، از آنجایی که قطر برج 1.5 متر است، سایز اسمی 50 میلی‌متر می‌تواند انتخاب مناسبی باشد.

Column diameter	Use packing size
<0.3 m (1 ft)	<25 mm (1 in)
0.3 to 0.9 m (1 to 3 ft)	25 to 38 mm (1 to 1.5 in)
>0.9 m	50 to 75 mm (2 to 3 in)

شکل 1 سایز پکینگ بر اساس قطر برج

با توجه به انتخاب پکینگ فلزی از نوع pall ring، حداکثر ارتفاع مجاز هر بستر پکینگ بدون نیاز به توزیع مجدد، بر اساس منابع طراحی حدود 8 تا 10 برابر قطر برج در نظر گرفته می‌شود. برای برج T-100 با قطر 1.5 متر، این مقدار بین 12 تا 15 متر است. با این حال، مطابق توصیه‌های طراحی، ارتفاع هر بستر پکینگ به منظور جلوگیری از توزیع نامناسب مایع، بهتر است از 8 متر بیشتر نشود. بنابراین بهتر است که در بالای برج از یک distributor و در میانه برج از یک redistributor استفاده شود و تعداد کل توزیع‌کننده‌های مایع برابر 2 در نظر گرفته شود.

برج جذب دوم با نام T-101 هم سایزینگی مشابه برج جذب اول دارد.

نام برج جذب	قطر برج (m)	ارتفاع برج (m)	نوع پکینگ	چیدمان پکینگ	سایز اسمی پکینگ (mm)	افت فشار برج (kPa)	تعداد توزیع‌کننده
T-100	1.5	10.5	Pall ring	Random	50	7	2
T-101	1.5	10.5	Pall ring	random	50	7	2

جدول 4 اطلاعات سایزینگ برج‌های جذب

2.1.5 سایزینگ راکتورها

راکتور اول با نام PFR-100، دارای حجم 105 مترمکعب، طول 8 و قطر 4.088 متر می‌باشد. باتوجه به اینکه قطر راکتور بیشتر از 1.2 متر است، راکتور باید بطور افقی قرار گیرد. ε در این راکتور 0.45 و افت فشار 230.5 kPa می‌باشد. زمان ماند را می‌توان حدود 5 دقیقه در نظر گرفت.

راکتور دوم با نام PFR-100-2، دارای حجم 105 مترمکعب، طول 8 و قطر 4.088 متر می‌باشد. باتوجه به اینکه قطر راکتور بیشتر از 1.2 متر است، راکتور باید بطور افقی قرار گیرد. ε در این راکتور 0.45 و افت فشار 220.2 kPa می‌باشد. زمان ماند را می‌توان حدود 5 دقیقه در نظر گرفت.

نام راکتور	$\tau\ (min)$	ε	$V(m^3)$	L(m)	D(m)	$\Delta P\ (kPa)$
PFR-100	5	0.45	105	8	4.088	230.5
PFR-100-2	5	0.45	105	8	4.088	220.2

جدول 5 اطلاعات سایزینگ راکتورها

2.2 خواسته‌ی دوم

قیمت تمام تجهیزات تعیین شده در خواسته 1 را با توجه منبع درسی تعیین کنید.

برای برآورد هزینه تجهیزات موجود، تماما از منابع ذکر شده استفاده شده. این کتاب‌ها و فرمول‌های آن قیمت‌های سال 2013 را ارائه می‌دهند. این بدان معناست که برای تبدیل قیمت‌های سال 2013 به سال 2026، هزینه‌ها در نسبت شاخص‌های CEPCI ضرب می‌شوند.

CEPCI	
2013	**2026**
567.3	858.3

جدول 6 جدول شاخص بها

2.2.1 کمپرسورها

براساس منبع قیمت پایه در سال 2013 برای کمپرسورهای سانتریفیوژال بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$C_B = \exp[9.1553 + 0.63 \ln(P_C)]$$

در این رابطه P_C برحسب hp و C_B بر حسب دلار محاسبه می‌شود. قیمت 5 کمپرسور استفاده شده در جدول 7 آمده است.

نام کمپرسور	قیمت پایه در سال 2013 ($)
K-100	2,163,532.9
K-101	2,274,736.1
K-102	2,258,024.4
K-103	933,511.8
K-104	889,213.3

جدول7 قیمت پایه کمپرسورها در سال 2013

سپس برای بدست آوردن قیمت خرید از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$C_P = F_D F_M C_B$$

برای موتور الکتریکی F_D برابر 1 است. همچنین برای جنس carbon steel، F_M نیز برابر 1 است. این جنس از نظر اقتصادی مقرون‌به‌صرفه بوده، در سرویس‌های گازی صنعتی کاربرد گسترده دارد و با مبنای رابطه هزینه‌یابی کمپرسورها در منبع درسی نیز سازگار است. بنابراین قیمت خرید کمپرسورها با قیمت پایه آنها برابر است.

High Temperature Service		*Low Temperature Service*	
T_{max}(°F)	Steel	T_{min}(°F)	Steel
950	Carbon steel (CS)	−50	**Carbon steel (CS)**
1150	*502 stainless steels*	−75	**Nickel steel (A203)**
1300	*410 stainless steels*	−320	**Nickel steel (A353)**
	330 stainless steel	−425	**Stainless steels (SS)**
1500	*430, 446 stainless steels*		**(302, 304, 310, 347)**
	Stainless steels (SS)		
	(304, 321, 347, 316)		
	Hastelloy C, X		
	Inconel		
2000	*446 stainless steels*		
	Cast stainless, HC		

شکل 2 تعیین جنس تجهیزات باتوجه به محدوده دمایی عملیاتی آنها

رابطه تعدیل قیمت بصورت زیر است:

$$C_{P,2026} = C_{P,2013} \times \frac{CEPCI_{2026}}{CEPCI_{2013}}$$

درنتیجه قیمت‌های کمپرسورها در سال 2026 در جدول 8 آمده‌اند.

نام کمپرسور	قیمت خرید در سال 2026 ($)
K-100	3,273,330.4
K-101	3,441,575.9
K-102	3,416,291.8
K-103	1,412,362.4
K-104	1,345,340.7

جدول 8 قیمت خرید کمپرسورها در سال 2026

هزینه به‌دست‌آمده نشان‌دهنده قیمت خرید است و شامل هزینه‌های جانبی نصب نمی‌شود. بنابراین برای برآورد هزینه نصب‌شده، از روش bare module استفاده می‌شود. از اینرو:

$$C_{installed} = F_{BM} \times C_P$$

براساس منبع استفاده شده ضریب F_{BM} برای کمپرسورها برابر 2.15 است. به این ترتیب قیمت نسب شده در جدول 9 آمده است.

نام کمپرسور	قیمت نصب شده در سال 2026 ($)
K-100	7037660.4
K-101	7399388.2
K-102	7345027.4
K-103	3036579.1
K-104	2892482.5
مجموع	**27,711,137.6 $**

جدول 9 قیمت نصب شده کمپرسورها در سال 2026

2.2.2 مبدل‌های حرارتی

تعیین قیمت مبدل‌های حرارتی بصورت زیر است:

$$C_P = F_P F_m F_l C_B$$

AEL عملا با مبدل‌های Fixed-head سازگار است. بر این اساس از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$C_{B,fixed-head} = EXP\left(11.4185 - 0.9228 * LN(A) + 0.09861 * \left(\left(LN(A)\right)^2\right)\right)$$

برای مبدل‌های AEU که بصورت U-tube هستند از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$C_{B,U-tube} = EXP\left(11.5510 - 0.9186 * LN(A) + 0.099790 * \left(\left(LN(A)\right)^2\right)\right)$$

برای مبدل E-113، به علت قرار گرفتن مبدل در پایین برج تقطیر و نقش آن در تأمین حرارت لازم برای جوشش بخشی از مایع پایین برج، از kettle vaporizer استفاده می‌شود.

$$C_{B,kettle-vaporizer} = EXP\left(12.3310 - 0.8709 * LN(A) + 0.09005 * \left(\left(LN(A)\right)^2\right)\right)$$

برای روابط بالا مساحت بر حسب ft^2 و برابر 649.28 می‌باشد.

ضریب تصحیح مواد به‌کاررفته در مبدل‌های حرارتی بر اساس رابطه‌ی زیر و با توجه به جنس پوسته و لوله‌ها تعیین می‌شود.

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

$$F_m = a + (\frac{A}{100})^b$$

جنس مبدل‌ها carbon-steel هست و برای این جنس، a و b برابر 0 هستند. پس ضریب F_m برابر 1 می‌شود.

همچنین براساس جدول 10 ضریب تصحیح طول لوله (F_l) بدست می‌آید. برای لوله‌های 6 متری این ضریب برابر 1 می‌شود.

طول لوله (ft)	F_l
8	1.25
12	1.12
16	1.05
20	1

جدول 10 ضریب تصحیح طول لوله برای مبدل‌ها

باجایگذاری روابط بالا هزینه های هریک از مبدل ها بدست آورده می‌شود.

مبدل	نوع مبدل	فشار پوسته (psig)	F_P	F_m	F_L	($) $C_{B,2013}$	($) $C_{P,2013}$	($) $C_{P,2026}$
E-106	Fixed head	60.14	1	1	1	14,442.94	14,442.94	21,851.54
E-107	U-tube	60.14	1	1	1	16,446.77	16,446.77	24,883.25
E-108	U-tube	616.22	1.1558	1	1	16,446.77	19,008.73	28,759.37
E-109	U-tube	60.14	1	1	1	16,446.77	16,446.77	24,883.25
E-110	U-tube	616.22	1.1558	1	1	16,446.77	19,008.73	28,759.37
E-111	U-tube	60.14	1	1	1	16,446.77	16,446.77	24,883.25
E-112	Fixed head	60.29	1	1	1	14,442.94	14,442.94	21,851.54

E-113	Kettle vaporizer	379.66	1.0731	1	1	35,157.02	37,728.52	57,081.6
مجموع						**146,276.75 $**	**153,972.17 $**	**232,953.17 $**

جدول 11 قیمت خرید مبدل‌ها در سال 2026

برای مبدل‌های *shell and tube* ضریب F_{BM} برابر *3.17* است و از این طریق قیمت نصب شده مبدل‌ها بدست می‌آید.

مبدل	قیمت نصب‌شده سال **2026($)**
E-106	69,269.38
E-107	78,879.9
E-108	91,167.2
E-109	78,879.9
E-110	91,167.2
E-111	78,879.9
E-112	69,269.38
E-113	180,948.67
مجموع	**738,461.53 $**

جدول 12 قیمت نصب شده مبدل‌ها در سال 2026

درنهایت مجموع هزینه نصب‌شده مبدل‌ها برابر *738,461.55* دلار محاسبه شد.

2.2.3 برج تقطیر

برای تعیین قیمت برج تقطیر از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} + C_T$$

از آنجایی که جنس بدنه carbon steel هست، F_M برابر 1 می‌شود. حال برای محاسبه قیمت بدنه برج و پلتفرم و نردبان:

$$C_V = \exp(10.5549 - 0.4672\ln(W) + 0.05482(\ln(W)^2)$$

$$C_{PL} = 341(D_i)^{0.63316}(L)^{0.80161}$$

برای محاسبه قیمت سینی‌ها:

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT}$$

$$C_{BT} = 468\exp(0.1482 D_i)$$

برای محاسبه ابتدا باید وزن برج را که از رابطه زیر بدست می‌آید مشخص کرد.

$$W = \pi(D_i + t_s)(L + 0.8D_i)t_s\rho$$

$$t_p = \frac{P_d D_i}{2SE - 1.2P_d}$$

$$P_d = \exp(0.60608 + 0.91615\,ln(P_o) + 0.0015655(ln(P_o))^2)$$

طول بدنه استوانه‌ای برج 11.95 متر و برابر 39.206 ft می‌باشد. برای تعیین فشار عملیاتی برج آن را برابر فشار پایین برج که بیشترین فشار داخل برج است می‌گیریم. این فشار برابر 2714 kPa یا 378.94 psig می‌باشد.

پس فشار طراحی برابر است با:

$$P_d = \exp(0.60608 + 0.91615\,ln(378.94) + 0.0015655(ln(378.94))^2) = 446.21\,psig$$

برای محاسبه ضخامت ناشی از فشار، با توجه به اینکه قطر داخلی برج 50.055 in است و همچنین برج از جنس carbon steel با چگالی 490 lb/ft^3، تنش مجاز برابر 13750 psig و fractional weld efficiency برابر 0.85 است. از اینرو داریم:

$$t_p = \frac{446.21 \times 59.055}{2 \times 13750 \times 0.85 - 1.2 \times 446.21} = 1.154\,in$$

براین اساس وزن برج بدست می‌آید:

$$W = \pi(4.9213 + 0.096)(39.206 + 0.8 \times 4.9213)0.096 \times 490 = 31988.8\ lb$$

بنابراین وزن تقریبی بدنه و عدسی‌های برج برابر 31988.8 lb یا 14510 kg می‌باشد.

قیمت بدنه برج محاسبه می‌شود:

$$C_V = \exp(10.5549 - 0.4672\ln(31988.8) + 0.05482(\ln(31988.8)^2) = 109{,}898.6\ \$$$

این قیمت مربوط به سال 2013 است ولی هزینه سینی‌ها در آن نیست.

هزینه پلتفرم و نردبان بطور جداگانه حساب می‌شود:

$$C_{PL} = 341(4.921)^{0.63316}(39.206)^{0.80161} = 17{,}709.2\ \$$$

در این برج 20 سینی با قطر 4.921 ft و جنس carbon steel داریم. درنتیجه:

$$C_{BT} = 468\exp(0.1482 \times 4.921) = 970.49\ \$$$

این مقدار قیمت پایه یک سینی در سال 2013 است. حال مقادیر ضریب‌های مورد نیاز را بدست می‌آوریم.

$$F_{NT} = \frac{2.25}{1.0414^{N_T}} = \frac{2.25}{1.0414^{20}} = 0.9996$$

براساس جداول 13 و 14 برای *Sieve tray*، F_{TT} برابر 1 و برای جنس *carbon steel*، F_{TM} نیز برابر 1 می‌باشد.

نوع سینی	F_{TT}
sieve	1.0
valve	1.18
Bubble cap	1.87

جدول 13 ضریب تصحیح نوع سینی

جنس سینی	F_{TM}
Carbon steel	1.0
303 stainless steel	1.189 + 0.0577 D_i
316 stainless steel	1.401 + 0.0724 D_i

جدول14 ضریب تصحیح جنس سینی

درنتیجه قیمت کل سینی‌ها در سال 2013 بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$C_T = 20 \times 1 \times 1 \times 0.9996 \times 970.49 = 19{,}402\ \$$$

پس قیمت خرید کل برج در سال 2013 برابر است با:

$$C_{P,2013} = 109898.6 + 17709.2 + 19402 = 147{,}009.84\ \$$$

پس از تعدیل قیمت به سال 2026 قیمت 222,419.43 $ محاسبه می‌شود.

برای برج تقطیر سینی‌دار عمودی F_{BM} برابر 4.16 می‌باشد پس هزینه نصب شده برج برابر 925,264.83 $ می‌باشد.

نام برج تقطیر	قیمت بدنه	قیمت پلتفرم و نردبان	قیمت سینی‌ها	قیمت خرید کامل برج در سال 2013	قیمت خرید برج در سال 2026	هزینه نصب شده برج در سال 2026
T-102	109,898.6 $	17,709.2 $	19,402 $	147,009.84 $	222,419.43 $	925,264.83 $

جدول 15 قیمت نصب شده برج تقطیر در سال 2026

2.2.4 برج‌های جذب

برای برج‌های جذب پکینگ‌دار هزینه بدنه و پلتفرم‌ها مانند برج تقطیر محاسبه می‌شود؛ تفاوت این است که به‌جای هزینه سینی‌ها، هزینه حجم پکینگ و توزیع‌کننده‌های مایع اضافه می‌شود:

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} + V_P C_{PK} + C_{DR}$$

دوباره محاسبات قسمت قبل انجام می‌شوند. فشار عملیاتی 377.92 psig، قطر داخلی برج 4.921 ft، تنش مجاز برابر 13750 psig و fractional weld efficiency برابر 0.85 است.

$$P_d = 445.09\ psig$$

$$t_p = 1.151\ in$$

$$W = 32513.05\ lb$$

از آنجایی که جنس بدنه carbon steel هست، F_M برابر 1 می‌شود. قیمت بدنه برج 109,998.37 $ و هزینه پلتفرم و نردبان 15,964.81 $ است.

نام برج جذب	قیمت بدنه	قیمت پلتفرم و نردبان
T-100	109,998.37 $	15,964.81 $
T-101	109,998.37 $	15,964.81 $

جدول 16 قیمت پلتفرم و نردبان‌های برج‌های جذب

برای محاسبه هزینه پکینگ ابتدا باید حجم آن محاسبه شود.

$$A_c = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (1.5)^2}{4} = 1.7671\ m^2$$

$$V_p = A_c H_P = 1.7671 \times 8 = 14.1372\ m^3 = 499.25\ ft^3$$

برای pall ring فولاد زنگ‌نزن با اندازه 2 اینچ، مطابق تصویر 3، C_{PK} برابر 100 دلار بر فوت مکعب می‌شود.

Table 16.27 Installed Costs of Some Dumped Packings

	Installed Cost ($/ft^3)				
Size	1 in.	1.5 in.	2 in.	3 in.	4 in.
Berl saddles					
Ceramic	50	40	32		
Raschig rings					
Carbon steel	50	50	30	30	
Stainless steel	150	116	80	80	
Ceramic	20	20	20	20	
Intalox saddles					
Ceramic	40	40	30	22	
Polypropylene	42		26	14	
Pall rings					
Carbon steel	56	42	36		
Stainless steel	160	130	100		
Polypropylene	50	30	20	18	
Cascade minirings					
Stainless steel	130	100	80	60	50
Ceramic	90		80	50	
Polypropylene	90		80	50	
Tellerettes					
Polyethylene	100				

شکل 3 هزینه نصب شده پکینگ‌ها

براین اساس هزینه نصب‌شده پکینگ به ازای حجم $ 49,924.93 بدست می‌آید.

برای محاسبه هزینه distributorها ابتدا مساحت مقطع باید محاسبه شود که برابر 19.0214 فوت مربع است. سپس هزینه توزیع‌کننده بدست می‌آید:

$$C_{DR} = 140nA_c = 2 \times 140 \times 19.0214 = 5{,}325.99\ \$$$

درنهایت قیمت برج در سال 2013 برابر $ 181,214.11 می‌شود. با تعدیل آن به سال 2026 قیمت برج $ 274,168.99 محاسبه می‌شود.

در نهایت برای محاسبه هزینه نصب شده، چون هزینه پکینگ و distributor در منبع به‌صورت installed cost ارائه شده است، نباید دوباره این بخش‌ها را در ضریب bare module ضرب کرد وگرنه هزینه نصب آن‌ها دو بار لحاظ می‌شود. پس از انجام محاسبات هزینه نصب شده در سال 2026، $ 876,391.56 بدست می‌آید.

نام برج جذب	قیمت برج درسال 2013	قیمت برج درسال 2026	قیمت نصب شده برج
T-100	181,214.11 $	274,168.99 $	876,391.56 $
T-101	181,214.11 $	274,168.99 $	876,391.56 $
مجموع	**362,428.22 $**	**548,337.98 $**	**1,752,783.11 $**

جدول 17 قیمت نصب شده برج‌های جذب در سال 2026

2.2.5 راکتورها

برای راکتورها محاسبات تا حدودی مانند قسمت‌های اول است و ابتدا باید ضخامت و وزن راکتور را محاسبه کرد. فشار عملیاتی 369.65 psig، قطر داخلی 13.412 ft، تنش مجاز برابر 13750 psig و fractional weld efficiency برابر 0.85 است.

$$P_d = 435.98\ psig$$

$$t_p = 3.071\ in$$

$$W = 210936\ lb$$

قیمت مخزن افقی راکتور از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

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

هزینه بدست آمده برابر 188,404.89 $ است. هزینه پلتفرم و دسترسی هم از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$C_{PL} = 2275(D_i)^{0.2094} = 3{,}918.13\ \$$$

قیمت خرید سال 2013، 192,323.02 $ بدست می‌آید که با تعدیل به سال 2026، 290,976.29$ می‌شود.

برای مخزن افقی F_{BM} برابر 3.05 می‌باشد که هزینه نصب‌شده را 887,477.69 $ می‌کند.

نام راکتور	قیمت درسال 2013	قیمت درسال 2026	قیمت نصب شده
PFR-100	192,323.02 $	290,976.29 $	887,477.69 $
PFR-100-2	192,323.02 $	290,976.29 $	887,477.69 $
مجموع	**384,646.04 $**	**581,952.58 $**	**1,774,955.38 $**

جدول 18 قیمت نصب شده راکتورها در سال 2026

2.2.6 هزینه نهایی

با جمع‌کردن هزینه تمام تجهیزات اصلی فرایند شامل کمپرسورها، مبدل‌های حرارتی، برج تقطیر، برج‌های جذب و راکتورها، مجموع قیمت خرید تجهیزات در مبنای سال 2026 برابر با 14,472,909.84 دلار به دست آمد. پس از اعمال ضرایب Bare Module مربوط به هر گروه از تجهیزات و لحاظ‌کردن هزینه‌های نصب‌شده پکینگ‌ها و توزیع‌کننده‌های مایع، مجموع هزینه نصب‌شده تجهیزات برابر با 32,895,719.66 دلار محاسبه شد.

نام تجهیزات	قیمت خرید 2026 ($)	قیمت نصب شده ($)
کمپرسورها	12,888,901.2	27,711,137.6
مبدل‌های حرارتی	232,953.17	738,461.53
برج تقطیر	220,764.91	918,382.04
برج‌های جذب	548,337.98	1,752,783.11
راکتور (بدون هزینهٔ کاتالیست)	581,952.58	1,774,955.38
مجموع	**14,472,909.84**	**32,895,719.66**

جدول 19 قیمت نهایی تجهیزات استفاده شده در سال 2026

2.3 خواسته‌ی سوم

با استفاده از روش های خواسته شده هزینه ثابت سرمایه گذاری و کل سرمایه گذاری را تعیین کنید.

2.3.1 روش Power Law

برای محاسبهٔ هزینه ثابت سرمایه‌گذاری به روش Power Law از رابطه‌ی زیر استفاده می‌شود:

$$C_{TDC} = C_b \left(\frac{\frac{Pounds}{year}}{Production\ Rate\ in\ table\ 33} \right)^n \left(\frac{I}{I_b} \right)$$

در این رابطه C_{TDC} هزینه مستقیم کل، C_b هزینه سرمایه‌گذاری واحد مرجع، I شاخص هزینه در سال طراحی و I_b شاخص هزینه در سال مبنا است. براساس جدول 20 مقدار n برای یک فرآیند پتروشیمیایی، 0.7 بدست می‌آید.

Plant type	n
Processes with a lot of mechanical work	0.8 to 0.9
Typical petrochemical process	0.7
Small scale process	0.4 to 0.5
Averaged across the whole chemical industry	0.6

جدول 20 انتخاب توان رابطه power law برحسب نوع فرایند

براساس شکل 4 از مقادیر هزینه واحد از پیش ساخته شده استفاده می‌کنیم.

Table 16.8 Representative Plant Capacity and Capital Investment for Some Commodity Chemicals

Commodity Chemical(s)	Production Rate(s) (millions of pounds/year)	Capital Investment Factor [C_b in Eq. (16.4) for 1995]
Ethylene and propylene	1,200 and 600	$300,000,000
Sulfuric acid	4,000	$30,000,000
Ethylene dichloride	1,000	$80,000,000
Ammonia and urea	400 and 1,500	$400,000,000
Chlorine and sodium hydroxide	360 and 400	$80,000,000
Ethylbenzene	2,800	$80,000,000
Phosphoric acid	3,200	$50,000,000
Styrene	2,500	$200,000,000
Nitric acid	1,400	$50,000,000
Ethylene oxide	600	$80,000,000
Cumene	600	$30,000,000
Ammonium nitrate	800	$20,000,000

شکل 4 هزینه واحدهای از پیش ساخته شده برای محصولات شیمیایی

براساس این تصویر برای ماده ethylene oxide، منبع یک کارخانه با ظرفیت 600 میلیون پوند بر سال و ثابت سرمایه‌گذاری 80 میلیون دلار در سال در سال 1995 معرفی می‌کند. شاخص CEPCI در سال 1995 برابر 381 است. درنتیجه باید ظرفیت واحد را هم بدست آوریم تا محاسبات کامل شوند.

براساس جریان خروجی 19، محاسبات انجام می‌شوند. دبی جرمی محصول 48,690 kg/hr میباشد. با فرض فعالیت کارخانه به مدت 330 روز در سال خواهیم داشت:

$$Q_2 = 48690 \times 24 \times 330 = 385{,}624{,}800 \frac{kg}{year} = 850{,}156{,}146.6 \frac{lb}{year}$$

از اینرو خواهیم داشت:

$$C_{TDC} = 80{,}000{,}000 \left(\frac{850{,}156{,}146.6}{600{,}000{,}000}\right)^{0.7} \left(\frac{858.3}{381}\right) = 230{,}010{,}328.3\ \$$$

این مقدار سرمایه قابل استهلاک کل کارخانه است.

$$FCI = C_{TDC} + C_{land} + C_{royalty} + C_{startup}$$

فناوری به صورت کامل خریداری نشده و طبق قرارداد 2 درصد درآمد حاصل به تامین‌کننده اختصاص داده شده است. این یعنی هزینه لیسانس اولیه پرداخت نشده، اما این مبلغ یک هزینه عملیاتی سالانه است و در

سرمایه‌گذاری ثابت اولیه وارد نمی‌شود. همچنین طبق صورت مساله، زمین از قبل تامین شده است و هزینه راه‌اندازی نیز معمولا 10% از TDC در نظر گرفته می‌شود.

$$C_{land} = 0$$

$$C_{royalty} = 0$$

$$C_{startup} = 0.1TDC = 0.1 \times 230{,}010{,}328.3 = 23{,}001{,}033\$$$

درنتیجه مقدار سرمایه‌گذاری ثابت بصورت زیر بدست می‌آید:

$$FCI = 230{,}010{,}328.3 + 23{,}001{,}033 = 253{,}011{,}361.3\ \$$$

برای محاسبه سرمایه در گردش هم از رابطه زیر استفاده می‌کنیم:

$$TCI = FCI + WCI$$

سرمایه در گردش برابر 15% کل سرمایه‌گذاری در نظر گرفته می‌شود. از اینرو مقدار کل سرمایه گذاری برابر 297,660,425.1 $ و مقدار سرمایه در گردش 44,649,063.76 $ درنظر گرفته می‌شود.

2.3.2 روش Hill

این روش یک روش سریع است که برای طرح‌هایی با فشار کاری پایین از دقت نسبتا مناسبی برخوردار است و در فشارهای متوسط و بالا ممکن است هزینه واقعی تا حدود دو برابر برآورد شود. در این روش، دو پارامتر اصلی مورد نیاز است: میزان تولید سالانهٔ محصول اصلی و تعداد تجهیزات موجود در طرح.

ضریب نرخ تولید از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$F_{PR} = \left(\frac{Main\ product\ flow\ rate, {}^{Ib}/_{yr}}{10000000}\right)^{0.6}$$

که این ضریب برابر 14.38 می‌باشد و برای تمام راکتورها، کمپرسورها و جداکننده‌ها یکسان است.

رابطه Hill برای هر راکتور، کمپرسور و جداکننده بصورت زیر است:

$$C_M = F_{PR}F_M(\frac{design\ pressure, psia, if > 100\ psi}{100})^{0.25} \times 160000$$

اگر فشار طراحی کمتر یا مساوی 100 psia باشد، ضریب فشار برابر یک گرفته می‌شود. تجهیزات اصلی که وارد این رابطه می‌شوند عبارتند از: راکتورها (PFR-100 و PFR-100-2)، کمپرسورها (K-100، K-101، K-102، K-103 و K-104) و همچنین تجهیزات جداسازی شامل دو برج جذب (T-100 و T-101) و برج تقطیر T-102. بنابراین مجموعا باید برای 10 تجهیز اصلی، C_M محاسبه شود. هزینه مبدل‌های حرارتی در Hill مستقیم وارد نمی‌شود و اثر آن‌ها به‌طور کلی در ضرایب بعدی لحاظ می‌شود.

براساس جدول 21 از آنجایی که جنس بدنه راکتورها، برج‌ها و کمپرسورها را Carbon Steel فرض کردیم، ضریب F_M برابر 1 می‌شود.

Material	F_M
Carbon steel	1.0
Copper	1.2
Stainless steel	2.0
Nickel alloy	2.5
Titanium clad	3.0

جدول 21 ضریب تصحیح جنس تجهیزات

برای هر راکتور، کمپرسور و برج باید فشار طراحی برحسب psia وارد شود و باید دقت شود که فشار گیج مستقیما در رابطه Hill گذاشته نشود.

برای کمپرسورها، از فشار خروجی کمپرسور استفاده می‌کنیم. برای کمپرسور K-100، با فشار 300 kPa مقدار P_d برابر 43.51 psia است. چون این فشار کمتر از 100 psia است، در رابطه Hill ضریب فشار برابر یک گرفته می‌شود.

در کمپرسور K-101 با فشار 885 kPa مقدار P_d برابر 128.36 psia، در کمپرسور K-102 برابر 386.53 psia و در دو کمپرسور K-103 و k-104 برابر 391.6 psia هست.

نام کمپرسور	P_d (psia)
k-100	43.51
k-101	128.36
k-102	386.53
k-103	391.6
k-104	391.6

جدول 22 فشار طراحی کمپرسورها

برای راکتورهایPFR ، فشار در قسمت قبل برابر 435.98 psig در نظر گرفته شده بود. روش Hill فشار را به‌صورت مطلق می‌خواهد در نتیجه برای دو راکتور P_d برابر 450.68 psia می‌باشد.

نام راکتور	P_d (psia)
PFR-100	450.68
PFR-100-2	450.68

جدول 23 فشار طراحی راکتورها

برای برج‌های جذب نیز P_d قبلا محاسبه شده بود که برابر 459.79 psia می‌باشد.

نام برج جذب	P_d (psia)
T-100	459.79
T-101	459.79

جدول24 فشار طراحی برج‌های جذب

به همین ترتیب P_d برای برج تقطیر برابر 460.91 psia است.

نام برج تقطیر	P_d (psia)
T-102	460.91

جدول 25 فشار طراحی برج تقطیر

حال C_M برای هریک از تجهیزات محاسبه می‌گردد. برای کمپزسور K-100 روش محاسبه متفاوت و بصورت زیر است:

$$C_{M,K-100} = F_{PR}F_M \times 160000 = 2{,}300{,}490\ \$$$

برای تمامی تجهیزات این مقدار در جدول 26 آمده است.

نام تجهیز	C_M ($)
k-100	2,300,490
k-101	2,448,656
k-102	3,225,642
k-103	3,236,168
k-104	3,236,168
PFR-100	3,351,872

3,351,872	PFR-100-2
3,368,684	T-100
3,368,684	T-101
3,370,733	T-102
31,258,970.21 $	**total**

جدول 26 هزینه ساخت تجهیزات

در این قسمت می‌بایست قیمت تجهیزات را باهم جمع کرد که در ضریب تصحیح اش یعنی F_{PI} و درضریب MS Index ضرب کرده تا بتوان مجموع قیمت های نهایی را بدست آورد.

$$C_{TBM} = F_{PI} \left(\frac{MS\ index}{1365}\right) \sum C_M$$

Types of process	F_{PI}
Solids handling	1.85
Solids-fluids handling	2.00
Fluids handling	2.15

جدول 27 ضریب تصحیح نوع فرآیند

برای $MS\ index$ درسال 2026 این مقدار حدودا برابر 2040 می‌باشد. همچنین از آنجایی که فرایند از نوع جابه‌جایی سیالات است، F_{PI} برابر 2.15 می‌باشد.

$$C_{TBM} = 2.15 \left(\frac{2040}{1365}\right) \times 31{,}258{,}970.21 = 100{,}440{,}910.9\ \$$$

سرمایه‌گذاری مستقیم دائمی از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$C_{DPI} = (1 + F_1 + F_2) C_{TBM}$$

براساس جداول زیر، برای احداث در فضای باز F_1 برابر 0.15 و برای کارخانه جدید، F_2 برابر 0.8 است. بنابراین سرمایه‌گذاری مستقیم دائمی برابر 195,859,776.2 $ می‌شود.

	F_1
Outdoor construction	0.15
Mixed indoor and outdoor construction	0.40
Indoor construction	0.80
	F_2
Minor additions to existing facilities	0.10
Major additions to existing facilities	0.30
Grass-roots plant	0.80

شکل 5 ضریب تصحیح شرایط ساخت کارخانه

برای به‌دست‌آوردن total capital investment و total permanent investment باید از طریق فرمول‌های زیر اقدام کرد:

$$C_{TPI} = 1.5\ C_{DPI}$$

$$C_{TCI} = 1.15\ C_{TPI}$$

از اینرو هزینه ثابت سرمایه‌گذاری برابر $ 293,789,664.3 و سرمایه در گردش برابر $ 44,068,449.65 هست. درنتیجه کل سرمایه‌گذاری برابر $ 337,858,113.9 می‌شود.

2.3.3 روش lang factor

در این روش از روابط زیر استفاده می‌شود:

$$C_{TPI} = 1.05 f_{L_{TPI}} \sum_i (\frac{I_i}{I_{bi}}) C_{pi}$$

$$C_{TCI} = 1.05 f_{L_{TCI}} \sum_i (\frac{I_i}{I_{bi}}) C_{pi}$$

براساس جدول کتاب، از آنجایی که واحد تولید اتیلن‌اکسید عمدتا شامل جریان‌های گاز و مایع، کمپرسورها، راکتورهای گازی، برج‌های جذب و تقطیر است، در گروه fluids processing plant قرار می‌گیرد.

Table 16.16 Original and Recommended Lang Factors

	Original Lang Factors, *Not* Including Working Capital	$f_{L_{TPI}}$ Recommended Lang Factors of Peters et al. *Not* Including Working Capital	$f_{L_{TCI}}$ Recommended Lang Factors of Peters et al. Including Working Capital
Solids processing plant	3.10	3.97	4.67
Solids-fluids processing plant	3.63	4.28	5.03
Fluids processing plant	4.74	5.04	5.93

شکل 6 ضرایب روش lang factor

پس $f_{L_{TPI}}$ برابر 5.04 و $f_{L_{TCI}}$ برابر 5.93 هست. هزینه ثابت سرمایه‌گذاری بصورت زیر می‌باشد:

$$FCI = C_{TPI} = 1.05 \times 5.04 \times 14{,}472{,}909.84 = 76{,}590{,}638.87\ \$$$

کل سرمایه‌گذاری هم بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$TCI = C_{TCI} = 1.05 \times 5.93 \times 14{,}472{,}909.84 = 90{,}115{,}573.12$$

سرمایه در گردش از اختلاف کل سرمایه‌گذاری و سرمایه ثابت به دست می‌آید و برابر 13,524,934.25 $ می‌باشد.

2.3.4 روش Guthrie

هزینهٔ هر یک از تجهیزات فرایندی در ضریب ماژول پایه ضرب می‌شود. این ضرایب قیمت اولیهٔ تجهیز را به هزینه‌ی خرید، انتقال و نصب تبدیل می‌کنند. سپس این هزینه‌ها با مخارج مربوط به ساختمان‌سازی در محوطه‌ی طرح، آماده‌سازی کامل منطقه‌ی مورد استفاده و احداث نیازهای خارج از محوطه‌ی اصلی جمع می‌شوند تا مقدار سرمایه‌گذاری ثابت به‌دست آید. برای اجرای این روش، مراحل زیر دنبال می‌شود.

$$C_{BM} = C_{P,b,i}\left(\frac{I}{I_b}\right)[F_{BM,i} + (F_{d,i}F_{p,i}F_{m,i} - 1)]$$

این مقادیر برابر مقادیر بدست آمده قبلی می‌باشد.

فرض می‌کنیم کارخانه تولید اتیلن‌اکسید یک پروژه جدید مستقل یا grass roots plant است. برای آماده سازی محل:

$$C_{site} = 0.15\ C_{TBM} = 4{,}934{,}357.95\ \$$$

این هزینه مربوط به تسطیح، جاده‌های داخلی، زهکشی، محوطه‌سازی و آماده‌سازی سایت است.

هزینه ساختمان ها بصورت زیر است:

$$C_{process\ buildings} = 0.1\ C_{TBM} = 3{,}289{,}571.97\ \$$$

$$C_{non-process\ buildings} = 0.2\ C_{TBM} = 6{,}579{,}143.93\ \$$$

$$C_{buildings} = 9{,}868{,}715.9\ \$$$

هزینه تاسیسات خارج از واحد بصورت زیر است:

$$C_{offsite} = 0.05\ C_{TBM} = 1{,}644{,}785.98\ \$$$

بدین صورت مجموع هزینه‌ها برابر 49,343,579.49 $ می‌باشد.

براساس این روش هزینه ثابت سرمایه‌گذاری بدست می‌آید:

$$C_{TPI} = 1.18\left(C_{TBM} + C_{site} + C_{buildings} + C_{offsite}\right) = 58{,}225{,}423.8\ \$$$

در آخر نیز برای هزینه کل سرمایه‌گذاری داریم:

$$C_{TCI} = C_{TPI} + C_{WC} = 1.15\ C_{TPI} = 66{,}959{,}237.37\ \$$$

2.4 خواسته‌ی چهارم

از طریق تحلیل باز به موارد زیر پاسخ دهید.

2.4.1 بدست آوردن جدول

با استفاده از فایل شبیه سازی جدولی از مواد خام، محصولات، یوتیلیتی ها، حلال ها و کاتالیست های مورد نیاز ارائه کنید و قیمت تمام انها را در سال ۲۰۲۶ تعیین کنید.

اجزای اصلی شامل اتیلن، اتیلن‌اکسید، آب، دی‌اکسیدکربن، نیتروژن و اکسیژن هستند. خوراک‌های خارجی اصلی شامل اتیلن، هوا و دو جریان آب ورودی به برج‌های جذب‌اند. محصول اصلی نیز جریان مایع خروجی کندانسور برج تقطیر با نام جریان 19 است.

2.4.1.1 مواد خام

برای مواد خام و محصول از قیمت مستقیم بازار 2026 استفاده شده است. براین اساس برای اتیلن، این مقدار برابر 850 $/ton بر مبنای قیمت ژوئن 2026 شمال شرق آسیا انتخاب شده است. در جریان شماره 1 که حاوی اتیلن است، دبی جرمی 47.69 ton/hr می‌باشد.

کارکرد کارخانه برابر 330 روز در سال در نظر گرفته می‌شود از اینرو سالانه 7920 ساعت فعالیت داریم. درنتیجه مصرف سالانه اتیلن 377716.37 تن و هزینه آن 321,058,915.44 $/year است.

جریان شماره 2 شامل 79 درصد مولی نیتروژن و 21 درصد مولی اکسیژن است که با دبی جرمی 101 ton/hr یا بصورت 799,729.5 ton در سال مصرف می‌شود. هوا از محیط تامین می‌شود و قیمت خرید مستقیم آن صفر در نظر گرفته می‌شود؛ اما هزینه فشرده‌سازی آن در بخش برق کمپرسورها محاسبه می‌شود.

ماده خام	مصرف سالانه(ton)	قیمت واحد 2026	هزینه سالانه
اتیلن	377716.37	850 $/ton	321,058,915 $
هوا	799729.5	0	
مجموع مواد خام خریداری شده			**321,058,915 $**

جدول 28 قیمت مواد خام خریداری شده

2.4.1.2 محصولات

محصول اصلی اتیلن اکسید هست که محصول مایع کندانسور برج تقطیر T-102 می‌باشد. دبی جرمی آن 48.69 ton/hr و تولید سالانه آن 385655.17 ton/year می‌باشد. برای اتیلن‌اکسید نیز قیمت ژوئیه 2026 شمال شرق آسیا مبنا قرار گرفته است که برابر 1010 $/ton است. از اینرو ارزش فروش سالانه آن 389,511,723.52 $/year هست.

محصول اصلی	تولید سالانه(ton)	قیمت واحد 2026	هزینه سالانه
اتیلن اکسید	385655.17	1010 $/ton	389,511,723.52 $

جدول 29 قیمت محصول اتیلن اکسید

2.4.1.3 یوتیلیتی‌ها

یوتیلیتی‌ها بر اساس جریان‌های سمت سرویس مبدل‌ها و توان پنج کمپرسور محاسبه شده‌اند.

Table 17.1 Cost Sheet Outline[a]

Cost Factor	Typical Factor in American Engineering Units	Typical Factor in SI Units
Feedstocks (raw materials)		
Utilities		
Steam, 450 psig[b]	$8.00/1,000 lb	$17.60/1,000 kg
Steam, 150 psig[b]	$7.00/1,000 lb	$15.30/1,000 kg
Steam, 50 psig[b]	$6.00/1,000 lb	$13.20/1,000 kg
Electricity[b]	$0.070/kW-hr	$0.070/kW-hr
Cooling water (cw)[b]	$0.10/1,000 gal	$0.027/m^3
Process water[b]	$0.80/1,000 gal	$0.27/m^3
Boiler-feed water (bfw)[b]	$2.00/1,000 gal	$0.56/m^3
Refrigeration, – 150°F[b]	$10.00/ton-day	$33.20/GJ
Refrigeration, – 90°F[b]	$7.00/ton-day	$23.30/GJ
Refrigeration, –30°F[b]	$4.00/ton-day	$13.17/GJ
Refrigeration, 10°F[b]	$2.00/ton-day	$6.47/GJ
Chilled water, 40°F[b]	$1.50/ton-day	$5.00/GJ
Natural gas	$5.00/1,000 SCF	$0.213/SCM
Fuel oil	$3.50/gal	$933/m^3
Coal—Appalacia, 12,500–13,000 Btu/lb	$60/ton	$66/1,000 kg
Coal—Powder River Basin, 8,800 Btu/lb	$13/ton	$14.34/1,000 kg
Wastewater treatment[c]	$0.15/lb organic removed	$0.33/kg organic removed
Landfill	$0.08/dry lb	$0.17/drykg

شکل 7 هزینه یوتیلیتی‌ها در سال 2014

آب تغذیه بویلر برای مبدل E-106 با جریان 33.38 m^3/hr و در مبدل E-107 با جریان 36.17 وارد می‌شود که این مقدار بر دو مبدل در سال برابر 551930.77 متر مکعب می‌شود. آب تغذیه بویلر در سال

2014، $ 0.56 برمتر مکعب قیمت داشت که پس از تعدیل به سال 2026 قیمت آن 0.78996 $ بر متر مکعب می‌شود. از این رو در سال قیمت $ 436,005.91 باید برای تغذیه این دو مبدل پرداخت شود.

بخار در مبدل‌های E-108، E-110 و ریبویلر E-113 مصرف می‌شود. در مبدل E-108 بخار 450 psig با دبی جرمی 44.42 ton/hr، در مبدل E-110 با دبی جرمی 44.74 ton/hr و در ریبویلر E-113 با 531.3 وارد می‌شود. مجموع این سه، دبی 620.46 ton/hr دارد که بطور سالانه 4914135.15 ton می‌شود و با توجه به اینکه هزینه هر کیلو بخار در سال 2026، $ 24.8275 میشود، در سال قیمت $122,005,527.64 باید برای این یوتیلیتی پرداخت شود.

همچنین آب خنک کننده نیز در مبدل E-109، E-111و E-112 مصرف می‌شود. در مبدل E-109 آب خنک کننده با دبی جرمی 3425 ton/hr، در مبدل E-111 با دبی جرمی 1305 ton/hr و در E-112 با 4283 وارد می‌شود. مجموع این سه، دبی 9012.57 m^3/hr هست که بطور سالانه 71379556.44 متر مکعب می‌شود و با توجه به اینکه هزینه هر مترمکعب cooling water در سال 2026، $ 0.0380876 میشود، در سال قیمت $2,718,675.37 باید برای این یوتیلیتی پرداخت شود. این مقدار، نرخ گردش آب خنک‌کن است و تعرفه یوتیلیتی روی کل گردش اعمال شده است. مقدار makeup واقعی معمولا 1.5 تا 3 درصد گردش است. با فرض 2 درصد، آب جبرانی تقریبا 1.43 میلیون مترمکعب در سال خواهد بود و نباید دوباره به هزینه فوق اضافه شود.

توات کمپرسورها در مجموع 15.157 MW است که سالانه حدود 120.045 GW-hr می‌باشد. با تعدیل قیمت هزینه برق در سال 2026، $0.0987456 می‌باشد و قیمت این یوتیلیتی $11,853,936.86 در سال می‌شود.

یوتیلیتی	مقدار سالانه	قیمت واحد 2026 ($)	هزینه سالانه ($)
آب تغذیه بویلر	551930.77 m^3	0.78996	436,006
بخار فشار بالا	4914135.15 ton	24.827	122,005,528
آب خنک کننده	71379556.44m^3	0.03809	2,718,675
برق	120.045 GW	0.09875	11,853,937
مجموع			**137,014,146 $**

جدول 30 هزینه کل یوتیلیتی‌ها

2.4.1.4 حلال‌ها

در هر یک از برج‌های جذب T-100 و T-101 یک جریان آب خالص وارد می‌شود. دبی هر جریان 450377.51 kg/hr هست و مصرف سالانه کل حلال 7133979.79 متر مکعب هست. با توجه به هزینه هر مترمکعب آب، سالانه باید 2,717,161.06$ پرداخت شود. در فایل فعلی هیچ مدار بازیافت آب جذب تعریف نشده است بنابراین کل دو جریان 8 و 15 به‌عنوان آب تازه در نظر گرفته شده‌اند. ایجاد مدار بازیافت آب می‌تواند این هزینه و حجم پساب را به‌شدت کاهش دهد.

حلال	مقدار سالانه	قیمت واحد 2026 ($)	هزینه سالانه ($)
آب فرآیندی	7133979.79 m^3	0.38088	2,717,161

جدول 31 هزینه حلال‌ها

2.4.1.5 کاتالیست‌ها

در هر راکتور جرم کاتالیست بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$m_{cat} = V_R(1-\varepsilon)\rho_s = 105(1-0.45) \times 2750 = 158812.5\ kg$$

بنابراین برای دو راکتور این مقدار برابر 317625 kg هست.

کاتالیست صنعتی اتیلن‌اکسید از نقره روی پایه آلفا-آلومینا به همراه promoterها ساخته می‌شود. برای برآورد اولیه، بارگذاری نقره برابر 15 درصد وزنی در نظر گرفته شده است. از اینرو جرم نقره 47643.75 کیلوگرم است. قیمت نقره در ژوئیه 2026 برابر 1,889.06 $/kg هست که برای این میزان نقره 90,001,902.38$ باید پرداخت شود.

چون قیمت دقیق کاتالیست تجاری محرمانه و وابسته به سازنده است، برای پایه آلومینا، Promoterها، ساخت، شکل‌دهی و سود فروشنده، 20 درصد هزینه اضافی در نظر گرفته می‌شود و این مقدار را برابر 108,002,282.85 $ می‌کند.

2.4.2 محاسبه سود

2.4.2.1 هزینه‌های عملیاتی

براساس نتایج مرحله قبل، ارزش فروش سالانه اتیلن اکسید 389,511,723.52 $/year هست. همچنین هزینه مواد خام، حلال و یوتیلیتی‌ها برابر 460,790,222.28 $/year می‌باشد. این سه بخش، پیش از احتساب نیروی انسانی و سایر هزینه‌ها، از درآمد فروش بیشتر هستند.

فرایند به چهار بخش اصلی تقسیم می‌شود که شامل آماده‌سازی و تراکم خوراک، واکنش، جذب و بازیابی و در نهایت تقطیر و خالص‌سازی می‌باشد. برای فرایند پیوسته سیالی بزرگ، برای هر بخش دو اپراتور در هر شیفت در نظر می‌گیریم که در مجموع 8 اپراتور در شیفت می‌شود. جزوه برای پوشش شبانه‌روزی، پنج گروه کاری و برای هر اپراتور 2080 ساعت کار سالانه در نظر می‌گیرد. همچنین دستمزد و مزایا نیز برابر 40 دلار بر ساعت است. از اینرو:

$$C_{DW\&B} = 8 \times 5 \times 2080 \times 40 = 3{,}328{,}000\$$$

$$C_{salaries} = 0.15 C_{DW\&B} = 499{,}200\$$$

$$C_{supplies} = 0.06 C_{DW\&B} = 199{,}680\$$$

$$C_{technical} = 60{,}000 \times 8 = 480{,}000\$$$

$$C_{lab} = 65{,}000 \times 8 = 520{,}000\$$$

درنتیجه:

$$C_{operations} = 5{,}026{,}880 \frac{\$}{year}$$

برای فرایندهای سیالی، جزوه دستمزد و مزایای تعمیرات را برابر 3.5% سرمایه قابل استهلاک در نظر می‌گیرد. همچنین حقوق تعمیرات 25%، مواد و خدمات 100% و سربار تعمیرات 5% دستمزد تعمیرات است. با فرض اینکه C_{TDC} برابر 58,225,423.8$ هست، دستمزد تعمیرات بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$MW\&B = 0.035 C_{TDC} = 2{,}037{,}889.83\ \$$$

سایر هزینه‌ها تعمیرات بصورت زیر هست:

$$C_{maintenance\ salaries} = 0.25(MW\&B) = 509{,}472.46\$$$

$$C_{materials} = MW\&B = 2{,}037{,}889.83\$$$

$$C_{maintenance\ overhead} = 0.05(MW\&B) = 101{,}894.49\$$$

بنابراین هزینه تعمیرات 4,687,146.62 $/year می‌شود.

طبق جزوه، مجموع سربار عمومی کارخانه، خدمات مکانیکی، روابط کارکنان و خدمات تجاری برابر 22.8% مجموع حقوق و مزایای عملیات و تعمیرات است.

$$C_{operating\ overhead} = 0.228(6{,}374{,}562.29) = 1{,}453{,}400.2\$$$

همچنین طبق جزوه:

$$C_{propert\ tax+insuranve} = 0.02C_{TDC} = 1{,}164{,}508.48\$$$

طبق قرارداد، 2% درآمد فروش به تامین‌کننده فناوری پرداخت می‌شود:

$$C_{royalty} = 0.02S = 7{,}790{,}234.47\frac{\$}{year}$$

جزوه هزینه‌های عمومی شامل هزینه اداری، تحقیق و توسعه، توزیع، فروش و پاداش مدیریتی را بین 9.55 تا 11.55 ٪ فروش معرفی می‌کند. برای محاسبه اصلی مقدار میانی 10.55% انتخاب می‌شود.

$$C_{GE} = 0.1055S = 41{,}093{,}486.83\frac{\$}{year}$$

باتوجه به محاسبات فوق، مجموع هزینه‌های عملیاتی پیش از استهلاک 522,005,878.88 $/year می‌شود.

$$C_O = 522{,}005{,}878.88\ \$/year$$

2.4.2.2 سود ناخالص

سود ناخالص پیش از استهلاک برابر است با:

$$GP_{before\ depreciation} = S - C_O = -132{,}494{,}155.36\ \$/year$$

واحد حتی پیش از استهلاک و هزینه مالی نیز زیان‌ده است.

با روش خط مستقیم، عمر ۱۲ سال و ارزش اسقاط صفر داریم:

$$D = \frac{FCI - SV}{n} = 4{,}852{,}118.65\ \$/year$$

بنابراین هزینه کل تولید با استهلاک برابر است با $ 526,857,997.53 در سال.

بهره بانکی برای 50% کل سرمایه‌گذاری با وام بانکی و نرخ 14% برابر است با:

$$C_{bank\ interest} = 0.5TCI \times 0.14 = 4{,}687{,}146.62\frac{\$}{year}$$

بهره اوراق قرضه نیز برای 10% کل سرمایه‌گذاری با اوراق قرضه و نرخ ٪12 برابر است با:

$$C_{bond\ interest} = 0.1TCI \times 0.12 = 803{,}510.85\frac{\$}{year}$$

مجموع هزینه مالی قابل کسر برابر است با $ 5,490,657.46 در سال.

مالیات و سود مشمول مالیات برابر است با:

$$P_{taxable} = EBIT - C_{financial} = -142{,}836{,}931.47\$$$

نرخ مالیات ٪15 فقط در صورت مثبت‌بودن سود مشمول مالیات اعمال می‌شود.

2.4.2.3 سود خالص

سود خالص از رابطه زیر حساب می‌شود:

$$NP = P_{taxable} - Tax = -142{,}836{,}931.47 \frac{\$}{year}$$

بنابراین کارخانه در شرایط و قیمت‌های فعلی سالانه حدود 142.84 میلیون دلار زیان خالص دارد.

سود سهام برخلاف بهره بانکی و اوراق قرضه، هزینه قابل کسر مالیاتی نیست و از سود خالص پرداخت می‌شود. اما چون سود خالص منفی است، شرکت توان پرداخت سود سهام ندارد.

دلیل اصلی زیان‌دهی این است که مجموع هزینه اتیلن و یوتیلیتی‌ها به‌تنهایی حدود 68.58 میلیون دلار بیشتر از کل درآمد فروش است.

2.4.3 سوال سوم

طبق صورت سؤال، کارخانه از سال 2026 وارد دوره ساخت می‌شود، ساخت آن 1.5 سال طول می‌کشد، سپس 12 سال با ظرفیت کامل کار می‌کند، زمین رایگان است، نرخ حداقل بازده ٪14 و پرداخت حق فناوری برابر 2% فروش است.

طبق فرمول جزوه، جریان نقدی پروژه برابر سود پس از مالیات به‌علاوه استهلاک است اما چون پروژه پیش از استهلاک نیز زیان‌ده است، مالیات آن صفر بوده و جریان نقدی عملیاتی پروژه عملا برابر اختلاف فروش و هزینه نقدی عملیات است. بنابراین این مقدار برابر -132,494,155.36 دلار در سال می‌باشد.

هزینه بودجه‌ای شارژ اولیه دو راکتور در قسمت قبل محاسبه شد. این هزینه فقط یک‌بار، پیش از شروع بهره‌برداری پرداخت می‌شود و در هزینه سالانه عملیات تکرار نمی‌شود بنابراین کل نقدینگی اولیه موردنیاز، با احتساب سرمایه در گردش و کاتالیست:

$$C_{initial} = TCI + C_{catalyst} = 174{,}961{,}520.22\ \$$$

چون صورت سوال فقط می‌گوید پرداخت‌ها از سال صفر شروع می‌شوند و توزیع دقیق مخارج ساخت را مشخص نکرده است، فرض‌های زیر در نظر گرفته می‌شود:

جریان نقدی (میلیون دلار)	شرح	زمان از شروع پروژه
-29.113	50% سرمایه ثابت	t=0
-29.113	50% سرمایه ثابت	t=1
-116.736	سرمایه در گردش و کاتالیست	t=1.5
سالانه -132.494	سال‌های بهره‌برداری 1 تا 11	t=2.5 تا t=12.5
-123.760	سال دوازدهم و بازیافت WCI	t=13.5

جدول32 جریان نقدر در زمان های مختلف پروژه

حتی پس از بازیافت سرمایه در گردش، جریان نقدی سال آخر نیز منفی است.

رابطه ارزش فعلی خالص برابر است با:

$$NPV = \sum_{t} \frac{CF_t}{(1+0.14)^t} = -765{,}205{,}741.84\$$$

چون همه جریان‌های نقدی پروژه، حتی جریان سال آخر، منفی هستند، تغییر علامتی در جریان نقدی وجود ندارد و همچنین سرمایه اولیه در هیچ سالی بازیابی نمی‌شود.

موقعیت نقدی تجمعی پروژه در پایان ۱۲ سال، بدون تنزیل برابر است با:

$$C_{cumulative} = -\left(FCI + WCI + C_{catalyst}\right) + 12CF_{operating} + WCI \\ = -1{,}756{,}157{,}570.97\$$$

یعنی پروژه در طول عمر خود حدود 1.76 میلیارد دلار کسری نقدی اسمی ایجاد می‌کند.

بهره بانکی برابر است با:

$$I_{bank} = 0.5TCI(0.14) = 4{,}687{,}146.62\ \$/year$$

بهره اوراق قرضه برابر است با:

$$I_{bond} = 0.1TCI(0.12) = 803{,}510.85\ \$/year$$

و درنتیجه مجموع بهره بانک و اوراق برابر است با 5,490,657.46 دلار در سال.

برنامه بازپرداخت اصل وام و اوراق در سوال مشخص نشده است بنابراین محاسبه دقیق اقساط ممکن نیست. بااین‌حال، چون جریان نقدی عملیات پیش از بازپرداخت اصل بدهی نیز منفی است، اضافه‌شدن هر نوع قسط، وضعیت اقتصادی را بدتر می‌کند. در تحلیل NPV پروژه، بهره و ساختار تامین مالی مستقیما وارد جریان نقدی پروژه نشده‌اند زیرا نرخ حداقل بازده 14% برای تنزیل کل پروژه استفاده شده است. واردکردن هم‌زمان بهره در جریان نقدی و هزینه سرمایه در نرخ تنزیل می‌تواند موجب دوباره‌شماری هزینه تامین مالی شود.

هزینه نقدی تولید هر تن محصول برابر است با:

$$P_{BE,cash} = \frac{C_O}{Q} = 1{,}353.56\frac{\$}{ton}$$

قیمت فروش فعلی 1,010 دلار بر تن است بنابراین قیمت محصول باید حداقل حدود 34.02 درصد افزایش یابد تا فقط هزینه‌های نقدی عملیات پوشش داده شوند. با احتساب استهلاک و بهره بانک و اوراق این مقدار 1,380.37 دلار بر تن می‌شود.

در حالت اول اگر تورم فروش و هزینه‌ها برابر باشد و اگر درآمد و تمام هزینه‌های عملیاتی با نرخ تورم یکسان f افزایش یابند:

$$S_j = S_0(1+f)^{J-1}$$

$$C_j = C_0(1+f)^{J-1}$$

درنتیجه:

$$S_j - C_j = (S_0 - C_0)(1+f)^{J-1}$$

چون در سال پایه $S_0 - C_0$ برابر $ 132.494 million- می‌شود، زیان سالانه با تورم در مقادیر اسمی بزرگ‌تر می‌شود. بنابراین تورم مساوی، اختلاف قیمت فروش و هزینه را برطرف نمی‌کند. در تحلیل برحسب دلار ثابت سال 2026، اگر نرخ تنزیل واقعی استفاده شود، اثر تورم عمومی حذف می‌شود. اگر جریان‌ها به‌صورت اسمی و تورمی نوشته شوند، باید نرخ تنزیل اسمی نیز به کار رود:

$$1 + i_n = (1+i_r)(1+f)$$

درحالت دوم، اگر تورم خوراک و یوتیلیتی بیشتر از قیمت محصول باشد این حالت محتمل‌ترین ریسک پروژه است. چون اتیلن و یوتیلیتی‌ها بیشترین سهم هزینه را دارند. اگر قیمت اتیلن، بخار و برق سریع‌تر از قیمت *EO* افزایش پیدا کند، زیان پروژه شدیدتر می‌شود.

درحالت سوم، اگر قیمت محصول سریع‌تر از هزینه‌ها افزایش یابد، برای اینکه پروژه فقط در سال دوازدهم به نقطه سربه‌سر عملیاتی برسد، باید:

$$S_0(1+g_s)^{11} = C_0(1+g_C)^{11}$$

درنتیجه:

$$\frac{1+g_s}{1+g_C} = \left(\frac{C_0}{S_0}\right)^{\frac{1}{11}} = 1.02697$$

یعنی قیمت EO باید به‌صورت مرکب، حدود 2.7 درصد در سال سریع‌تر از کل هزینه‌های عملیاتی رشد کند تا فقط در سال دوازدهم به سربه‌سر برسد.

2.4.4 سوال چهارم

با توجه به مشکلی که در میان بهربرداری به وجود آمده است از سال 4 ام تا سال 6 ام به مدت 2 سال کارخانه تعطیل شده است. ابتدا با محاسبات لازم نشان دهید که بهتر است کارخانه در همین مرحله متوقف شود یا اینکه تا پایان سال 12 ادامه یابد. سپس توضیح دهید در صورت بسته شدن کارخانه به مدت 2 سال تکلیف اقساط وام چه خواهد شد.

فرض می‌کنیم کارخانه در پایان سه سال بهره‌برداری، از ابتدای سال چهارم تا ابتدای سال ششم تعطیل است یعنی سال‌های 4 و 5 تولید ندارد و در صورت ادامه پروژه، از سال 6 تا پایان سال 12، به مدت 7 سال فعالیت می‌کند.

سرمایه‌گذاری اولیه و زیان‌های سه سال نخست در زمان تصمیم‌گیری، هزینه‌های انجام‌شده هستند. بنابراین برای انتخاب بین دو گزینه، فقط جریان‌های نقدی پس از ابتدای سال چهارم را مقایسه می‌کنیم.

2.4.4.1 توقف کارخانه در البتدای سال چهارم

در خوشبینانه‌ترین حالت:

$$NPV_{stop,t=4} = WCI = 8{,}733{,}813.57\ \$$$

اگر فرض کنیم سرمایه در گردش نیز کاملا قابل بازیافت نیست، ارزش این گزینه تقریبا صفر می‌شود بااین‌حال همچنان از ادامه فعالیت بهتر خواهد بود.

2.4.4.2 تعطیلی دو ساله و ادامه فعالیت

در سال‌های 4 و 5 تولیدی وجود ندارد. با فرض بسیار خوش‌بینانه، هزینه نگهداری، حفاظت، تعمیرات زمان خواب و هزینه راه‌اندازی مجدد را صفر در نظر می‌گیریم. از سال 6 تا 12، هفت جریان نقدی سالانه خواهیم داشت:

$$CF = -132{,}494{,}155.36\ \$$$

حداقل نرخ بازده 14 درصد است. درنتیجه ارزش فعلی این هفت جریان نقدی در ابتدای سال چهارم:

$$PV_{operation} = -132{,}494{,}155.36\left[\frac{1-(1.14)^{-7}}{0.14}\right]\frac{1}{1.14^2} = -437{,}192{,}465.05\ \$$$

سرمایه در گردش در پایان سال دوازدهم بازیافت می‌شود. ارزش فعلی آن در ابتدای سال چهارم:

$$PV_{WCI} = \frac{8,733,813.57}{1.14^9} = 2,685,717.04\ \$$$

بنابراین:

$$NPV_{continue,t=4} = PV_{operation} + PV_{WCI} = -434,506,748.01\ \$$$

$$\Delta NPV = NPV_{continue} - NPV_{stop} = -443,240,561.58\ \$$$

یعنی ادامه فعالیت، نسبت به توقف دائمی، حدود 443 میلیون دلار ارزش اقتصادی بیشتری از بین می‌برد.

2.4.4.3 وضعیت اقساط وام هنگام تعطیلی دو ساله

تعطیلی کارخانه باعث حذف خودکار اقساط وام و سود اوراق نمی‌شود. تعهدات مالی مستقل از تولید کارخانه‌اند و فقط در صورت توافق رسمی با بانک یا دارندگان اوراق قابل تعویق یا تغییر هستند.

وام بانکی برابر است با:

$$L_{bank} = 0.5TCI = 33,479,618.69\ \$$$

که بهره سالانه بانک با نرخ 14%، 4,687,146.62 $ می‌شود.

اوراق قرضه نیز برابر است با:

$$L_{bond} = 0.1TCI = 6,695,923.74\ \$$$

که سود سالانه اوراق با نرخ 12%، 803,510.85 $ می‌شود.

بنابراین مجموع سود نقدی بدهی‌ها در هر سال تعطیلی برابر 5,490,657.46 $ می‌شود که در دو سال 10,981,314.93 $ می‌باشد.

3 منابع

[1] Towler, Gavin, and Ray Sinnott. Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design. Butterworth-Heinemann, 2022.

[2] Seider WD, Seader JD, Lewin DR. PRODUCT & PROCESS DESIGN PRINCIPLES: SYNTHESIS, ANALYSIS AND EVALUATION, (With CD). John Wiley & Sons; 2017.

[3] Biegler LT, Grossmann IE, Westerberg AW. Systematic methods for chemical process design.

[4] Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), Chemical Engineering Magazine

[4] https://www.imarcgroup.com/ethylene-pricing-report

[5] https://strategicmetalsinvest.com/silver-prices