

به نام خدا



دانشگاه صنعتی شریف

دانشکده مهندسی شیمی و نفت

تمرین چهارم درس بررسی مقدماتی طرح

عنوان تمرین:

تعیین اندازه و تخمین قیمت تجهیزات واحد تولید استایرن

نویسنده گزارش:

پوریا مطهری (۹۹۱۷۱۰۹۹)

استاد درس:

دکتر سعید عینی

دی ۱۴۰۲

تعیین اندازه و تخمین قیمت تجهیزات واحد تولید استایرن

چکیده

پس از مطالعه بازار، طراحی مفهومی^۱، طراحی جزئی^۲ و بهینه‌سازی، واحد موردنظر باید به صورت تقریبی تعیین اندازه^۳ و تخمین اقتصادی^۴ شود. این مرحله از طراحی کلی فرایندها، زمان‌بر و سنگین می‌باشد. علاوه بر آن به طور کلی نتیجه محاسبات تعیین قیمت و اندازه واحد صنعتی، در این مرحله دقیق نبوده و تقریبی می‌باشد. فرمول‌ها و محاسبات در این بخش عمدتاً به صورت تجربی می‌باشند. به طوری که تعیین اندازه و تخمین اقتصادی دقیق‌تر توسط مهندسان واقع در صنعت، به طور معمول چندین ماه طول می‌کشد. با وجود همه این مشکلات، این مرحله در طراحی نهایی از لحاظ اقتصادی بسیار مهم بوده و می‌تواند تعیین کننده سود و یا ضرر داشتن احداث این واحد صنعتی باشد. معمولاً در این مرحله به ترتیب تعیین اندازه تجهیزات، تخمین قیمت تجهیزات، تخمین هزینه‌های ثابت^۵، تخمین هزینه‌های عملیاتی^۶ و در نهایت آنالیز اقتصادی^۷ انجام می‌شود.

واژه‌های کلیدی:

تعیین اندازه واحد، تخمین قیمت تجهیزات، هزینه‌های ثابت فرایند، هزینه‌های عملیاتی فرایند، آنالیز اقتصادی

¹ Conceptual Design

² Detailed Design

³ Sizing

⁴ Costing

⁵ CAPEX

⁶ OPEX

⁷ Economic Analysis

فهرست

۱. مقدمه	6
۲. شرح کلی تمرین	6
۳. خواسته‌ها	6
۱.۳ خواسته ۱	7
۲.۳ خواسته ۲	8
۱.۲.۳ تعیین ابعاد مبدل‌های حرارتی	8
۲.۲.۳ تعیین ابعاد پمپ‌ها	9
۳.۲.۳ تعیین ابعاد جداکننده سه فازی	10
۴.۲.۳ تعیین ابعاد برج‌های تقطیر	10
۳.۳ خواسته ۳	13
۱.۳.۳ هزینه مبدل‌های حرارتی	14
۲.۳.۳ هزینه کوره‌ها	15
۳.۳.۳ هزینه پمپ‌ها	16
۴.۳.۳ هزینه دکانتور و راکتورها	18
۵.۳.۳ هزینه برج‌های تقطیر	19
۶.۳.۳ به‌روزرسانی قیمت‌ها	23
۴.۳ خواسته ۴ و ۵	23
۱.۴.۳ روش Power Law با ضرایب آماده	23
۲.۴.۳ روش Lang با ضرایب آماده	25
۵.۳ خواسته ۶	26
۶.۳ خواسته ۷	26
۱.۶.۳ هزینه و حقوق کارمندان	26
۱.۶.۳ کاهش هزینه‌های ثابت	27
۷.۳ خواسته ۸	27
۸.۳ خواسته ۹	27
۴. نتیجه‌گیری	28
منابع	28

فهرست اشکال

- شکل (۱) - افت فشار تقریبی در مبدل‌های حرارتی 9
- شکل (۲) - نمودار ضریب طغیان در برابر پارامتر جریان 11
- شکل (۳) - ضریب تصحیح طولی مبدل‌های حرارتی 14
- شکل (۴) - قطر داخلی جریان در برابر حداقل ضخامت مخزن 18
- شکل (۵) - ضرایب تصحیح در قانون توانی 25

فهرست جداول

- جدول (۱) 7
- جدول (۲) 7
- جدول (۳) 9
- جدول (۴) 10
- جدول (۵) 12
- جدول (۶) 12
- جدول (۷) 13
- جدول (۸) 13

15	جدول (۹)
16	جدول (۱۰)
17	جدول (۱۱)
18	جدول (۱۲)
19	جدول (۱۳)
20	جدول (۱۴)
21	جدول (۱۵)
21	جدول (۱۶)
22	جدول (۱۷)
22	جدول (۱۸)
23	جدول (۱۹)
25	جدول (۲۰)
26	جدول (۲۱)
27	جدول (۲۲)

فهرست علائم اختصاری

علائم لاتین

C	قیمت
F	ضریب تصحیح قیمت
CE (CEPCI)	شاخص هزینه سالانه ^۸

زیر نویس ها

TBM	سرمایه گذاری کلی تجهیزات، نصب و راه اندازی ^۹
DPI	سرمایه گذاری های مستقیم دائمی ^{۱۰}
TDC	سرمایه کلی استهلاک پذیر ^{۱۱}
TPI	سرمایه گذاری کلی دائمی ^{۱۲}
TCI	کل هزینه سرمایه گذاری ^{۱۳}

^۸ Cost Index (Chemical Engineering Plant Cost Index)

^۹ Total Bare-Module Investment

^{۱۰} Total Direct Permanent Investment

^{۱۱} Total Depreciable Capital

^{۱۲} Total Permanent Investment

^{۱۳} Total Capital Investment

۱. مقدمه

همانطور که در چکیده گفته شد برای تعیین سایز و قیمت واحدها با استفاده از معادلات تجربی، وقت و کار زیادی لازم است. پس از تعیین قیمت تجهیزات، باید هزینه‌های ثابت فرایند و در نتیجه کل هزینه سرمایه‌گذاری را محاسبه کرد. پس از محاسبه درآمد، هزینه و سود واحد، مطالعه اقتصادی آغاز می‌شود. طبیعتاً سود واحد موردنظر نسبت به کل هزینه سرمایه‌گذاری باید از حداکثر سود بدون ریسک بیشتر باشد در غیر این صورت احداث این واحد اقتصادی نبوده و پروژه منحل می‌شود. بعضی اوقات هزینه‌های تحقیقات، بازاریابی و حق تکنولوژی سهم زیادی در هزینه تولید و سرمایه‌گذاری دارند. در این صورت نسبت درآمد به هزینه تولید و سرمایه‌گذاری باید بیشتر باشد. در صنایع پتروشیمیایی، برای واحدهای قدیمی‌ای مانند واحد تولید استایرن از دهیدروژناسیون^{۱۴} اتیل بنزن، حق تکنولوژی و هزینه تحقیقات سهم کمتری دارند. همچنین در واحدهای تامین و تولید دولتی مواد اولیه، حق بازاریابی بدلیل مصرف دولتی کمتر می‌شود. کار یک مهندس طراح این است که هزینه‌ها و سرمایه‌های واحد را به طوری تقسیم‌بندی کند تا در حین حداکثر بودن سود، نیازهای جانبی دیگر نیز برطرف شود.

۲. شرح کلی تمرین

در این تمرین، شبیه‌سازی واحد تولید استایرن از تمرین اول توسط دستیاران آموزشی داده‌شده و اهداف خواسته شده از دانشجوی، تعیین اندازه تجهیزات و واحد فرایند، تخمین قیمت کارخانه و آنالیز اقتصادی این واحد است. منابع داده شده در این تمرین برای رسیدن به این اهداف کافی بوده ولی در بسیاری از فرض‌های ساده شونده، قیمت‌ها و دیگر متغیرها به منابع دیگری مراجعه شده که در انتهای گزارش ذکر شده‌اند. به جز فایل‌های گزارش، صورت سوال و فایل شبیه‌سازی ارسال شده توسط دستیاران آموزشی، یک فایل اکسل^{۱۵} و یک فایل هایسیس^{۱۶} در پوشه تحویلی ضمیمه شده و تمام محاسبات در فایل اکسل قابل مراجعه می‌باشند.

توصیه می‌شود که در صورت هرگونه ابهام و شبیه در محاسبات گزارش، خواهشا به فایل‌های شبیه‌سازی و اکسل مراجعه شود.

۳. خواسته‌ها

اهداف خواسته‌شده در این تمرین در ادامه محاسبه شده و گزارش داده می‌شوند. دقت شود که بدلیل شباهت خواسته‌های 4 و 5، این دو خواسته با هم گزارش داده شده‌اند.

¹⁴ Ethyl-Benzene Dehydrogenation

¹⁵ Microsoft Excel File

¹⁶ Hysys File

۱.۳ خواسته ۱

با استفاده از رابطه تصحیح O'Connell در فصل 11 مرجع [3]، بازدهی برج‌ها را بدست می‌آوریم، دقت شود که این بازده برای کل برج بوده و مربوط به سینی‌های مختلف برج‌ها نمی‌باشد. در فایل شبیه‌سازی ضریب فراریت نسبی به طور مستقیم وجود ندارد. بنابراین با استفاده از مقادیر ترموفیزیکی دیگر موجود در شبیه‌سازی، این ضریب را محاسبه می‌کنیم:

$$K_i = y_i/x_i \Rightarrow \alpha_{LK-HK} = K_{LK}/K_{HK} \quad (1)$$

در بررسی جریان‌های هر سینی، مشاهده شد که مقادیر ضریب فراریت، K ، برای هر گونه در سینی‌های متفاوت تغییر چندانی نمی‌کنند. بنابراین می‌توان فرض کرد که ضریب فراریت میانگین برای هر برج، تقریباً برابر با ضریب فراریت در خوراک همان برج است. همچنین مقدار ویسکوزیته میانگین نیز برای هر برج با میانگین گرفتن فاز بین ویسکوزیته فاز گاز و مایع خوراک در دمای میانگین برج بدست می‌آید. جریان‌های خوراک برای هر برج در دمای میانگین برج، در فایل شبیه‌سازی تعریف شده و مقادیر و محاسبات مربوطه در فایل اکسل آورده شده‌است. طبق این فرض‌ها برای برج اول داریم:

جدول (۱)

At Average Temperature if T-1 Col. = 100.112°C			
Viscosity [cP]		K-Values	
Vapour (V=0.016)	0.008218071	E-B (Light Key)	0.883743529
Liquid (L=0.984)	0.299305243	Styrene (Heavy key)	0.65274273
Molar average viscosity [cP]= 0.2946689		Relative volatility (α)= 1.353892565	

مطابق رابطه گفته شده داریم:

$$E_0 = 51 - 32.5 \log(\mu \cdot \alpha) = 63.97 \quad (2)$$

با استفاده از همین بازدهی می‌توان تعداد سینی‌های حقیقی برج T-1 را بدست آورد:

$$N_A = N_{Theo}/E_0 = \frac{80}{63.97\%} = 125 \quad (3)$$

به همین صورت بازدهی دو برج دیگر بدست می‌آید:

جدول (۲)

Column	O'Connell Efficiency (E_0)	Theoretical Trays	Actual Trays
T-1	63.97%	80	125
T-2	65.07%	37	57
T-3	64.35%	20	31

۲.۳ خواسته ۲

در این قسمت باید با استفاده از روابط، قیود و شروط موجود در مرجع [2]، ابعاد همه تجهیزات موجود در فرایند (شبیه‌سازی) را تعیین کرد. از آنجایی که ابعاد راکتورها در تمرین اول محاسبه شد بدیهی‌ست که راکتورها نیازی به تعیین اندازه ندارند.

۱.۲.۳ تعیین ابعاد مبدل‌های حرارتی

محاسبات این بخش شامل روش تعیین اندازه برای مبدل‌های حرارتی و ابعاد گزارش شده برای دو مبدل E2 و E4 می‌باشد: برای سایز کردن مبدل‌های حرارتی باید حدود سطح انتقال حرارت مبدل‌ها گزارش شود. معمولاً در محاسبه سطح ساده‌ترین حالت فرض می‌شود و ضرایب تصحیح مطابق فرمول (۴) برابر یک می‌باشند.

$$Q \text{ (Duty)} = U.A.F.LMTD \xrightarrow{\text{Assumed } F=1} Q = UA.LMTD \quad (4)$$

در اولین مرحله باید مقدار LMTD برای مبدل‌ها را داشته باشیم. این مقدار را می‌توان با دماهای مبدل محاسبه و یا از فایل شبیه‌سازی روخوانی کرد.

$$LMTD \text{ (counter - current flow)} = \frac{(T_{h,i}-T_{c,o})-(T_{h,o}-T_{c,i})}{\ln \frac{(T_{h,i}-T_{c,o})}{(T_{h,o}-T_{c,i})}} \quad (5)$$

مقادیر LMTD گزارش شده از فایل شبیه‌سازی خوانده شده و در جدول (۳) نوشته شده‌اند. برای محاسبه سطح فقط باید حدود ضریب کلی انتقال حرارت بدست آید. این مقادیر برای مبدل E4 و کندانسور و ریویولر برج‌ها از جدول 12.5 واقع در مرجع [1] وارد محاسبات شده و میانگین گرفته شده‌اند. برای مبدل E2 در شبیه‌سازی، به دلیل اینکه هر دو سیال پوسته و لوله گاز (تقریباً بخار آب) هستند سطح این مبدل بسیار بزرگ می‌شود و معمولاً در واقعیت وجود عملیاتی ندارد. این مبدل در حقیقت می‌تواند دو مبدل جدا از هم باشد که در یکی گاز گرم با یک سیال مایع سرویس خنک شده و در مبدل دیگر همان سیال گرم شده، گاز سرد خوراک را گرم کند. به هر صورت بدلیل اینکه در شبیه‌سازی یک مبدل وجود دارد و داده مستقیمی برای مبدل‌های بخار-بخار وجود ندارد، پایین‌ترین مقدار موجود در جدول ضریب کلی انتقال حرارت در مرجع [1] به این مبدل نسبت داده می‌شود.

بجز انتخاب پایین‌ترین مقدار ضریب انتقال حرارت ممکن، راه دیگر و طولانی‌تری برای محاسبه ضریب وجود دارد. اگر فرض بر آن گرفته شود که در مبدل E2 سرعت حرکت بخار حداکثر مقدار ممکن^{۱۷} در لوله‌ها و پوسته باشد، آنگاه ضریب انتقال حرارت پوسته و لوله با استفاده از رابطه دیتاس-بولتر قابل محاسبه است. از آنجایی که مقادیر این ضرایب کم می‌باشند، می‌توان از جمله مربوط به رسانش لوله صرف نظر کرد و ضریب کلی انتقال حرارت را مستقیماً از ضرایب پوسته و لوله محاسبه کرد.

$$\text{Dittus - Boelter: } Nu = 0.023 Re_d^{0.8} Pr^n ; \begin{cases} n = 0.4 \text{ for heating} \\ n = 0.3 \text{ for cooling} \end{cases} \quad (6)$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{tube}} + \frac{\frac{\sim 0}{k}}{\frac{1}{h_{shell}}} + \frac{1}{h_{shell}} = \frac{1}{h_{tube}} + \frac{1}{h_{shell}} \quad (7)$$

¹⁷ Maximum Superficial Velocity

در هر حال کمترین مقدار موجود در جدول به مقدار محاسبه شده نزدیک و منطقی است. با داشتن بار حرارتی، LMTD و حدود ضریب انتقال حرارت کلی، می‌توان حدود مساحت را برای مبدل‌های حرارتی بدست آورد. مطابق مرجع [1] در مبدل‌های پوسته و لوله اندازه نامی لوله‌ها $\frac{3}{4}$ اینچ و طول آنها 16 و یا 20 اینچ با آرایش مثلی و فاصله لوله 1 اینچی می‌باشد. همچنین قطر پوسته تا حدود زیادی فقط به سطح انتقال حرارت و یا همان تعداد لوله‌ها بستگی دارد. با داشتن مساحت انتقال حرارت در هر مبدل و شروط بالا می‌توان تعداد لوله‌ها در هر مبدل را بدست آورد. (ذکر شده در جدول (۳))

برای سایز کردن مبدل‌ها باید حدود افت فشار در هر سمت مبدل را نیز گزارش کرد. با استفاده از جدول مربوطه در مرجع [1] که در شکل (۱) آمده است، افت فشار هر دو مبدل که به فاز و تغییر فاز در لوله و پوسته بستگی دارد در جدول (۳) گزارش می‌شود.

	Pressure Drop	
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

شکل (۱)- افت فشار تقریبی در مبدل‌های حرارتی

جدول (۳)

HE's	E2	E4
LMTD [°F]	407.1	110.5
Q (Duty) [BTU/h]	223769212	221751440
U [BTU/h.°F.ft ²]	10	400-1000
A [ft ²]	5500	1600
Nominal Tube Size	$\frac{3}{4}$	$\frac{3}{4}$
Pitch [ft] (Triangular)	1	1
Tubes Length [ft]	20	20
Shell Diameter [ft]	4	3
NO. Tubes	399	116
ΔP (shell-side) [kPa]	21	35-62
ΔP (tube-side) [kPa]	21	10

۲.۲.۳ تعیین ابعاد پمپ‌ها

محاسبات این بخش شامل روش تعیین قدرت مفید برای پمپ‌ها و مشخصات گزارش شده برای سه پمپ P-100، P-101 و P-102 می‌باشد:

برای سایز کردن پمپ‌ها کافیسیت تا هد و توان مفید آنها گزارش شود. هر سه پمپ ذکر شده شرایط پمپ گریز از مرکز^{۱۸} بودن را دارند بنابراین هر سه پمپ گریز از مرکز فرض می‌شوند. روابط لازم برای سایز کردن پمپ‌ها به این صورت است:

¹⁸ Centrifugal

$$head [m] = \frac{\Delta P_{tot}}{\rho g}; load[W] = \dot{m} \times \frac{\Delta P_{tot}}{\rho \eta_p \eta_m}; \Delta P_{tot}[kPa] = 10.34 + \rho g \Delta H \quad (8)$$

بجز اختلاف ارتفاع مورد نیاز، همه مقادیر در این روابط ثابت و قابل مشاهده در فایل شبیه سازی می باشند. اختلاف ارتفاع در پمپ P-100 بررسی می شود. این پمپ باید خوراک برج سوم (که در بخش بعدی سائز شده است) را تا ارتفاع سینی خوراک بالا ببرد. بنابراین تنها این اختلاف ارتفاع به اختلاف فشار کلی پمپ اضافه شده و توان و هد پمپ محاسبه می شود. به همین صورت اختلاف ارتفاع به پمپ P-101 نیز اضافه شده و هد و توان مفید هر سه پمپ گزارش می شود. (برای پمپ P-102 به اختلاف ارتفاع نیاز نداریم)

جدول (۴)

Pumps	Head [m]	Load [W]
P-100	13.6	102.7
P-101	19.4	944.2
P-102	1.4	57.1

۳.۲.۳ تعیین ابعاد جداکننده سه فازی

برای سائز کردن دکانتور از رابطه سائزینگ مخازن استفاده می کنیم.

$$V = 2 \frac{F_L \times \tau}{\rho_L} = 2 \frac{F_L}{\rho_L} \times 5 [min] \quad (9)$$

که F_L در اینجا دبی جرمی مایع خروجی به کیلوگرم بر دقیقه و ρ برابر با چگالی میانگین مایع به کیلوگرم در متر مکعب می باشد. چگالی دو جریان مایع خروجی به صورت کسر وزنی جریان ها محاسبه شده و حجم مخزن بدست می آید. در ادامه باید قطر و لوط مخزن محاسبه شود. با شرط ذکر شده در مرجع [1] داریم:

$$\frac{L}{D} = 4 \rightarrow V = L \cdot \frac{\pi D^2}{4} = \pi D^3 \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi}} \quad (10)$$

از این محاسبات طول دکانتور 6.6 متر و قطر آن 1.65 متر بدست می آید. در صورتی که قطر مخزن از 1.2 متر بیشتر باشد، بدلیل پایداری بهتر، مخزن را افقی تعبیه می کنند که این شرط برای جداکننده سه فازی صدق می کند.

۴.۲.۳ تعیین ابعاد برج های تقطیر

در این قسمت تمام قطعات برج به صورت جداگانه سائزینگ شده و گزارش می شوند. بدلیل تکراری بودن محاسبات مخازن جریان برگشتی، پمپ ها، جوشاننده و چگالنده ها، تنها نتایج سائزینگ گزارش می شود و روش مجدد محاسبات بدلیل کاهش حجم گزارش ذکر نمی شود.

۱.۴.۲.۳ ارتفاع و قطر برج‌ها

محاسبه ارتفاع برج‌ها تنها به فاصله سینی‌ها و تعداد سینی‌ها وابسته می‌باشد. ارتفاع کلا برج از این رابطه بدست می‌آید:

$$Total\ Tower\ Height\ [m] = \underbrace{1.5}_{Skirt\ Height} + \underbrace{3}_{Disengagement\ Space} + \underbrace{1.5}_{Extra\ feed\ space} + \frac{(N_{Act} - 1) \times Tray\ spacing}{Tray\ stack} \quad (11)$$

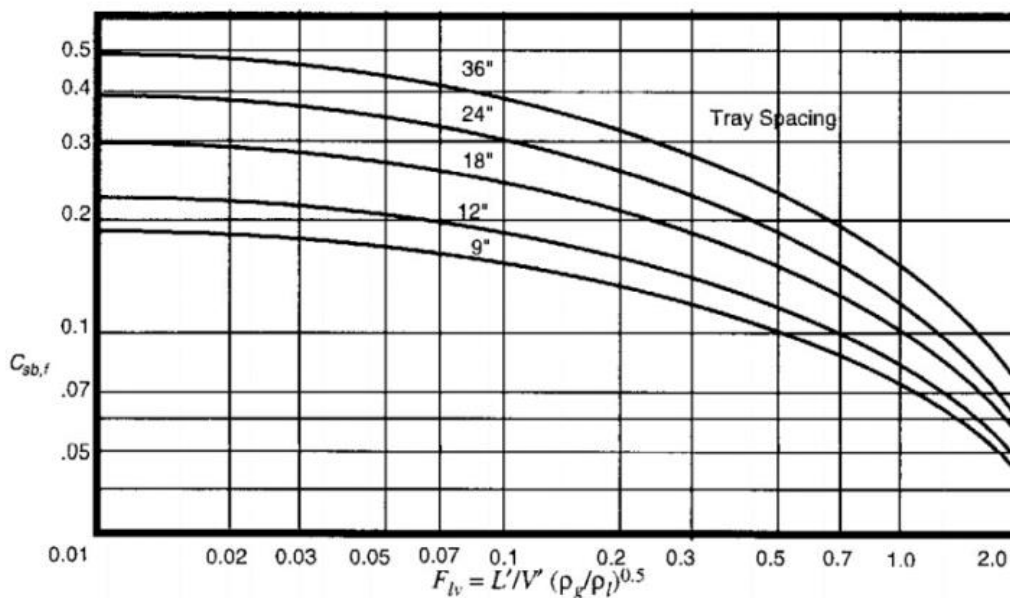
فاصله سینی‌ها در فایل شبیه‌سازی ذکر شده و تعداد سینی‌های واقعی نیز در خواسته اول محاسبه شده است. بنابراین ارتفاع هر ۳ برج قابل محاسبه است. برای محاسبه قطر برج باید سرعت طغیان محاسبه شود.

$$U_{nf} = C_{sb,f} \times \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \times \left(\frac{20}{\sigma} \right)^{0.2} \quad (12)$$

که C ثابت طغیان از نمودار شکل (۱)، ρ_L و ρ_G چگالی‌های میانگین جریان‌ات مایع و گاز قابل مشاهده از شبیه‌سازی و σ نیز کشش سطحی میانگین مایع قابل مشاهده از شبیه‌سازی می‌باشد. با استفاده از پارامتر جریان و نمودار شکل (۱) ثابت طغیان بدست می‌آید:

$$F_{lv} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \times \frac{L'}{V'} \quad (13)$$

که L' و V' به ترتیب دبی جریان‌ات مایع و بخار خروجی از ستون برج و قابل مشاهده از شبیه‌سازی می‌باشند.



شکل (۲) - نمودار ضریب طغیان در برابر پارامتر جریان

در نهایت با بدست آوردن پارامترهای محاسبه از شبیه‌سازی و محاسبه سرعت طغیان قطر برج از طریق رابطه زیر قابل محاسبه است:

$$D\ [m] = \left(\frac{4V'}{\rho_G \times 0.8 U_{nf} \times \pi} \right)^{0.5} \quad (14)$$

دقت شود که در فرمول 14 دبی جریان گاز به کیلوگرم بر ثانیه می‌باشد. مقدار ε برای سینی‌های غربالی موجود در شبیه‌سازی برای هر سه برج برابر با 0.75 می‌باشد. ارتفاع و قطر هر سه برج دقیقاً با همین روش محاسبه در جدول زیر آورده شده است.

جدول (۵)

Columns	T1	T2	T3
Actual Stages	125	57	31
Tray Spacing [m]	0.55	0.55	0.55
Total Height [m]	74.2	36.7	22.6
V' [kg/s]	14.36	1.51	0.68
L' [kg/s]	20.75	4.68	1.10
ρ_L (avg) [kg/m ³]	832.04	774.37	749.88
ρ_G (avg) [kg/m ³]	0.99	3.87	8.05
σ (avg) [dyne/cm]	22.969	17.434	15.013
F _{lv}	0.0499	0.2185	0.1676
C _{sb,f} [ft/s]	0.33	0.23	0.25
U _{nf} [ft/s]	9.285	3.334	2.540
U [m/s]	2.264	0.813	0.619
ε (for sieve trays)	0.75	0.75	0.75
Diameter [m]	3.293	0.904	0.481

۲.۴.۲.۳ ابعاد چگالنده‌ها^{۱۹} و جوشاننده‌ها^{۲۰}

مطابق محاسبات بخش ۱.۲.۳ نتایج سائیزینگ این تجهیزات در جدول (۶) گزارش شده است. دقت شود که دمای ورودی و خروجی بخار کم فشار برای ریبویلرها ثابت و تقریباً برابر با 133.6 درجه سلسیوس و دمای آب خنک‌کننده ورودی برای کندانسورها 90 درجه و برای خروجی آن 120 درجه فارنهایت است.

جدول (۶)

HE's	T1-COND	T1-REB	T2-COND	T2-REB	T3-COND	T3-REB
LMTD [°F]	20.9	13.1	66.8	17.5	77.2	21.3
Q (Duty) [BTU/h]	19126669	21428366	1942529	3217045	860360	959343
U [BTU/h.°F.ft ²]	50-120	200-300	100-200	200-300	100-200	200-300
A [ft ²]	5977	6073	108	679	41	167
Nominal Tube Size	¾	¾	¾	¾	¾	¾
Pitch [ft] (Triangular)	1	1	1	1	1	1
Tubes Length [ft]	20	20	20	20	20	20
Shell Diameter [ft]	4	4	1	2	1	1½
NO. Tubes	433	440	8	49	3	12
ΔP (shell-side) [kPa]	10	10	10	10	10	10
ΔP (tube-side) [kPa]	35-62	10	35-62	10	35-62	10

مشاهده می‌شود که ضریب حدودی انتقال حرارت کلی برای کندانسور اول متفاوت است. این امر بدلیل آن است که عملیات برج اول در خلا بوده و در ضریب انتقال حرارت تاثیرگذار است.

¹⁹ Condenser

²⁰ Reboiler

۳.۴.۲.۳ ابعاد پمپ چگالنده‌ها و جوشاننده‌ها

مطابق محاسبات بخش ۲.۲.۳ نتایج سایزینگ این تجهیزات در جدول (۷) گزارش شده است. بدلیل وجود پمپ‌های کندانسورها در سطح زمین و نه در ارتفاع بالای برج، این پمپ‌ها باید سیالات را تا ارتفاع برج خود به بالا پمپاژ کنند. بنابراین هد هر سه پمپ کندانسورها باید از ارتفاع برج متناظر خود بیشتر باشد. به همین صورت هد پمپ‌های ریپولرها باید از پایه برج متناظر خود بیشتر باشد.

جدول (۷)

Pumps	Head [m]	Load [W]
P-T1-COND	74.0	19160.9
P-T1-REB	4.3	1940.7
P-T2-COND	36.6	931.0
P-T2-REB	4.4	447.3
P-T3-COND	22.4	291.2
P-T3-REB	4.4	106.6

۴.۴.۲.۳ ابعاد مخزن چگالنده‌ها

مطابق محاسبات بخش ۳.۲.۳ نتایج سایزینگ این تجهیزات در جدول (۸) گزارش شده است. جریان مایع خروجی در این مخازن برابر با ضرب جریان مقطره در مقدار رفلکس به اضافه یک می‌باشد ولی مقدار این دبی همراه با چگالی آن مستقیماً از قسمت فضای برج^{۲۱} در شبیه‌سازی برداشته شده و در محاسبات لحاظ شده است.

جدول (۸)

VESSELS	T1-RFLX-DRUM	T2-RFLX-DRUM	T3-RFLX-DRUM
F_L [kg/min]	848.01	90.91	40.89
ρ_L [kg/m ³]	850.23	788.14	767.04
τ [min]	5	5	5
V [m ³]	9.97	1.15	0.53
Diameter [m]	1.47	0.72	0.55
Length [m]	5.88	2.86	2.21
Placement (D>1.2m ==>Horizontal)	Horizontal	Vertical	Vertical

۳.۳ خواسته ۳

در این قسمت باید با استفاده از روابط و نمودارهای موجود در مراجع، قیمت به‌روز همه تجهیزات موجود در فرایند (شبیه‌سازی) را تعیین کرد. در این بخش بر خلاف قیمت سایزینگ قیمت راکتورها و کوره‌ها نیاز به کاستینگ دارند. تمام محاسبات انجام شده در بخش تخمین قیمت بدلیل استفاده از فقط یک مرجع (فصل 16 مرجع [1])، در سال 2013 میلادی می‌باشد. بنابراین فقط از شاخص

²¹ Column Environment

قیمت سالانه سال 2013 و 2020 میلادی (به ترتیب برابر با 567 و 596) استفاده خواهد شد. قیمت تمام تجهیزات محاسبه شده در ادامه خواسته در حالت آماده در بندر²² می باشد و هزینه حمل و نقل از بندر تا کارخانه باید لحاظ شود (روش Lang).

۱.۳.۳ هزینه مبدل های حرارتی

محاسبات این بخش شامل روش تخمین قیمت برای مبدل های حرارتی و هزینه های گزارش شده برای دو مبدل E2 و E4 می باشد: هزینه مبدل های حرارتی مطابق مرجع بر اساس فرمول زیر محاسبه می شوند.

$$C_p = F_p F_M F_L C_B \quad (15)$$

مطابق مرجع، هر دو مبدل مورد نظر شروط محاسبه قیمت در این محدوده مساحت را دارند و از نوع Fixed Head می باشند. بنابراین قیمت پایه آنها از فرمول زیر محاسبه می شود:

$$C_B = \exp\{11.4185 - 0.9228[\ln(A)] + 0.9228[\ln(A)]^2\} \quad (16)$$

با جایگذاری مساحت ها در معادله، قیمت پایه برای هر دو مبدل بدست خواهد آمد.

ضرایب تصحیح فشار، جنس ساخت و طول لوله ها به ترتیب در زیر ذکر شده است. برای مبدل ها از فولاد²³ برای جنس ساخت استفاده شده، طول لوله ها 20 فوت و بدلیل آنکه فشار تمام مبدل ها از فشار لحاظ شده در معادله تصحیح فشار کمتر است، ضرایب تصحیح فشار برابر با یک در نظر گرفته می شود.

$$F_p = 0.9803 + 0.018 \left(\frac{P}{100}\right) + 0.0017 \left(\frac{P}{100}\right)^2 \quad (19)$$

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad (18)$$

Tube Length (ft)	F_L
8	1.25
12	1.12
16	1.05
20	1.00

شکل (۳) - ضریب تصحیح طولی مبدل های حرارتی

با جایگذاری تمام این اعداد در رابطه (15) هزینه مبدل های حرارتی بدست خواهد آمد:

²² Free-on-board purchase cost (f.o.b)

²³ Carbon Steel

جدول (۹)

HE's	E2	E4
type	Fixed Head	Fixed Head
A [ft ²]	5497.12	1593.21
C_B	\$48,285.80	\$21,493.71
F_P	1	1
material of construction	carbon steel	carbon steel
F_M	1	1
tubes length [ft.]	20	20
F_L	1	1
C_P	\$48,285.80	\$21,493.71

۲.۳.۳ هزینه کوره‌ها

محاسبات این بخش شامل روش تخمین قیمت برای کوره‌ها و هزینه‌های گزارش شده برای دو کوره E1 و E3 می‌باشد:

هزینه کوره‌ها مطابق مرجع بر اساس فرمول زیر محاسبه می‌شوند.

$$C_P = F_P F_M C_B \quad (19)$$

مطابق مرجع، هر دو مبدل مورد نظر در بازه شرط توان 3 تا 100 مگاوات می‌باشند. بنابراین قیمت پایه آنها از فرمول زیر محاسبه می‌شود.

$$C_B = \exp\{-0.15241 + 0.785[\ln(Q)]\} \quad (20)$$

با جایگذاری توان‌های کوره‌ها در معادله، قیمت پایه برای هر دو کوره بدست خواهد آمد.

رابطه ضریب تصحیح فشار در ادامه ذکر شده است. فرض گرفته می‌شود که لوله کوره‌ها از فولاد ضد زنگ^{۲۴} ساخته شده‌اند بنابراین مطابق مرجع، ضریب تصحیح جنس ساخت برابر با 1.7 می‌شود. بدلیل آنکه فشار هر دو کوره از فشار لحاظ شده در معادله تصحیح فشار کمتر است، ضرایب تصحیح فشار برابر با یک در نظر گرفته می‌شود.

$$F_P = 0.986 - 0.0035 \left(\frac{P}{500}\right) + 0.0175 \left(\frac{P}{500}\right)^2 \quad (21)$$

با جایگذاری تمام این اعداد در رابطه (19) هزینه کوره‌ها بدست خواهد آمد:

جدول (۱۰)

FH's	E1	E3
Q (DUTY) [BTU/h]	58520906.98	13427106.54
C_B	1074356.34	338279.2736
F_P	1	1
Material of construction	stainless steel	stainless steel
F_M	1.7	1.7
C_P	\$1,826,405.78	\$575,074.77

۳.۳.۳ هزینه پمپ‌ها

محاسبات این بخش شامل روش تخمین قیمت برای پمپ‌ها و موتورهای الکتریکی آنها و هزینه‌های گزارش شده برای سه پمپ گریز از مرکز P-100، P-101 و P-102 می‌باشد. در قسمت سایزینگ پمپ‌ها شروط مناسب بودن پمپ‌ها برای پمپ سانتریفیوژی بودن بررسی شد و تمام شروط آن ارضا شد. هزینه پمپ‌ها مطابق مرجع به دو بخش تقسیم می‌شود.

۱.۳.۳.۳ هزینه بدنه پمپ‌ها

قیمت بدنه پمپ‌های سانتریفیوژی با استفاده از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$C_P = F_T F_M C_B \quad (22)$$

که ضرایب F_T و F_M به ترتیب ضرایب تصحیح مدل و جنس پمپ می‌باشد. ضریب تصحیح مدل پمپ‌ها با استفاده از جدول 16.20 مرجع و ضریب تصحیح جنس پمپ‌ها با استفاده از جدول 16.21 قابل استخراج است. با استفاده از شروط جدول 16.20 و فرض ساخته شدن پمپ‌ها از چدن (بدلیل نبود مواد خورنده)، هر دو ضریب تصحیح برابر با یک می‌شوند. بنابراین قیمت این پمپ‌ها (و همچنین پمپ‌های برج‌ها) برابر با قیمت پایه آنها قابل محاسبه از رابطه زیر می‌باشد.

$$C_B = \exp\{12.1656 - 1.1448[\ln(S)] + 0.0856[\ln(S)]^2\} \quad (23)$$

در این رابطه S برابر با ضریب اندازه پمپ است که از رابطه زیر بدست می‌آید. این ضریب برای استفاده از معادله بالا باید بین 400 تا 100000 باشد که برای تمام پمپ‌های فرایند با توجه به محاسبات موجود در اکسل، صدق می‌کند.

$$S = Q(H)^{0.5} \quad (24)$$

مطابق روابط بالا، قیمت پمپ‌های خارج از برج‌ها، که برابر با قیمت پایه آنهاست، محاسبه شده و در جدول (۱۱) گزارش می‌شوند.

جدول (۱۱)

Pumps	P100	P101	P102
volumetric flow rate [gpm]	6.956624481	41.75024824	39.42055868
head [ft.]	44.73842484	63.51627003	4.545493886
Size factor	46.53062708	332.7373514	84.04527719
C_B	\$8,438.71	\$4,557.22	\$6,537.34
material of construction	cast iron	cast iron	cast iron
F_M	1	1	1
F_T	1	1	1
C_P	\$8,438.71	\$4,557.22	\$6,537.34

۲.۳.۳ هزینه موتور الکتریکی پمپ‌ها

قیمت موتور الکتریکی پمپ‌های سانتریفیوژی با استفاده از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$C_P = F_T C_B \quad (25)$$

که ضریب F_T ، ترکیبی از ضرایب تصحیح برای ملاحظات ایمنی پمپ می‌باشد. در این ضریب تصحیح با توجه به جدول 16.22 مرجع، عواملی مانند عایق نشستی، فن برای خنک کردن موتور و جلوگیری از انفجار پمپ لحاظ شده‌اند. این عوامل با تغییر دور موتور متغیرند. از آنجایی که مطابق جدول 16.20 دور موتور 3600 دور بر دقیقه گزارش شده است، این ضریب برابر با جمع ضرایب بخش دور موتور 3600 شده و برابر با 4.2 می‌شود.

در ادامه قیمت پایه این موتورها محاسبه می‌شوند که از رابطه زیر بدست می‌آیند.

$$C_B = \exp\{5.93332 + 0.16829[\ln(P_C)] - 0.110056[\ln(P_C)]^2 + 0.071413[\ln(P_C)]^3 - 0.0063788[\ln(P_C)]^4\} \quad (26)$$

در این رابطه P_C برابر با توان مصرفی پمپ است که از روابط زیر بدست می‌آید (شروط لازم برای تمامی معادلات ارضا شده است).

$$P_C = \frac{P_T}{\eta_P \eta_M} = \frac{P_B}{\eta_M} \quad (27)$$

$$\eta_P = -0.316 + 0.24015(\ln Q) - 0.01199(\ln Q)^2 \quad (28)$$

$$\eta_M = 0.80 + 0.0319(\ln P_B) - 0.00182(\ln P_B)^2 \quad (29)$$

در این معادلات، Q برابر با دبی حجمی به گالن در دقیقه و P_T برابر با توان محاسبه شده در بخش سائیزینگ به اسب بخار می‌باشد. برای دستیابی به توان مصرفی پمپ، ابتدا باید η_P با در معادله دوم بدست آورد. سپس با محاسبه P_B بر حسب P_T و η_P ، η_M را در معادله سوم محاسبه و در نهایت توان مصرفی را با معلوم بودن دیگر متغیرها محاسبه کنیم. مطابق روابط بالا، قیمت موتور الکتریکی پمپ‌های خارج از برج‌ها محاسبه شده و در جدول (۱۲) گزارش می‌شوند.

جدول (۱۲)

Pumps	P100	P101	P102
η_P	0.126560667	0.535425903	0.52232543
P_B [Hp]	0.137724751	1.266163342	0.076618973
η_M	0.729605165	0.807426764	0.706041025
P_C [Hp]	0.18876614	1.568146361	0.108519152
C_B	\$143.52	\$400.57	\$59.10
F_T	4.2	4.2	4.2
C_P	\$602.77	\$1,682.38	\$248.23
C_PP (TOTAL PUMPS)	\$9,041.48	\$6,239.59	\$6,785.57

۴.۳.۳ هزینه دکانتور و راکتورها

محاسبات این بخش شامل روش تخمین قیمت برای مخازن و هزینه‌های گزارش شده برای دکانتور و دو راکتور R1 و R3 می‌باشد:

هزینه مخازن موردنظر مطابق مرجع بر اساس فرمول زیر محاسبه می‌شوند.

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} \quad (30)$$

در خواسته دوم برای دکانتور مشخص شد که مخزنی افقی است. همچنین راکتورها مطابق فرض‌های ذکر شده در تمرین اول افقی و دارای ابعاد یکسانند. بنابراین به ترتیب قیمت پایه مخزن خالی و هزینه پایه و نردبان آنها از فرمول زیر محاسبه می‌شود.

$$\begin{aligned} & \text{Horizontal vessels for } 1000 < W < 920000 \text{ lb:} \\ & C_V = \exp\{5.6336 + 0.4599[\ln(W)] + 0.00582[\ln(W)]^2\} \end{aligned} \quad (31)$$

Horizontal vessels for $3 < D_i < 12 \text{ ft}$:

$$C_{PL} = 2275(D_i)^{0.2094} \quad (32)$$

هزینه پایه‌ها و نردبان‌ها با جایگذاری قطر مخازن در معادله، بدست خواهد آمد. برای محاسبه هزینه پایه مخازن خالی، به وزن مخازن نیاز است که از رابطه زیر بدست می‌آید.

$$W = \pi(D_i + t_s)(L + 0.8D_i)t_s\rho \quad (33)$$

که در این رابطه ρ چگالی جنس مخزن به پوند در اینچ مکعب، t_s ضخامت مخزن به اینچ و L و D به ترتیب طول و قطر مخزن به اینچ می‌باشند. برای محاسبه ضخامت مخزن فرض می‌شود که این ضخامت برابر با ضخامت حداقل مخزن، متناسب با قطر مخزن به اضافه 0.125 اینچ ناشی از خوردگی باشد.

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

شکل (۴) - قطر داخلی جریان در برابر حداقل ضخامت مخزن

در رابطه بالا برای محاسبه قیمت مخازن، به ضریب تصحیح جنس ساخت نیاز می‌شود. از آنجایی که بخار آب گرم در مخازن وجود دارد ولی اکسیژنی در سیستم موجود نیست، نیازی به استفاده از فولاد ضد زنگ نیست. بنابراین فرض گرفته می‌شود که جنس ساخت از فولاد باشد. مطابق جدول 16.26 مرجع، ضریب تصحیح جنس ساخت برای فولاد برابر با یک می‌شود.

با جایگذاری تمام این اعداد در رابطه (۳۰) هزینه f.o.b مخازن بدست خواهد آمد:

جدول (۱۳)

Vessels	R1	R2	Decanter
inside shell diameter [in.]	129.9212598	129.9212598	57.86362902
t_s (shell thickness-corrosion)	0.625	0.625	0.4375
placement	horizontal	horizontal	horizontal
length [in.]	137.7952756	137.7952756	259.9953505
material of construction	carbon steel	carbon steel	carbon steel
F_M	1	1	1
ρ carbon steel [lb/in ³]	0.284	0.284	0.284
vessel weight [lb.]	17597.35188	17597.35188	7969.15148
C_V	\$43,718.04	\$43,718.04	\$27,853.41
C_PL	\$3,746.33	\$3,746.33	\$3,240.58
C_P	\$47,464.37	\$47,464.37	\$31,093.99

۵.۳.۳ هزینه برج‌های تقطیر

در این قسمت، هزینه تمام قطعات برج به صورت جداگانه تخمین زده شده و گزارش می‌شوند. بدلیل تکراری بودن محاسبات مخازن جریان برگشتی، پمپ‌ها، جوشاننده و چگالنده‌ها، تنها نتایج کاستینگ گزارش می‌شود و روش مجدد محاسبات بدلیل کاهش حجم گزارش ذکر نمی‌شود. لازم به ذکر است که شروط و قیود تمامی معادلات ارائه شده از ابتدای خواسته سوم تا اینجا برای تجهیزات برج‌ها نیز به‌صورت جداگانه بررسی شده و این شروط برای استفاده معادلات در محاسبات، ارضا می‌شوند.

۱.۵.۳.۳ بدنه برج‌ها

محاسبات این بخش تا حدود زیادی مشابه با روش محاسبه برای دکانتور و دو راکتور R1 و R3 می‌باشد.

هزینه برج‌ها مطابق مرجع بر اساس فرمول زیر محاسبه می‌شوند.

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} \quad (30)$$

قیمت پایه برج خالی (با توجه به رعایت حداکثری شروط وزنی) و هزینه پایه و نردبان آنها نیز از فرمول زیر محاسبه می‌شود.

$$C_V = \exp\{10.5449 - 0.4672[\ln(W)] + 0.05482[\ln(W)]^2\} \quad (34)$$

$$C_{PL} = 341(D_i)^{0.63316}(L)^{0.80161} \quad (35)$$

هزینه پایه‌ها و نردبان‌ها با جایگذاری قطر و طول بدست آمده از ساینینگ برج‌ها در معادله، بدست خواهد آمد. برای محاسبه هزینه پایه مخازن خالی، به وزن مخازن نیاز است که از رابطه زیر بدست می‌آید.

$$W = \pi(D_i + t_s)(L + 0.8D_i)t_s\rho \quad (33)$$

که در این رابطه ρ چگالی جنس مخزن به پوند در اینچ مکعب، t_s ضخامت مخزن به اینچ و L و D به ترتیب طول و قطر مخزن به اینچ می‌باشند. برای محاسبه ضخامت مخزن از رابطه زیر استفاده می‌کنیم.

$$t_w = \frac{0.22(D_0+18)L^2}{SD_0^2} + \frac{1}{8}in. \quad (36)$$

که در اینجا برای S عدد 15000 پوند بر اینچ مربع فرض می‌شود. در رابطه 30 برای محاسبه قیمت بدنه برج‌ها، به ضریب تصحیح جنس ساخت نیاز می‌شود. فرض گرفته می‌شود که جنس ساخت از فولاد باشد. مطابق جدول 16.26 مرجع، ضریب تصحیح جنس ساخت برای فولاد برابر با یک می‌شود.

با جایگذاری تمام این اعداد در رابطه (34) هزینه f.o.b بدنه برج‌ها بدست خواهد آمد:

جدول (۱۴)

Columns	T1	T2	T3
inside shell diameter [in.]	10.80	2.97	1.58
t_s (shell thickness-corrosion)	1.225287399	1.422471099	1.31339954
height [ft.]	243.5435901	120.4833681	73.96751747
material of construction	carbon steel	carbon steel	carbon steel
F_M	1	1	1
ρ carbon steel [lb/in ³]	0.284	0.284	0.284
column weight [lb.]	433006.754	69238.56465	21443.15766
C_V	\$904,659.57	\$188,610.79	\$83,956.35
C_PL	\$125,980.54	\$31,603.35	\$14,345.72
C_P	\$1,030,640.11	\$220,214.13	\$98,302.07

۲.۵.۳ سینی برج‌ها

قیمت سینی‌های برج‌های تقطیر با استفاده از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT} \quad (37)$$

که F_T تعداد واقعی سینی‌ها و ضرایب F_{NT} ، F_{TT} و F_{TM} به ترتیب ضرایب تصحیح تعداد سینی‌ها، مدل سینی‌ها و جنس سینی‌ها می‌باشد. مطابق مرجع، از آنجایی که تعداد سینی‌ها از 20 تا بیشتر است و جنس و مدل سینی‌ها به ترتیب فولاد و سینی‌های غربالی^{۲۵} است، تمام این ضرایب تصحیح برابر با یک می‌شوند. بنابراین قیمت سینی‌های برج‌ها برابر با قیمت پایه ضرب در تعداد آنها می‌باشد. قیمت پایه سینی‌ها از رابطه زیر قابل محاسبه است.

$$C_{BT} = 468 \exp(0.1482D_i) \quad (38)$$

که در این رابطه D برابر با قطر برج است که در قسمت تعیین اندازه برج‌ها بدست آمده است.

²⁵ Sieve Trays

مطابق روابط بالا، قیمت سینی‌های هر سه برج، محاسبه شده و در جدول (۱۵) گزارش می‌شوند.

جدول (۱۵)

Plates	T1	T2	T3
C_BT	\$2,320.98	\$726.26	\$591.45
no. trays	125	57	31
F_NT	1	1	1
tray type	SIEVE	SIEVE	SIEVE
F_TT	1	1	1
material of construction	carbon steel	carbon steel	carbon steel
F_TM	1	1	1
C_T	\$290,257.40	\$41,295.76	\$18,383.66

۳.۵.۳.۳ چگالنده‌ها و جوشاننده‌ها

مطابق محاسبات بخش ۱.۳.۳ نتایج کاستینگ این تجهیزات در جدول (۱۶) گزارش شده است. دقت شود که مدل مبدل‌ها در کندانسورها U-Tube و در ریویولرها Kettle Vaporizer می‌باشد.

جدول (۱۶)

HE's	T1-COND	T1-REB	T2-COND	T2-REB	T3-COND	T3-REB
type	U-Tube	Kettle Vaporizer	U-Tube	Kettle Vaporizer	U-Tube	Kettle Vaporizer
A [ft ²]	5976.67	6073.30	107.74	679.31	41.28	166.82
C_B	\$57,860.75	\$106,743.1	\$12,042.50	\$35,636.39	\$13,206.99	\$27,790.26
F_P	1	1	1	1	1	1
material of construction	carbon steel	carbon steel	carbon steel	carbon steel	carbon steel	carbon steel
F_M	1	1	1	1	1	1
tubes length [ft.]	20	20	20	20	20	20
F_L	1	1	1	1	1	1
C_P	\$57,860.75	\$106,743.1	\$12,042.50	\$35,636.39	\$13,013.55	\$27,398.51

۴.۵.۳.۳ پمپ چگالنده‌ها و جوشاننده‌ها

مطابق محاسبات بخش ۳.۳.۳ نتایج کاستینگ این تجهیزات در جدول (۱۷) گزارش شده است. لازم به توصیه مجدد است که در صورت هرگونه ابهام و شبهه در نتایج این جداول، به فایل اکسل ضمیمه شده با محاسبات کامل مراجعه کنید.

جدول (۱۷)

Pumps	P-T3-REB	P-T3-COND	P-T2-REB	P-T2-COND	P-T1-REB	P-T1-COND
Vol. flow [gpm]	23.83971454	12.3237474	97.55666376	23.51339167	404.1613813	221.7337049
head [ft.]	14.56672722	73.55923095	14.39360261	119.9542532	14.09582098	242.693746
Size factor	90.9875654	105.6966878	370.1192675	257.5271987	1517.399725	3454.307584
Mat. of constr.	cast iron	cast iron	cast iron	cast iron	cast iron	cast iron
C_P	\$6,346.15	\$6,018.06	\$4,492.45	\$4,754.87	\$4,469.47	\$5,220.86
P_C [Hp]	0.195477029	0.508205696	0.765834342	1.547011629	3.141546392	29.05453807
C_P (Elec)	\$629.21	\$1,313.52	\$1,501.42	\$1,679.85	\$1,831.48	\$5,405.85

۵.۵.۳.۳ مخازن چگالنده‌ها

مطابق محاسبات بخش ۴.۳.۳ نتایج کاستینگ این تجهیزات در جدول (۱۸) گزارش شده است.

جدول (۱۸)

Vessels	T3-RFLXDRUM	T2-RFLXDRUM	T1-RFLXDRUM
inside shell diameter [in.]	21.79712399	28.19108851	57.86362902
t_s (shell thickness-corrosion)	0.375	0.375	0.4375
placement	horizontal	horizontal	horizontal
length [in.]	87.18849596	112.764354	231.4545161
material of construction	carbon steel	carbon steel	carbon steel
F_M	1	1	1
ρ carbon steel [lb/in ³]	0.284	0.284	0.284
vessel weight [lb.]	776.1527688	1293.312099	6320.772224
C_V	\$7,720.60	\$10,173.54	\$24,445.85
C_PL	\$2,577.87	\$2,720.53	\$3,162.63
C_P	\$10,298.47	\$12,894.07	\$27,608.48

۶.۳.۳ به‌روزرسانی قیمت‌ها

همانطور که گفته شد برای تخمین قیمت همه تجهیزات از یک مرجع استفاده شده تا شاخص قیمت ثابت بماند. حال با داشتن قیمت همه تجهیزات در سال 2013 میلادی، خواندن شاخص بهای 2013 از خود مرجع و خواندن شاخص بهای 2020، می‌توان تمام قیمت‌های محاسبه شده تجهیزات را به سال 2020 میلادی به‌روزرسانی کرد.

جدول (۱۹)

Equipment	Cost in 2013 (CE = 567)	Equipment type Cost in 2020 (CE = 596)
E2	\$48,286	\$73,349
E4	\$21,494	
E1	\$1,826,406	\$2,524,308
E3	\$575,075	
R1	\$47,464	
R2	\$47,464	\$99,784
T1	\$1,530,038	
T2	\$334,511	\$2,150,910.54
T3	\$181,703	
P100	\$9,041	\$23,195
P101	\$6,240	
P102	\$6,786	
Decanter	\$31,094	\$32,684
TOTAL	\$3,531,480	\$4,904,231

۴.۳ خواسته ۴ و ۵

در این بخش هر دو مقدار هزینه ثابت سرمایه‌گذاری^{۲۶} و کل هزینه سرمایه‌گذاری^{۲۷} با دو روش Power Law و Lang Method محاسبه می‌شوند. تفاوت این دو روش در آن است که روش اول مستقل از قیمت تجهیزات و روش دوم وابسته به قیمت تجهیزات می‌باشد.

۱.۴.۳ روش Power Law با ضرایب آماده

در این روش مستقل از ماده محصول و روش عملیات واحد، فشار، ظرفیت محصول و فاز محصول مورد نیاز است. [1] مراحل محاسبه هزینه‌های سرمایه‌گذاری در این روش به صورت زیر است:

²⁶ Total Permanent Investment²⁷ Total Capital Investment

۱.۱.۴.۳ مرحله اول

با جایگذاری ظرفیت محصول در رابطه زیر، ضریب تصحیح نرخ تولید را بدست می‌آید. دقت شود که مقدار توان بدلیل صنعت پتروشیمی بودن 0.7 است.

$$F_{PR} = \left(\frac{\text{Main product flow rate } \left[\frac{\text{lb}}{\text{yr}} \right]}{10,000,000} \right)^{0.7} = \left(\frac{248,000,000}{10,000,000} \right)^{0.7} \cong 9.45$$

۱.۱.۴.۳ مرحله دوم

از آنجایی که فشار واحد از 50 پوند بر اینچ مربع بیشتر نمی‌شود. کفایت تا ضریب تصحیح جنس تجهیزات را بدست آورده و وارد فرمول شود.

$$C_M = F_{PR} F_M \times (\$160,000) \xrightarrow[\substack{F_M \text{ for carbon steel}=1}]{\substack{F_M \text{ for stainless steel}=2}} \begin{cases} C_{M,ss} = \$1,513,000 \\ C_{M,cs} = \$3,026,000 \end{cases}$$

چون تجهیزات فرایند از هر دو جنس فولاد و فولاد ضدزنگ می‌باشند. هزینه مازول^{۲۸} برای هر دو حالت محاسبه شده است. در حالت جنس فولاد ضدزنگ، چون هزینه مازول به هزینه مازول نهایی در خواسته سوم نزدیک است از هزینه حالت جنس فولاد ضدزنگ استفاده می‌کنیم.

۱.۱.۴.۳ مرحله سوم

در رابطه زیر هزینه نهایی مازول با لحاظ کردن شاخص بها در سال 2005 میلادی بدست خواهد آمد. توجه شود که ضریب تصحیح لوله‌کشی و تجهیزات دیگر مطابق مرجع برای واحد مطلقا سیالاتی برابر 2.15 است.

$$C_{TBM} = F_{PIPING} \times C_M \times \left(\frac{I_{2020}}{I_{2005}} \right) \xrightarrow[\substack{I_{2005}=500}]{\substack{I_{2020}=596 \\ F_{PIPING}=2.15}} C_{TBM} = \$7,754,000$$

۱.۱.۴.۳ مرحله چهارم

با جایگذاری هزینه نهایی مازول در رابطه زیر، هزینه سرمایه‌گذاری دائمی استهلاك پذیر بدست می‌آید.

$$C_{DPI} = C_{TBM} (1 + F_1 + F_2) \xrightarrow[\substack{F_2=0.8}]{\substack{F_1=0.15}} C_{DPI} = \$15,120,000$$

²⁸ Module Cost

where the factors F_1 and F_2 are

	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 (۵) - ضرایب تصحیح در قانون توانی

۱.۱.۴.۳ مرحله پنجم

هزینه ثابت سرمایه‌گذاری و کل هزینه سرمایه‌گذاری با استفاده از روابط زیر بدست می‌آید.

$$C_{TPI} = 1.5C_{DPI} = \$22,680,000$$

$$C_{TCI} = 1.15C_{TPI} = \$26,082,000$$

۲.۴.۳ روش Lang با ضرایب آماده

در این روش از هزینه f.o.b تجهیزات استفاده می‌شود تا هزینه ثابت سرمایه‌گذاری و کل هزینه سرمایه‌گذاری بدست آید. این هزینه‌ها در جدول (۲۰) لیست شده‌اند.

جدول (۲۰)

Free-On-Board Costs	Price
heat exchangers	\$73,348
fired heaters	\$2,524,308
vessels	\$132,468
distillation columns	\$2,150,911
pumps	\$23,195
initial charge catalyst	\$343,512
pump spares	\$69,092
surge tanks	\$52,557 (Assumed)
computers (control systems)	0 (NO DATA)
total C_P in 2020 (no cost index needed)	\$5,369,391.20

محاسبه قیمت کاتالیست: کاتالیست استفاده شده در این فرایند Shell-105 Catalyst می‌باشد این کاتالیست عمدتاً از اکسید آهن تولید شده ولی مقداری اکسید کرومیم و کربنات پتاسیم در این کاتالیست موجود می‌باشد.

قیمت این نمک‌ها از کمپانی Sigma-Aldrich برای آمریکا استخراج شده و با نسبت جرمی نمک‌های این کاتالیست، هزینه‌های هر نمک متناظر ضرب شده است. این روش تخمین قیمت، خطای قیمت سنتز کاتالیست را دارد ولی تا حدود خوبی به جواب واقعی نزدیک می‌باشد.

$$C_{Catalyst} = V_{Reactors} \times (1 - \varepsilon) \times \rho_{Catalyst} \times \underbrace{Price_{Catalyst,2024} \left[\frac{\$}{kg} \right]}_{\frac{\$6.41}{kg}, \text{calc in excel}} \times \frac{I_{2020}}{I_{2024}} = \$343,512$$

در نهایت هزینه‌های ثابت سرمایه‌گذاری و کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری با این دو رابطه بدست خواهند آمد.

$$C_{TPI} = 1.05 f_{LTPI} \times C_{P,total} \xrightarrow{f_{LTPI}=5.04 \text{ (Fluids Processing)}} C_{TPI} = \$28,415,000$$

$$C_{TCI} = 1.05 f_{LTCI} \times C_{P,total} \xrightarrow{f_{LTCI}=5.93 \text{ (Fluids Processing)}} C_{TCI} = \$33,433,000$$

۵.۳ خواسته ۶

فهرست خوراک، کاتالیست و یوتیلیتی‌های سالانه مورد نیاز واحد (در آمریکا) در جدول (۲۱) آورده شده است. دقت شود که نرخ مصرف آب خنک‌کننده کندانسورها و بخار کم فشار ریبولرها نیز در دبی‌های مصرفی لحاظ شده است.

جدول (۲۱)

Comp.	Unit cost (year)	Ref.	Unit cost (2020)	Unit rate per year	Total Cost per year
Feed					
Ethyl-Benzene	\$760/ton (2018)	11	\$760/ton	1.42e5	\$106,471,471
Utilities					
Electricity	0.07/kWh (1995)	1	0.07/kWh	2.41e5	\$26,387
Fuel (Gas)	\$1.6/MMBTU (2020)	12	\$1.6/MMBTU	7.00e5	\$1,120,470
LP Steam	\$6.52/1000 lb. (2020)	11	\$6.52/1000 lb.	1.44e6	\$9,417,672
Cooling Water	0.1/1000 USG (1995)	1	0.1/1000 USG	6.90e7	\$10,800,781
Catalyst					
Catalyst	\$457,632/Charge (2024)	8	\$343,512/Charge	1	\$343,512

۶.۳ خواسته ۷

محاسبه جزئی و دقیق تمام هزینه‌های سالانه در فایل اکسل نوشته، محاسبه و توضیح داده شده است. بیشتر اعداد و بررسی‌های تقریبی وارد شده در اکسل از مرجع [1] می‌باشند. در این بخش از گزارش تعدادی از فرض‌های مهم و کلیدی خارج از مراجع ذکر می‌شوند.

۱.۶.۳ هزینه و حقوق کارمندان

تعداد کارمندان موجود در کارخانه بر اساس ظرفیت کارخانه مطابق با مرجع [1] تخمین زده شده اند. سپس حقوق کارمندان مطابق با مراجع [1,13] تخمین زده شده است.

۱.۶.۳ کاهش هزینه‌های ثابت^{۲۹}

به منظور رسیدن به سود مثبت برای واحد، هزینه‌های تحقیقاتی^{۳۰}، تکنولوژی^{۳۱} و بازاریابی کاهش پیدا کرده است. از آنجایی که واحدهای پتروشیمی معمولاً دولتی‌اند و تکنولوژی این واحد قدیمی می‌باشد این فرض‌ها تا حدودی درست هستند.

هزینه‌های تولید سالانه برای این واحد حدود ۱۳۸ میلیون دلار برآورد شده است.

۷.۳ خواسته ۸

برای بدست آوردن درآمد سالانه این واحد، دبی جریان‌های خالص و ارزشمند خروجی از شبیه‌سازی استخراج شده و در نرخ ماده ضرب شده‌اند.

جدول (۲۲)

Products	Produced [ton/year]	U.S. price (2018) [per ton]	U.S. price (2020) [per ton]	Yearly Revenue
Styrene	1.12E+05	\$1,180.00	\$1,166.30	\$130,998,554.76
Toluene	8.22E+03	\$903.00	\$892.52	\$7,338,161.21
Benzene	2.69E+03	\$850.00	\$840.13	\$2,257,244.33
Total	1.23E+05			\$140,593,960.30

۸.۳ خواسته ۹

مطابق مرجع [4] سود خالص و ناخالص واحد محاسبه می‌شود:

$$\text{gross profit} = \overbrace{\text{sales revenue}}^s - \overbrace{\text{total product cost}}^{tpc} \left(\text{minus. } \underbrace{dep.}_d \right) = \frac{\$2,931,376.56}{\text{year}}$$

$$\overbrace{\text{taxable gross profit}}^G = s - tpc - d = \frac{\$1,067,509.12}{\text{year}}$$

$$\text{Net Profit} = G \times \left(1 - \underbrace{\text{income tax rate}}_{\Phi} \right) = \frac{\$800,631.84}{\text{year}}$$

$$\text{Annual Cash Flow} = \text{Net Profit} + d = \frac{\$2,664,499.28}{\text{year}}$$

²⁹ Fixed charges

³⁰

³¹

۴. نتیجه‌گیری

مشاهده شد که این واحد سود خالص مثبت دارد و تقریباً با کمی بهینه‌سازی (مانند بهینه‌سازی کوره ها و استفاده از بخش جابجایی و Economizer در آنها و در نتیجه کاهش سوخت) و کاهش هزینه‌های سالانه، سود این واحد از سود حداکثر بدون ریسک بیشتر می‌شود. از آنجایی که نسبتاً این واحد سود کم ریسکی دارد، احداث واحد در فرض‌ها و شرایط ذکر شده در صورت سوال و گزارش منطقی به نظر می‌آید.

منابع

- [1]: Seider, Warren D., Seader J. D., et al. “*Product and Process Design Principles*”, John Wiley & Sons, 4th Ed. 2017.
- [2]: Biegler, Lorenz T., Ignacio E. Grossmann, and Arthur W. Westerberg. "Systematic methods for chemical process design." (1997).
- [3]: Towler, Gavin, and Ray Sinnott. “Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design”. Butterworth-Heinemann, 2021.
- [4]: Peters, Max S., Timmerhaus, Klaus D., “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, McGraw-Hill Company, 1980.
- [5]: Austin, George T. “Shreve’s Chemical Process Industries”, McGraw-Hill Company, 5th Ed. 1984, Chap. 36 Rubber Industries.
- [6]: Holman, J.P, “*Heat Transfer*”, 10th Ed., McGraw-Hill Companies, 2010.
- [7]: Online: <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>
- [8]: Online: <https://www.sigmaaldrich.com/US/en>
- [9]: Zhu, X.M., et. al., “The dehydrogenation of ethylbenzene to styrene over a potassium-promoted iron oxide-based catalyst: a transient kinetic study”, Applied Catalysis A: General (2004), DOI: 10.1016/j.apcata.2004.02.002
- [10]: Luzier, M.K., "Comparison of Two Capital Cost Assessment Methods for A Styrene Process Design", Honors Theses (2022), 884.
- [11]: Online: <https://www.intratec.us/chemical-markets>
- [12]: Online: <https://www.eia.gov/>
- [13]: U.S. Bureau of Labor Statistics, Online: <https://www.bls.gov>