



## تحلیل اقتصادی و طراحی مفهومی فرآیند تولید اتیلن گلیکول از اتیلن اکسید در راکتور بستر پر شده

مجید محمدی<sup>۱</sup> و مهدی صدیقی<sup>۲</sup>

<sup>۱</sup> استادیار گروه مهندسی انرژی، دانشگاه صنعتی قم، قم، ایران، m.mohammadi@qut.ac.ir

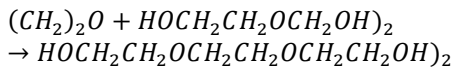
<sup>۲</sup> استادیار گروه مهندسی شیمی، دانشگاه قم، قم، ایران، sedighi@qom.ac.ir

چکیده - اتیلن گلیکول ترکیبی آلی است که به طور گسترده به عنوان ضدیخ و ماده اولیه پلیمرها مصرف می‌شود. در حال حاضر بیشترین مصرف اتیلن گلیکول به منظور تولید سیال خنک کننده موتور است. از اتیلن گلیکول به عنوان ضدیخ در خودرو و ماشین آلات استفاده می‌شود. در سیستم خنک‌کنندگی خودروها مایع اتیلن گلیکول عمل اساسی مقابله با یخ‌زدگی را ایفاء می‌کند ولی به علت خورنده بودن این ماده، به آن بازدارنده‌های ضد خوردگی اضافه می‌کنند تا از زنگ‌زدگی جلوگیری شود. از این رو تولید اتیلن گلیکول سالیان درازی است که مورد توجه تولیدکنندگان قرار گرفته است. این ماده عمدتاً از واکنش اتیلن اکسید با آب تولید می‌شود. در این مقاله به بررسی فرایند تولید اتیلن گلیکول از اتیلن اکسید پرداخته می‌شود. تحلیل اقتصادی و طراحی مفهومی این فرآیند مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که با افزایش درصد تبدیل، هزینه‌های جداسازی کاهش می‌یابد ولی هزینه‌های راکتور و طراحی آن افزایش پیدا می‌کند. بنابراین بایستی یک درصد بهینه برای آن استفاده نمود. نتایج نشان داد که درصد بهینه در این فرآیند برای پتانسیل اقتصادی بهینه در حدود ۴۵٪ است. کلید واژه- اتیلن گلیکول، اتیلن اکسید، پتانسیل اقتصادی، طراحی مفهومی

### ۱- مقدمه

اتیلن گلیکول یک ترکیب آلی به فرمول  $C_2H_6O_2$  است. این ماده مایعی بدون بو، بی‌رنگ و دارای ویسکوزیته پایین بوده و به علت داشتن گروه هیدروکسیل، خواص معمولی الکل‌ها را دارا بوده و در آب و بسیاری از مایعات آلی محلول است [۱، ۲]. در حال حاضر بیشترین مصرف اتیلن گلیکول به منظور تولید سیال خنک کننده موتور است [۳]. از اتیلن گلیکول بعنوان ضدیخ در خودرو و ماشین آلات استفاده می‌شود. در سیستم خنک‌کنندگی خودروها، مایع اتیلن گلیکول عمل اساسی مقابله با یخ‌زدگی را ایفاء می‌کند ولی به علت خورنده بودن این ماده به آن بازدارنده‌های ضد خوردگی اضافه می‌کنند تا از زنگ‌زدگی جلوگیری شود. ۵۰ درصد اتیلن گلیکول و ۵۰ درصد آب مقاومت ضد یخ‌زدگی را تقریباً به منهای ۴۰- درجه سانتیگراد می‌رساند، همزمان نقطه جوش به ۱۰۸ درجه سانتیگراد می‌شود. با این نقطه جوش و فشار موجود در سیستم خنک‌کنندگی خودرو، عملاً نقطه جوش به ۱۲۰ درجه سانتیگراد می‌رسد و با نقطه جوش بالاتر عمل کارکرد موتور بهتر خواهد بود [۳، ۴]. اتیلن گلیکول خالص در

۱- درجه یخ می‌زند حال آنکه از مخلوط آب با اتیلن گلیکول نقطه انجماد پایینتری بدست می‌آید [۴]. در گذشته از آب به دلیل قیمت ارزان و خاصیت انتقال حرارتی آن به عنوان مایع خنک کننده در بخش‌های داخلی موتور استفاده می‌شد، اما با گذشت زمان و پیشرفت تکنولوژی مشخص شد کاربرد آب به تنهایی به عنوان خنک‌کننده دارای معایب مختلف است که می‌توان به مواردی اشاره کرد [۵]: (۱) پایین بودن نقطه جوش آب یکی از ویژگی‌های منفی آن است. با پیشرفت صنایع خودرو سازی و تولید حرارت بیشتر در موتورهای جدید، آب در سیستم خنک کننده بخار شده و موجب اختلال در این سیستم می‌شود، (۲) بالا بودن نقطه انجماد آب و افزایش حجم حدود ۹ درصدی آن (برخلاف سایر ترکیبات شیمیایی که در اثر انجماد کاهش حجم می‌یابند) موجب تخریب رادیاتور و حتی بخشی از موتور خواهد شد، (۳) خوردگی و زنگ زدگی فلزات مصرفی در سیستم خنک کننده توسط آب بسیار شدید است. تا سال ۱۹۲۰ میلادی متانول بدست آمده از تقطیر چوب، بیشترین کاربرد را در ساخت ضد یخ داشت. الکل اتیلیک، گلیسیرین، کلرور کلسیم و همچنین آب نمک مایعاتی بودند که به عنوان خنک کننده به کار می‌رفتند. همچنین نفت و روغن‌های نفتی که با آب مخلوط نمی



در واکنش اصلی بالا داریم:

$$M_{Ethylene\ Oxide} = 44 \frac{g}{mol}, M_{Ethylene\ Glycol} = 62 \frac{g}{mol}$$

$$\Delta H_R = -165.6 \frac{Kj}{mol}, \quad \text{Molar Ratio: } 1/7$$

سیستم واکنشی این فرایند در شرایط دمایی و فشاری زیر عمل می‌کند:

$$\text{Temperature Range} = 92 - 200^\circ C$$

$$\text{Pressure Range} = 1 - 30 \text{ bar}$$

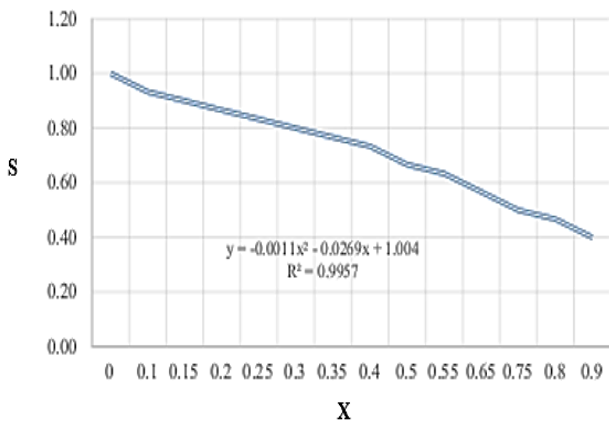
توزیع محصول (S) و میزان تبدیل (X) در فرایند تولید اتیلن

گلیکول از اتیلن اکسید به صورت زیر تعریف می‌شود [۹]:

$$S = \frac{\text{moles of Ethylene glycol}}{\text{moles of Ethylene oxide converted}}$$

$$X = \frac{\text{moles of Ethylene oxide converted}}{\text{moles of Ethylene oxide feed to the reactor}}$$

که با توجه به مقالات متعدد نمودار زیر را می‌توان برای ارتباط بین انتخاب پذیری و درصد تبدیل به دست آورد [۱۰، ۱۱]:



شکل ۱: نمودار ارتباط X و S

نرخ تولید محصول مطلوب را برابر است با:

$$\text{Production Rate: } 10000 \frac{Kg}{yr}, \text{ Product impurity: } 99\%$$

همچنین سینتیک واکنش‌ها به صورت زیر بیان می‌شود:

$$r_1 = k[EO][H_2O][ROH]^2 \quad \text{where:}$$

$$k = A \exp\left[-\frac{E}{RT}\right], \quad A = 338 (m^3)^3 Kmol^{-3} S^{-1}, \quad \frac{E}{R}$$

$$= 9525 \text{ kelvins or } E$$

$$= 18880 \text{ cal/gmol}$$

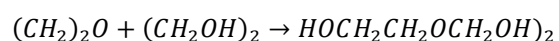
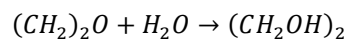
داده‌های قیمت برای مواد و تجهیزات به صورت زیر است:

$$\text{Ethylene Oxid Price} = 1100 \frac{\$}{Ton}$$

شوند نیز به عنوان مایع خنک کننده کاربردهای محدودی داشتند. در سال ۱۹۲۵ میلادی برای اولین بار مصرف اتیلن گلیکول به عنوان خنک کننده موتور رواج پیدا کرد. در ابتدا مصرف این ماده کم بود ولی به تدریج با آگاهی بیشتر نسبت به مزایای محصول تولیدی، مصرف آن افزایش یافت و در حال حاضر بیشترین مصرف اتیلن گلیکول به منظور تولید سیال خنک کننده موتور است. با افزایش مصرف اتیلن گلیکول و کاربردهای مناسب آن برای سیال خنک کننده موتور، به تدریج مصرف متانول، الکل اتیلیک و سایر مواد شیمیایی برای تولید ضد یخ کاهش یافت. مصرف این مواد در فرمولاسیون مایعات خنک کننده موتور در سال ۱۹۵۰ به کلی منسوخ شد به گونه‌ای که تولید و مصرف اتیلن گلیکول از ۴۹ میلیون لیتر به ۷۱ میلیون لیتر در سال رسید [۶]. محلول ۴۴ تا ۷۰ درصد اتیلن گلیکول در آب، سیستم رادیاتور را در بالاترین ظرفیت طراحی شده نگه می‌دارد و به این ترتیب با استفاده از این محلول مطمئن می‌شویم که موتور به دلیل جوش آوردن صدمه نخواهد دید. علاوه بر این، اختلاط نسبت معینی از اتیلن گلیکول با آب، عمل خنک کردن را در دامنه وسیعی از دما انجام می‌دهد و نقطه انجماد آب را به میزان کافی پایین می‌برد [۷]. یکی دیگر از مزایای به کارگیری اتیلن و پروپیلن گلیکول به عنوان سیال پایه در فرمولاسیون ضد یخ، پایین بودن میزان آثار مخرب زیست محیطی این ترکیبات است. اتیلن و پروپیلن گلیکول می‌توانند پس از مصرف وارد محیط آبی شوند. هر دو محلول قابلیت حلالیت بالا داشته و میزان آثار زیان بار این دو ماده برای ماهی‌ها، حیات وحش، حیات گیاهی و میکروارگانیسم‌ها پایین است [۸]. تجزیه بیوشیمیایی این دو ماده سریع و کامل انجام می‌شود. این ماده به سه روش تولید می‌شود: ۱- تهیه اتیلن گلیکول از اتیلن اکسید و آب، ۲- تهیه اتیلن گلیکول از اتیلن اکسید توسط فرآیند SD، ۳- تهیه اتیلن گلیکول از اتیلن اکسید توسط فرآیند Union Carbide Meteor. در این مقاله، تولید اتیلن گلیکول از اتیلن اکسید در راکتور بستر ثابت مورد بررسی قرار گرفت و همچنین طراحی مفهومی و تحلیل اقتصادی این فرایند با توجه به اطلاعات ورودی و تعاریف توابع مورد نیاز مطالعه شد.

## ۲- اطلاعات ورودی و توابع مورد نیاز

واکنش و شرایط انجام واکنش‌ها به صورت زیر است:



Ethylene Oxide Mass Balance:

target : 10000 Kg/yr

$$10000 \text{ Kg/yr of EG} = \frac{10000}{62} = 1612.9 \text{ Kmol/yr}$$

$$= 5.33 \times 10^{-5} \text{ kmol/s EG}$$

نسبت اتیلن گلیکول به آب در قسمت جداساز ۰.۹۹٪ می‌باشد، بنابراین اتیلن گلیکولی که به عنوان خوراک از راکتور به برج انتقال

می‌یابد به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$5.33 \times 10^{-5} / 0.99 = 5.38 \times 10^{-5} \text{ kmol/s}$$

بازده این واکنش تقریباً ۰.۹۰٪ می‌باشد:

$$\text{Yield} = \frac{\text{Moles of Ethylene Oxide used in the reaction}}{\text{Total moles of Ethylene Oxide}}$$

$$= 0.9$$

$$5.38 \times \frac{10^{-5}}{0.9}$$

$$= 5.97$$

$$\times 10^{-5} \text{ Kmol EthyleneOxide used in the reactor}$$

$$5.97 \times \frac{10^{-5}}{0.9}$$

$$= 6.63$$

$$\times 10^{-5} \text{ kmol/s Ethylene Oxide inlet to the reactor}$$

$$44 \text{ Kg/Kmol} * 6.63 \times 10^{-5}$$

$$= 2.92 \times 10^{-3} \text{ Kg Used Ethylene Oxide mass}$$

Water Mass Balance:

$$M.R = \frac{1}{7}, \quad 7 * 6.63 \times 10^{-5} = 4.64 \times 10^{-4} \text{ Kmols}$$

$$18 \text{ Kg/mols} * 4.64 \times 10^{-4} \text{ Kmol}$$

$$= 8.35 \times 10^{-3} \text{ Kg/s Water needed}$$

با توجه به مراحل بالا پتانسیل اقتصادی مرحله دوم به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$EP_2 = \text{Product value} + \text{ByProduct value} - \text{Raw Material cost}$$

$$EP_2 = 17000 + \frac{10}{s} * (1 - s) * 1000 - \frac{10}{s} * 1100$$

جدول ۱: پتانسیل اقتصادی مرحله دوم

X	S	EP (\$)
0.1	0.95	5928.6
0.15	0.90	5888.9
0.2	0.87	5846.2
0.25	0.83	5800.0
0.3	0.80	5750.0
0.35	0.77	5695.7
0.4	0.73	5636.4
0.5	0.67	5500.0
0.55	0.63	5421.1
0.65	0.57	5235.3
0.75	0.50	5000.0
0.8	0.47	4857.1
0.9	0.40	4500.0

$$\text{Ethylene Glycol Price} = 1700 \frac{\$}{\text{Ton}}$$

$$\text{DiEthylene Glycol Price} = 1000 \frac{\$}{\text{Ton}}$$

پتانسیل اقتصادی مرحله اول برای ۱۰۰۰۰ کیلوگرم بر سال به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$EP_1 = \text{Product value} - \text{Raw Material cost}$$

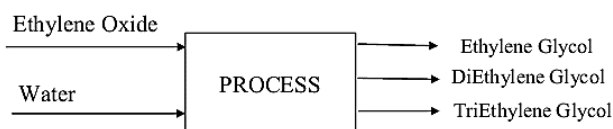
$$EP_1 = \left( 10000 \text{ Kg/yr} \times \frac{1 \text{ Ton}}{1000 \text{ Kg}} \times 1700 \frac{\$}{\text{Ton}} \right) = 17000 \frac{\$}{\text{yr}}$$

### ۳- مراحل طراحی

با توجه به مقدار به دست آمده و قانون سرانگشتی داگلاس بهتر است که از فرآیند پیوسته استفاده شود.

$$10000 \frac{\text{Kg}}{\text{yr}} \times 1000 \frac{\text{gr}}{\text{kg}} \times \frac{1 \text{ mol}}{62 \text{ gr}} \times \frac{62 \text{ lb}}{1 \text{ mol}} = 10^7 \frac{\text{lb}}{\text{yr}} > 10^6$$

ساختار کلی این فرآیند را می‌توان به صورت زیر نشان داد:



شکل ۲: ساختار جریان های ورودی و خروجی

همچنین به دلیل اینکه اتیلن اکساید و آب ماده سبک تر از پروپیلن نیستند احتیاج به جریان Purge نیست.

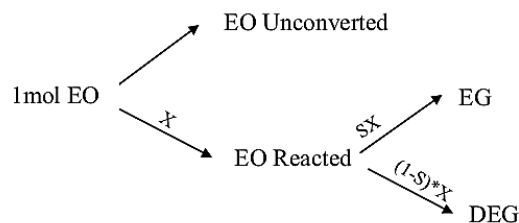
$$BP_{(CH_2)_2O} = 10.7 \text{ }^\circ\text{C} > -48 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$BP_{H_2O} = 100 \text{ }^\circ\text{C} > -48 \text{ }^\circ\text{C}$$

از طرفی آب ماده‌ای ارزان قیمت است، نیازی به بازیابی آن نمی‌باشد. اتیلن اکساید هم تا حدی تقریباً کامل در هر سه واکنش مصرف می‌شود. متغیرهای طراحی در این فرآیند به قرار زیر است:

$$X = 90\%, S = 0.95, T_{in} = 195^\circ\text{C}, P = 20 \text{ bar}, M.R = \frac{1}{7}$$

موازنه جرم راکتور را می‌توان به صورت زیر نوشت:



شکل ۳: موازنه جرم راکتور.

$$F_{EO} = \frac{P_{EG}}{S} = \frac{10000}{0.95} = 10526 \text{ Kg/yr}$$

$$P_{DEG} = F_{EO} * (1 - S) = \frac{P_{EG}}{S} (1 - S) + 10526 * 0.05 = 526.31 \text{ Kg/yr}$$

با توجه به موارد بالا پتانسیل اقتصادی مرحله سوم به صورت زیر بدست می‌آید:

$$EP_3 = \text{Product value} + \text{ByProduct value} \\ - \text{Raw Material cost} \\ - \text{Reactor Cost} \\ EP_3 = 17000 + \frac{10}{s} * (1 - s) * 1000 - \frac{10}{s} * 1100 \\ - 403$$

جدول ۲: پتانسیل اقتصادی مرحله سوم

X	S	EP (\$)
0.1	0.95	5525.57
0.15	0.90	5485.88
0.2	0.87	5443.15
0.25	0.83	5397
0.3	0.80	5347
0.35	0.77	5292.65
0.4	0.73	5233.36
0.5	0.67	5097
0.55	0.63	5018.05
0.65	0.57	4832.29
0.75	0.50	4597
0.8	0.47	4454.14
0.9	0.40	4097

#### ۵- ساختار جداسازی

##### ۱-۵ طراحی سیستم جداسازی مایعات

Feed rate = F = Amount of water unconverted + Unconverted Ethylene oxide + Ethylene glycol

$$F = 4.04 * 10^{-4} \text{Kmol/s} + 6.6 * 10^{-6} \text{Kmol/s} + 5.38 * 10^6 \text{Kmol/s} = 4.46 * 10^{-4} \text{Kmol/s}$$

which implies that

Water = 0.87 moles Ethylene Glycol  
= 0.12 moles Ethylene Oxide  
= 0.01 moles

Bottoms (B)  
99% Ethylene Glycol with flow rate of  $5.38 * 10^{-5} * 0.99 = 5.33 * \frac{10^{-5} \text{Kmol}}{s}$

1% water with flow rate of  $4.04 * 10^{-4} * 0.01 = 4.04 * \frac{10^{-6} \text{Kmol}}{s}$

Therefore: Bottoms(B)  
=  $5.33 * 10^{-5} + 4.04 * 10^{-6} \text{Kmol/s}$   
=  $5.734 * 10^{-5} \text{Kmol/s}$

Distillate (D)  
100% water  
 $D = F - B = 4.64 * 10^{-4} - 5.734 * 10^{-5}$   
=  $4.07 * 10^{-4} \text{Kmol/s}$

$L + D = T$  where

#### ۴- ساختار جریان برگشتی

به منظور بدست آوردن گرمای واکنش از روابط زیر استفاده می‌کنیم:

Components  $\Delta H$ :

Ethylene Oxide = -52.6 Kj/mol

Ethylene Glycol = -406 Kj/mol

Water = -241.8 Kj/mol

$$\Delta H_{\text{rxn}} = (1 * -460) - ((1 * -52.6) + (1 * -241.8)) \\ = -165.6 \text{ Kj/mol}$$

$$Q = \Delta H \times F_{EO} = -165.6 \frac{\text{Kj}}{\text{mol}} \times 10526 \frac{\text{Kg}}{\text{yr}} \times \frac{1 \text{Kmol}}{44 \text{Kg}} \\ \times \frac{1000 \text{mol}}{1 \text{Kmol}} \times \frac{1 \text{yr}}{8150 \text{hr}} \\ = -4861 \frac{\text{Kj}}{\text{mol}}$$

$$Q = FC_p \Delta T \quad \text{where } C_p = 48.19 \frac{\text{J}}{\text{mol K}} = 1095.2 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg K}}$$

$$-4861 \frac{\text{Kj}}{\text{mol}} = 10526 \frac{\text{Kg}}{\text{yr}} \times \frac{1 \text{yr}}{8150 \text{hr}} \\ \times 1095.2 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg K}} (T_{\text{out}} - 195)$$

$$T_{\text{out}} = 191.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

دمای بدست آمده در محدوده دمایی تعریف شده ( $90-200 \text{ } ^\circ\text{C}$ ) قرار دارد؛ بنابراین می‌توان از راکتور آدیاباتیک استفاده نمود.

#### ۴-۱ طراحی راکتور

روابط حاکم بر راکتور این فرایند به صورت زیر است:

$$k = 0.1 \left( \frac{1}{\text{min}} \right)$$

$$\rho = \frac{PM}{RT} = \frac{(20 \times 10^5) \times 44 \times 10^{-3}}{8.314 \times (190 + 273)} = 22.86 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$F_{EO} = \frac{10526 \times 1000}{8150 \times 44} = 1230 \frac{\text{mol}}{\text{hr}}$$

$$C_{EO_0} = 22.86 \times \frac{1000}{44} = 519.5 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

$$\frac{V_R}{F_{EO}} = \frac{X_{EO}}{-r_{EO}} = \frac{X_{EO}}{k(1 - X_{EO})}$$

From above calculation:  $V_R = 5 \text{m}^3$

$$V_R = \frac{\pi D^2}{4} L \quad . \quad L = 6D$$

$$L = 11.7 \text{ ft} \quad , \quad D = 1.95 \text{ ft}$$

با توجه به روابط بالا هزینه راکتور به صورت زیر بدست می‌آید:

$$\text{Installed Cost} = \frac{M\&S}{280} \times 101.9D^{1.066}H^{0.82}(2.18 + F_C)$$

$$\text{Annual Cost} = CCF \times \text{Installed Cost}$$

From reference & Douglas Appendix E:  
 $M\&S = 792 \quad F_m = 3.67 \quad F_p = 1.2 \quad CCF = 1/3$

$$\text{Installed Cost} = 1209 \$$$

$$\text{Annual Cost} = 1209 \times \frac{1}{3} = 403 \frac{\$}{\text{yr}}$$

جدول ۳: پتانسیل اقتصادی مرحله چهارم

X	S	EP (\$)
0.1	0.95	5267.6
0.15	0.90	5227.9
0.2	0.87	5185.2
0.25	0.83	5139
0.3	0.80	5089
0.35	0.77	5034.7
0.4	0.73	4975.4
0.5	0.67	4389
0.55	0.63	4760.1
0.65	0.57	4574.3
0.75	0.50	4339
0.8	0.47	4196.1
0.9	0.40	3893

### نتیجه گیری

در این مقاله ارزیابی اقتصادی و طراحی مفهومی فرایند تولید اتیلن گلیکول از اتیلن اکسید بررسی شد. اتیلن گلیکول ترکیبی آلی است که به طور گسترده به عنوان ضدیخ و ماده اولیه پلیمرها مصرف می شود. در حال حاضر بیشترین مصرف اتیلن گلیکول به منظور تولید سیال خنک کننده موتور است. از اتیلن گلیکول به عنوان ضدیخ در خودرو و ماشین آلات استفاده می شود. طراحی راکتور و هزینه ها آن و همچنین ساختار جداسازی محصولات همراه با هزینه های اقتصادی آن به تفصیل مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داده است که با افزایش درصد تبدیل، هزینه های جداسازی کاهش می یابد ولی هزینه های راکتور و طراحی آن افزایش می یابد. بنابراین باید یکی از صد بهینه برای آن استفاده نمود. همچنین نتایج نشان داد که در صد بهینه در این فرایند برای پتانسیل اقتصادی بهینه در حدود ۴۵٪ است.

$L$  = Flow of condensate returned to the column

$D$  = Flow of condensate taken out as Distillate

$T$

= Flow of vapour leaving the first stage of the column

$$\text{Reflux Ratio} = \frac{L}{D}$$

$$\text{At } R.R = 2.5, L = 2.5D * 4.07 * 10^{-4}$$

$$= 1.02 * \frac{10^{-3} \text{Kmol}}{s}$$

$$T = 2.5D + D = 3.5D = 1.4 * 10^{-3} \text{Kmol/s}$$

At total reflux, the theoretical number of trays can be calculated with relative volatility of Ethylene glycol versus water  $\alpha$

$$= 15.1$$

Using Fenske's Eq:

$$N_m + 1 = \log\left(\frac{X_D}{1 - X_D} \frac{1 - X_B}{X_B}\right) \log \alpha$$

$$= \log\left(\frac{0.98}{0.12} * \frac{0.99}{0.01}\right) / \log 15.1$$

$$N_m = (2.908/1.178) - 1 = 2.46 - 1 = 1.46$$

Using Gillilands rule of thumb the actual number of tray:

$$2.5 * N_m = 2.5 * 1.46 = 3.65 \text{ trays}$$

Correcting for Tray Efficiencies assuming the efficiency to be 60%

$$\frac{3.65}{0.6} = 6.108 \sim 7 \text{ Trays}$$

هزینه تجهیزات جداسازی به صورت زیر محاسبه می شود:

فاصله اولین سینی تا آخرین سینی = (فاصله بین دو سینی) \* (تعداد سینی ها)

به مقدار فوق حدود ۴ متر (۲ متر برای بالای برج به عنوان فضای آزاد و ۲ متر برای پایین برج) اضافه می گردد.

$$(7 - 1) * 24 \text{in} * \left(\frac{1 \text{ft}}{12 \text{in}}\right) = 12 \text{ft}, \quad 12 + 4 = 16 \text{ft}$$

$$\frac{H}{D} = 6, \quad D = \frac{14}{6} = 2.3 \text{ft}$$

$$\text{Installed Cost} = \left(\frac{M\&S}{280}\right) * 4.7D^{1.55}H * F_c$$

$$F_c = F_s + F_t + F_m$$

$$M\&S = 792 \quad F_s = 1 \quad F_m = 0 \quad F_t = 0 \quad N = 7$$

$$\text{Installed Cost} = \left(\frac{792}{280}\right) * 4.7 * 2.3^{1.55} * 16 * 1 = 774 \$$$

$$\text{Annual Cost Distillation} = 774 * \frac{1}{3} = 258 \$/\text{yr}$$

با توجه به مراحل بالا پتانسیل اقتصادی مرحله چهارم به صورت زیر بدست می آید:

$$EP_4 = \text{Product value} + \text{ByProduct value}$$

– Raw Material cost

– Reactor Cost – Separation Cost

$$EP_4 = 17000 + \frac{10}{s} * (1 - s) * 1000 - \frac{10}{s} * 1100 - 403 - 258$$

- [١] R. K. Ibrahim, M. Hayyan, M. A. AlSaadi, S. Ibrahim, A. Hayyan, and M. A. Hashim (2019) "Physical properties of ethylene glycol-based deep eutectic solvents", *Journal of Molecular Liquids*, 276, 794-800.
- [٢] S. Rostami, R. Jahanshahi, C. Qi, S. Abbasian-Naghneh, and A. Karimipour (2020) "Effect of silica nano-materials on the viscosity of ethylene glycol: an experimental study by considering sonication duration effect", *Journal of Materials Research and Technology*, 9, 5, 11905-11917.
- [٣] H. Yue, Y. Zhao, X. Ma, and J. Gong (2012) "Ethylene glycol: properties, synthesis, and applications", *Chemical Society Reviews*, 41, 11, 4218-4244.
- [٤] S. Devireddy, C. S. R. Mekala, and V. R. Veeredhi (2016) "Improving the cooling performance of automobile radiator with ethylene glycol water based TiO<sub>2</sub> nanofluids", *International communications in heat and mass transfer*, 78, 121-126.
- [٥] Y. Xiao, W. Cai, H. Sun, F. Shi, and G. Li (2018) "Kinetics study and process simulation of transesterification of ethylene glycol with methyl acetate for ethylene glycol diacetate", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 96, 3, 722-730.
- [٦] M. Nawaz, U. Nazir, S. Saleem, and S. O. Alharbi (2020) "An enhancement of thermal performance of ethylene glycol by nano and hybrid nanoparticles", *Physica A: Statistical Mechanics and its Applications*, 551, p. 124527.
- [٧] A. Khan *et al.* (2019) "Experimental investigation of enhanced heat transfer of a car radiator using ZnO nanoparticles in H<sub>2</sub>O-ethylene glycol mixture", *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 138, 5, 3007-3021.
- [٨] Q. Yang *et al.* (2020) "Optimal design and exergy analysis of biomass-to-ethylene glycol process", *Bioresource Technology*, 316, p. 123972.
- [٩] Q. Yang, X. Liu, S. Zhu, W. Huang, and D. Zhang (2019) "Efficient utilization of CO<sub>2</sub> in a coal to ethylene glycol process integrated with dry/steam-mixed reforming: conceptual design and techno-economic analysis", *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 7, 3, 3496-3510.
- [١٠] J. M. Douglas, *Conceptual design of chemical processes*. McGraw-Hill New York, 1988.
- [١١] R. H. Perry, "Chemical engineers handbook," 1963 .