



دهمین کنفرانس ملی مهندسی شیمی ایران

دانشگاه سیستان و بلوچستان

۲۶ - ۲۴ آبان ماه ۱۳۸۴

کنترل ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول

امیر علیزاده مقدم - محمد شاهروخی *

محمود رضا پیشوایی

تهران - دانشگاه صنعتی شریف - دانشکده مهندسی

شیمی

*shahrokh@sharif.edu

چکیده

امروزه استفاده از تقطیر واکنشی به علت مزایای فراوان آن از جمله ادغام مراحل واکنش و جداسازی، کاهش هزینه اولیه و عملیاتی، غلبه بر محدودیتهای ناشی از تعادل شیمیایی، استفاده از گرمای واکنش در تقطیر، جداسازی مخلوطهای آزیوتروپی و غیره، رو به افزایش است. فرآیند تقطیر واکنشی به علت انجام همزمان جداسازی و واکنش، از نظر شبیه سازی و کنترل دارای پیچیده گیهای می باشد. در سالهای اخیر علیرغم توجه به شبیه سازی و طراحی در حالت یکنواخت، شبیه سازی دینامیکی و کنترل این فرآیند کمتر مورد توجه بوده است.

در این مقاله شبیه سازی و کنترل ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول مورد بررسی قرار گرفته است. روند انجام کار به این ترتیب است که پس از مدلسازی، شبیه سازی استاتیکی و دینامیکی سیستم انجام گردیده است. سپس یک ساختار کنترلی پیشنهاد شده و بر اساس آن حلقه های کنترلی اعمال گردیده اند. بر اساس نوع رفتار دینامیکی، چند مدل با درجات مختلف برای سیستم مورد نظر تخمین زده شده و با توجه به مدلهای بدست آمده چند نوع کنترل کننده شامل کنترل کننده های PI، PID، IMC و GPC طراحی شده است. عملکرد کنترل کننده های مورد نظر برای دنبال کردن مقدار مقرر (Set-Point Tracking) و حذف اغتشاش مقایسه شده اند. بر اساس نتایج بدست آمده کنترل کننده های پیچیده تر بهبود عملکرد چندانی نسبت به کنترل کننده PI ایجاد نمی کنند.

در نهایت عملکرد ساختار پیشنهادی با عملکرد ساختار کنترلی ارایه شده در مقالات مقایسه گردید و نتایج حاصل نشان می دهد که ساختار پیشنهادی بخصوص در حالت دنبال کردن مقدار از عملکرد بهتری برخوردار است.

واژه های کلیدی

مدلسازی، کنترل فرآیند، شبیه سازی دینامیکی

مقدمه

کارهای انجام گرفته در مورد برج تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول بطور کلی شامل دو قسمت می باشد؛ (۱) طراحی و آنالیز در شرایط یکنواخت و (۲) شبیه سازی دینامیکی و کنترل سیستم مدار بسته.

Ciric و Deyao [1]، باروش برنامه ریزی غیرخطی آمیخته (Mixed Integer Nonlinear Programming) یک طراحی بهینه (حداقل هزینه عملیاتی و سرمایه گذاری) از برج تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول ارائه کردند که این طراحی شامل تعداد سینی، جریان خوراک، محل سینی خوراک، تجمع مایع روی سینی (liquid holdup)، نسبت جریان برگشتی و توزیع دما و غلظت در برج می باشد.

Ciric و Miao [2]، چندگانگی شرایط یکنواخت را در سیستم فوق بررسی کردند. آنها نشان دادند که این سیستم دارای سه نقطه حالت یکنواخت (Steady State) است که به ترتیب در تبدیل پایین، تبدیل متوسط و تبدیل بالای اکسید اتیلن می باشند.

Kumer و Daoutidis [3]، کنترل برج تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول را بررسی کردند و یک کنترلر غیر خطی پیچیده بر مبنای معکوس مدل پیشنهاد کردند. آنها بیان کردند تا قبل از کسرمولی ۸۱٪ اتیلن گلایکول در پایین برج یک کنترلر خطی عملکرد خوبی دارد و از این محدوده به بعد سیستم رفتار Non minimum phase دارد و بکار بردن کنترلر خطی عملکرد مطلوبی ندارد و برای این محدوده یک کنترلر پیچیده غیر خطی ارائه کردند.

Al-Arfaj و Luyben [4]، کنترل سیستم فوق را بررسی کردند و یک کنترلر ساده PI (کنترلر تناسبی-انترالی) را برای تمام محدوده ها پیشنهاد کردند.

با توجه به کارهای انجام شده، در این کار سعی شده با توسعه یک شبیه ساز نسبتاً دقیق به بررسی رفتار دینامیکی سیستم فوق پرداخته و با بررسی انواع روشها و ساختارهای کنترلی یک الگوریتم مناسب برای کنترل سیستم مورد نظر بیابیم. مقاله بصورت زیر سازماندهی شده است.

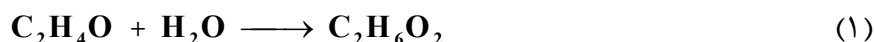
در بخش اول سینتیک و ترمودینامیک سیستم بررسی شده است.

بخش دوم مربوط به نحوه مدلسازی و شبیه سازی استاتیکی و دینامیکی ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول می شود. در این قسمت سعی شده یک شبیه سازی دقیق از سیستم فوق انجام شود تا از آن بتوان جهت بررسی رفتار دینامیکی و کنترل استفاده نمود.

در بخش سوم با توجه به رفتار دینامیکی و مشخصات ستون مورد نظر، یک ساختار و الگوریتم کنترلی مناسب برای این سیستم پیشنهاد شده است.

سینتیک واکنش [5]

مهمترین روش تهیه اتیلن گلایکول، هیدراسیون اکسید اتیلن طبق واکنش زیر می باشد:



در ادامه اکسید اتیلن با اتیلن گلایکول واکنش داده و محصول جانبی نامطلوب دی اتیلن گلایکول ایجاد خواهد شد:



هر دو واکنش به شدت گرمازا می باشند و شرایط دما و فشاری آنها طوری است که استفاده از تقطیر واکنشی را امکان پذیر می کند. مشخصات واکنشهای فوق در جدول ۱ آمده است.

فشار بخار اجزاء

فشار بخار اجزاء موجود در ستون در حالت خالص طبق رابطه آنتوان (Antoine equation) با معادله ۳ بیان می شود که ثابت رابطه برای مواد موجود در مرجع [2] آمده است.

جدول ۱- مشخصات واکنشهای موجود در ستون

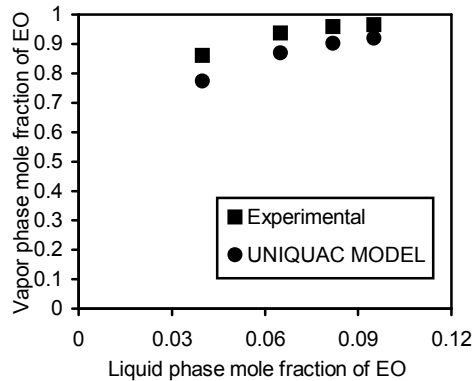
| واکنش | Rate(mol/m ³ .sec) | ΔH°(KJ/mol) |
|-------|--|-------------|
| 1 | $3.255 \cdot 10^{12} \exp[-9547.7/T(K)] x_{EO} x_{H_2O}$ | -80 |
| 2 | $3.255 \cdot 10^{12} \exp[-9547.7/T(K)] x_{EO} x_{EG}$ | -13.1 |

$$PK_{i,k} = A_{i,1} \exp \left\{ A_{i,2} \frac{T_k - A_{i,3}}{T_k - A_{i,4}} \right\} \quad P = [\text{atm}], T_k = [\text{K}] \quad (3)$$

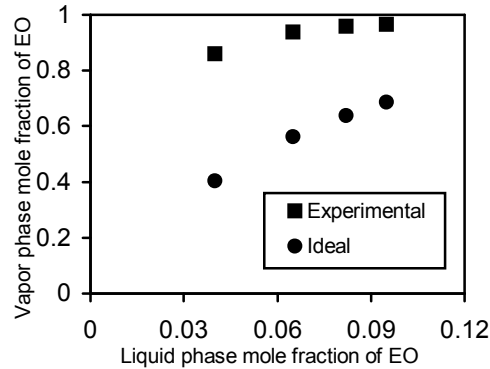
ترمودینامیک

بررسی مسایل ترمودینامیک ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول بواسطه انحراف فاز مایع از حالت ایده آل [6]، از اهمیت بالایی برخوردار است. در کار Kumar و Daoutidis [3]، فاز مایع ایده آل در نظر گرفته شده است. برای نشان دادن انحراف فاز مایع از حالت ایده آل، در شکل ۱ داده های تعادلی تجربی [7]، با حالت ایده آل مقایسه شده اند. همانطور که در شکل ۱ مشاهده می شود، ایده آل گرفتن فاز مایع باعث ایجاد کسر مولی بیشتری از این ماده در فاز مایع می شود و بنابراین این موضوع سبب افزایش نرخ واکنش در حالت ایده آل نسبت به حالت واقعی می شود.

مهمترین مدل‌های اکتیویته که برای سیستم‌های با انحراف زیاد از حالت ایده آل بکار می‌روند شامل معادلات Wilson، NRTL و UNIQUAC هستند که معادله UNIQUAC برای سیستم‌های چند جزئی غیرالکترولیت نتایج بهتر و قابل اطمینان تری را ارائه می‌کند [8]. در این کار برای محاسبه ضرایب اکتیویته اجزاء در فاز مایع از معادله UNIQUAC استفاده شده



شکل ۲- مقایسه داده های تعادلی تجربی با نتایج محاسبه شده از مدل UNIQUAC برای سیستم آب و اکسیداتیلن



شکل ۱- مقایسه داده های تعادلی تجربی با نتایج محاسبه شده از حالت ایده آل برای سیستم آب و اکسید اتیلن

است که در شکل ۲ نتایج تعادلی بدست آمده با داده های تجربی مقایسه شده است.

مدلسازی ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلیکول

بر اساس کار Kumar و Daoutidis [3]، یک ستون تقطیر واکنشی با تعداد N سینی مطابق شکل ۳ در نظر می‌گیریم. در این سیستم اکسید اتیلن (A) و آب (B) به ترتیب با شدت جریانهای مولی $F_{A,i}$ و $F_{B,i}$ وارد مرحله i ام شده و طبق رابطه (۱) در فاز مایع واکنش داده و سبب تولید محصول اصلی اتیلن گلیکول (C) می‌شوند. در ادامه اتیلن گلیکول با اکسید اتیلن باقی مانده واکنش داده و طبق رابطه (۲) سبب تولید محصول جانبی دی اتیلن گلیکول (D) می‌شود. هر دو واکنش در دمای معمولی بسیار کند هستند اما با افزایش دما سرعت آنها بطور قابل توجهی زیاد می‌شود. نرخ واکنش در هر مرحله برای تولید اتیلن گلیکول (واکنش اصلی) با $r_{1,i}$ و برای تولید دی اتیلن گلیکول در واکنش جانبی با $r_{2,i}$ نشان داده می‌شود. روابط مربوط به صورت زیر می‌باشند:

$$r_{1,i} = 3.255 \times 10^{12} \exp\left(\frac{-9547.7}{T_i}\right) X_{A,i} X_{B,i} \bar{V}_i \quad (\text{mol/sec})$$

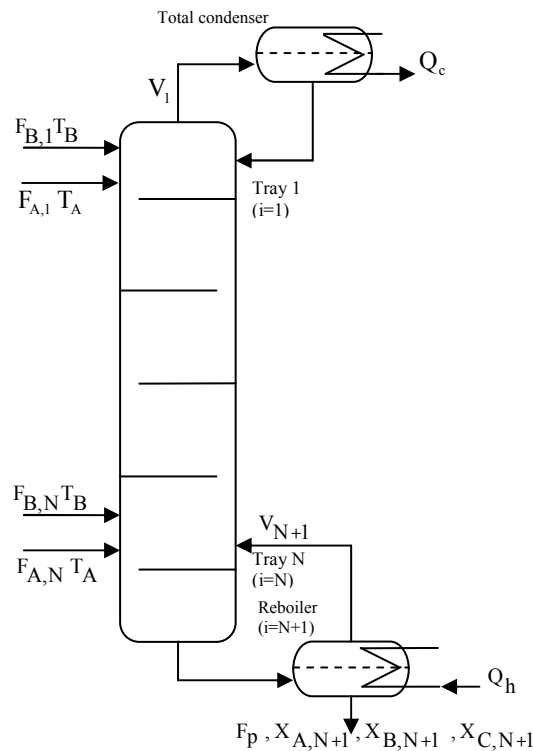
$$r_{2,i} = 5.93 \times 10^{12} \exp\left(\frac{-9547.7}{T_i}\right) X_{A,i} X_{C,i} \bar{V}_i \quad (\text{mol/sec})$$

دهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۲۴ الی ۲۶ آبان ۱۳۸۴

(۴)

در روابط فوق $x_{C,i}$ ، $x_{B,i}$ ، $x_{A,i}$ به ترتیب کسر مولی اکسید اتیلن، آب و اتیلن گلیکول در فاز مایع می باشند. T_i و \bar{V}_i (m^3) به ترتیب دما و حجم فاز مایع در مرحله i می باشند که حجم فاز مایع از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\bar{V}_i = \frac{M_i^l}{\rho_i^l} \quad (۵)$$



شکل ۳- ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلیکول

که M_i^l و ρ_i^l به ترتیب تجمع مولی مایع (Molar liquid hold up) و دانسیته مولی متوسط مایع در مرحله i می باشند. معادلات مدل برای مرحله i مطابق شکل ۴ بصورت زیر می باشند:

$$\dot{M}_i = F_{A,i} + F_{B,i} + L_{i-1} + V_{i+1} - L_i - V_i - r_{1,i} - r_{2,i} \quad (۶)$$

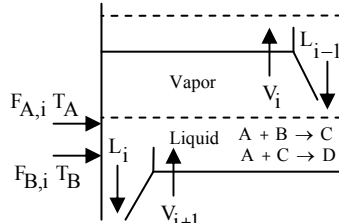
$$\dot{M}_{A,i} = F_{A,i} + L_{i-1}x_{A,i-1} + V_{i+1}y_{A,i+1} - L_i x_{A,i} - V_i y_{A,i} - r_{1,i} - r_{2,i} \quad (۷)$$

$$\dot{M}_{B,i} = F_{B,i} + L_{i-1}x_{B,i-1} + V_{i+1}y_{B,i+1} - L_i x_{B,i} - V_i y_{B,i} - r_{1,i} \quad (۸)$$

$$\dot{M}_{C,i} = L_{i-1}x_{C,i-1} + V_{i+1}y_{C,i+1} - L_i x_{C,i} - V_i y_{C,i} + r_{1,i} - r_{2,i} \quad (9)$$

$$\dot{T}_i = \frac{1}{M_i^l cp_i^l + M_i^v cp_i^v} [F_{A,i} h_A + F_{B,i} h_B + L_{i-1} h_{i-1}^l + V_{i+1} h_{i+1}^v - L_i h_i^l - V_i h_i^v - r_{1,i} (\Delta H_{r1}^0 + \Delta cp_1 (T_i - T_0)) - r_{2,i} (\Delta H_{r2}^0 + \Delta cp_2 (T_i - T_0))] \quad (10)$$

$$P_i y_{A,i} = P_{A,i}^s x_{A,i} \gamma_{A,i} \quad (11)$$



شکل ۴- مرحله i ام ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلاکول

$$P_i y_{B,i} = P_{B,i}^s x_{B,i} \gamma_{B,i} \quad (12)$$

$$P_i y_{C,i} = P_{C,i}^s x_{C,i} \gamma_{C,i} \quad (13)$$

$$0 = P_i y_{D,i} - P_{D,i}^s x_{D,i} \gamma_{D,i} \quad (14)$$

$$P_i = P_{i-1} - \sigma_1 \left(\frac{V_i R T_i}{P_i} \right)^2 - \sigma_2 \left(\frac{M_{i-1}^l}{\rho_{i-1}^l} \right) \quad (15)$$

$$L_i = 1.839 W \rho_i^l \left(\frac{M_i^l - \rho_i^l V_w}{\rho_i^l A} \right)^{1.5} \quad (16)$$

روابط فوق در مورد ریبولر بصورت زیر خواهند بود:

$$\dot{M}_{N+1} = L_N - F_P - V_{N+1} - r_{1,N+1} - r_{2,N+1} \quad (17)$$

$$\dot{M}_{A,N+1} = L_N x_{A,N} - F_P x_{A,N+1} - V_{N+1} y_{A,N+1} - r_{1,N+1} - r_{2,N+1} \quad (18)$$

$$\dot{M}_{B,N+1} = L_N x_{B,N} - F_P x_{B,N+1} - V_{N+1} y_{B,N+1} - r_{1,N+1} \quad (19)$$

$$\dot{M}_{C,N+1} = L_N x_{C,N} - F_P x_{C,N+1} - V_{N+1} y_{C,N+1} + r_{1,N+1} - r_{2,N+1} \quad (20)$$

$$\dot{T}_{N+1} = \frac{1}{M_{N+1}^l cp_{N+1}^l + M_{N+1}^v cp_{N+1}^v} [L_N h_N^l - F_P h_{N+1}^l - V_{N+1} h_{N+1}^v - r_{1,N+1} (\Delta H_{r1}^0 + \Delta cp_1 (T_{N+1} - T_0)) - r_{2,N+1} (\Delta H_{r2}^0 + \Delta cp_2 (T_{N+1} - T_0))] \quad (21)$$

روابط ۱۱ تا ۱۵ نیز به همین ترتیب برای ریبولر نوشته می شوند، اما رابطه ۱۶ برای این مرحله حذف می شود.

از تجمع انرژی در کندانسور صرف نظر می شود و همچنین انجام واکنش برای این قسمت در نظر گرفته نمی شود [3]. به این ترتیب روابط معادلات کندانسور بصورت زیر خواهند بود:

$$\dot{M}_0 = V_1 - R \quad (22)$$

$$\dot{M}_{A,0} = V_1 y_{A,1} - R x_{A,0} \quad (23)$$

$$\dot{M}_{B,0} = V_1 y_{B,1} - R x_{B,0} \quad (24)$$

$$\dot{M}_{C,0} = V_1 y_{C,1} - R x_{C,0} \quad (25)$$

$$Q_c = V_1 h_1^v - R h_0^l \quad (26)$$

در روابط فوق M_i ، M_i^l و M_i^v به ترتیب تجمع مولی کل (فاز مایع و بخار)، تجمع مولی فاز مایع و تجمع مولی فاز بخار می باشند. $y_{A,i}$ ، $y_{B,i}$ ، $y_{C,i}$ و $Y_{D,i} = 1 - y_{A,i} - y_{B,i} - y_{C,i}$ کسرهای مولی اجزاء در فاز بخار در تعادل با فاز مایع در دمای T_i و فشار P_i می باشند. $\gamma_{A,i}$ ، $\gamma_{B,i}$ ، $\gamma_{C,i}$ و $\gamma_{D,i}$ ضرایب اکتیویته اجزاء در فاز مایع و در مرحله i هستند.

L_i و V_i جریانهای مولی مایع و بخار خروجی از هر مرحله هستند و R شدت جریان مایع برگشتی می باشد. $P_{A,i}^s$ ، $P_{B,i}^s$ ، $P_{C,i}^s$ و $P_{D,i}^s$ فشار بخارهای اجزاء در دمای T_i هستند.

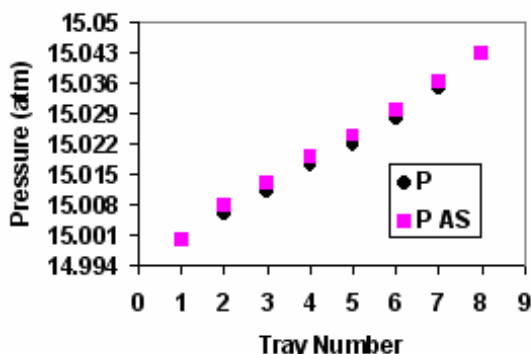
h_A و h_B آنتالپی جریانهای خوراک می باشند و h_i^l و h_i^v به ترتیب آنتالپی جریانهای مایع و بخار خروجی از مراحل هستند

برای محاسبه M_i^l (تجمع مولی مایع)، M_i^v (تجمع مولی بخار) و ترکیب درصدی اجزاء در فاز بخار و مایع برای هر مرحله، از روش بیان شده توسط Luyben و Choe [9]، استفاده شده است.

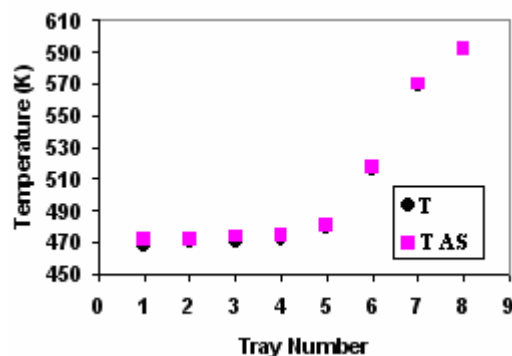
شبیه سازی رفتار استاتیکی ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول

بر اساس کار Kumar و Daoutidis [3]، یک ستون تقطیر واکنشی با تعداد هفت سینی (ریبویلر مرحله هشتم می باشد) در نظر می گیریم. در این ستون، آب از سینی اول (شماره گذاری مراحل از بالای ستون می باشد) و اکسید اتیلن از سینی چهارم وارد می شوند.

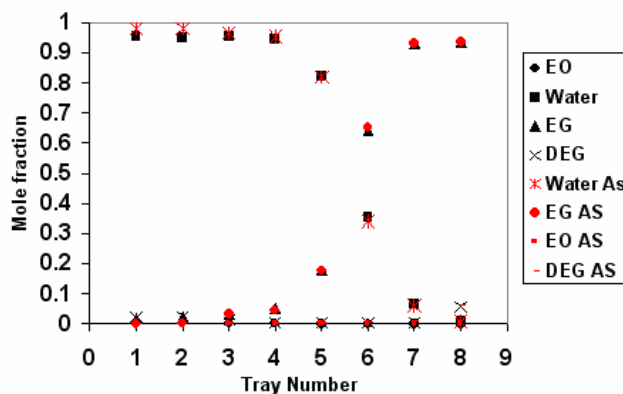
با استفاده از معادلات سیستم و نرم افزار MATLAB برنامه ای جهت شبیه سازی برج تهیه گردید. شکل‌های ۵ تا ۷ به ترتیب توزیع دما، فشار و ترکیب درصد اجزاء در ستون و مقایسه نتایج بدست آمده با نتایج بدست آمده از نرم افزار Aspen Plus 10.2 را نشان می دهند. ملاحظه می گردد که نتایج شبیه ساز تهیه شده همخوانی بسیار خوبی با نتایج Aspen دارد.



شکل ۶- توزیع فشار در ستون



شکل ۵- توزیع دما در ستون



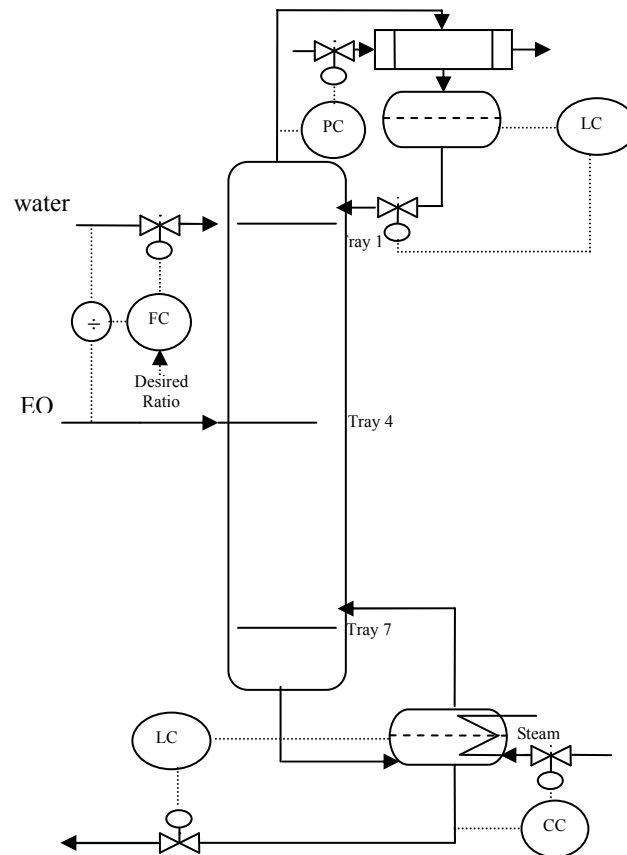
شکل ۷- توزیع ترکیب درصد اجزاء در ستون

شبیه سازی دینامیکی و کنترل ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلیکول

برای شبیه سازی دینامیکی سیستم فوق، وجود سه حلقه کنترل برای کنترل فشار کندانسور، سطح مایع در ریویولر و کندانسور ضروری است. بر این اساس طبق شکل ۸، از بار حرارتی کندانسور برای کنترل فشار بالای برج، از جریان محصول برای کنترل تجمع مایع در ریویولر و از شدت جریان برگشتی (Reflux) برای کنترل سطح مایع در ظرف بالای برج استفاده شده است. برای هر یک از حلقه های ذکر شده، یک کنترل کننده PI (در مورد سطح مایع کندانسور، کنترل کننده تناسبی می باشد) در نظر گرفته شده است. برای کنترل غلظت محصول از بار حرارتی ریویولر استفاده می شود. مقدار دبی آبی که به برج اضافه می شود متناسب با دبی خوراک می باشد.

تخمین مدل

برای طراحی کنترل کننده مناسب جهت کنترل غلظت اتیلن گلیکول، سعی شده که یک مدل مناسب برای بیان نحوه تغییرات غلظت اتیلن گلیکول در جریان محصول پایین بدست آید. برای شناسایی رفتار مدار باز حلقه کنترل غلظت، از شناساگر حداقل مربعات (Least Square Identifier)



شکل ۸- ساختار کنترلی پیشنهادی برای تولید اتیلن گلایکول ستون

[10]، استفاده شده است. جهت شناسایی ابتدا یک مدل $ARMA$ (Autoregressive Moving Average) بین بار حرارتی ریبویلر و غلظت محصول با درجه مورد نظر مشخص می شود و سپس سیستم با یک موج شبه تصادفی (Pseudo Random Wave) تحریک می شود. از روی اطلاعات

ورودی و خروجی، پارامترهای مدل توسط شناساگر مشخص می شوند. مجموع مجذور اختلاف بین خروجی سیستم و خروجی مدل (Sum of Square of Estimated Error) نسبت به ورودی پله به عنوان معیار انتخاب مدل مناسب خواهد بود. این معیار به صورت زیر می باشد:

$$\sum (y - \hat{y})^2 \quad (27)$$

توجه شود که زمان نمونه برداری (Sample Time) برای شناسایی $T_s = 10 \text{ sec}$ می باشد. برای سیستم مورد نظر سه نوع مدل در نظر گرفته شده است که در جدول ۲ روابط مربوط به مدلها و پارامترهای شناسایی شده آنها آمده است. همانطور که مشاهده می شود مدل مرتبه ۳ تخمین بهتری از رفتار سیستم دارد.

طراحی کنترل کننده

جهت طراحی کنترل کننده برای حلقه کنترل غلظت چهار نوع کنترل کننده شامل (۱) کنترل کننده PI؛ (۲) کنترل کننده PID؛ (۳) کنترل کننده IMC و (۴) کنترل کننده GPC در نظر گرفته شده است. برای طراحی کنترل کننده های PI، PID، و IMC به ترتیب از مدل مرتبه اول، مرتبه دوم و مرتبه سوم با معیار طراحی IMC استفاده شده است. کنترل کننده GPC نیز که در آن تابع هدف زیر حداقل می شود، بر اساس مدل مرتبه سوم طراحی شده است.

$$J = \sum_{j=N}^P [y(k+j) - y_r(k+j)]^2 + \lambda \sum_{j=1}^M [\Delta u(k+j-1)]^2 \quad (28)$$

روابط مربوط به کنترل کننده های PI، PID، و IMC و پارامترهای آنها در جدول ۳ آمده است.

بررسی نحوه عملکرد کنترل کننده ها

در این قسمت نحوه عملکرد کنترل کننده های فوق در دو حالت تغییر در مقدار مقرر و حذف جدول ۲- روابط مربوط به مدلها و پارامترهای آنها

| مدل | پارامترها | مقدار معیار |
|---|---|-------------|
| $\frac{y(k)}{u(k)} = \frac{b_1 z^{-1}}{1 + a_1 z^{-1}}$ | $a_1 = -0.798$ $b_1 = 2.015e-6$ | 0.23 |
| $\frac{y(k)}{u(k)} = \frac{b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2}}{1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2}}$ | $a_1 = -0.7375, a_2 = -0.1911$ $b_1 = 5.632e-6, b_2 = -4.703e-6$ | 0.07 |
| $\frac{y(k)}{u(k)} = \frac{b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + b_3 z^{-3}}{1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + a_3 z^{-3}}$ | $a_1 = -0.4047, a_2 = -0.3831, a_3 = -0.1629$ $b_1 = 5.613e-6, b_2 = -1.625e-6, b_3 = -3.075e-6$ | 0.011 |

اغتشاش بررسی شده است..

نتایج عملکرد کنترل کننده های PI، PID، و IMC و GPC نسبت به تغییر مقدار مقرر بصورت پله در دو محدوده با هم مقایسه شده اند. در محدوده اول غلظت (کسر مولی) اتیلن گلیکول در جریان

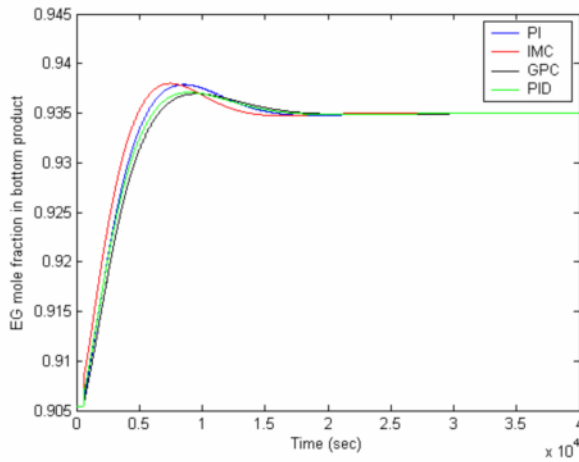
پایین از ۰/۸۸ به ۰/۹۱ و در محدوده دوم این غلظت از ۰/۹ به ۰/۹۳۵ تغییر می کند. در شکل‌های ۹ و ۱۰ نتایج عملکرد کنترل کننده های فوق برای محدوده اول و دوم هم مقایسه شده اند (تغییر مقدار مقرر در لحظه ۵۵۰ ثانیه اعمال شده است). همانگونه که ملاحظه می شود در محدوده دوم عملکرد کنترل کننده ها مشابه است و در محدوده اول GPC فرارفت کمتری دارد ولی سرعت آن کمتر از سه کنترل کننده دیگر است، بنابراین می توان گفت عملکرد کنترل کننده ها تقریباً یکسان است.

یکی از مهمترین موارد اغتشاش در ستون تولید اتیلن گلایکول، تغییر شدت جریان خوراک اکسیداتیلن می باشد. این موضوع بیشتر به علت وجود واکنش جانبی در ستون است که افزایش غلظت اکسید اتیلن به نفع تولید محصول جانبی دی اتیلن گلایکول خواهد بود.

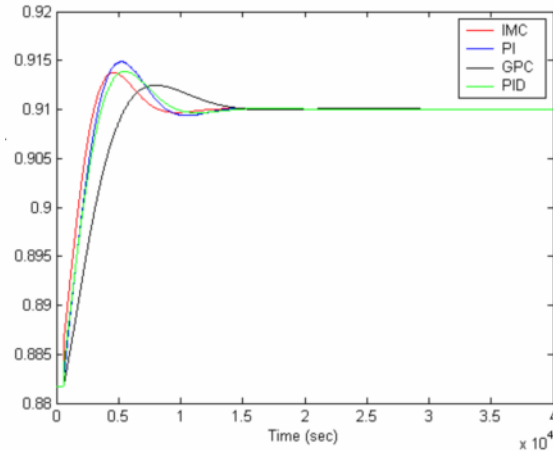
در ساختار کنترلی مورد نظر نسبت جریان دو خوراک توسط یک کنترل کننده نسبت (Ratio Control) کنترل می شود و بدین ترتیب نسبت دو واکنشگر همواره در مقدار ثابتی باقی می ماند (این کنترل کننده نسبت، کنترل کننده PI می باشد). در نظر گرفتن یک زمان تأخیر در حلقه کنترل نسبت، باعث بهبود عملکرد سیستم کنترلی خواهد شد، این موضوع در شکل ۱۱

جدول ۳- روابط مربوط به کنترل کننده ها

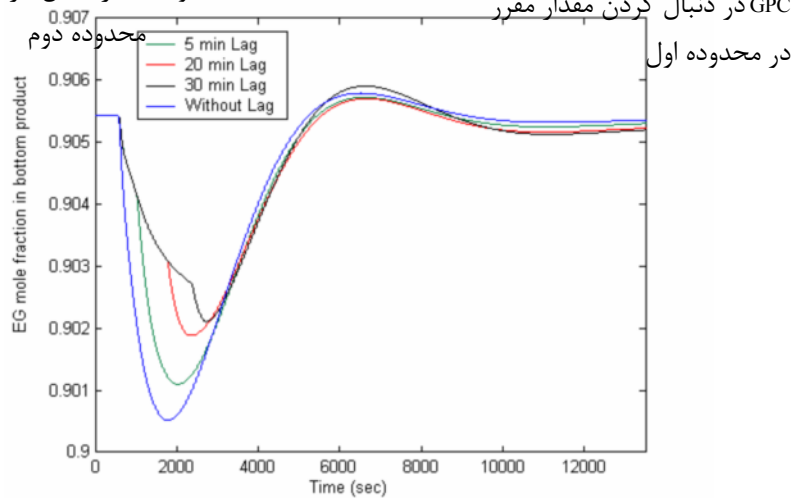
| نوع کنترل کننده | رابطه کنترل کننده | پارامترها |
|-----------------|---|--|
| PI | $\frac{u(k)}{\varepsilon(k)} = \frac{r_0(1+r_1z^{-1})}{1-z^{-1}}$ | $r_1 = a_1 = -0.798$ $r_0 = 5000$ |
| PID | $\frac{u(k)}{\varepsilon(k)} = \frac{r_0(1+r_1z^{-1}+r_2z^{-2})}{(1-z^{-1})(1+s_1z^{-1})}$ | $r_1 = a_1 = -0.7375$ $r_2 = a_2 = -0.1911$ $s_1 = \frac{b_2}{b_1} = -0.84$ $r_0 = 18000$ |
| IMC | $G_C(z) = \frac{Q(z)}{1-Q(z)\tilde{G}(z)}$ $Q(z) = D(z)F(z) = D(z) \frac{1-\alpha}{1-\alpha z^{-1}} \quad 0 < \alpha < 1$ $D(z) = \frac{1}{\tilde{G}(z)}$ | $\alpha = 0.91$ |



شکل ۱۰- مقایسه نحوه عملکرد کنترل کننده های PI، PID، IMC و GPC در دنبال کردن مقدار مقرر در



شکل ۹- مقایسه نحوه عملکرد کنترل کننده های PI، PID، IMC و GPC در دنبال کردن مقدار مقرر در

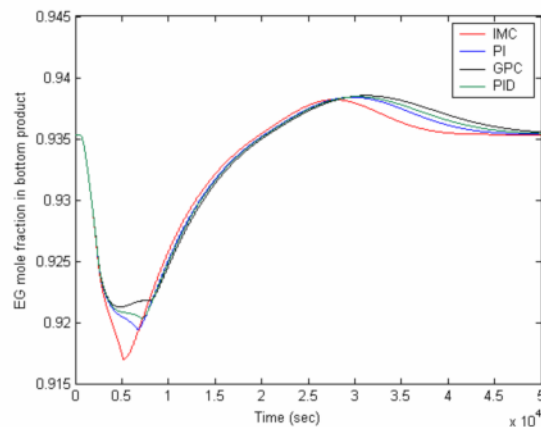
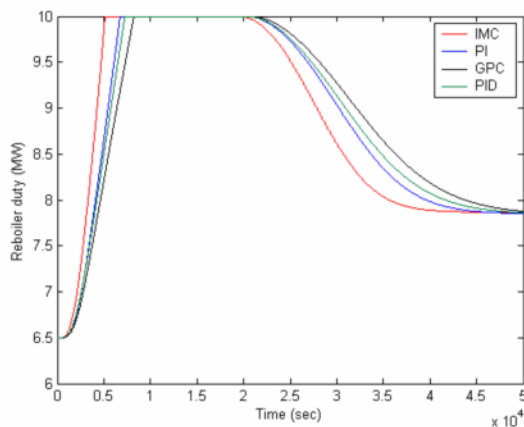


شکل ۱۱- تأثیر زمان تأخیر در حلقه کنترل نسبت، برای حذف اغتشاش ناشی از تغییر شدت جریان اکسید اتیلن

نشان داده شده است. این شکل بیان کننده نتیجه عملکرد حلقه کنترل غلظت (با کنترل کننده IMC) نسبت به تغییر شدت جریان خوراک اکسید اتیلن به اندازه ۲۰٪ (در لحظه ۵۵۰ ثانیه)، در چهار حالت بدون زمان تأخیر ، ۵ دقیقه تأخیر ، ۲۰ دقیقه تأخیر و ۳۰ دقیقه تأخیر در حلقه کنترل نسبت می باشد.

برای بررسی نحوه عملکرد کنترل کننده های مورد نظر در حذف اغتشاش ناشی از تغییر جریان اکسید اتیلن ، تغییر پله به اندازه ۲۰٪ در جریان خوراک اکسید اتیلن (در لحظه ۵۵۰ ثانیه) ایجاد شده است که نتایج آن در مورد کنترل کننده های PI ، PID ، IMC و GPC در شکل‌های ۱۲ و ۱۳ با هم مقایسه شده اند. مجدداً ملاحظه می شود که عملکرد کنترل کننده ها

تقریباً یکسان است. با توجه به نتایج حاصله می توان گفت که استفاده از کنترل کننده پیچیده ضرورتی ندارد و می توان از کنترل کننده PI که خوب تنظیم شده است استفاده کرد.

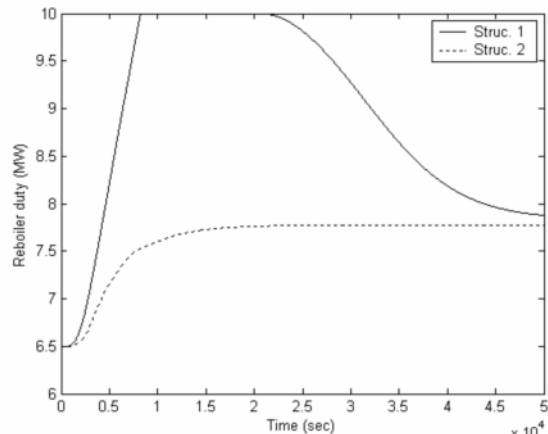
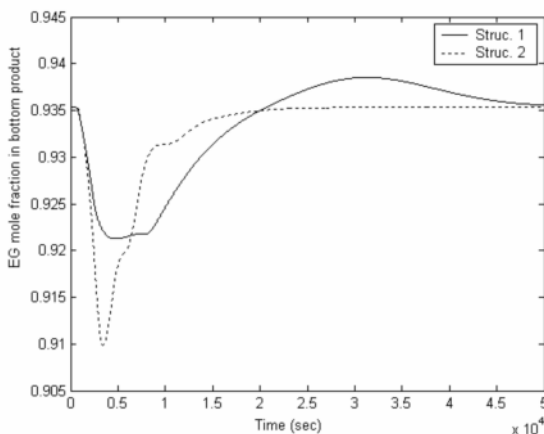


شکل ۱۳- مقایسه نحوه تغییر بار حرارتی ریویلر در مورد کنترل کننده های مورد نظر برای حذف اغتشاش ناشی از تغییر شدت جریان خوراک اکسید اتیلن به میزان ۲۰٪

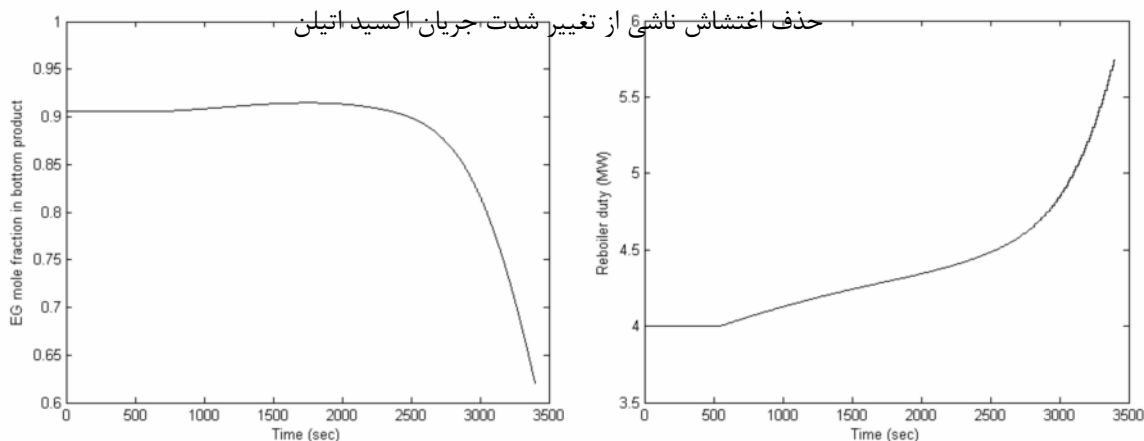
شکل ۱۲- مقایسه نحوه تغییر غلظت اتیلن گلایکول در مورد کنترل کننده های مورد نظر برای حذف اغتشاش ناشی از تغییر شدت جریان خوراک اکسید اتیلن به میزان ۲۰٪

بررسی عملکرد تغییر ساختار کنترلی در کنترل ستون تقطیر واکنشی برای تولید اتیلن گلایکول

ساختار کنترلی در نظر گرفته شده در این کار، مطابق شکل ۸ می باشد. در کار Al-arfaj و Luyben [4]، ساختار کنترلی متفاوتی ارائه شده است. تفاوت اصلی این دو ساختار در نحوه برقرار کردن کنترل کنترل نسبت (Ratio Control) به منظور حذف اغتشاشهای ناشی از تغییر شدت جریان اکسید اتیلن می باشد. در ساختار ارائه شده توسط آنها سطح مایع در ظرف جمع کننده با شدت جریان آب ورودی به ستون کنترل می شود و حلقه کنترل نسبت بین شدت جریان اکسید اتیلن ورودی و شدت جریان مایع برگشتی می باشد.



شکل ۱۴- مقایسه نحوه عملکرد ساختارهای کنترلی: (۱) ساختار پیشنهادی و (۲) ساختار پیشنهادی مرجع [4] در



شکل ۱۵- عملکرد ساختار پیشنهادی مرجع [4] در حالت دنبال کردن مقدار مقرر

در شکل ۱۴ عملکرد دو ساختار ذکر شده در حذف اغتشاش ناشی از تغییر پله ای شدت جریان اکسید اتیلن به اندازه ۲۰٪ (از لحظه ۵۵۰ ثانیه) مقایسه شده اند. توجه شود که در هر دو مورد برای کنترل غلظت اتیلن گلیکول از کنترل کننده GPC استفاده شده و همچنین در هر دو مورد تأخیری معادل ۳۰ دقیقه در حلقه کنترل نسبت در نظر گرفته شده است. ساختار کنترلی پیشنهادی مرجع [4] در حالت دنبال کردن مقدار مقرر عملکرد مطلوبی ندارد و در واقع تداخل بین حلقه ها باعث ناپایداری در این ساختار کنترلی می شود. این موضوع در شکل ۱۵ نشان داده شده است. در این شکل نحوه عملکرد این ساختار برای تغییر در مقدار مقرر از ۰/۹ به ۰/۹۳۵ (در لحظه ۵۵۰ ثانیه) نشان داده شده است و همانطور که مشاهده می شود استفاده از این ساختار در دنبال کردن مقدار مقرر باعث ناپایداری می شود در حالیکه ساختار پیشنهادی همانگونه که در شکل‌های ۹ و ۱۰ دیده می شود پایدار باقی می ماند و بخوبی سیستم کنترل می گردد.

نتیجه گیری و پیشنهادات

در این مقاله با استفاده از اصول بقای جرم و انرژی و سینتیک واکنش هیدراسیون اکسید اتیلن، رفتار استاتیکی و دینامیکی برج واکنشگر تولید اتیلن گلیکول شبیه سازی شده است. صحت نتایج نرم افزار تهیه شده در حالت استاتیکی با نرم افزار Aspen تایید گردیده است. با استفاده از مدل دینامیکی کنترل برج مورد بررسی قرار گرفته و عملکرد چهار کنترل کننده در دنبال کردن مقدار مقرر و خنثی کردن اثر بار مقایسه شده است. نتایج حاکی از آن است که با پیچیده کردن کنترل کننده بهبود قابل توجهی حاصل نمی گردد. ساختار پیشنهادی کنترل با یک ساختار

پیشنهاد شده در مراجع مقایسه شده و نشان داده شده که ساختار پیشنهادی در مراجع عملکرد مناسبی در دنبال کردن مقدار مقرر ندارد.

مراجع:

- [1] Ciric, A. R., and D. Gu, "Synthesis of Nonequilibrium Reactive Distillation Processes by MINLP Optimization," *AICHE J.*,40,1479,(1994).
- [2] Ciric, A. R., and P. Miao, "Steady State Multiplicities in an Ethylene Glycol Reactive Distillation Column," *Ind. Eng. Chem. Res.*,33,2738,(1994).
- [3] Kumar, A., and P. Daoutidis, "Modeling, Analysis and Control of Ethylene Glycol Reactive Distillation Column," *AICHE J.*,45,51,(1999).
- [4] Al-Arfaj, M. A., W. L. Luyben, "Control of Ethylene Glycol Reactive Distillation Column," *AICHE J.*,48,905,(2002).
- [5] Ciric, A. R., and D. Gu, "Synthesis of Nonequilibrium Reactive Distillation Processes by MINLP Optimization," *AICHE J.*,40,1479,(1994).
- [6] Okasinski, M. J., and M. F. Doherty, "Design Method for Kinetically Controlled, Staged Reactive Distillation Column," *Ind. Eng. Chem. Res.*,37,2821,(1998).
- [7] J. Gmehling, U. Onken, J. R., Rarey-Nies, "DECHEMA (Chemical Data Series)," .
- [8] J. M. Prausnitz, R. N. Lichtenthaler, E. G. De Azevedo , "Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria", Third Edition, Prentice Hall PTR,(1999),p.258-294.
- [9] Y. S. Choe, W. L. Luyben, "Rigorous Dynamic Model of Distillation Columns." Process Modeling and Control Center Department Of Chemical Engineering Lehigh University,(1987).
- [10] K. J. Åstrom, B. Wittenmark, "Adaptive Control," Second Edition, Addison-Wesley,(1989).