

# شبیه سازی راکتورهای فرآیند آلکیلاسیون بنزن جهت تولید اتیل بنزن برای یک واحد صنعتی

حمید گنجی، جعفر صادق زاده اهری، امیر فرشی

پژوهشگاه صنعت نفت، پژوهشکده مهندسی فرآیند، واحد مدل سازی و کنترل

## چکیده

اتیل بنزن ماده اولیه تولید منور استایرن می باشد که استفاده از آن هر ساله در حال افزایش است. این ماده از آلکیلاسیون بنزن در مجاورت اتیلن تولید می گردد. یکی از ابزارهایی که می تواند به توسعه این فرایند کمک قابل ملاحظه ای نماید نرم افزار شبیه سازی این فرایند است. در این تحقیق فرایند، آلکیلاسیون بنزن جهت تولید اتیل بنزن شبیه سازی شده است. معادلات موازنۀ جرم، انرژی و مومنت برای راکتور با جریان محوری نوشته شدند. با توجه به اینکه هیچیک از معادلات سنتیکی موجود در منابع شرایط و اکتشافات فرایند را ارضاء نمی کرد، با استفاده از تکنیک های بهینه سازی، معادلات موجود اصلاح شدند و با استفاده از آن فرایند آلکیلاسیون بنزن شبیه سازی گردید. نتایج بدست آمده از قبیل دمای راکتور، فشار، درصد تبدیل خوراک و درصد اجزاء محصول با داده های تجربی حاصل از یک واحد صنعتی مقایسه شد که سازگاری بسیار خوبی مشاهده گردید بطوریکه از آن می توان با دقت بالایی در طراحی پایلوت و واحد های جدید استفاده نمود.

واژه های کلیدی: شبیه سازی، اتیلن، بنزن، آلکیلاسیون

## مقدمه

در سال ۱۹۵۸ میلادی شرکت آمریکائی UOP فرآیند جدیدی را برای الکیلاسیون بنزن با گاز اتیلن در مجاورت کاتالیزور کلرید آلومینیوم توسعه داد که محصول حاصل از آن(اتیلن بنزن) ماده اولیه تولید منomer استایرین می‌باشد<sup>[۱]</sup>. اتیلن بنزن مایع بیرنگ است که بویی شبیه به بنزین دارد و در هوا با غلظت حجمی کمتر از دو قسمت در میلیون (ppm) موجود است. اتیلن بنزن در نفت خام به میزان کمی وجود دارد و علاوه بر ساخت استایرین استفاده‌های دیگری از قبیل ساخت استوفن، دی اتیلن بنزن، استات سلولوز و غیره دارد<sup>[۲]</sup>. تقاضا برای اتیلن بنزن در جهان بطور متوسط سالانه ۴/۲ درصد رشد دارد و پیش‌بینی شده است که در سال ۲۰۰۳ به حدود ۲۵ میلیون تن برسد<sup>[۳]</sup>.

معمولًاً فرایند آلکیلاسیون بنزن برای تولید اتیلن بنزن شامل سه مرحله است<sup>[۴]</sup>:

۱- مرحله آلکیلاسیون (Alkylation)

۲- مرحله ترانس آلکیلاسیون (Trans Alkylation)

(که در آن پلی اتیلن بنزن‌ها (به طور عمده دی اتیلن بنزن و

تری اتیلن بنزن) در فرایندی معکوس و در حضور بنزن به اتیلن بنزن تبدیل می‌شوند.

۳- مرحله تفکیک که بنزن واکنش نداده، پلی اتیلن بنزن‌ها و ترکیبات دیگر از هم جدا می‌شوند و اتیلن بنزن

با درجه خلوص بالا بدست می‌آید.

کاتالیست بکار گرفته شده در این فرایند (کلرید آلومینیوم) بسیار خورنده است و احتیاج به دستگاه‌های

گران قیمت و مقاوم در برابر اسید دارد<sup>[۱]</sup>. در سال‌های اخیر تحقیقات فراوانی روی کاتالیست‌های

مختلف و کارایی آنها صورت گرفته است و کاتالیست‌های زئولیتی مورد توجه خاصی قرار

گرفته‌اند<sup>[۵] و [۶]</sup>.

یکی از ابزارهایی که می‌تواند به توسعه این فرایند کمک قابل ملاحظه‌ای نماید، نرم افزار شبیه‌سازی این فرایند است. باداشتن چنین نرم افزاری می‌توان رفتار سیستم را در اثر تغییرات احتمالی بررسی نمود و از آن در طراحی پایلوت و واحدهای جدید استفاده نمود. البته این فرایند بوسیله بعضی از محققان شبیه‌سازی شده است. اما به دلیل استفاده از کاتالیست‌ها و سینتیک‌های متفاوت استفاده از آنها برای هر واحد صنعتی امکان‌پذیر نیست. به همین دلیل نیاز به نرم افزاری مناسب برای شبیه‌سازی واحد اتیلن بنزن موجود در مجتمع پتروشیمی تبریز که تنها مجتمع تولید کننده اتیلن بنزن کشور می‌باشد احساس می‌شود که با پیشنهاد آن واحد صنعتی نرم افزار موجود تهیه گردید.

## شرح فرایند<sup>[۷]</sup>

در این فرایند خوراک بنزن از مخزن با بنزن برگشتی از بخش جداسازی مخلوط و سپس گرم شده و وارد رآکتور اول (R101) می‌گردد. قبل از ورود به رآکتور، اتیلن نیز به خوراک تزریق می‌شود. اتیلن تماماً در رآکتور ترکیب می‌شود. خروجی از رآکتور اول، خوراک ورودی به رآکتور دوم را گرم کرده و پس از سرد شدن وارد رآکتور دوم (R102) می‌گردد. قبل از ورود به رآکتور دوم مجدداً اتیلن به آن تزریق می‌شود. خروجی از رآکتور دوم به برج بنزن در بخش جداسازی ارسال می‌گردد. واکنش تبدیل پلی اتیلن بنزن‌ها به اتیلن بنزن (ترانس الکیلاسیون) در یک رآکتور بنام ترانس الکیلاتور (R103) انجام می‌شود. خوراک این رآکتور را مخلوطی از جریان گرفته شده از برج بنزن و جریان پلی اتیلن بنزن

## راکتورها

برگشتی تشکیل می‌دهد. خوراک این راکتور قبلاً با جریان خروجی از راکتور و همچنین در یک کوره گرم می‌شود. خروجی از ترانس الکیلاتور به برج بنزن در بخش جداسازی فرستاده می‌شود.

همانگونه که گفته شد بخش راکتور به دو بخش الکیلاتیون و ترانس الکیلاتیون تقسیم می‌شوند. راکتورهای الکیلاتیون به صورت سری قراردارند و دارای دو بستر کاتالیستی هستند. راکتور ترانس الکیلاتیون بزرگتر از هر یک از الکیلاتورها بوده و دارای سه بستر کاتالیستی است. جریان در راکتورها از پائین به بالا می‌باشد. شکل شماره (۱) شمای ساده‌ای از راکتورها را نشان می‌دهد و مشخصات آنها در جدول شماره (۱) آمده است.

جدول ۱- مشخصات راکتورها در واحد اتیل بنزن

۱۰۳R	۱۰۲R	۱۰۱R	راکتور
۳	۲	۲	تعداد بستر
۵/۸۵	۵/۵۱	۵/۵۱	ارتفاع بستر(m)
۱/۵	۱/۱	۱/۱	قطر داخلی(m)
۰/۷۱	۰/۵۱	۰/۵۱	فاصله بسترهای(m)
۶۰۴۲	۴۲۷۰	۴۲۷۰	وزن کاتالیست در هر بستر(kg)

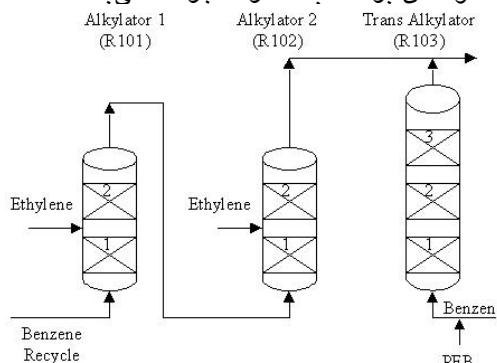
## مدلسازی قسمت الکیلاتیون (راکتورهای R102, R101)

توسعه روابط مدل

با نوشتن موازنۀ جرم بر روی یک مقطع دیفرانسیلی بستر به طول  $dz$  معادله زیر بدست می‌آید:

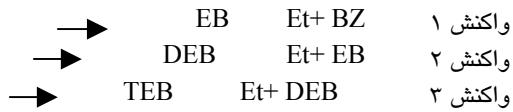
$$-u \frac{dc_i}{dz} = r_i \rho_b \quad (1)$$

که در معادله (۱)،  $r_i$  سرعت واکنش بر حسب مصرف جزء  $i$  می‌باشد.



شکل ۱- شمای ساده راکتورهای واحد اتیل بنزن

واکنش‌های اصلی در قسمت آلکیلاسیون عبارتند از:



که در واکنش‌های بالا Et, EB, BZ و TEB به ترتیب معرف اتیلن، بنزن، اتیل بنزن، دی اتیل بنزن و تری اتیل بنزن می‌باشند.

معادله (۱) را به صورت‌های زیر نیز می‌توان نوشت:

$$-\frac{dF_i}{dz} = r_i \rho_b A \quad (2)$$

$$\frac{dX_{Etj}}{dz} = \frac{\rho_b \cdot A \cdot r_j}{F_{Et}^{\circ}} \quad (3)$$

که در این معادلات  $r_j$  سرعت واکنش شماره  $j$  میزان تبدیل در واکنش شماره  $j$  است. با توجه به روابط بالا در هر ارتفاعی از بستر می‌توان دبی مولی اجزاء را با استفاده از روابط زیر بدست آورد.

$$F_{Et} = F_{Et}^{\circ} - F_{Et}^{\circ} X_{Et} \quad (4)$$

$$F_{BZ} = F_{BZ}^{\circ} - F_{BZ}^{\circ} X_{BZ} = F_{BZ}^{\circ} - F_{ET}^{\circ} X_{Et} \quad (5)$$

$$F_{EB} = F_{EB}^{\circ} + F_{EB}^{\circ} (X_{Et_1} - X_{Et_2}) \quad (6)$$

$$F_{DEB} = F_{DEB}^{\circ} + F_{Et}^{\circ} (X_{Et_2} - X_{Et_3}) \quad (7)$$

$$F_{TEB} = F_{TEB}^{\circ} + F_{ET}^{\circ} X_{Et_3} \quad (8)$$

معادله موازنۀ انرژی و مومنت در هر بستر نیز به صورت زیر می‌باشد:

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\sum_{j=1}^n (-\Delta H_j) r_j \rho_b A}{\sum_{i=1}^m F_i C_{p_i}} \quad (9)$$

$$\frac{dp}{dz} = -\frac{2fG^2}{D_t \rho_m} \quad (10)$$

با حل همزمان معادلات (۳) و (۹) و (۱۰) پروفیل دما و غلظت اجزاء و فشار در بستر بدست می‌آید که در اینجا برای حل این معادلات دیفرانسیل از روش رانجا - کوتا استفاده شده است. در هر مرحله مکانی با محاسبه دمای جدید، مقادیر  $C_p$  و  $\Delta H$  باید محاسبه گردند. از روابط زیر برای محاسبه  $C_p$  و  $\Delta H$  استفاده شده است:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (11)$$

$$\Delta H_R(T) = \Delta H_R(T_R) + \int_{TR}^T C_p dT \quad (12)$$

که  $\Delta H_R(T_R)$  گرمای واکنش در دمای استاندارد  $T_R$  است که با استفاده از گرمای تشکیل مواد محاسبه می‌گردد. به عنوان مثال برای واکنش  $aA + bB \rightarrow cC + dD$  داریم.

$$\Delta H_R(T_R) = c\Delta H_{f,C}(T_R) + d\Delta H_{f,D}(T_R) - a\Delta H_{f,A}(T_R) - b\Delta H_{f,B}(T_R) \quad (12)$$

جدول (۲) گرمای تشکیل مواد مورد نظر در این فرآیند را در دمای استاندارد ۲۹۸ درجه کلوین نشان می‌دهد. البته این مقادیر برای حالت گازی است ولی چون واکنش در فاز مایع اتفاق می‌افتد باید مقدار آنها در فاز مایع بدست آید. برای تبدیل  $\Delta H_f$  از حالت گازی به حالت مایع می‌توان از معادله زیر استفاده نمود:

$$\Delta H_f(l) = \Delta H_f(g) - \Delta H_v \quad (14)$$

که

$\Delta H_f(l)$ : گرمای تشکیل در فاز مایع

$\Delta H_f(g)$ : گرمای تشکیل در فاز گاز

$\Delta H_v$ : گرمای نهان تبخیر

مقادیر گرمای نهان تبخیر در دمای ۲۹۸ درجه کلوین نیز در جدول (۲) آمده است. مقادیر ثابت معادله  $C_p$  که از منابع مختلف بدست آمده است [۹و ۶]. در جدول (۳) مشاهده می‌شود.

جدول ۲- مقادیر گرمای تشکیل مواد در حالت گازی و گرمای نهان تبخیر در دمای ۲۹۸ درجه کلوین [۹و ۶]

$\Delta H_v(J/mol \cdot K)$	$\Delta H_f(J/mol \cdot K)$	ماده
-۵۷۴۳	۵۲۲۸۷	Et
۳۴۴۸۰	۸۰۱۹۰	BZ
۴۱۸۰۰	۲۹۹۲۹	EB
۴۶۶۵۰	-۱۸۵۰۰	DEB
۴۱۰۰۰	-۷۲۵۱۰	TEB

### سینتیک واکنشها

مساله اصلی در شبیه‌سازی رآکتور داشتن سینتیک مناسب واکنش‌هاست. با توجه به اینکه هیچیک از سینتیک‌های موجود در منابع بطور دقیق شرایط واحد اتیل بنزن پتروشیمی تبریز را ارضاء نمی‌کرد، با استفاده از تکنیک‌های بهینه‌سازی نرم افزار MATLAB معادلات سرعت موجود [۱۰] اصلاح شدند.

جدول ۳- ثوابت معادله  $C_p$

A	B	C	D	ماده
۷۰/۹۲	۰/۸۰۴	-۰/۰۰۲۱	۰/۰۰۰۵	Et
-۳۱/۶۶	۱/۳۰	-۰/۰۰۳۶	۰/۰۰۰۴	BZ
۱۸۲/۳۷	۰/۱۶۹	۰/۰۰۰۵	-	EB
۱۴۰/۷۶۶	۰/۷۷۲	-۰/۰۰۱۹	۰/۰۰۰۰۳	DEB
-۲۵/۲۷	۱/۰۰	-۰/۰۰۰۶	-	TEB

این تکنیک بهینه‌سازی عبارت بود از بدست آوردن بهترین پارامترهای معادلات سرعت واکنش که کمترین خطا را با داده‌های تجربی داشته باشند. بدین منظور تابع هدفی تعریف شد که عبارت بود از تفاوت درصد وزنی اجزاء خروجی از رآکتور حاصل از مدل و داده‌های تجربی:

$$OBJ = (wt\%_{BZ}^{model} - wt\%_{BZ}^{plant})^2 + (wt\%_{EB}^{model} - wt\%_{EB}^{plant})^2 + (wt\%_{PEB}^{model} - wt\%_{PEB}^{plant})^2 \quad (15)$$

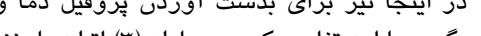
برای بهینه‌سازی پارامترهای سینتیکی از داده‌های ده روز کاری پتروشیمی تبریز استفاده شد. لازم به ذکر است که به دلیل ناچیز بودن مقدار TEB می‌توان از واکنش شماره (۳) صرف‌نظر نمود. این بهینه‌سازی منجر به معادلات زیر گردید:

$$r_1 = \frac{k_r \cdot C_{Et}}{1 + K_{EB} C_{EB}}, \quad \frac{kmol\ BZ}{kg\ cat.\ hr} \quad (16)$$

$$\begin{aligned} k_r &= 0.69 \times 10^6 \exp\left(\frac{-6.434 \times 10^4}{RT}\right), \quad k_{EB} = -1.5202 \times 10^{-2} \exp\left(\frac{-3.933 \times 10^3}{RT}\right) \\ r_2 &= 2.08 \times 10^2 \exp\left(\frac{-4.7030 \times 10^4}{RT}\right) C_{EB} \cdot C_{Et}, \quad \left(\frac{kmol\ EB}{kg\ cat.\ hr}\right) \end{aligned} \quad (17)$$

### شبیه‌سازی قسمت ترانس آکیلاسیون (R103) (R103)

واکنش‌های اصلی رآکتور ترانس آکیلاسیون عبارتند از:



در اینجا نیز برای بدست آوردن پروفیل دما و غلظت و فشار از روابط (۳) و (۹) و (۱۰) استفاده می‌گردد با این تفاوت که در معادله (۳) اتیلن با بنزن جایگزین می‌گردد.

در این قسمت نیز با استفاده از روش بهینه‌سازی، پارامترهای سینتیکی مناسب تعیین شدند. تابع هدف

موردنظر در این مرحله عبارت است از:

$$OBJ = (wt\%_{BZ}^{model} - wt\%_{BZ}^{plant})^2 + (wt\%_{EB}^{model} - wt\%_{EB}^{plant})^2 + (wt\%_{PEB}^{model} - wt\%_{PEB}^{plant})^2 + (X_{PEB}^{model} - X_{PEB}^{plant})^2 \quad (18)$$

نهایتاً معادلات سرعت زیر برای واکنش‌های شماره (۴) و (۵) بدست آمدند:

$$r_4 = 2.378 \times 10^2 \exp\left(\frac{-6.128 \times 10^4}{RT}\right) C_{DEB} \cdot C_{BZ}^{1.0218} \left/ \left(1 + 3 \times 10^{-7} C_{BZ}\right)\right. \quad (19)$$

$$\left( \frac{kmol BZ}{kg\ cat.\ hr} \right)$$

$$r_5 = 2.434 \times 10^2 \exp\left(\frac{-5.5077 \times 10^4}{RT}\right) C_{TEB} C_{BZ}^{-1.0503} / \left(1 + 1.76 \times 10^{-5} C_{BZ}\right) \quad (20)$$

$$\left( \frac{kmol BZ}{kg cat.hr} \right)$$

### نتایج

بعد از بدست آوردن معادلات مدل و پارامترهای مورد نیاز، برنامه‌ای کامپیوتربی به زبان فرتون تهیه شد تا با استفاده از آن مدل را حل نموده و مقادیر خروجی از رآکتورها از قبیل دما، درصد اجزاء و فشار در رآکتور بدست آید و با نتایج تجربی مقایسه گردد.

### R ۱۰۲ نتایج شبیه سازی رآکتورهای ۱۰۱

برای بررسی عملکرد نرم افزار تهیه شده از داده‌های حاصل از واحد در سه روز کاری که با ده روز کاری استفاده شده برای تعیین پارامترهای سینتیکی متفاوت بودند استفاده شده است. جدول (۴) مقادیر داده‌های ورودی را نشان می‌دهد و جدول‌های (۵) و (۶) به ترتیب داده‌های خروجی رآکتورهای R101 و R102 را نشان می‌دهند. ملاحظه می‌شود که همخوانی خوبی بین نتایج مدل و واحد وجود دارد.

جدول ۴- مقادیر ورودی به رآکتورهای R ۱۰۲ و R ۱۰۱

روز کاری سوم	روز کاری دوم	روز کاری اول	فشار ورودی (bar)
۲۸	۲۸	۳۸	$101 R^0 C$
۲۱۲/۶۴	۲۱۲/۲۱	۲۱۲/۵۴	$102 R^0 C$
۲۱۷/۴۳	۲۱۷/۳۵	۲۱۶/۷۲	$BZ$ به ورودی $101 R^{kg/hr}$
۶۲۲۴۱/۱۴	۶۵۰۵۷/۳۷	۶۴۶۳۰/۰۱	$Et$ به ورودی $101 R^{kg/hr}$
۱۸۰۴/۰۰	۱۹۴۹/۷۲	۱۸۹۹/۸۶	$Et$ ورودی به $101 R^{kg/hr}$
۱۸۰۴/۰۰	۱۹۵۰	۱۸۹۹/۹۷	$Et$ ورودی به $102 R^{kg/hr}$

توجه: در رآکتورهای R101 و R102 نسبت اتیلن ورودی به بستر اول و دوم ۶۰ به ۴۰ است.

جدول ۵- داده‌های خروجی رآکتور R101

روز کاری سوم واحد مدل	روز کاری دوم واحد مدل	روز کاری اول واحد مدل	دما ( $^0C$ )
۲۵۴/۳۰ ۲۵۲/۲۴	۲۵۴/۸۸ ۲۵۲/۹۰	۲۵۴/۷۲ ۲۵۲/۳۱	$BZ$
۸۷/۳۰ ۸۹/۱۷	۸۷/۰۲ ۸۹/۱۷	۸۷/۲۰ ۸۹/۱۷	EB
۹/۹۲ ۹/۸۹	۱۰/۱۶ ۹/۸۶	۱۰/۰۰ ۹/۸۶	PEB
۰/۴۸ ۰/۰۱	۰/۴۹ ۰/۰۱	۰/۴۹ ۰/۰۱	درصد وزنی

### نتایج شبیه سازی رآکتور R103

جهت بررسی عملکرد نرم افزار برای رآکتور R103 از داده‌های تجربی واحد در سه روز کاری استفاده شده است که جدول (۷) داده‌های ورودی به رآکتور و جدول (۸) خروجی آن را جهت مقایسه با مقادیر تجربی نشان می‌دهد.

**جدول ۶-دادهای خروجی رآکتور R102**

روز کاری سوم واحد مدل	روز کاری دوم واحد مدل	روز کاری اول واحد مدل	دما (°C)
۲۵۶/۸۳ ۲۵۶/۴۱	۲۵۷/۶۳ ۲۵۶/۹۱	۲۵۶/۷۰ ۲۵۵/۷۳	
۳۶/۲۴ ۳۶	۳۶/۰۴ ۳۶	۳۶/۰۹ ۳۶	فشار (bar)
۷۷/۹۵ ۷۹/۷۹	۷۷/۴۸ ۷۹/۷۹	۷۷/۷۰ ۷۹/۷۹	درصد وزنی BZ
۱۸/۱۳ ۱۸/۲۱	۱۸/۰۳ ۱۸/۲۱	۱۸/۳۴ ۱۸/۲۱	درصد وزنی EB
۱/۶۵ ۱/۲۳	۱/۶۳ ۱/۲۳	۱/۶۰ ۱/۲۳	درصد وزنی PEB

**جدول ۷-دادهای ورودی به رآکتور R103**

روز کاری سوم	روز کاری اول	روز کاری دوم	دبی جرمی ورودی (kg/hr)
۳۸۷۱۲	۴۳۱۰۳	۳۹۷۷۷	دما ورودی (0c)
۲۱۷/۹۳	۲۱۷/۲۷	۲۱۸/۰۵	فشار ورودی (bar)
۳۸	۳۸	۳۸	درصد وزنی BZ
۹۴/۶	۹۴/۶	۹۴/۶	درصد وزنی EB
۰/۳۸	۰/۳۸	۰/۳۸	درصد وزنی PEB
۴/۱۵	۴/۱۵	۰۴/۱۵	

**جدول ۸- مقایسه نتایج مدل و واحد در خروجی رآکتور R103**

روز کاری سوم واحد مدل	روز کاری دوم واحد مدل	روز کاری اول واحد مدل	فشار (bar)
۳۴/۹۹ /۳۵	۳۴/۲۷ /۳۵	۳۴/۸۲ ۳۵	
۹۳/۴۱ ۹۳/۶۹	۹۳/۴۰ ۹۳/۶۹	۹۳/۴۲ ۹۳/۶۹	BZ
۳/۶۲ ۳/۴۸	۳/۰۰ ۳/۴۸	۳/۶۰ ۳/۴۶	EB
۲/۱۰ ۱/۹۸	۲/۱۷ ۱/۹۸	۲/۱۱ ۱/۹۸	PEB
۸۵/۴۸ ۸۴/۱۷	۸۲/۳۴ ۸۴/۱۷	۶۴/۹۰ ۸۴/۱۷	درصد تبدیل PEB

\*PEB=DEB+TEB

#### فهرست علائم :

- A: ( $m^2$ ) سطح مقطع بستر
- C: ( $kmol/m^3$ ) غلظت
- $C_p : \left( \frac{Kj}{kmol^o k} \right)$  طرفیت گرایی ویژه
- $D_t : (m)$  قطر داخلی لوله
- $f : (-)$  ضریب اصطکاک لوله
- F: ( $kmol/hr$ ) دبی مولی
- $F^{\circ} : \left( \frac{kmol}{hr} \right)$  دبی مولی اولیه
- $G : \left( \frac{kg}{m^2 \cdot hr} \right)$  فلاکس جرمی
- m:

## منابع

n:	تعداد واکنش ها
r : $\left( \frac{kmol}{Kg\ cat.\ hr} \right)$	سرعت واکنش
T : $^{\circ}c$ یا $^{\circ}k$	دماهی واکنش
$T_R$ : ( $^{\circ}K$ )	دماهی مرجع
u: $(\frac{m}{hr})$	سرعت حرکت جریان
X :	درصد تبدیل
$X_{PEB}$	درصد تبدیل پلی اتیل بنزن
$\rho_b: \frac{kg\ cat}{m^3 bed}$	جرم حجمی توده
$\rho_m: (\frac{kg}{m^3})$	جرم حجمی مخلوط
$\Delta H: (\frac{kj}{kmol})$	گرمای واکنش

- 1- Australian Petrochemicals, Petroleum and Chemical Corporation, Internet (2000)
- 2- Agency for Toxic Substances and Disease Registry, Toxic Cological Profile for Ethylbenzene, Atlanta, Internet (1999)
- 3- K. L. Ring, J. Surdik, "Chemical Economics Handbook", Internet (1999)
- 4- Exxonmobil Chemical, Basic Chemicals and Intermediates Technology, Internet (2002)
- 5- Y.Zhuang, D. Wu, "Benzene Alkylation With Diluted Ethylene Over ZSM-5 Catalyst ",Huaxue Fanyng Gong Cheng Yu Gongyi,10,146 (1994)
- 6- C.Ercan, F.M. Dautzenberg, C.Y.Yeh, H.E. Barner, "Mass Transfer Effects in Liquid-Phase Alkylation of Benzene With Zeolit Catalysts ",Ind. Eng.Chem.Res.,37,1724(1998)
- 7- جزوه شرح فرایند پتروشیمی تبریز
- 8- J.M. Smith, H.C. VanNess, M. M.Abbott, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics",5<sup>th</sup> Edition, MC Graw - Hill,(1996)
- 9- HYSYS Software
- 10- Y. F.Shi,Y.Gao, Y.C. Dai, W.K. Yuan,: Kinetics for Benzene+Ethylene Reaction in Near Critical Regions", Chem. Eng.Sci.,56,1403(2001)