# شبیه‌سازی 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 منومر استایرن می باشد که استفاده از آن هر ساله در حال افزایش است. این ماده از الکیلاسیون بنزن در مجاورت اتیلن تولید می‌گردد. یکی از ابزارهایی که می‌تواند به توسعه این فرایند کمک قابل ملاحظه‌ای نماید نرم افزار شبیه‌سازی این فرایند است. در این تحقیق فرایند، الکیلاسیون بنزن جهت تولید اتیل بنزن شبیه‌سازی شده است.معادلات موازنه جرم، انرژی و مومنتم برای رآکتور با جریان محوری نوشته شدند. با توجه به اینکه هیچیک از معادلات سینتیکی موجود در منابع شرایط واکنش‌های فرایند را ارضاء نمی‌کرد، با استفاده از تکنیک‌های بهینه‌سازی، معادلات موجود اصلاح شدند و با استفاده از آن فرایند آلکیلاسیون بنزن شبیه‌سازی گردید. نتایج بدست آمده از قبیل دمای رآکتور، فشار، درصد تبدیل خوراک و درصد اجزاء محصول با داده‌های تجربی حاصل از یک واحد صنعتی مقایسه شد که سازگاری بسیار خوبی مشاهده گردید بطوریکه از آن می‌توان با دقت بالایی در طراحی پایلوت و واحدهای جدید استفاده نمود.*

**واژه‌های کلیدی:** *شبیه‌سازی، اتیلن، بنزن، آلکیلاسیون*



[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

**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(اتیل بنزن) ماده اولیه تولید منومر استایرین می‌باشد[۱]. اتیل بنزن مایعی بیرنگ است که بویی شبیه به بنزین دارد و در هوا با غلظت حجمی کمتر از دوقسمت در میلیون (ppm ) موجود است. اتیل بنزن در نفت خام به میزان کمی وجود دارد و علاوه بر ساخت استایرین استفاده‌های دیگری از قبیل ساخت استوفن، دی اتیل بنزن، استات سلولوز و غیره دارد[۲]. تقاضا برای اتیل بنزن در جهان بطور متوسط سالانه ٤/۳ درصد رشد دارد و پیش‌بینی شده است که در سال ۲۰۰۳ به حدود ۲۵ میلیون تن برسد[ ۳].

معمولاً فرایند آلکیلاسیون بنزن برای تولید اتیل بنزن شامل سه مرحله است[ ٤]:

۱ـ مرحله آلکیلاسیون (Alkylation) برای واکنش بنزن با اتیلن

۲ـ مرحله ترانس آلکیلاسیون (Trans Alkylation) که در آن پلی اتیل بنزن‌ها (به طور عمده دی اتیل بنزن و تری اتیل بنزن) در فرایندی معکوس و در حضور بنزن به اتیل بنزن تبدیل می‌شوند.

۳ـ مرحله تفکیک که بنزن واکنش نداده، پلی اتیل بنزن‌ها و ترکیبات دیگر از هم جدا می‌شوند و اتیل 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[۱]. در سال‌های اخیر تحقیقات فراوانی روی کاتالیست‌های مختلف و کارایی آنها صورت گرفته است و کاتالیست‌های زئولیتی مورد توجه خاصی قرار گرفته‌اند[ ٥ و ٦ ].

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 اتیل بنزن موجود در مجتمع پتروشیمی تبریزکه تنها مجتمع تولید کننده اتیل بنزن کشور می‌باشد احساس می‌شد که با پیشنهاد آن واحد صنعتی نرم افزار موجود تهیه گردید.

**شرح فرایند**[۷ ]

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 تماما 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 راکتور دوم مجددا اتیلن به آن تزریق می‌شود. خروجی از رآکتور دوم به برج بنزن در بخش جداسازی ارسال می‌گردد. واکنش تبدیل پلی اتیل بنزن‌ها به اتیل 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 اتیل بنزن



[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

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

## رآکتورها

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

**جدول ۱ـ مشخصات رآکتورها در واحد اتیل بنزن**

| رآکتور | ۱۰۱R | ۱۰۲R | ۱۰۳R |
|---|---|---|---|
| تعداد بستر | ۲ | ۲ | ۳ |
| ارتفاع بستر(m) | ۵/۵۱ | ۵/۵۱ | ۵/۸۵ |
| قطر داخلی(m) | ۱/۱ | ۱/۱ | ۱/۵ |
| فاصله بسترها(m) | ۰/۵۱ | ۰/۵۱ | ۰/۷۱ |
| وزن کاتالیست در هر بستر(kg) | ٤۳۷۰ | ٤۳۷۰ | ٦۰٤۲ |

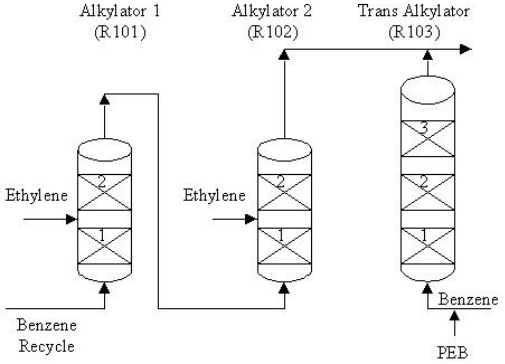
## مدلسازی قسمت الکیلاسیون (رآکتورهای R102, R101)

توسعه روابط مدل

با نوشتن موازنه جرم برروی یک مقطع دیفرانسیلی بستر به طول dz معادله زیر بدست می‌آید:

$$-u\frac{dc_i}{dz} = r_i\ \rho_b \qquad (۱)$$

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




**شکل ۱ـ شمای ساده رآکتور های واحد اتیل بنزن**



[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

واکنش‌های اصلی در قسمت آلکیلاسیون عبارتند از:

واکنش ۱ Et+ BZ → EB

واکنش ۲ Et+ EB → DEB

واکنش ۳ Et+ DEB → TEB

که در واکنش‌های بالا Et، BZ، EB، DEBو 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:

$$-\frac{dF_i}{dz} = r_i \rho_b A \qquad (۲)$$

$$\frac{dX_{Etj}}{dz} = \frac{\rho_b . A . r_j}{F^{\circ}_{Et}} \qquad (۳)$$

که در این معادلات $r_j$ سرعت واکنش شماره $j$ و $X_{Etj}$ میزان تبدیل در واکنش شماره $j$ است. با توجه به روابط بالا در هر ارتفاعی از بستر می توان دبی مولی اجزاء را با استفاده از روابط زیر بدست آورد.

$$F_{Et} = F_{Et}^{\circ} - F_{Et}^{\circ} X_{Et} \qquad (٤)$$

$$F_{BZ} = F^{\circ}_{BZ} - F^{\circ}_{BZ} X_{BZ} = F^{\circ}_{BZ} - F^{\circ}_{ET}\ X_{Et} \qquad (٥)$$

$$F_{EB} = F^{\circ}_{EB} + F^{\circ}_{EB}\left(X_{Et_1} - X_{Et_2}\right) \qquad (٦)$$

$$F_{DEB} = F^{\circ}_{DEB} + F^{\circ}_{Et}\left(X_{Et_2} - X_{Et3}\right) \qquad (٧)$$

$$F_{TEB} = F^{\circ}_{TEB} + F^{\circ}_{ET} X_{ET3} \qquad (٨)$$

که $X_{Et} = X_{Et1} + X_{Et2} + X_{Et3}$ معادله موازنه انرژی و مومنتم در هر بستر نیز به صورت زیر می‌باشد:

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\sum_{j=1}^{n}\left(-\Delta \mathrm{H}j\right) r_j\ \rho_b\ A}{\sum_{i=1}^{m} F_i\ C_{p_i}} \qquad (٩)$$

$$\frac{dp}{dz} = -\frac{2 f G^2}{D_t \rho_m} \qquad (١٠)$$

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 ـ کوتا استفاده شده است. در هر مرحله مکانی با محاسبه دمای جدید، مقادیر $\mathrm{C_p}$ و $\Delta \mathrm{H}$ باید محاسبه گردند. از روابط زیر برای محاسبه $C_p$ و $\Delta H$ استفاده شده است:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \qquad (١١)$$

$$\Delta \mathrm{H}_R(T) = \Delta \mathrm{H}_R(T_R) + \int_{TR}^{T} CpdT \qquad (١٢)$$



[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

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

$$\Delta H_R(T_R) = c\Delta H_{f,C}(T_R) + d\Delta H_{f,D}(T_R) - a\Delta H_{f,A}(T_R) - b\Delta H_{f,B}(T_R) \quad (۱۳)$$

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:

$$\Delta H_f(l) = \Delta H_f(g) - \Delta H_v \quad (۱٤)$$

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 [۸و۹]، در جدول (۳) مشاهده می‌شود.

**جدول ۲ـ مقادیر گرمای تشکیل مواد در حالت گازی و گرمای نهان تبخیر در دمای ۲۹۸ درجه کلوین [۸و۹]**

| ماده | $\Delta H_f(J/mol.^\circ k)$ | $\Delta H_v(J/mol^\circ k)$ |
|---|---|---|
| Et | ٥٢٢٨٧ | -٥٧٤٣ |
| BZ | ٨٠١٩٠ | ٣٤٤٨٠ |
| EB | ٢٩٩٢٩ | ٤١٨٠٠ |
| DEB | -١٨٥٠٠ | ٤٦٦٥٠ |
| TEB | -٧٢٥١٠ | ٤١٠٠٠ |

## سینتیک واکنشها

مساله اصلی در شبیه‌سازی رآکتور داشتن سینتیک مناسب واکنش‌ها ست. 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 ۳ـ ثوابت معادله $C_P$**

| ماده | D | C | B | A |
|---|---|---|---|---|
| Et | ٠/٠٠٠٠٠٥ | -٠/٠٠٢١ | ٠/٨٠٤ | ٧٠/٩٢ |
| BZ | ٠/٠٠٠٠٠٤ | -٠/٠٠٣٦ | ١/٣٠ | -٣١/٦٦ |
| EB | - | ٠/٠٠٠٥ | ٠/١٦٩ | ١٨٣/٣٧ |
| DEB | ٠/٠٠٠٠٠٣ | -٠/٠٠١٩ | ٠/٧٢٢ | ١٤٠/٧٦٦ |
| TEB | - | -٠/٠٠٠٦ | ١/٠٠ | -٢٥/٢٧ |

[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

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 رآکتورحاصل از مدل و داده‌های تجربی:

$$OBJ = (wt\%BZ^{model} - wt\%BZ^{plant})^2 + (wt\%EB^{model} - wt\%EB^{plant})^2 + (wt\%PEB^{model} - wt\%PEB^{plant})^2 \qquad (۱۵)$$

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:

$$r_1 = \frac{k_r . C_{Et}}{1 + K_{EB} C_{EB}} \quad , \frac{kmol\ Bz}{kg.cat.hr} \qquad (۱۶)$$

$$k_r = 0.69 \times 10^6 \exp\left(\frac{-6.434 \times 10^4}{RT}\right), k_{EB} = -1.5202 \times 10^{-2} \exp\left(\frac{-3.933 \times 10^3}{RT}\right) \qquad (۱۷)$$

$$r_2 = 2.08 \times 10^2 \exp\left(\frac{-4.7030 \times 10^4}{RT}\right) C_{EB} . C_{Et} \quad , \left(\frac{\text{kmol EB}}{\text{kg cat.hr}}\right)$$

**شبیه‌سازی قسمت ترانس آلکیلاسیون (رآکتور R103 )**

واکنش‌های اصلی رآکتور ترانس آلکیلاسیون عبارتند از:

$DEB + BZ \rightarrow 2EB$ واکنش ٤

$TEB + 2BZ \rightarrow 3EB$ واکنش ٥

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 مورد نظر در این مرحله عبارت است از:

$$OBJ = (wt\%BZ^{model} - wt\%BZ^{plant})^2 + (wt\%EB^{model} - wt\%EB^{plant})^2 + (wt\%PEB^{model} - wt\%PEB^{plant})^2 + (X_{PEB}^{model} - X_{PEB}^{plant})^2 \qquad (۱۸)$$

نهایتاً معادلات سرعت زیر برای واکنش‌های شماره (٤ و ٥) بدست آمدند:

$$r_4 = 2.378 \times 10^2 \exp\left(\frac{-6.128 \times 10^4}{RT}\right) C_{DEB} \quad C_{BZ}^{1.0218} \Big/ \left(1 + 3 \times 10^{-7} C_{BZ}\right) \qquad (۱۹)$$

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



[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

$$r_5 = 2.434\times10^{2}\exp\left(\frac{-5.5077\times10^{4}}{RT}\right)C_{TEB}C_{BZ}^{-1.0503} \Big/ \left(1+1.76\times10^{-5}C_{BZ}\right) \qquad (۲۰)$$

$$\left(\frac{kmolBZ}{kg\,cat.hr}\right)$$

## نتایج

بعد از بدست آوردن معادلات مدل و پارامترهای مورد نیاز، برنامه‌ای کامپیوتری به زبان فرترن 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 و R۱۰۲ نتایج شبیه سازی رآکتورهای ۱۰۱

برای بررسی عملکرد نرم‌افزار 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 (٤) مقادیر داده‌های ورودی را نشان می‌دهد و جدول‌های (٥) و(٦) به ترتیب داده‌های خروجی رآکتورهای R101 و R102 را نشان می‌دهند. ملاحظه می‌شود که همخوانی خوبی بین نتایج مدل و واحد وجود دارد.

**جدول ۴ـ مقادیر ورودی به رآکتورهای R ۱۰۲ و R ۱۰۱**

| | روز کاری اول | روز کاری دوم | روز کاری سوم |
|---|---|---|---|
| فشار ورودی (bar) | ۳۸ | ۳۸ | ۳۸ |
| دمای ورودی به R۱۰۱ ($^0$c) | ۲۱۲/٥٤ | ۲۱۲/۲۱ | ۲۱۲/٦٤ |
| دمای ورودی به R۱۰۲ ($^0$c) | ۲۱٦/۷۲ | ۲۱۷/۳٥ | ۲۱۷/٤۳ |
| BZ ورودی به R۱۰۱ ($^{kg}/_{hr}$) | ٦٤٦۳۰/٥۱ | ٦٥٥٥۷/۳۷ | ٦۲۲٤۱/۱٤ |
| Et ورودی به R۱۰۱ ($^{kg}/_{hr}$) | ۱۸۹۹/۸٦ | ۱۹٤۹/۷۲ | ۱۸۰٤/٥۰ |
| Et ورودی به R۱۰۲ ($^{kg}/_{hr}$) | ۱۸۹۹/۹۷ | ۱۹٥۰ | ۱۸۰٤/٥۰ |

**توجه**: در رآکتورهای R101وR102 نسبت اتیلن ورودی به بستر اول و دوم ٦۰ به ٤۰ است.

**جدول ۵ـ داده‌های خروجی رآکتور R101**

| | روز کاری اول واحد مدل | | روز کاری دوم واحد مدل | | روز کاری سوم واحد مدل | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| دما ($^0$c) | ۲٥۲/۳۱ | ۲٥٤/۷۲ | ۲٥۲/۹۰ | ۲٥٤/۸۸ | ۲٥۲/۳٤ | ۲٥٤/۳۰ |
| BZ درصد وزنی | ۸۹/۱۷ | ۸۷/۲۰ | ۸۹/۱۷ | ۸۷/۰۲ | ۸۹/۱۷ | ۸۷/۳۰ |
| EB درصد وزنی | ۹/۸٦ | ۱۰/۰٥ | ۹/۸٦ | ۱۰/۱٦ | ۹/۸۹ | ۹/۹۲ |
| PEB درصد وزنی | ۰/٥۱ | ۰/٤۹ | ۰/٥۱ | ۰/٤۹ | ۰/٥۱ | ۰/٤۸ |

### نتایج شبیه‌سازی 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.



[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

**جدول ۶ـ داده‌های خروجی رآکتور R102**

| | روز کاری اول واحد مدل | | روز کاری دوم واحد مدل | | روز کاری سوم واحد مدل | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| دما ($^0$c) | ۲۵۵/۷۳ | ۲۵۶/۷۰ | ۲۵۶/۹۱ | ۲۵۷/۶۳ | ۲۵۶/۴۱ | ۲۵۶/۸۳ |
| فشار (bar) | ۳۶ | ۳۶/۰۹ | ۳۶ | ۳۶/۰۴ | ۳۶ | ۳۶/۲۴ |
| BZ درصد وزنی | ۷۹/۷۹ | ۷۷/۷۰ | ۷۹/۷۹ | ۷۷/۴۸ | ۷۹/۷۹ | ۷۷/۹۵ |
| EB درصد وزنی | ۱۸/۲۱ | ۱۸/۳۴ | ۱۸/۲۱ | ۱۸/۵۳ | ۱۸/۲۱ | ۱۸/۱۳ |
| PEB درصد وزنی | ۱/۳۳ | ۱/۶۰ | ۱/۳۳ | ۱/۶۳ | ۱/۳۳ | ۱/۶۵ |

**جدول ۷ـ داده‌های ورودی به رآکتورR103**

| | روز کاری اول | روز کاری دوم | روز کاری سوم |
|---|---|---|---|
| دبی جرمی ورودی (kg/hr) | ۳۹۷۷۷ | ۴۳۱۰۳ | ۳۸۷۱۲ |
| دمای ورودی (0c) | ۲۱۸/۰۵ | ۲۱۷/۲۷ | ۲۱۷/۹۳ |
| 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 | ۰۴/۱۵ | ۴/۱۵ | ۴/۱۵ |

**جدول ۸ـ مقایسه نتایج مدل و واحد در خروجی رآکتورR103**

| | روز کاری اول واحد مدل | | روز کاری دوم واحد مدل | | روز کاری سوم واحد مدل | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| فشار (bar) | ۳۵ | ۳۴/۸۲ | /۳۵ | ۳۴/۲۷ | /۳۵ | ۳۴/۹۹ |
| درصد وزنی BZ | ۹۳/۶۹ | ۹۳/۴۲ | ۹۳/۶۹ | ۹۳/۴۵ | ۹۳/۶۹ | ۹۳/۴۱ |
| درصد وزنی EB | ۳/۴۶ | ۳/۶۰ | ۳/۴۸ | ۳/۵۰ | ۳/۴۸ | ۳/۶۲ |
| درصد وزنی PEB | ۱/۹۸ | ۲/۱۱ | ۱/۹۸ | ۲/۱۷ | ۱/۹۸ | ۲/۱۰ |
| درصد تبدیل PEB | ۸۴/۱۷ | ۶۴/۹۰ | ۸۴/۱۷ | ۸۲/۳۴ | ۸۴/۱۷ | ۸۵/۴۸ |

*PEB=DEB+TEB

**فهرست علائم :**

| | |
|---|---|
| A: ($m^2$) | سطح مقطع بستر |
| C: $\left(kmol/m^3\right)$ | غلظت |
| $C_P$ : $\left(Kj/kmol^o k\right)$ | ظرفیت گرایی ویژه |
| $D_t$ : $(m)$ | قطر داخلی لوله |
| $f$ : (-) | ضریب اصطکاک لوله |
| F: $\left(kmol/hr\right)$ | دبی مولی |
| $F^\circ$ : $\left(kmol/hr\right)$ | دبی مولی اولیه |
| $G$ : $(kg/m^2.hr)$ | فلاکس جرمی |
| m: | تعداد اجزاء |



[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]

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

## منابع


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- Exonmobil 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)
۷- جزوه شرح فرایند پتروشیمی تبریز
8- J.M. Smith, H.C. VanNess, M. M.Abbott, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics",5th 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)





[ Downloaded from necjournals.ir on 2026-11-25 ]