

## شرح فرآیند

اطلاعات جدید و شرایط متفاوت بطور عملی شرایط زیست محیطی و ایمنی نیاز به روز رسانی فرآیند را بیشتر می کند. بیشتر مبانی طراحی و فرضیات مانند قبل است و در جدول ۵۰۳ آورده شده است. عامل انتقال زنجیر عامل کنترل کننده جرم مولکولی نیز به جای قتل از (پارا ترشیاری بیوتیل فنل) با نسبت مولی یکسان استفاده می شود.

جدولی از تجهیزات مورد نیاز در جدول ۵۰۴ آورده شده است. این جدول سه عضو جدید را نسبت به طراحی های گذشته نشان می دهد. ۱- تبخیر کننده خوراک فسژن ۲- واحد تصفیه و خالص سازی مجدد برای پلیمری که از محلول جدا شده است ۳-

یک تبخیر کننده ضد حلال برای جدا سازی پلیمرهای با جرم مولکولی پایین.

فرآیند با اختلاط بیس فنل A و پرا ترشیاری فنل بطور نا پیوسته برای کنترل دقیق بر میزان پریدین و متیلن کلراید، شروع می شود. سپس مخلوط حاصل بعد از عبور از یک خنک کننده به داخل راکتورها پمپ می شود. (هفت راکتور همزن دار خنک شونده که بطور سری کار می کنند) فسژن تبخیر می شود سپس متراکم شده و پس از خنک شدن به داخل راکتورهای مختلف خوراک دهی می شود تا بهترین نتیجه حاصل شود.

مقادیر بیشتری از میتلن کلراید در مرحله مشخصی از واکنش برای کنترل ویسکوزیته به راکتور اضافه می شود. به محلول پلیمری حاصل هیدرکلریک اسید اعمال شده سپس در یک جریان متداخل با آب بون زدایی شده در دستگاه سانتریفوژ مایع شسته می شود و سپس محلول صاف می شود. برای اطمینان از درصد پایین مونومر و پلیمرهای با جرم مولکولی پایین، پلیمر بصورت پودر در یک جریان متداخل رسوب گذاری بازیافت

می شود. پلیمر با صاف کردن از مرحله دوم رسوب می کند و رسوب فیلتر می شود. لایه تشکیل شده روی فیلتر دوباره با ضد حلال شسته شده و دوباره صاف می شود. لایه جدا سازی شده در مرحله دوم صاف کردن، خشک شده و آلیاژ شده و پس از عبور از الکترو در خرد شده و بسته بندی می شود انتقال دهنده های با هوای خشک، و نگهدارنده های تراشه ها و ایستگاههای کیسه گیری و بسته بندی نیز آماده شده اند.

پریدین با شستشوی محلول با خنثی سازی بوسیله قلیا که در صد بسیار (کم حلال را خارج می کند) و باز یافت می شود و سپس با رسیدن به نقطه آزنوتروپ محلول آب - پریدن متوقف می شود. محلول آزنوترو با اضافه کردن محلول غلیظ قلیاء تازه شکسته می شود و پریدین جدا می شود. از محلول رقیق قلیا برای خنثی سازی محلول شستشو همانگونه که توضیح داده شد، استفاده می شود. در صد بسیار کم آب باقی مانده و در پریدن به شکل آزنوتروپ ۹ از طریق برج خشک کن، جدا می شود و پریدین مجدداً در فرآیند استفاده می شود.

بخشی از متیلن کلراید در مرحله اول جدا شده و پس از خشک کردن در جدا سازی دوباره مورد استفاده قرار می گیرد.

در طراحی های قبلی باقیمانده حلال و ضد حلال بطور مستقیم برای رسوب دادن بیشتر پلیمر، به فرایند بازگردانده می شود. این مایع شامل مقادیری از پلیمرهای با جرم مولکولی پایین و احتمالاً مونومر است و می تواند محصول را آلوده کند. در طراحی های جدید بخش جدا سازی مواد زائد اضافه شده است. اجزاء فرار پلیمرهای با جرم مولکولی پایین با تبخیر توسط بخار آزاد در C-502 جدا می شود. محلول ضد حلال

متراکم شده و به داخل جرج خشک کن 503- C سرازیر شده تا در آنجا خشک شود.  
سپس برای شستشوی مرحله اول لایه جدا شده در فیلتر همانگونه که در بالا توضیح داده  
شد استفاده شود. مواد آلی از جریان آب بالایی بوسیله دستگاه تصفیه آب 504- C جدا  
شده و این مواد آبی مجدداً به 503- C برگردانده می شوند.

یک کوره به عنوان مجزاء با نام pac sol می تواند پلیمرهای با جرم کم، ضایعات  
پلاستیکی و مایعات آبی را مانند سایر ضایعات جامد بسوزاند و به خاکستر تبدیل کند.  
این دستگاه از یک مشعل استوانه ای دوار است که بعد از آن محفظه ای برای تکمیل  
فرآیند سوختن وجود دارد. گازهای حاصل از احتراق سرد شده و در یک جذب کننده  
Ventargi برای جدا کردن ذرات معلق تنظیف شده و سپس با محلول بازی برای جدا  
کردن گازهای اسیدی مانند هیدروژن کلراید، تماس می یابد.

آبی که قبلاً پس از جدا سازی از پریدین مستقیماً به داخل فاضلاب هدایت می شود  
اکنون قبل از ورود به فاضلاب با کربن فعال در جذب کننده 501- c تماس پیدا می کند.  
عمر این جاذب بسیار بالا بوده و نیاز به تعویض آن وجود ندارد

هوایی که از خشک کن M-402 و فیلترهای S-403-4 می آیند، حاوی حلال ضد حلال  
می باشند و این مواد د جاذب کربن فعال 506,505- C جدا می شوند که این جانب بطور  
جایگزین کاری می کنند که در زمان غیر فعال بودن توسط بخار آب مجدداً تمیز میشوند.  
مواد آلی جدا شده به بخش بازیافت حلال برگردانده می شوند.

خلاصه محصولات زاید در جدول 505 آورده شده است.

جریانهای مواد زاید نشان داده شده آنهایی هستند که در حال کارکرد عادی فرایند اهمیت دارند. علاوه بر مقادیر نشان داده شده نشست مایعات از طریق پمپها و سایر تجهیزات وجود دارد. همچنین نشست بخارات از طریق پر و خالی شدن مخازن و سایر شرایط نیز وجود دارد. مقادیر بیشتری از آب با شستشوی محل فرآیند به فاضلاب اضافه می شود. همچنین مقادیر زیادی تخلیه در اثر اشتباهات کاربری عملکرد شیرهای اطمینان تخلیه و شستشوی تجهیزات در حین توقف های فرآیند، و شرایط مشابه می تواند رخ دهند.

بحث در مورد فرآیند:

دلیل اینکه E\_C فسژن را بصورت بخار به داخل فرایند وارد می کند می تواند به خاطر تاثیرات جدی مقادیر بسیار کم فلزات بر کیفیت محصول می باشد.

فسژن خشک خورنده نمی باشد اما آب آنرا به شدت خورنده می کند پس ایجاد شرایط برای جدا سازی مقادیر بسیار کم فلزات، غیر منطقی به نظر می رسد. همچنین انتخاب مواد برای سازه ها با در نظر گرفتن این عامل تصحیح شده است. جلوگیری از این آلودگی می تواند با استفاده از راکتورها و مخازنی که با شیشه پوشش داده شده اند انجام بگیرد. شیشه برای قلیا مناسب نیست و نیکل ( ماده ای که برای مواردی که تماس با قلیا وجود دارد ترجیح داده می شود) هم یکی از نامطلوبترین آلوده کننده ها می باشد. نیکل می تواند برای ساخت برخی از برجهای بازیافت پیریدین استفاده شود. با این وجود بدلیل خوردگی محصولات همراه با فاضلاب خواهند بود.

نیتانیم از دیدگاه تکنیکی می تواند به عنوان یکی از بهترین مواد جایگزین مطرح باشد. اما این ماده گرانبه است قیمت صفحات نیتانیم ده دلار برای هر پوند و برای

صفحاتی که نیتانیم بر روی فولاد چسبانده شده است شش دلار بر پوند است که کمترین ضخامت فولاد ۱۱/۱۶ اینچ می باشد. اگر فشار طراحی ضخامت را کنترل کند، وزن مخزن نیتانیم تقریباً با وزن مخزن فولادی یکسان می شود. در مدل های حرارتی لوله های نیتانیم هزینه ای برابر با لوله های نیکلی دارند.

تجهیزاتی که با شیشه روکش شده اند در بیشتر قسمتی این طراحی انتخاب بهتری هستند. با این وجود بوجود آمدن سوراخهای کوچک در این پوشش شیشه می تواند باعث مسأله خوردگی در زمان سرویس دهی بشود، آلودگی ایجاد شده در محصول نهایی در اثر این عامل نباید خیلی جدی باشد. دستگاههای سانتریفوژ مایع معمولاً از فولاد ضد زنگ فسیل داده شده یافته می شوند. تماس کوتاه در این تجهیزات مانعی ندارد. برای نگهداری یونهای فلزی در فاز مایع باید از یک عامل (Chelatia) استفاده کرد در برخی سرویس دهی ها، استفاده از فولاد ضد زنگ علی رقم وجود نیکل در آن به فولاد کربنی ترجیح داده می شود زیرا مقاومت کلی آن در برابر خوردگی بیشتر است. همچنین استفاده از فولاد ضد زنگ می تواند از خوردگی در هنگامی که تجهیزات خاموش شده و تمیز می شوند، جلوگیری کنند. سازمان FDA در ایالات متحده آمریکا اخیراً نگرانی بیشتری نسبت به مهاجرت پلیمرهای با وزن مولکولی کم و مونومر به داخل مواد خوراکی در حین تماس با آنها ابرازی می کند. علاوه بر این اجزاء چسبنده در مایعات در گردش می تواند فرآیند را مشکل کند به همین دلیل در این طراحی مایعات تبخیر شده تا پلیمرهای با جرم مولکولی کم جدا شدند و مایعات تقسیم شده و برای جدا سازی موثر مواد رسوب نکرده ای که می تواند پلیمر نهایی را آلوده کند مورد استفاده قرار گیرد.

این عمل با شستشوی لایه تشکیل شده روی صافی مرحله اول بوسیله مایعات تمیز تصفیه شده صورت می گیرد.

علاوه بر جدا سازی مونور و مواد با جرم مولکولی پایین، پریدین و هیدرو کلراید آن باید بطور کامل از پلیمر جدا سازی شود، این اجزاء با شستشو با آب جدا می شوند. جداسازی مونومرو پلیمرهای با جرم کم، باعث ایجاد محلول صاف شده ای می شود که باید فرآیند شود. همچنین تبخیر اجزاء فرار باعث می شود که پلیمر به حالت بسیار ویسکوز و شاید چسبنده برسد. در این طراحی بخار برای جلوگیری از بسته شدن سطوح انتقال حرارت استفاده می شود. به هم زدن شدید با استفاده از بخار باعث می شود که الیگومر ها بصورت دوغابی در آب میعان یافته جدا شوند. اگر نیاز باشد می توان از حلالهای پلیمر با دمای جوش بالا استفاده کرد. اگر گرفتگی در سیستم رخ دهد می توان با عبور دادن حلال از سیستم این ذرات را تمیز کرد.

طراحی شامل تجهیزاتی برای خشک کردن مواد فرآیند نیز می باشد. امکان دارد بیس فنل A نیاز به خشک کردن داشته باشد.

این ماده برای جلوگیری از خطر انفجار این ماده همراه با گاز خنثی حمل می شود. رطوبت موجود در بین فنل A هر چند موجب جلوگیری از واکنش مطلوب می شود اما می تواند باعث رفتن مقادیری از فسژن شود.

نقش پریدین علاوه بر آنکه یک ماده جذب کننده ایسه است، حلال بیس فنل A نیز می باشد. متیلن کلراید پلیمر را در خود حل می کند اما موتومردر آن حل نمی شود. این توانایی انحلال پذیری متضاد بیس فنل A و پلیمر از آنجا ناشی می شود که بیس فنل A

یک دهنده، پروتن است درحالی که پلیمر حاصل الکترون دهنده می باشد. GE به جای نوکیس پیریدین، از آهک به عنوان جاذب اسید استفاده می کند. به همین دلیل جدا کردن پلیمر از بیس فنل A ساده است. مشخص شده است که حلال کمتر از ۲ درصد وزنی از بیس فنل A را در خود حل می کند. با وجود آنکه جذب اسید توسط آهک واضح نیست اما این روش در صنعت مورد استفاده قرار می گیرد.

برآورد هزینه ها

هزینه های اصلی:

هزینه های بنیادی واحدی که قابلیت تولید 20 میلیون پوند بر سال از پلی کربنات مورد استفاده در فرآیند قالبگیری تزریق در جدول 5.6 نشان داده شده است. بدلیل تصحیحات زیادی که در اثر اطلاعات جدید و ملاحظات زیست محیطی و ایمنی بوجود می آید، این بر آورد هزینه با برآوردهای قبلی متفاوت است. هزینه اولیه تثبیت شده 8.10 میلیون دلار است. هزینه کل با در نظر گرفتن هزینه زمین مورد استفاده 7.16 میلیون دلار می باشد. ( 83 سنت برای هر پوند) ریز هزینه های اصلی بخش فرایند در جدول 4.5 نشان داده شده است. برآوردهای قابل مقایسه ای منتشر نشده است. GE گزارش کرده است که زمانی که تولید واحد صنعتی Mt.vernon به 150 میلیون پوند بر سال رسید، هزینه کلا پروژه 75 میلیون دلار بود ( 50 سنت برای هر پوند) با در نظر گرفتن میانگین هزینه هایی که در مورد پروژه های مختلف به ثبت رسیده و ضریب عملکرد 9.9 می توان به هزینه سرانه 90 سنت به ازاء هر پوند برای کل هزینه 29 میلیون دلار رسید. اما گزارش در رابطه با صورت هزینه های جزئی فرایند منتشر نشده است.

برخی از گرانترین اجزاء فرآیند در بخش تجهیزات ویژه اصلی قرار دارند عبارتند از دستگاه سانتریفوژ ( ۱۷۰۰۰۰ دلار) در بخش تولید پلیمر و اکسترودر ( ۲۷۷۰۰۰ دلار) در بخش تولید گرانول هزینه های تولید

هزینه های تولید در جدول 5.8 برای کل فرآیند و در جدول 5.9 برای بخشهای فرآیند برآورد شده اند، هزینه کلی 68 سنت به ازاء هر پوند با در نظر گرفتن ۱۰٪ هزینه افت سرمایه محاسبه شده است اگر میزان ۳۰٪ را به عنوان بازگشت سرمایه گذاری اولیه به قیمت تمام شده اضافه کنیم به مبلغ 85 سنت به ازاء هر پوند می‌رسیم.

هزینه سراند تولید به شدت به قیمت مواد اولیه وابسته است ( بطور دقیق تر بیس فنل A) عواملی کلی G,A و فروش و هزینه های تحقیقاتی نیز اهمیت دارند، تغییرات هزینه تولید با ظرفیت واحد و سرعت تولید در شکل 5.1 نشان داده شده است.

۶- تولید پلی کربنات با واکنشهای تراکمی بین سطحی:

شیمی واکنش: اطلاعات کمی از زمان طرح قبلی تولید پلی کربنات به این روش ( سال ۱۹۶۲) منتشر شده است. میزان انحلال پذیری بیس فنل A در محلول هیدروکسید سدیم در محلول حاوی 6 درصد وزنی از هیدروکسید سدیم حداکثر است. انحلال پذیری بیس فنل A با افزایش دما از مقدار 0.15 گرم به ازاء هر گرم هیدروکسید سدیم در دمای صفر درجه سانتی گراد افزایش می‌یابد. این تفکر مرجع باعث طراحی یک واکنش نا پیوسته دو مرحله ای می‌شود. مرحله اول شامل فسژنه کردن و مرحله دوم پلیمریزاسیون تراکمی با وجود اینکه بطور واضح توضیح داده نشده است، اما مرحله دوم شامل اختلاط در حضور کاتالیست بدون افزودن فسژن اضافی انجام می‌شود. مقدار مصرف کلی پارا-



تراشیداری بوتیل فنل به ازاء واحد بیس فنل A کنترل کننده نهایی جرم مولکولی است. فنل با سرعت کمتری نسبت به پاراتراشیداری بوتیل فنل واکنش می دهد. کربنات سدیم در اثر هیدرولیز فسژن بوجود می آید واکنش جانبی با اختلاط موثر و با حضور کاتالیست در مرحله فشرنه کردن می تواند کاهش یابد. آزمایشات روند تغییرات جرم مولکولی را بر حسب زمان و افزودن کاتالیست مشخص کرده است. مروی بر فرآیند:

پتنت های انتشار یافته بعد از طراحی اولیه در جدول 6.1 نشان داده شده است مثالهایی از پلیمریزاسیون تراکمی که در سطح مشترک انجام می شود، در این گزارش بر حسب نیازهای اساسی این فرآیند جمع آوری شده اند بطور کلی، اختراعات کمی در زمینه فرایندای صنعتی صورت می گیرد. پتنت M obn/ که ارسال 1976 منتشر شده در سال 1962 برای بار اول به کار برده شد. اهمیت آلودگی های فلزی را در پلیمر حاصل و شستشوی محلول پلیمر با عامل chclting آشکار ساخت. بایر لوله های اختلاط و مخازن نگهدارنده جایگزین را به عنوان سیستم راکتور به کار برد. هدف از این کار کارکرد مداوم سیستم است توزیع زمان اقامت باریک داشته باشد که بتواند با فرآیند ناپیوسته قابل مقایسه باشد.

G.E پتنت های زیادی در فرایندای واکنش بین سطحی منتشر کرده است. روش کلی به این صورت است که در حالت کن ابتدا تا اتمام بیس فنل A در PH بالا و در نهایت تکمیل رشد پلیمر و جدا کردن کلر از پلیمر با همزدن مدام می باشد. این روش ناهمگنی پلیمر را کاهش می دهد. راکتور های ناپیوسته استفاده شده است. Indemitsu در پتنت

خود از راکتورهای با جریان یکنواخت برای تولید الیگومرها که از نفاط مختلف فسژن ترزیک می شود و کنترل دما با تبخیر حلال. صورت می گیرد در صد از دست دادن فسژن برابر با 2 تا 3 درصد از مقدار استوکیومتری می باشد. متون تکنیکی اطلاعات بیشتری در مورد فرآیند صنعتی به دست می دهند. در سال 1969 Indemitsu تنها فرآیندی بود که بطور پیوسته کار می کرد. از آن زمان این شرکت فرآیند خود را گسترش داده و اجازه استفاده از این روش را به مسیر پیشی و ANIC داده است شرکتهای دیگری نیز ممکن است از روش پیوسته استفاده کنند. در فرآیند Indemitsu محلول سود سوز آور بطور پیوسته برای حل کردن بیس فنل A به کار می رود. انحلال پیوسته برای این به کار می رود تا غلظت یکنواخت تری را ایجاد کند چون احتمال اکسید شدن محلول وجود دارد. محلول حاصل به همراه فسژن و متیلن کلراید به داخل راکتور پیوسته خورا کدهی می شود. جرم مولکولی الگومر حاصل از این راکتور با اضافه کردن مقدار اضافی از سود سوز آور ، کاتالیست و کنترل کننده جرم مولکولی، افزایش می یابد در این حال اختلاط پیوسته ادامه دارد و بصورت نا پیوسته صورت می گیرد. سپس محلول حاصل در یک برج شستشو شده و در واحدی که Indemitsu آنرا سوپر سانتری فوژ نامیده می شود جدا سازی می شود.

از این نقطه در فرآیند، گزارشهای موجود در منابع با یکدیگر متفاوت می شوند یک منبع فرآیند جدا سازی پلیمر را با استفاده از ضد حلال توضیح می دهد. ضد حلال پلیمر را در تانکر مخصوص ایجاد رسوب که همزده می شود، رسوب می دهد، پودر پلیمری خیس سانتریفوژ شده، خشک می شود سپس آلیاژ شده با عبور از الکسترو در تبدیل به گرانول

می شود. حلال در ستون بازیافت از بالا و ضد حلال از خروجی کناری جدا می شوند. نحوه از بین بردن خروجی پایین برج که شامل الیگومرها می شود توضیح داده نشده است. منابع دیگر جداسازی پلیمر را با استفاده از تبخیر حلال توضیح می دهند، نقشه های جریان نشاندهنده توالی، تبخیر کننده فشار دهند و خشک کن می باشد. جمله به کار برده شده به این صورت است: "پودر سازی پلیمر بطور هوشمندانه ای با جلوگیری از مرحله ژل شدن انجام می شود." پودر سازی را می توان به مرحله فشرده سازی نسبت داد که معمولاً یک ژل فشرده می شود. همچنین پودر سازی را می توان به تولید پودر را با اضافه کردن ضد حلال نسبت داد. این منابع در مورد سیستم بازیافت خیلی واضح نیستند.

کار نیمه صنعتی (pilot) که در لهستان انجام شده است، مانند Indemitsu شامل تولید الیگومر در فرآیند پیوسته می باشد. راکتور شامل پمپ کردن پیوسته مواد اولیه از طریق لوله های یک خنک کننده است که مواد اولیه و محصولات جریان یکنواختی دارند. فشرده سازی در قسمت مکش پمپ اضافه می شود. قلیای بیشتری به الیگومر اضافه می شود از پایین و به داخل یک راکتور همزن دار وارد می شود که نسبت طول به قطر این راکتور بسیار زیاد است. فازها از یکدیگر جدا شده و آکالی های باقیمانده از محلول پلیمر با شستشو با آب در سه مرحله جدا می شود. همچنین در مرحله اول اسید نیز اضافه می شود پلیمر با استفاده از استون رسوب داده می شود. استون میتلن کلراید و الیگومر از فاز مایع بازیافت می شوند و جامد رسوب کرده خشک می شود، پایدار کننده اضافه می شود و پلیمر تبدیل به گرانول می گردد.

گفته می شود شرکت گاز شیمیایی میتسویشی فرآیند فشرده کردن پیوسته دارد ولی شرح آن موجود نیست بطور مشابهی گفته می شود Indemitsu فرآیند منحصر به فردی دارد که باز هم جزئیات آن در دسترس نیست.  
شرح فرآیند:

فرآیند پلیمریزاسیون در این بخش همانند آنچه در گزارشهای پیشین گفته شده بر روز رسانی شده اند. اطلاعات جدید به نحوی که توضیح داده می شود در نظر گرفته می شود. فرآیند پلیمریزاسیون محلول شسته شده آلی را فراهم می کند که با افزودن ضد حلال هپتان، پلیمر رسوب می کند. این روش در گزارشهای قبلی نیز برای جدا سازی پلیمر استفاده شده است. روش تبخیر بدلیل امکان تشکیل ژل در پره های همزنها بسیار هزینه بر است. به همین دلیل تنها متفاوت اساسی بین این طراحی و طراحی قبلی در این قسمت است. سایر قسمتها مانند طراحی قبلی می باشد. شرح مختصری از شرح فرآیند که مطابق با طراحی قبلی است در ادامه آورده می شود.

قلیا، آب و پاراترشیای بوتیل فنل با مقادیر اندازه گیری شده به تانکر اختلاط اضافه می شود (محلول 5 تا 10 درصد هیدروکسید سدیم) بیس فنل A بوسیله روش نیوماتیک حمل و وزن کشی می شود و به تانکر وارد می شود. عامل کاهش دهنده سولفیت سدیم نیز پس از وزن شدن به مخزن اضافه می شود مقدار قلیایی اضافه شده برابر با متر از بیس فنل A بعلاوه پاراترشیای بوتیل فنل است در نتیجه مخلوط بصورت نمک حل می شود. از مخلوط کن برای همزدن استفاده می شود. در محلول حاصل نیتروژن دمیده می شود تا هرگونه اکسیژن محلول را خارج کند. سپس به مخزن

خوراک دهی فرستاده می شود تا بطور دقیق با نسبت حجم مشخص به فرآیند خوراک دهی می شود. دو مخزن برای زمان ماندگاری ۱۰ ساعت به همراه میزان گاز قابل قبول طراحی شده اند پس می توان بیج های خوراک را یک بار در هر شیفت کاری تهیه کرد. محلول خوراک به سری ۵ تایی از راکتورهای همزن دار خنک شونده وارد می شود. انعطاف پذیری بالای فرآیند در اینجاست که می توان فسژن، قلیا، و حلال را به مقدار دلخواه به هر کدام را راکتورها وارد کرد تا بتوان سرعت واکنش، PH و ویسکوزیته فاز آلی را کنترل کرد. محلول تری ایتل آمین (محلول یک درصد در متیلن کلراید) در بجهای مشخص تهیه شده و به راکتور دوم اضافه می شود.

خنک کاری تمام گرمای واکنش در داخل راکتور امکان پذیر نمی باشد چون در راکتور اول واکنش بسیار سریع است. به همین دلیل خوراکیهای آلی و آبی بطور مجزا قبل از ورود به راکتور تا دمای  $4^{\circ}\text{C}$  - خنک می شوند، تقریباً پنج ششم کل حرارتی که باید از محیط گرفته شود به این ترتیب خارج می شود و در نتیجه هیچ گاه نباید دمای مخلوط واکنش از  $30^{\circ}\text{C}$  بیشتر شود.

پس از خروج از راکتورها ابتدا فاز آلی توسط آب یا محلول آلكالی رقیق شسته می شود تمامی ترکیبات فنولی غیر لازم خارج شود. سپس اسید رقیق برای جدا کردن ترکیبات آلكالی (شامل کاتالیزور تری ایتل آمین) اضافه می شود. و در نهایت با آب خالص شستشو می شود. فازهای جدا شده در این سه مرحله شستشو جداگانه در سه دستگاہ سانتری فوژ جدا سازی می شوند.

شرح فرآیند:

برخی از منابعی که بعد از انتشار اطلاعات مربوط به طراحی قبلی، منتشر شده بودند قبلاً توضیح داده شد. پتنت شرکت بایر شامل استفاده از میزان ۱۰ درصد اضافی از هیدروکسید سدیم می باشد و زمان اقامت کلی برای راکتورهای سری همزن دار ۵۰ دقیقه است ( درحالی که زمان مطلوب بین 30 تا 60 دقیقه است. استفاده از 20٪ قلیا به نظر نامطلوب می رسد. زیرا انحلال پذیری بیس فنل A کاهش می یابد. همچنین به جای دوبار، سه بار باید محلول پلیمر شسته شود. پتنتهای جنرال الکتریک زمان اقامت 70 دقیقه ای را پیشنهاد می کنند. این مقدار با مقدار زمان اقامت باید برای راکتورهای سری قابل مقایسه است.

پتنت دیگر شرکت باید از راکتورهای پیوسته استفاده می کند که برای ایجاد اختلاط به جای همزن از جریان مغشوش سیال استفاده می کند. زمان اقامت مطلوب مشخص نشده است ولی اطلاعات موجود در مورد یک مثال زمانی تنها برابر با ۲ تا سه دقیقه در نظر گرفته می شود. اگر این اطلاعات درست باشد، این زمان در مقایسه با سایر فرآیندها بسیار کوتاه تر است. با این وجود میزان مصرف فسژن ۲۰ درصد بیشتر از مقدار مشابه از بیس فنل A است و مصرف هیدروکسید سدیم ۲۵ درصد بیشتر از میزان برابر از فسژن مصرف می شود. پس اتلاف مواد اولیه در این روش بالاتر است.

اطلاعاتی مبنی بر استفاده از روش تبخیر برای استخراج پلیمر از محلول، با تبخیر حلال موجود ندارد. با این وجود استخراج با استفاده از ضد حلال بیشتر مورد استفاده قرار می گیرد.

برآورد هزینه ها:

اطلاعات مربوط به برآورد هزینه های اصلی و کاربردی به روز رسای شده در جدول 6.2 و 6.3 آورده شده است. این برآوردها با ایجاد تغییر در برآوردهای قبلی بدست آمده ان تا تاثیر تورم و تغییر طراحی را لحاظ کنند. برآوردهای جزئی از هزینه های گزارش قبلی به عنوان راهنما برای ایجاد تغییرات در طراحی استفاده شده است.

کل هزینه اولیه 9.6 میلیون دلار برآوردی می شود که با احتساب هزینه زمین به رقم 1502 میلیون دلار می دهیم. هزینه کلی تولید ۶۴ نسبت به ازاء هر پوند است. اگر ۳۰ درصد هزینه را برای برگشت سرمایه اولیه در نظر گرفته شود و به هزینه تولید اضافه شود به هزینه سنت به ازاء هر پوند می رسیم. مقادیر برآوردهای مشابه برای مقایسه نشده است. هزینه طرح Teijin برای تولید و 1405 میلیون پوند در سال با استفاده از روش فسژنه کردن بین سطحی، ده میلیون دلار برآورد شده است. اما جزئیات فرآیند و ارتباط آن با برآوردهای ما مشخص نیست.

۷- تولید پلی کربنات در فرآیند راکتور پیوسته:

این بخش به بررسی فرآیندی می پردازد که از یک لوله جریان به عنوان راکتور استفاده می کند تا لیگومرها را با فشرده کردن بین سطحی تولید کند. الیگومر حاصل در ادامه واکنش در راکتور همزن دار واکنش می دهد. این فرآیند توسط Indemitsu ابداع شده است. تا جایی که منطقی به نظر می رسد از مفاهیم بیان شده توسط Indemitsu استفاده شده است. با این وجود اطمینانی وجود ندارد که طراحی SRI برای مثال صنعتی Indemitsu کاربرد داشته باشد.

شرح فرآیند:

این طراحی بر پایه پتنتی است که راکتور مورد استفاده در فرآیند Indemitsu را شرح می دهد. این طراحی با کمک اطلاعاتی که با عنوان "مروری بر فرآیند" در بخش ۶ آورده شده، کامل شده است. این اصول و فرضیات در جدول 1.7 آورده شده است. جدول 7.2 صورتی از تجهیزات اصلی و ابزارهایی که در این فرآیند مورد استفاده قرار می گیرد را نشان می دهد و جدول 7.3 فزاینده مواد را نشان می دهد و شکل ۷,۱ منحنی جریان را نشان می دهد. و در جدول 7.4 جریان فاضلابها جمع آوری شده است.

در این گزارش بیس فنل A، قلیا، سولفیت سدیم، و آب با مقادیر مشخص به یک مخلوط کن جریان وارد می شوند و محلول حاصل به بخش جدا کننده اکسیژن فرستاده می شود. سولفیت سدیم و حبابهای نیتروژن در بخش جدا کننده اکسیژن باعث کاهش و یا حذف عوامل اکسید کننده می شود. فاز آبی حاصل با متیلن کلراید مخلوط شده و در یک راکتور لوله ای خنک می شود. فسژن از مواد اولیه تبخیر شده تا از حضور ناخالصی ها جلوگیری شود. سپس میعان یافته از طریق جتهای متعددی در نقاط مختلف لوله راکتور به داخل جریان تزریق می شود که در نتیجه با بیس فنل A واکنش می دهد. یک محلول آبی از الیگومرها بوجود می آید و فاز آبی در یک رسوب دهنده جدا می شود و به تانکر خنثی سازی فرستاده می شود

محلول قلیایی دیگری از بیس فنل A که به روش که در پاراگراف قبلی توضیح داده شد، تهیه می شود. این محلول به همراه محلول آن که در بالا توضیح داده شد، مقادیر بیشتری از متیلن کلراید تری متیل آمین و پارا تر شیاری بوتیل فنل در راکتور ناپیوسته مخلوط



می شود در نتیجه واکنش تکمیل شده، فازها جدا می شود و رسوب داده می شوند فازآبی به تانک خنثی سازی فرستاده می شود که در آنجا جریانهای آبی زیر خنثی می شوند. فاز آبی (پلیمر محلول در متیلن کلراید) خنثی می شود و بطور متداخل در سانتریفوژ با جریان آبی از آب یون زدایی شده شستشو می شود.

پلیمر با افزودن ضد حلال (هپتان) به محلول متیلن کلراید رسوب داده می شود. سیستم شستشو متداخل است یعنی ضد حلال خالص لایه تشکیل شده روی صافی مرحله اول را می شوید و محلول دوغابی حاصل از شستشوی این ماده مجدداً صاف شده و پودر پلیمری حاصل از مرحله دوم صاف شده و پس از خشک کردن و آلیاژ سازی، با عبور از الکترو در تبدیل به گرانول می شود. و گرانولها کیسه گیری شده و بارگیری می شدند.

مخلوط حلال- ضد حلال در سیستم فیلترهای جریانهای نا همسر شامل مقادیری از پلیمرهای با جرم مولکولی پایین می شود و به بخش بازیافت حلال فرستاده می شود. برای جلوگیری مشکل گرفتگی در سطوح انتقال حرارت حلال و ضدحلال با استفاده از سیستم بخار باز در قسمت انتهایی قسمت تصفیه حلال تبخیر می شوند.

با وجود اینکه می توان با فرایندای ویژه ای الیگومرها را به محصولات با ارزشی تبدیل کرده کوره (که در بخش توضیح داده شد) توانایی از بین بردن این مواد را دارا می باشد.

جدا کننده ضد حلال، جریان ضد حلال را به عنوان یک خروجی جانبی را قسمت تصفیه حلال جدا می کند. و پس از میعان و خنک کاری، این ماده را به مخزن نگهداری ضد حلال بر می گرداند. از بالای واحد تصفیه کننده حلال محلول متیلن کلراید خالص خارج می شود تنها تا در اشباع این محلول حاوی آب می باشد. که در خشک کننده حلال

عاری از آب می شود. آبی که از بالا و از تانکر خنثی سازی خارج می شود، ( که تا حد اشباع حاوی متیلین کلراید می باشد). وارد جدا کننده آب می شود. آبی که در این دستگاه تصفیه خارج می شود، آنقدر خالص است که بتوان آنرا مستقیماً و از فاضلاب کرد. میتلن کلرایدی که از آب جدا می شود، مجدداً تصفیه کننده حلال برگردانده می شود. در کنار کوره ای که در بالا توضیح داده شود، بخش نابود سازی فاضلاب، دارای فیلتر حاوی کربن فعال می باشد که می تواند ترکیبات آلی را از هوای خارج شده از خشک کن های دوار را تصفیه کند. مواد جذب شده روی این فیلتر با بخار آب شسته شده و به بخش بازیافت حلال فرستاده می شود.

شرح فرآیند:

راکتور لوله ای مورد استفاده در طرح Indemitsu شامل یک جدول دو لوله ای با ورودی های متعدد برای فسژن می باشد. تبخیر فسژن یا میتلن کلراید باعث می شود تا گرمای واکنش از محیط گرفته شده و بتوان دمای مخلوط واکنش کاهش داد و اختلاط مغشوش را ایجاد کرده کوچکترین مبدل دو لوله ای استاندارد قطر ۱/۳۸ اینچ ( ۳/۵۱ سانتی متر) ID را دارای می باشد. مقیاس راکتور با استفاده از روش Johnstone بزرگ شده است. برای بزرگسازی راکتورهای لوله ای، نسبت طول به قطر با توان ۰.۴۱٪ با نسبت قطرهای ارتباط دارد. و نسبت جریان به توان ۰.۴۱ با نسبت قطرهای متناسب است. این روش سرعت حجمی یکسانی بین مدل و نمونه اولیه ایجاد می کند. متأسفانه این روش انتقال حرارت یکسانی را به ازاء واحد جریان ایجاد نمی کند. که این معیار نیاز به طول سه برابر بیشتر را برای ایجاد انتقال حرارت مساوی را الزامی می کند. بدلیل اینکه

زمان اقامت طولانی تر مضر نیست، از معیار انتقال حرارت استفاده می شود و طراحی با انتخاب طولهای استاندارد کامل می شود. به همین دلیل دو راکتور با ۱۰ طول ۲۰ فوتی برای هر کدام انتخاب می شود. خنک کننده پروپان انعطاف پذیری بیشتری به فرآیند می دهد زیرا توانایی انتقال حرارت بیشتری نسبت به آب خنک به سیستم می دهد.

لایه پوشش دهی شیشه که در بیشتر تجهیزات فرآیند فسژنه کردن محلول وجود دارد برای جلوگیری از آلودگی محصول می باشد. اما شیشه برای تماس با محلولهای قلیایی مناسب نیست. در مناطق حساس نیتانیم برای این طراحی استفاده شده است. با وجود اینکه نشان داده شده نیکل، آهن، و مس باعث تجزیه پی کربنات می شود، اما از فولاد ضد زنگ برای مناطقی که مدت زمان تماس کم می باشد استفاده می شود در مواقعی که جریان فرآیند شامل بخارات جدا شده از تجهیزات می باشد، از مواد ارزاتری استفاده می شود.

مواد انتخاب شده باید تا حد قابل قبولی آلودگی کمی بوجود بیاورند. در روشی که توسط Moboy ابداع شده است برای از بین بردن ناخالصیها از شستشو بوسیله محلولهای یون زدایی استفاده می شود.

در طرح آزمایش Indemitsu، در راکتورهای ناپیوسته همزن دار مرحله دوم محلول زمان اقامتی برابر با ۲ ساعت دارد که از تمامی گزارشات دیگران بیشتر است و در نتیجه می توان با یک سری از راکتورهای پیوسته پشت سر هم با هزینه کمتر زمان اقامتی برابر با زمان اقامت راکتورهای ناپیوسته پشت سر هم ایجاد کرده راکتورهای ناپیوسته می تواند بطور پیوسته کار کنند که در این صورت باید از 5 راکتور پشت سر هم استفاده کرد که

در ۸۰ درصد زمان کار می کنند و در ۲۰ درصد باقی مانده پروخالی می شود. تبخیر حلال و ضد حلال از ماده فیلتر شده و جدا سازی نهایی حلال و ضد حلال، نسبت به روشی که در بخش ۵ توضیح داده شد، بهتر به نظر می رسد. زیرا جریانهای بخار و بارهای حرارتی کاهش می یابد. جریان فاضلاب حاوی تقریباً ۵ درصد کلرید سدیم می باشد. فرض می شود سدیم که برای از بین بردن عوامل اکسیده اضافه شده بود، کاملاً مصرف شده است با این وجود امکان دارد که در جریان مقدار بسیار کمی اکسیژن باقی بماند.  
بر آورد هزینه ها:

هزینه های اولیه و اصلی:

جدول 7.5 هزینه های اولیه را برای واحدی با ظرفیت تولید ۲۰ میلیون پوند بر سال را نشان می دهد ( برای تولید پلیمر با گرید قالبگیری تزریقی) هزینه های اولیه 10.5 میلیون دلار و هزینه کلی با احتساب هزینه زمین ۱،۱ میلیون دلار می شود. هزینه های اصلی ایجاد شده در بخش فرآیند در جدول 7.6 آورده شده است برآوردهای مشابهی جهت مقایسه منتشر نشده است.

برخی از قسمتهای مهم فرآیند که هزینه بالایی دارند در بخش تجهیزات ویژه یا اصلی قرار دارند. که شامل دستگاه سانتریفوژ مایع ( ۱۰۸۰۰۰۰ دلار) در بخش تولید پلیمر و اکسترودرها ( ۲۷۷۰۰۰۰ دلار) در بخش تولید گرانول می شود.

هزینه های تولید:

برآورد از هزینه های تولید در جدول 7.7 موجود می باشد. هزینه کلی ۶۵ سنت به ازاء هر پوند محصول می باشد که در صورتی که ۳۰ درصد برای بازگشت سرمایه اولیه به آن

اضافه شود، هزینه کل ۸۰ سنت به ازاء هر پوند خواهد شد. برآورد هزینه های بخش تولید در جدول 7.8 نشان داده شده است.

هزینه های تولید به قیمت مواد اولیه ( بطور کاربردی بیس فنل A) وابسته است. هر مواردی که به کل فرآیند مربوط می شوند ( خسارات، اقساط بازپرداخت، تعمیرات، مالیات و بیمه) و G,A، فروش و هزینه های تحقیقات بالا هستند اما هزینه های دیگر از اهمیت کمتری برخوردار هستند.

تغییرات هزینه تولید با ظرفیت واحد و میزان کارکرد در شکل ۷,۲ نشان داده شده است.  
۸- تولید پلی کربنات با فسژنه کردن محلول ناپیوسته:

پلی کربناتها ابتدا با فرایندای ناپیوسته تولید می شوند. این بخش فرایندای ناپیوسته را با فرایندای پیوسته ای که در بخش ۵ توضیح داده شد مقایسه می کند. مبانی طراحی و فرضیات مربوط به آن در جدول 8.1 آورده شده است. در جدول 8.2 تجهیزات اصلی و ابزارها، گنجانده شده است. موازنه موارد در جدول 8.3 وجود دارد. در جدول 8.4 مجموع محصولات نامطلوب را نشان می دهد. و شکل 8.1 نمودار جریان فرآیند می باشد.

فرآیند با تولید مخلوطهای خوراک در مخزن اختلاط و آغاز می شود که برای کنترل دقیق میزان مصرف، مواد بر حسب حجم یا وزن توزین می شوند. بیس فنل A با گاز غیر فعال خشک منتقل می شود. بیس فنل A و پارامتر شیار بیس فنل در پیریدین و متیلن کلراید به داخل خنک کننده پمپ می شوند و سپس وارد راکتورها می شود ( ۵ راکتور همزن دار ناپیوسته خنک شونده) فشرن تبخیر شده در راکتور و پس از میعان و خنک

شدن به راکتورهای مختلف بنا به نیاز خوراکدهی می شوند. راکتورها بطور مستقل محمل کرده و در ۸۰ درصد زمان کاری در حال همزدن و در ۲۰ درصد زمان پر و خالی می شوند. به همین روش یک بچ آماده شده و هم ۴۵ دقیقه به قسمت جدا سازی فرستاده می شود. محلول پلیمر حاصل از راکتور با اسید هیدروکلریک فرآیند شده و بطور متداخل با جریانی از آب یون زدایی شده در سانتریفوژهای مایع شسته شده و سپس صاف می شود. برای اطمینان از آلودگی کم ناشی از موتومرو الگومرها، پلیمر بصورت پودر در فرآیند رسوب دهی با جریانهای ناهمسو، جدا سازی می شود ماده جدا شده در صافی مرحله دوم (S-404) در V-402 رسوب داده می شود و ماده رسوب کرده در S-403 صاف می شود. ماده جدا شده در صافی S-403 ما محلول تمیز ضد حلال شسته می شود و دوباره در S-404 صاف می شود. ماده جدا شده در مرحله دوم در S-404 خشک می شود. و پس از آلیاژ سازی و عبور از الکترو در تبدیل به گرانول شده و بسته بندی می شود. انتقال دهنده های هوای خشک، محل نگهداری گرانولها و ایستگاههای بسته بندی و کیسه گیری نیز پیش بینی و فراهم شده اند.

پیریدین به روش زیر از محلول شستشو بازبافت می شود: ابتدا محلول شستشو با قلیا خنثی شده و مقادیر کم حلال باقی مانده از آن جدا می شود سپس بصورت آزئوتروب آب- پیریدین جدا می شود. این آزئوتروب با اضافه کردن قلیای با غلظت بال شکسته شده و پیریدین جدا می شود. محلول قلیایی که رقیق شده است ( همانگونه که توضیح داده شد) برای خنثی کردن محلول شستشو استفاده می شود.

بخشی از متیلین کلرایدی که در مرحله اول -صاف کردن بدست می آید تصفیه شده و پس از خشک کردن مجدداً استفاده می شود.

در بخش از بین بردن ضایعات، اجزاء قرار از الیگومرها بوسیله جریان بخار آب در C-502 جدا سازی می شوند. محلول ضد حلال متراکم شده و پس از جدا سازی در برج C-503 خشک می شود. تا به فرآیند برگردانده شده و برای شستشوی ماده جدا شده در مرحله اول صاف کردن به کار رود. مواد آلی از بالا بوسیله بخارات آب در جدا کننده C-504 جدا می شود و به C-503 برگردانده می شوند.

کوره ای که در بسته بندی شماره Pac-501 تهیه شده است می تواند الیگومرها، ضایعات پلاستیک و مایعات آلی را مانند سایر مواد جامد زاید از بین ببرد. که شامل مشتعل های دوار استوانه ای است و بعد از آن برای تکمیل فرآیند سوختن یک محفظه احتراق وجود دارد گازهای خروجی به طور ناگهانی سرد شده و وارد یک جاذب و نچوری می شود تا ذرات معلق آن به دام بیافتد و با عبور دادن از محلول بازی گازهای اسیدی آن مانند کلرید هیدروژن جدا شود.

آبی که از پریدین جدا شده است در جاذبه C-501 با کربن فعال تماس پیدا می کند و سپس وارد فاضلاب می شود. عمر این جاذب بسیار بالا بوده امکانات احیاء آن فراهم نشده است.

هوایی که از خشک کن M-402 و فیلترهای چرخان خارج می شود حاوی حلال و ضد حلال می باشد و در جاذبهای کربن فعال C-505 و C-506 این مواد از هوا جدا می شود. که این دو جاذب بطور متناوب کار می کنند ابتدا یکی 20 در وضعیت جذب قرار

داشته در حالی که دیگری با بخار آب احیا می شود. مواد آلی جدا شده به بخش تصفیه و بازیافت حلال فرستاده می شوند.

شرح فرآیند:

تفاوت اساسی بین فرآیند ناپیوسته و پیوسته، راکتورها و ظرفیت ذخیره ای است که راکتورها را از ادامه فرآیند که بصورت پیوسته کار می کند، مجزا می سازد در فرآیند ناپیوسته میزان حلال مورد استفاده بیشتر می شود و تنها یک عملکرد اضافه اجازه کار دارد. به عنوان یک مزیت، روش ناپیوسته از تبدیل یک باره مواد اولیه به محصول جلوگیری کرده و به سادگی می توان ویژگیهای محصول را تغییر داد.

برآورد هزینه ها:

هزینه های اولیه

هزینه های اولیه واحدی با ظرفیت تولید ۲۰ میلیون پوند در سال در جدول 8.5 داده شده است. هزینه تثبیت شده اولیه ۱۱ میلیون دلار و هزینه نهایی بار در نظر گرفتن هزینه زمین ۱۷ میلیون دلار می باشد. ( ۸۵ سنت به ازاء هر پوند) هزینه های برآورد شده برای بخش تولید در جدول 8.6 داده شده است.

برآوردهای قابل مقایسه ای چاپ نشده اند. این نوع فرآیند اولین بار توسط جنرال الکتریک به کار برده شده است. با این وجود جزئیات اطلاعات مربوط به فرآیند بخصوص برای طرح تفضیلی موجود نیست. برای طرح Mr.vernon شرکت جنرال الکتریک بیان کرده است که وقتی ظرفیت تولید طرح به ۱۵۰ میلیون پوند در سال رسید (پس از تکمیل طرح در ۱۹۷۱) هزینه کلی برابر با ۷۵ میلیون دلار بوده (50 سنت به



ازاء هر پوند) با این توضیحات و با استفاده از توان ظرفیت 0.2 می توان برای ظرفیت ۲۰ میلیون پوند بر سال، هزینه سرانه ۹۰ سنت برای هر پوند را برآورد کرده جنرال الکتریک از هزینه های فرآیند شامل هزینه های کاری اولیه و هزینه های راه اندازی نمی شود. و توضیحات کامل در این زمینه منتشر نشده است.

برخی از تجهیزات گرانیگرمی که در فرآیند استفاده شده و جزء تجهیزات ویژه یا اساسی طبقه بندی می شوند، شامل دستگاههای سانتریفوژ مایع ( ۱۸۰۰۰۰ دلار) و در بخش تولید پلیمر و الکترودرها (۲۷۷۰۰۰ دلار) در بخش تولید گرانول می باشند.

هزینه تولید:

برآوردهای مربوط به هزینه تولید در جدول 8.7 گنجانده شده اند. هزینه کلی ۶۹ سنت به ازاء هر پوند که شامل ۱۰ درصد هزینه استهلاک نیز می گردد، در صورتی که ۳۰ درصد جهت بازگشت سرمایه اولیه به آن اضافه شود به رقم ۸۶ سنت به ازاء هر پوند می رسد، هزینه های تولید در بخش فرآیند در جدول 8.8 برآورد شده اند.

هزینه های تولید محصول بیشترین حساسیت را نسبت به قیمت مواد اولیه به ویژه بیس فنل A نشان می دهند. عوامل مرتبط با کل فرآیند و G&A و فروش هزینه های تحقیقات نیز اهمیت دارند.

تغییرات هزینه تولید با ظرفیت واحد و نرخ کاربری در شکل 8.2 نشان داده شده است.

۹- تولید پلی کربنات با ترنس استریفیکایسون و سایر فرایندهای مذاب.

شیمی فرآیند:

شیمی واکنش ترنس استریفیکاسیون در گزارشهای قبلی موجود می باشد و تنها اینجا اطلاعات جدید در مورد آن گزارش می شود.

بر اساس مطالعات Bottenbruch، سرعت و این واکنش دما کاتالیزور مناسب سریع بوده و از درجه اول می باشد. با این وجود ترنس استریفیکاسیون دی فنیل کربنات با بس فنل A، در دو مرحله انجام می شود. که بیس فنل A مونو فنیل کربنات محصول واسطه واکنش است. سرعت تولید ماده واسطه از درجه دوم است و انرژی فعالسازی آن ۱۱ تا ۱۶ کیلو کالری بر گرم مول می باشد. در حضور کاتالیزور گرمای این واکنش برابر با ۲۸ کیلو کالری بر گرم مول در دمای ۲۶۰ درجه سانتی گراد اندازه گیری شده است مرحله دوم شامل واکنش تراکمی بیس فنل A مونوفنیل کربنات برای تولید پلی کربنات می باشد. سرعت این واکنش از درجه اول بوده و انرژی فعالسازی آن ۲۰ کیلو کالری بر گرم مول می باشد و گرمای واکنش آن در دمای ۲۶۰ درجه سانتی گراد ۵ کیلو کالری بر گرم مول می باشد. در مرحله دوم فنل باید از محیط واکنش خارج شود. چون در غیر این صورت درجه تبدیل با رسیدن به تعادل محدود می شود. این خارج سازی قسمت کنترل کننده سرعت واکنش است.

مروری بر فرآیند

پنتتهایی که در مورد فرآیند ترنس استریفیکاسیون پس از انتشار گزارش قبلی ثبت شده اند در جدول 9.1 گنجانده شده اند. این پنتتها بر روی نوع راکتور و کاتالیزور تاکید دارند. الکترودرما تبخیر کننده های فیلم نازک توانایی جدا کردن محصولات جانبی را از محصول ویسکوز حاصل از راکتور را دارا می باشند. که این محصولات جانبی بستگی به

جهت خرید فایل word به سایت [www.kandoo.cn.com](http://www.kandoo.cn.com) مراجعه کنید  
یا با شماره های ۰۹۳۶۶۰۲۷۴۱۷ و ۰۹۳۶۶۴۰۶۸۵۷ و ۰۶۶۴۱۲۶۰-۰۵۱۱ تماس حاصل نمایید

نوع کاتالیزور دارد. با وجود اینکه این پتنتها شامل تغییراتی در جهت بهبود روشهای قبلی  
می شود اما تفاوت اساسی در این روشها مشاهده نمی شود.

[www.kandoo.cn.com](http://www.kandoo.cn.com)  
[www.kandoo.cn.com](http://www.kandoo.cn.com)  
[www.kandoo.cn.com](http://www.kandoo.cn.com)

جهت خرید فایل word به سایت [www.kandoocn.com](http://www.kandoocn.com) مراجعه کنید  
یا با شماره های ۰۹۳۶۶۰۲۷۴۱۷ و ۰۹۳۶۶۴۰۶۸۵۷ و ۰۶۶۴۱۲۶۰-۵۱۱ تماس حاصل نمایید

Filename: Document1  
Directory:  
Template: C:\Documents and Settings\hadi tahaghoghi\Application  
Data\Microsoft\Templates\Normal.dotm  
Title:  
Subject:  
Author: SinaSoft  
Keywords:  
Comments:  
Creation Date: 4/15/2012 11:21:00 AM  
Change Number: 1  
Last Saved On:  
Last Saved By: hadi tahaghoghi  
Total Editing Time: 0 Minutes  
Last Printed On: 4/15/2012 11:21:00 AM  
As of Last Complete Printing  
Number of Pages: 27  
Number of Words: 5,064 (approx.)  
Number of Characters: 28,870 (approx.)