

مقایسه فنی و اقتصادی روش‌های تولید پروپیلن از طریق فناوری‌های هیدروژن زدایی پروپان (PDH)

محمد ایرانی، فرزند بهادراندی

* پژوهشگاه صنعت نفت، پژوهشکده گاز، کد پستی ۱۱۱۳۱۶۵۸۴۱، تهران، ایران.

آدرس پست الکترونیک نویسنده مسئول مکاتبات: iranin@ripi.ir

مقاله علمی - ترویجی

۱۳ صفحه، از صفحه ۴۰ تا ۵۳

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۰/۰۶/۲۷

تاریخ دریافت: ۱۴۰۰/۰۳/۲۷

چکیده

پروپیلن به‌عنوان یک محصول پایه‌ای از اهمیت خاصی در صنعت پتروشیمی برخوردار است چون محصولات باارزشی از آن تولید می‌گردد. در حال حاضر بیشترین تولید پروپیلن دنیا به‌صورت روش‌های غیرمستقیم بوده است و پروپیلن به‌صورت محصول جانبی تولید می‌گردد که صرفه اقتصادی ندارند. در بین فرآیندهای مختلف تولید مستقیم پروپیلن، فرآیند PDH به دلیل حجم سرمایه‌گذاری پایین‌تر نسبت به بقیه روش‌ها و به علت هزینه خوراک ارزان (LPG) در کشور مورد توجه قرار گرفته‌اند. از این رو با توجه به تولید LPG در کشور در ظرفیت بالا و همچنین محدودیت در صادرات این محصول، می‌توان از مزیت فراوانی خوراک LPG در تولید پروپیلن کشور از طریق فرآیند PDH بهره برد. در این تحقیق ابتدا روش‌های مختلف تولید پروپیلن بررسی گردید و مشخص گردید که تولید مستقیم پروپیلن با روش PDH مناسب‌تر است. فناوری‌های روش PDH تشریح گردید و مشخص گردید که به لحاظ هزینه ثابت تقریباً یکسان هستند. آنالیز حساسیت IRR نسبت به تفاوت قیمت خوراک و محصول و هزینه ثابت انجام گرفت و مشخص شد که مقدار IRR به تفاوت قیمت خوراک و محصول حساس‌تر است. با توجه به اینکه فناوری OLEFLEX هزینه عملیاتی کمتری دارد و همچنین واحدهای عملیاتی فعال بیشتری در دنیا دارد برای کشور ایران پیشنهاد می‌گردد از این فناوری استفاده کند.

کلیدواژه‌ها: ارزیابی فنی - اقتصادی، PDH، پروپیلن، پروپان، نرخ بازده داخلی، آنالیز حساسیت.

۱. مقدمه

پروپیلن به‌عنوان یکی از مهم‌ترین مواد اولیه صنعت پتروشیمی دومین ماده پایه صنعت پتروشیمی از حیث میزان مصرف در دنیا است (بعد از اتیلن بیشترین مصرف محصولات پایه پلیمر را دارد) و تا پایان سال ۲۰۱۸ ظرفیت جهانی آن حدود ۱۲۸ میلیون تن و تولید برابر ۱۰۵ میلیون تن بوده است که در واقع راندمان میانگین تولید جهانی برابر ۸۲ درصد است. پروپیلن محصولی است با فرمول C_3H_6 است. از پروپیلن محصولات متعددی تولید می‌شوند که از مهم‌ترین مشتقات پروپیلن عبارت‌اند از پلی پروپیلن، آکریلونیتریل، پروپیلن اکسید، فنل، اکسوالکل‌ها، کیومن، ایزوپروپیل‌الکل، آکریلیک اسید.

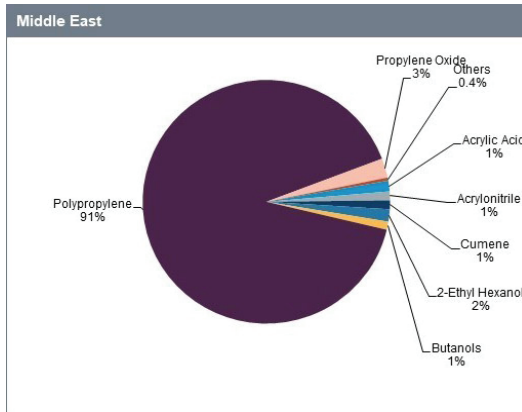
پروپیلن با توجه به کیفیت و خلوص معمولاً در سه گرید تولید و عرضه می‌گردد گرید پلیمری با درجه خلوص ۹۹/۵ درصد، گرید شیمیایی با درجه خلوص ۹۶-۹۰ درصد، گرید پالایشگاهی با درجه خلوص ۷۰-۵۰ درصد. روش‌های مختلف تولید پروپیلن، به سه طبقه بندی عمده تقسیم می‌گردند که دوطبقه اول به‌عنوان «روش‌هایی با بازدهی پایین پروپیلن» و طبقه سوم به‌عنوان «روش‌هایی با بازدهی بالای پروپیلن» شناخته می‌شوند.

الف) واحدهای کراکینگ با بخار: عموماً واحدهای الفین



مبتنی بر خوراک نفتا و اتان می‌باشند که همچنان بیشترین سهم در منابع تولید پروپیلن را دارند. در این واحدها پروپیلن به‌عنوان محصول جانبی تولید اتیلن، تولید می‌گردد.

وضعیت مصرف پروپیلن در محصولات پایین‌دست آن در خاورمیانه، تفاوت زیادی با وضعیت جهانی دارد. (شکل ۲)، میزان مصرف پروپیلن در هر یک از محصولات پایین‌دست آن در خاورمیانه را نشان می‌دهد.

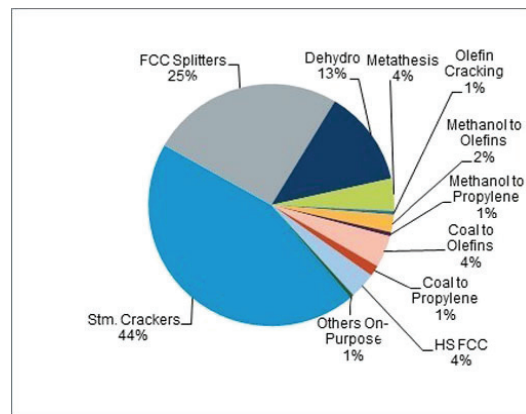


شکل ۲. میزان مصرف پروپیلن در هر یک از محصولات پایین‌دست آن در خاورمیانه

ب) کراکینگ کاتالیستی بسترسیال (FCC) در پالایشگاه‌های نفت خام: تولید پروپیلن در واحدهای FCC پالایشگاه‌های نفت خام، دومین منبع عمده عرضه پروپیلن در جهان است.

ج) مجموعه روش‌های به‌اصلاح «هدف-پروپیلن»: در این روش‌ها بازدهی تولید پروپیلن بالا بوده و در واقع محصول اصلی و یا تنها محصول تولیدی، پروپیلن است که شامل روش‌های زیر می‌باشند:

هیدروژن زدایی از پروپان (PDH)، تبدیل زغال‌سنگ به پروپیلن (CTP)، تبدیل زغال‌سنگ به الفین (CTO)، تبدیل متانول به پروپیلن (MTP)، تبدیل متانول به الفین‌ها (MTO) که در این روش پروپیلن و اتیلن تولید می‌گردند، فرایند جانشینی متقابل (تبدیل اتیلن به پروپیلن)، سایر روش‌های متفرقه شامل نظیر پیرولیز کاتالیستی، تبدیل داخلی اولفین‌ها، با توجه به افزایش تقاضای مصرف پروپیلن در سال‌های گذشته و در آینده، شرکت‌های چندملیتی تمرکز ویژه‌ای بر روی توسعه فرایندهای با بازدهی بالا داشته‌اند. دو روش تبدیل پروپان به پروپیلن (PDH) و همچنین تبدیل کاتالیستی متانول به الفین‌های سبک (MTO/P) با جدیت و سرعت قابل توجهی در کشور چین و البته با کمی تأخیر در منطقه آمریکای شمالی در حال به‌کارگیری است. سهم روش‌های مختلف تولید پروپیلن در جهان در (شکل ۱) قابل مشاهده است:



شکل ۱. سهم روش‌های مختلف تولید پروپیلن در جهان

چنانچه ملاحظه می‌شود ۹۱ درصد از پروپیلن خاورمیانه در تولید پلی‌پروپیلن بکار گرفته می‌شود. پیش‌بینی‌ها نشان می‌دهد که این میزان در سال ۲۰۲۲ به ۸۶ درصد کاهش می‌یابد. دیگر محصولات پایین‌دست پروپیلن سهم بسیار کمی دارا می‌باشند. در حال حاضر ظرفیت اسمی تولید پروپیلن کشور ایران ۱ میلیون و ۱۱۵ هزار تن در سال است که تمامی این ظرفیت مبتنی بر روش‌های با بازدهی پایین است. ۹۵ درصد پروپیلن تولیدی در کشور به پلی‌پروپیلن و تنها ۵ درصد آن نیز در مجتمع پتروشیمی شازند اراک به دو اتیل هگزانول تبدیل می‌گردد. این در حالی است که سایر محصولات با ارزش موجود در زنجیره ارزش این ماده استراتژیک به دلایل مختلف از جمله نبود پروپیلن کافی در داخل کشور تولید نمی‌شوند.

چهار روش اصلی تولید پروپیلن با ارائه استدلال‌های فنی و اقتصادی مورد تجزیه و تحلیل قرار می‌گیرند و در نهایت یک چارچوب منطقی و یک استراتژی پیشنهاد خواهد شد.

۲.۱. روش پالایشگاهی (بازبایی جریان‌های پالایشگاهی در واحدهای FCC/RFCC)

تولید پروپیلن به روش پالایشگاهی چندان اقتصادی نیست و در واقع پروپیلن محصول ثانویه است و چون خلوص آن کم است به آن گرید شیمیایی می‌گویند (درجه خلوص

1. Fluid Catalytic Cracking



بالا گرید پلیمری است)، لذا باید این محصول به برج‌های جداکننده واحدهای الفینی رفته و پروپیلن از سایر ناخالصی‌ها جدا شود اگر بنا باشد برای این موضوع واحد جداسازی مجزا و مستقل ایجاد شود هزینه زیادی دارد بنا به رایج معمولاً از ظرفیت خالی برج‌های جداکننده واحدهای الفین با خوراک مایع که برج جداکننده پروپیلن از پروپان و سایر برج‌های جداکننده را دارند استفاده می‌شود.

۲.۲. روش کراکینگ با بخار

در حال حاضر بخش عمده پروپیلن تولیدی جهان و کل پروپیلن ایران به این روش تولید می‌شود واحدهای پتروشیمی جم، امیرکبیر، مارون، شازند و تبریز به این شیوه پروپیلن تولید می‌کنند. در فرآیند کراکینگ با بخار خوراک‌های مایع از قبیل لایت‌اند، LPG، نفتا و رافینت وارد کوره‌های مایع می‌شوند. در دمای حدود ۸۵۰ درجه و در معرض بخار مخلوط با DMDS پیوند مولکول‌های کربن شکسته می‌شود و محصولات از قبیل اتیلن (۳۰ درصد)، پروپیلن (۱۸ درصد)، بنزین پیرولیز (۱۷ درصد)، رافینت برگشتی (۱۵ درصد شامل ۴۵ درصد ۳-۱ بوتادین و ۵۵ درصد بوتان)، cfo^۱ حدود ۲ درصد، متان ۱۶ درصد و هیدروژن حدود ۲ درصد تولید می‌شوند. قیمت نیمی از این محصولات از قیمت ماده اولیه ارزان‌تر است با لحاظ قیمت حدود ۴۵۰ دلار (متوسط خوراک‌های یادشده) قیمت متوسط محصولات تولیدی عبارت‌اند از اتیلن ۷۵۰ الی ۸۰۰ دلار - پروپیلن ۷۵۰ دلار - رافینت برگشتی اگر بوتادین آن جدا شود قیمت بوتادین ۹۰۰ دلار و مابقی برابر همان قیمت خوراک است (البته برای جداسازی بوتادین باید واحد بوتادین احداث شود که هزینه احداث آن بین ۱۰۰ تا ۲۰۰ میلیون دلار برحسب ظرفیت تولید است) - بنزین پیرولیز قیمت آن حدوداً معادل قیمت خوراک است - cfo نصف قیمت خوراک و متان و هیدروژن کمتر از یک سوم قیمت خوراک.

با توجه به توضیحات فوق تولید پروپیلن از طریق کراکینگ خوراک‌های مایع حاشیه سود مناسبی ندارد و معمولاً حاشیه سود واحدهای الفین خوراک مایع کمتر از ده درصد است و واحدهای خوراک مایع اراک و تبریز، سودشان بیشتر از طریق واحدهای پائین دست الفین و تخفیف نرخ خوراک و برخی محصولات ارزشمند پلیمری حاصل می‌گردد.

۲.۳. روش جداسازی هیدروژن از پروپان یا PDH^۲ در این روش خوراک پروپان با خلوص حدود ۹۵ درصد پس از گرم شدن در مبدل وارد کوره‌های پیش گرم می‌شود و دمای پروپان به حدود ۶۳۰ درجه می‌رسد (در این دما کراکینگ یا شکستن مولکول پروپان اتفاق نمی‌افتد) پروپان داغ وارد رآکتورهای سری می‌شود و در داخل رآکتورها در معرض کاتالیست، دو هیدروژن پروپان جدا و به این ترتیب پروپان به پروپیلن تبدیل می‌شود اما در مرحله اول فقط ۳۳،۵ درصد از پروپان ورودی به رآکتورها تبدیل به پروپیلن می‌شود و مابقی پروپان ورودی واکنش نداده به همراه پروپیلن از رآکتورها خارج و پس از خنک‌سازی وارد برج‌های جداسازی می‌شود و در برج D.P^۳ پروپان از پروپیلن جدا می‌شود پروپیلن وارد مخزن پروپیلن می‌شود و پروپان واکنش نداده مجدد وارد کوره‌ها می‌شود و مجدد فرآیند قبلی تکرار و در نهایت کانورژن یا میزان تبدیل پروپان دریافتی به پروپیلن حدود ۸۸ درصد خواهد شد و ۱۲ درصد باقی مانده اتان و بوتان است که در واحدهای الفین خوراک مایع استفاده می‌شوند. [۱]

قیمت پروپان به‌طور متوسط حدود ۳۵۰ دلار تحویل واحدهای PDH می‌شود و ۸۸ درصد آن به پروپیلن تبدیل می‌شود که قیمت آن حدود ۷۵۰ دلار است با لحاظ کانورژن یا ضریب تبدیل پروپان به پروپیلن حاشیه سود واحدهای PDH مناسب‌تر از همه روش‌های تولید پروپیلن است. هزینه احداث یک واحد PDH با ظرفیت ۶۰۰ هزار تن در سال حدود ۵۵۰ میلیون دلار است. مهم‌ترین عوامل تعیین‌کننده در سودآوری این واحدها در مقابل واحدهای مشابه عبارت‌اند از ۱- نوع فناوری ۲- قیمت پروپان.

۲.۴. روش تولید پروپیلن از گاز متان: تولید پروپیلن از روش GTO^۴ یا MTO^۵ و GTPP^۶

در این روش گاز متان در واحد متانول به متانول با خلوص بالا تبدیل می‌شود و متانول در واحد MTO به اتیلن و پروپیلن تبدیل می‌شود. بیش از ۷۰ درصد اتیلن و مابقی پروپیلن اما در واحد MTP متانول به پروپیلن تبدیل می‌شود و محصول ثانویه بنزین پیرولیز نیز تولید می‌شود. در این واحدها حدود ۳ تن متانول تبدیل به یک تن محصول اتیلن و

2. Propane De Hydrogenation
3. De Propanizer
4. Gas To Olefine
5. Methanol To Olefine
6. Gas to Polypropylene

1. Cracked Fuel Oil

پروپیلن می‌شود و با توجه به قیمت متانول توجیه اقتصادی احداث واحد MTO برای مالک واحد MTO وابستگی بالایی به اطمینان به امکان فروش در بلندمدت و عدم نوسان بالای قیمت متانول دارد اگر سرمایه‌گذار واحد تولیدکننده متانول مطمئن باشد قیمت متانول در ۵ یا ۱۰ سال آینده سقوط زیادی نخواهد داشت و مدت زیادی کمتر از ۲۰ درصد بعلاوه قیمت تمام‌شده نخواهد شد در این صورت مالک واحد متانول در حال تولید توجیه اقتصادی و انگیزه زیادی برای احداث واحد MTO نخواهد داشت یعنی اگر قیمت متانول از ۱۵۰ دلار به بالا نوسان داشته باشد و میانگین قیمت ۵ ساله با لحاظ نوسانات قیمت حدود ۱۸۰ دلار باشد مالک واحد متانول تمایل چندانی به احداث واحد MTO یا MTP نخواهد داشت مگر اینکه دولت مشوق‌های جذابی در قیمت خوراک جهت احداث واحد پائین‌دست اعمال نماید. تصور می‌شود میانگین قیمت متانول در ۵ سال آینده کمتر از ۱۸۰ دلار نباشد.

مزیت واحدهای GTO نسبت به واحدهای الفین و PDH هزینه کمتر خوراک و در نتیجه هزینه کمتر تولید است اما حجم سرمایه‌گذاری برای تولید میزان مشابه اتیلن یا پروپیلن خیلی بالاتر است و تنها برای سرمایه‌گذارانی در ایران جذابیت دارد که بتوانند وام ارزی با بهره کم و تخفیف ویژه در نرخ خوراک دریافت نمایند.

برای کشوری چون ایران که تا ده‌ها سال دارای ذخایر و تولید محصول ارزشمند پروپان است و سالانه بیش از ۱۰ میلیون تن پروپان در کشور تولید خواهد گردید منطقی‌ترین سناریو جهت تولید پروپیلن احداث واحدهای PDH است هزینه سرمایه‌گذاری ثابت جهت تولید هر تن پروپیلن در واحدهای PDH حدود ۵۰ درصد کمتر از واحدهای GTO است اما هزینه‌های جاری واحدهای GTP در ایران حدود ۳۰ درصد کمتر از هزینه عملیاتی واحدهای PDH برای تولید هر تن پروپیلن است. لذا با نگاه بازگشت سرمایه کوتاه‌مدت مثلاً تا ۵ سال و کاهش ریسک سرمایه‌گذاری واحدهای PDH جذابیت بیشتری نسبت به GTP و MTO دارند.

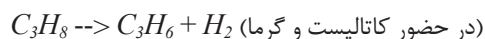
با بررسی‌های صورت گرفته دیده شده است که روش PDH به‌عنوان یکی از روش‌های آینده دار برای تولید پروپیلن می‌تواند نقش اصلی در صنعت پتروشیمی بازی کند. این روش یکی از روش‌های مستقیم (On purpose) برای تولید پروپیلن از پروپان است که دارای بازدهی بالایی در تولید پروپیلن با گرید پلیمری است. با توجه به مزایای

ذکر شده برای روش PDH به تشریح آن می‌پردازیم.

۳. تولید پروپیلن از روش PDH

فرایند هیدروژن زدایی پروپان یکی از فرایندهای پیچیده صنعت پتروشیمی است و از نظر ترمودینامیکی فرایندی تعادلی است. با توجه باینکه این واکنش به شدت گرماگیر است، از نظر ترمودینامیکی نشان داده می‌شود که برای حصول تبدیل مطلوب بهتر است در فشار پایین انجام گیرد. با تمام این اوصاف واکنش هیدروژن زدایی آرام انجام می‌گیرد [۲]. این تنها مشکل نیست و همانند سایر واکنش‌های شیمیایی، واکنش‌های جانبی نامطلوب نیز انجام می‌گیرد؛ بنابراین بر اساس واکنش تعادلی هیدروژن زدایی پروپان توصیه می‌شود واکنش در شرایط فشار پایین صورت گیرد. مورد دیگری که نیز باید به آن توجه داشت تشکیل اجتناب‌ناپذیر کک در این شرایط است که باعث غیرفعال شدن کاتالیست می‌گردد. در نتیجه با فرایند سوزاندن کک توسط اکسیژن، هوا یا بخار باید کاتالیست‌های این واکنش را فعال کرد [۲-۳].

محدودیت‌های استراتژیک فناوری‌های هیدروژن زدایی پروپان و توانایی آن‌ها بر اساس تولید کاتالیستی و فلسفه مدیریت حرارت در راکتورهای آن است. به‌طور کلی از نظر اقتصادی، قیمت خوراک بیشترین قسمت هزینه کلی تولید را دربر می‌گیرد به‌طوری‌که اقتصاد فرایند تولید از طریق هیدروژن زدایی به‌طور عمده به اختلاف قیمت پروپان و پروپیلن وابسته است. در اصل این فرایند شامل دو مرحله اساسی است: (۱) هیدروژن زدایی از پروپان و (۲) جداسازی هیدروژنی که از مرحله قبل تولید شده است. واکنش PDH همان‌طور که در معادله زیر نشان داده شده است به‌طور نرمال در شرایط دمایی بالا و فشار پایین در حضور کاتالیست پلاتین (Pt) و یا کروم (Cr) انجام می‌شود. تغییر آنتالپی این واکنش در فشار ثابت مثبت است و در نتیجه در شرایط مطلوب واکنش بسیار گرماگیر است [۲].



۳.۱. شیمی هیدروژن زدایی

انرژی فعال‌سازی واکنش هیدروژن زدایی پروپان ۱۲۱ kJ/mol است [۴]. این واکنش بسیار گرماگیر است و بنابراین دمایی بالا و فشار پایین (تحت خلأ) واکنش را به سمت مطلوب هدایت می‌کند. مهم‌ترین جنبه هیدروژن زدایی پروپان حرارت موردنیاز آن برای تأمین انرژی واکنش

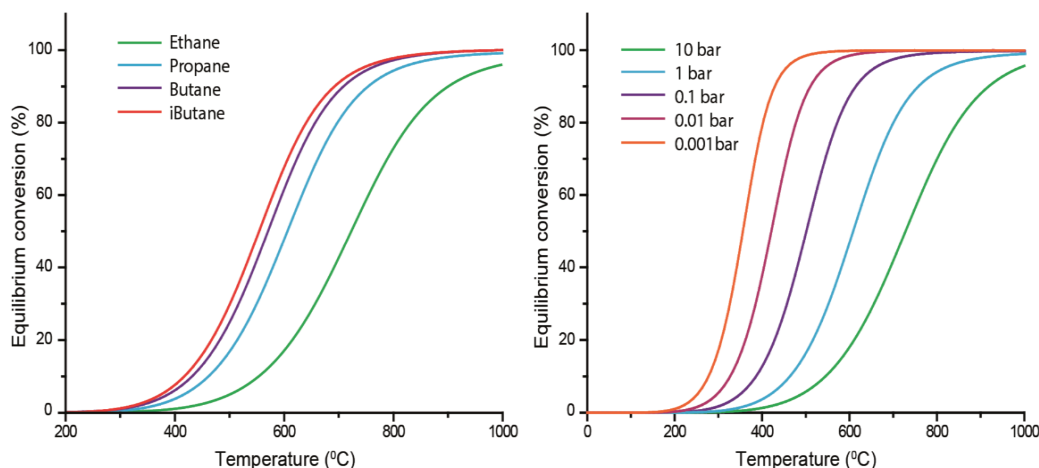




است. علاوه بر نوع کاتالیست، نحوه تأمین حرارت مورد نیاز این واکنش در راکتورهای فناوری‌های مختلف چالش اصلی آن‌هاست. در مقابل دمای بالا باعث بیشتر شدن واکنش‌های جانبی و تشکیل کک می‌شود و در نتیجه کاتالیست‌ها را

غیرفعال می‌کند [۵].

شکل ذیل میزان درصد تبدیل تعادلی پروپان در واکنش هیدروژن زدایی را در فشار ۱ بار بین دمای ۵۰۰ تا ۶۰۰ درجه سانتی‌گراد را نشان می‌دهد.



شکل ۳. درصد تبدیل تعادلی پروپان به پروپیلن بر حسب دما

۳.۳. فناوری‌های هیدروژن زدایی

شرکت‌های صاحب لیسانس مختلفی کارهایشان را بر این اساس که راکتورهای فرایند هیدروژن زدایی در حول و حوش ± 50 درجه سانتی‌گراد انجام شود تجاری‌سازی و صنعتی کرده‌اند. علاوه بر این نوع حرارت دهی و فعال‌سازی مجدد کاتالیست‌های این فرایند بر روی طراحی لیسانس مؤثر بوده است. حدود ۸ نوع فناوری کاتالیستی هیدروژن زدایی پروپان وجود دارد که در جدول ذیل نشان داده شده و باهم مقایسه شده‌اند

به دلیل اینکه انتخاب فناوری‌ها بر اساس گزینه‌های تأمین حرارت و سیکل بازفعال‌سازی کاتالیست است، بحث ذیل ارزشمند می‌نماید:

الف) حرارت دهی مستقیم به مخلوط واکنش

ب) حرارت دهی غیرمستقیم به واکنش‌گرها/خوراک/کاتالیست

ج) حذف کک از روی کاتالیست توسط هوا یا اکسیژن یا بخار

به‌طورمعمول، پیوندهای C-H نسبت به پیوندهای C-C واکنش‌پذیرترند؛ بنابراین یک کاتالیست مناسب برای هیدروژن زدایی کاتالیستی است که تمایل بیشتری برای درگیری با پیوند C-H داشته باشد تا از واکنش‌های جانبی جلوگیری کند [۵].

۳.۲. کاتالیست‌های هیدروژن زدایی

دو نوع اصلی کاتالیست برای واکنش هیدروژن زدایی استفاده شده است؛ کاتالیست‌های بر مبنای فلزات کمیاب و بر مبنای اکسیدهای فلزی (کاتالیست‌های پلاتین و کاتالیست‌های تقویت‌شده کروم [۴]. در این میان از نوع کاتالیست‌های نوع اول بر روی کاتالیست پلاتین بسیار کار شده است. به همین صورت در میان کاتالیست‌های فلزات اکسیدی اکسید کروم برجسته‌ترین نوع کاتالیستی است که به‌صورت تجاری برای فرایندهای هیدروژن زدایی استفاده شده است. در عین حال کار بر روی کاتالیست‌های دیگری که ممکن است نتایج قابل ملاحظه‌ای داشته باشد مانند گالیم، ایندیم، وانادیم، روی و اکسید مولیبدن در حال انجام است [۴-۵]. تشکیل اجتناب‌ناپذیر کک بر روی سطح کاتالیست باعث کاهش مستمر فعالیت کاتالیست می‌شود و نیاز به بازتولید (فعال‌سازی مجدد) دوره‌ای دارد.

جدول ۱. فناوری‌های صنعتی هیدروژن زدایی

SABIC	FLOTU/ Tsinghua	PDH	FBD	Udeh STAR	Oleflex	CATOFIN	Tech Name
چرخشی	پیوسته	چرخشی	پیوسته	چرخشی	پیوسته	چرخشی (Cyclic)	نوع عملیات
Pt-Sn/K/ SAPO-34	Pt-Sn/SAPO- 34	نانو ذرات Pt Mg(Al)O ₃ / Pt-Sn/ZrO ₂	CrO _x /Al ₂ O ₃ با پروموترهای قلیایی	Pt-Sn/Zn-Al ₂ O ₃ CaAl ₂ O ₃	Pt-Sn/Al ₂ O ₃ با پروموترهای قلیایی	CrO _x /Al ₂ O ₃ با پروموترهای قلیایی	کاتالیست
•	•	•	•	•	۱-۳ سال	۲-۳ سال	عمر کاتالیست
۵۶۰-۶۰۰	۵۷۰-۶۱۰	۵۹۰	۵۳۵-۵۹۰	۶۰۰-۵۵۰	۵۵۰-۶۲۰	۵۶۵-۶۴۹	دمای کاری (°C)
۰/۱-۶	۰/۵-۱/۵	۱	۰/۵-۱/۵	۵-۶	۲-۳	۰/۵-۰/۳	فشار (bar)
۱۵-۳۰ دقیقه	•	۹ ساعت	•	۸ ساعت	•	۱۵-۳۰ دقیقه	زمان چرخه
۵۸-۶۵	۴۵-۶۳	۳۰	۴۰	۴۰	۲۵	۴۸-۶۵	درصد تبدیل
۸۸-۹۳	۸۹-۹۱	۹۰	۸۹	۸۹	۸۹-۹۱	۸۰-۸۸	انتخاب پذیری (%)
•	پایلوت	پایلوت	تجاری شده	تجاری شده	تجاری شده	تجاری شده	از لحاظ کاربردی شدن

پروپان داغ وارد رآکتورهای پشت سر هم (سری) می‌شود و در داخل رآکتورها در معرض کاتالیست، دو هیدروژن پروپان جدا و به این ترتیب پروپان به پروپیلن تبدیل می‌شود اما در مرحله اول فقط ۳۳/۵ درصد از پروپان ورودی به رآکتورها تبدیل به پروپیلن می‌شود و مابقی پروپان ورودی واکنش نداده به همراه پروپیلن از رآکتورها خارج و پس از خنک‌سازی وارد برج‌های جداساز می‌شود و در برج D.P، پروپان از پروپیلن جدا می‌شود پروپیلن وارد مخزن پروپیلن می‌شود و پروپان واکنش نداده مجدد وارد کوره‌ها می‌شود و مجدد فرآیند قبلی تکرار و در نهایت میزان تبدیل پروپان دریافتی به پروپیلن حدود ۸۸ درصد خواهد شد و ۲۱ درصد باقی‌مانده اتان و بوتان است که در واحدهای الفین خوراک مایع استفاده می‌شوند.

در این فناوری عملیات هیدروژن زدایی در فاز گازی در فشار زیر اتمسفر بر روی کاتالیست کرم درون رآکتورهای بستر ثابت انجام می‌شود. در پایان هیدروژن زدایی، رآکتورها توسط بخار تخلیه (اصطلاحاً Purge) شده تا احياناً هیدروکربن‌های باقیمانده تخلیه گردد، پس از آن با استفاده از هوای داغ که کک تشکیل شده بر سطح کاتالیست در این فرایند را بسوزاند کاتالیست‌های غیرفعال شده را احیاء کرده تا پروفایل دمایی مناسب برای بازگردانی به چرخه هیدروژن زدایی به دست آید.

در میان فناوری‌های هیدروژن زدایی پروپان به پروپیلن که در جدول فوق به آن‌ها اشاره شده است، ۳ تای اول (Udeh STAR و CATOFIN, Oleflex) به‌طور وسیع‌تری برای تبدیل پروپان به پروپیلن استفاده شده است که در ادامه به جزئیات فنی این فناوری‌ها پرداخته می‌شود:

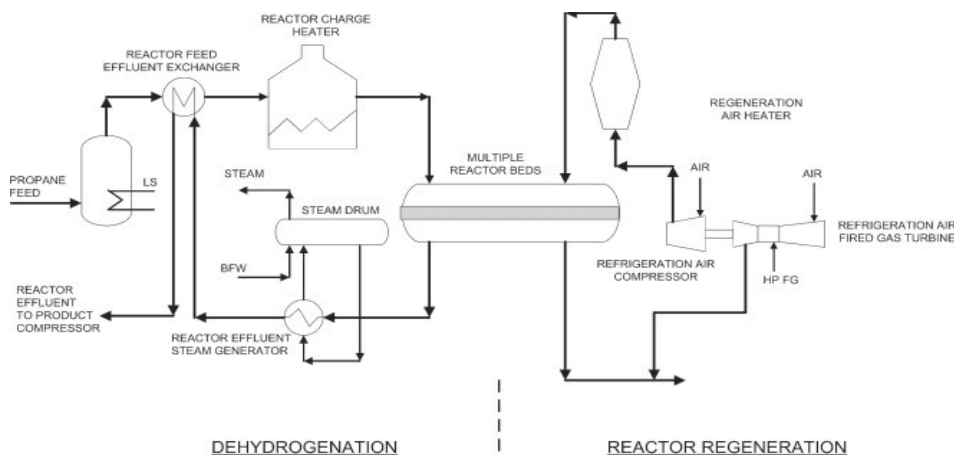
۳.۳.۱. فناوری هیدروژن زدایی CATOFIN

پس از چندین واگذاری این فناوری بین شرکت‌های مختلف در حال حاضر این فناوری تحت لیسانس شرکت CB&I-ABB Lummus با کاتالیست‌های شرکت Clariant قرار دارد. واکنش‌های هیدروژن زدایی در رآکتورهای مختلف از ۳ تا ۸ ردیف به صورت چرخشی و در دمای ۵۶۰ تا ۶۱۰ درجه سانتی‌گراد به صورت موازی انجام می‌گیرد [۷]. در رآکتور CATOFIN تحت خلأ پایدار نگه‌داشته می‌شود (۰/۵-۰/۳ بار) [۷].

در این روش خوراک پروپان با خلوص حدود ۹۵ درصد پس از گرم شدن در مبدل وارد کوره‌های پیش گرم‌کن می‌شود و دمای پروپان به حدود ۶۳۰ درجه می‌رسد (در این دما کراکینگ یا شکستن مولکول پروپان اتفاق نمی‌افتد)



جداشده در جداکننده D.E (DeEthanize) برای جداسازی C_2 از مولکولهای سبکتر وارد می‌شود. جریان پایین خروجی از جداکننده C_2 برای بازیابی پروپیلن‌گرید پلیمری به واحد جداکننده C_3 فرستاده می‌شود. در (شکل ۴) شمای ساده‌ای از دیاگرام فرایند CATOFIN نشان داده شده است.



شکل ۴. شماتیک فرآیند CATOFIN برای فرآیند PDH

- به دلیل این آرایش شکست اصطکاکی بر اثر ساییدگی کاتالیست دیده نشده است. برخلاف فناوری‌های دارای فناوری بستر متحرک که نیاز به میزان کاتالیست جبرانی برای تلفات شکست اصطکاکی دارد این فرایند این فاقد این عیب است.
- کاتالیست این فناوری فاقد فلزات گرانبه‌است: بنابراین قیمت کاتالیست این فناوری پایین بوده و این کاتالیست دارای مقاومت خوبی در برابر ناخالصی‌های آب و گوگرد است.
- راندمان بالای کلدباکس (cold box) نیاز به انرژی را حداقل می‌کند.
- این فرایند به میزان کافی بخار تولید می‌کند و بنابراین نیاز کل واحد به بخار را تأمین می‌کند.
- با استفاده از انتگراسیون فرایند در این فناوری نیاز به انرژی در این فناوری کمتر است.

۳.۳.۲. فناوری Oleflex

فرایند Oleflex شرکت UOP از یک سری از راکتورهای سری که در بین آن‌ها حرارت دهی انجام می‌شود استفاده می‌کند. این فرایند برای اولین بار در سال ۱۹۹۰ در تایلند تجاری‌سازی شد [۸]. در آغاز این فرایند با مشکلاتی از قبیل تشکیل کک، مسائل متالورژیکی، اسیدهای پلی یونیک و

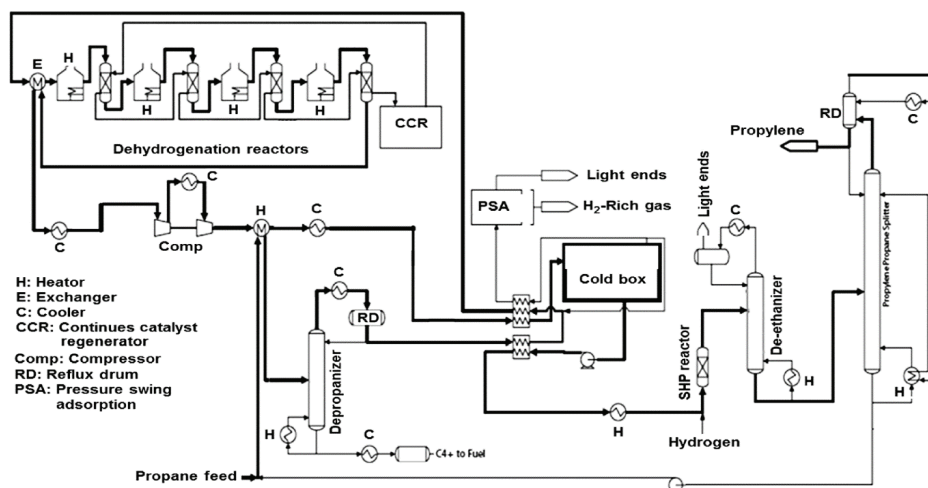
زمان کلی چرخه کامل حدود ۲۲/۵ دقیقه است و این چرخه طوری طراحی و تکمیل می‌شود تا یک فرایند پیوسته و بدون وقفه از جریان خوراک، هوا و بخار به سیستم راکتورهای PDH داشته باشیم. بخش بازیابی دماپایین هیدروکربن‌های سبک و اضافی را از جریان خروجی راکتورها جدا می‌کند. مایعات

فناوری CATOFIN دارای مزایایی است که برخی از آن‌ها عبارت‌اند از:

- دارای انعطاف پذیری بالا نسبت به ناخالصی‌های خوراک: عدم حضور فلزات کمیاب در کاتالیست، فشار کم راکتور و دمای آن و چرخه مداوم بازفعال‌سازی کاتالیست اجازه انعطاف‌پذیری بالا نسبت به خوراک می‌دهد.
- تبدیل و انتخاب پذیری بالا
- زمان بازراه‌اندازی پایین: راکتورهای بستر ثابت با پوشش ریفرکتوری (Refractory) در مقایسه با راکتورهای با ادوات پیچیده امکان به دما رساندن سریع‌تری را در این فناوری می‌دهد.
- رسوب‌گذاری حداقلی
- زمان ماند پایین که نتیجه آن انتخاب پذیری بالاتر است.
- دمای پیش گرم‌کن پایین
- امکان بازفعال‌سازی کاتالیست به‌وسیله هوای گرم و نه با مواد شیمیایی در نتیجه نیازی به تصفیه پساب در این فناوری نیاز نیست.
- عدم نیاز به بازگردانی هیدروژن برای جلوگیری از تشکیل کک
- سولفور پایین در فناوری
- عدم تلفات کاتالیست به خاطر آرایش بستر ثابت راکتور:

حرارت می‌کند در بخش بازیابی محصول جریان خروجی از راکتورها خنک شده و فشرده می‌گردد و پس از آن به بخش کرایونیک برای بازیابی هیدروژن از هیدروکربن‌ها فرستاده می‌شود (هیدروژن با خلوص ۹۰ درصد). هیدروکربن مایع به قسمت هیدروژناسیون برای حذف دی‌اولفین‌ها و استیلن‌ها فرستاده می‌شود. پس از آن این جریان به قسمت اتان زدایی (DeEthanizer) و جداکننده‌های پروپان و پروپیلن فرستاده می‌شود.

مشکلاتی در مبدل‌های حرارتی مواجه بود. در این فرایند از ۴ نوع مختلف کاتالیست استفاده شده است. فرایند UOP Oleflex دارای ۳ بخش است: بخش واکنش در راکتورها، بخش بازیابی محصول و بخش بازیابی کاتالیست [۹]. بخش راکتورها شامل تعداد ۳ یا بیشتر از راکتورهای بستر متحرک با جریان شعاعی بوده که خوراک قبل از ورود به آن پیش گرم شده و در بین مسیر هر راکتور نیز حرارت دهی می‌شود و جریان خروجی نیز توسط مبدل فاز گاز-گاز تبادل



شکل ۵. شماتیک فرآیند Oleflex برای فرآیند PDH

۳.۳.۳. مزایای فرایند Oleflex

- فرایند به صورت پیوسته و یکنواخت انجام می‌شود؛ با وجود سیستم بستر متحرک و بازفعال‌سازی پیوسته کاتالیست از فرایند چرخشی جلوگیری شده که این امر یک کارایی یکنواخت را بیمه کرده و بنابراین ترکیب خروجی راکتور ثابت می‌ماند. در نتیجه نیاز به جریان هوا و فشرده‌سازی نسبت به فرایند چرخشی کاهش پیدا می‌کند.
- طراحی فشار مثبت راکتور: منجر به کاهش نیاز به فشرده‌سازی و در نتیجه کوچک‌تر شدن راکتور می‌شود. علاوه بر این باعث جلوگیری از ریسک ورود اکسیژن به محیط خلأ می‌شود.
- تعویض کاتالیست بدون خاموش کردن واحد (Shut-down): سیستم بستر متحرک این امکان را می‌دهد که کاتالیست در هر زمانی بدون اینکه برنامه خاصی در نظر داشت و بنا بر اقتضاء تعویض گردد.
- مدیریت کاتالیست: فلز پلاتین را می‌توان از کاتالیست‌های مصرف‌شده بازیابی کرد و باطله آن را بدون هیچ‌گونه دغدغه محیط زیستی دفن کرد. علاوه بر این استفاده

این فرایند به منظور تولید پروپیلن با گرید پلیمری تجاری شده است [۹]. بخش بازفعال‌سازی کاتالیست (Continuous Catalyst Regeneration (CCR)) تشکیل شده روی کاتالیست را می‌سوزاند و کاتالیست بازفعال شده را به راکتور برمی‌گرداند. در این فرایند کاتالیست Pt-Sn استفاده می‌شود که بسیار فعال بوده و دارای انتخاب پذیری بالا و شدت شکست اصطکاکی پایین است. واکنش‌ها در فشار ۱ تا ۳ بار و محدوده دمایی ۵۲۵ °C تا ۷۰۵ °C انجام می‌شود. در بخش CCR، پس از اینکه کک روی کاتالیست (Pt) سوزانده شد، بر روی مواد پایه پس از تصفیه توسط مخلوط هوا و کلر توزیع می‌گردد. این عمل به صورت پیوسته انجام می‌شود تا به یک فرایند بدون توقف دست پیدا کرد. هر چرخه بین ۵ تا ۱۰ روز تکمیل می‌شود. محصول پس از خنک‌سازی و سردسازی (Quenching)، فشرده‌سازی و خشک کردن خروجی راکتور بازیابی می‌شود. هیدروژن نیز با استفاده از فرایند کرایونیک از هیدروکربن‌ها جدا می‌شود. متوسط انتخاب پذیری و تبدیل پروپیلن در این فناوری برای ۱۰۰۰ روز در جریان به ترتیب ۸۳ و ۲۹ درصد است.

از این کاتالیست نیازی به پرکننده‌های آلومینیمی و غیراز آن ندارد.

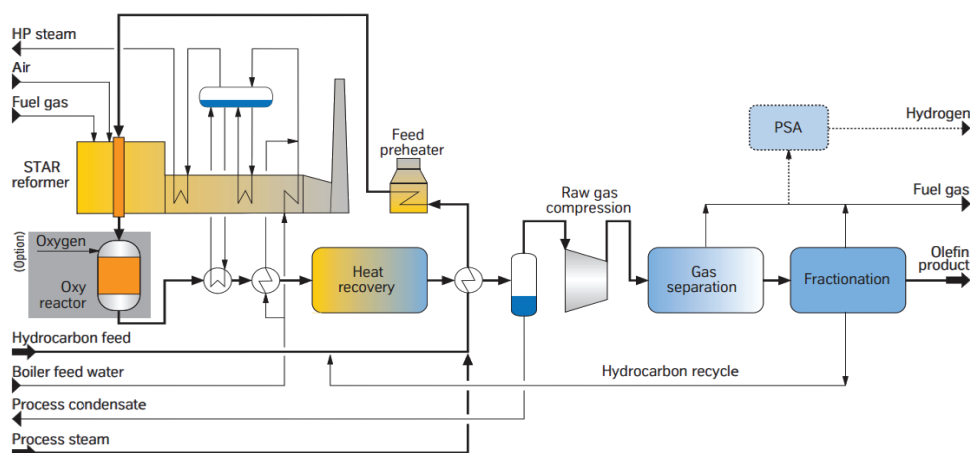
- راکتورهای عمودی: این نوع راکتورهای فضای کمتری نیاز دارند و نیز هزینه سازه نگهدارنده آن کمتر است.
- امکان ساخت دیواره راکتور دمابالا: بنابراین نیازی به جداره سازی آجری نیست در نتیجه ملاحظات مربوط به این چنین راکتورهای لازم نیست.
- جداسازی سرد بدون سیکل سردسازی خارجی انجام می‌گیرد و نیازی به آن به صورت مجزا نیست (حلقه تبرید اتیلن حذف می‌شود)
- شرایط ملایم CCR: نیازی به شستشوی (Purge) توسط بخار نیست.

۳.۳.۴. مزایای فرایند (Udeh STAR (Thyssen-Krupp)

در این فناوری STAR مخفف تبدیل فعال با بخار (Steam Active Reforming) است، این فرایند در ابتدا توسط شرکت فیلیپس که اکنون کونوکو فیلیپس است توسعه داده شد. شرکت اوده (Udeh) در دسامبر ۱۹۹۹ این فناوری را که شامل چگونگی فرایند (Process know-how)، ثبت اختراعات و کاتالیست است از فیلیپس به دست آورد [۱۰]. این فرایند برای اولین بار برای تولید پروپیلن و پلی پروپیلن در شرکتی مصری در سال ۲۰۰۶ توسط اوده در بندر سعید مصر به صورت صنعتی و تجاری ساخته شد.

در این فرایند خوراک به همراه پروپان واکنش نداده برگشتی از واحد و بخار رقیق کننده پس از پیش گرم شدن توسط جریان خروجی از راکتورهای فرایند و سپس حرارت

دهی با کوره‌های حرارتی وارد راکتورهای تبدیل هیدروژن زدایی می‌شوند. بخار به این دلیل نیز اضافه می‌شود که دمای ورودی و نسبت بخار به هیدروکربن برای ورود به راکتور دوم (OxyReactor) را تنظیم کند. اکسیژن نیز برای تبدیل انتخاب پذیر هیدروژن به بالای بستر کاتالیستی وارد می‌شود. این کار نه تنها تعادل ترمودینامیکی واکنش هیدروژن زدایی را به سمت تبدیل بیشتر سوق می‌دهد اما به طور هم‌زمان گرمای مورد نیاز برای هیدروژن زدایی بیشتر تأمین می‌کند. گازهای فرایندی خروجی توسط یک مبدل حرارتی خنک می‌شود. علاوه بر این هم‌زمان در راکتورهای هیدروژن زدایی بخار برای مصارف واحدهای پایین دست تولید می‌شود. برای راکتور اکسی-هیدروژن زدایی و راکتورهای اصلی از کاتالیست یکسانی استفاده می‌شود. با استفاده از سوختن انتخاب پذیر هیدروژن در قسمت فوقانی راکتور اکسی هیدروژن زدایی حرارت مورد نیاز برای تبدیل تعادلی واکنش به سمت رسیدن به تبدیل بالاتر تأمین می‌شود. بازدهی بالای فضا-زمان پروپیلن (Space-time propylen yield) منجر به نیاز به راکتورهای کوچک‌تر و در نتیجه هزینه سرمایه‌گذاری کمتر می‌شود. فرایند STAR ادعا دارد که به خاطر انتقال ترمودینامیکی واکنش بر اثر پدیده اکسی-هیدروژن زدایی (Oxy-Dehydrogenation) تولید بیشتری دارد و هم‌زمان کاتالیست‌ها دارای فعالیت و پایداری بیشتری در این فرایند می‌باشند. دمای ورودی به ریفرمر 510°C و خروجی از آن 580°C - 550°C است. دمای خروجی از اکسی راکتور نیز 580°C است. شمای ساده فرایند STAR در شکل زیر نشان داده شده است.



شکل ۶. شماتیک فرایند STAR برای فرآیند PDH

به خاطر وجود بخار در بخش واکنش، فشار واکنش بیشتر است زیرا در این صورت فشار جزئی اجزای واکنش دهنده کمتر بوده و از نظر ترمودینامیکی مطلوب است، در نتیجه تبدیل بیشتر خواهد بود.

محصول خروجی از بخش واکنش پروپان، پروپیلن، هیدروژن، آب و CO_2 به مقدار کم است. این خروجی برای رفتن به بخش جداسازی تا فشار بین ۱۵-۳۵ بار توسط کمپرسور فشرده می‌شود. بخش جداسازی شامل کمپرسور، PSA، واحد تبرید (Cryogenic unit) و تقسیم‌کننده‌ها (Fractionators) است. قسمت جداسازی فناوری STAR نسبت به بقیه دارای فشار ورودی بالاتری است و بنابراین هزینه فشرده‌سازی این بخش نسبت به آن‌ها (هزینه سرمایه‌گذاری و جاری) کمتر است.

بخار موجود در سیستم، بیشتر کک موجود را به CO_2 تبدیل می‌کند بنابراین امکان زمان فعالیت بیشتری نسبت به بقیه فناوری‌ها دارد (۷ تقریباً حدود ساعت). در ضمن زمان بازفعال‌سازی کمتری را نیز دارا است (حدود ۱ ساعت)؛ بنابراین در حدود ۱۴/۷ درصد از ظرفیت راکتور برای بازفعال‌سازی نیاز است که نسبت به دیگر فناوری‌های مشابه کمتر است [۵].

کاتالیست این فرایند دارای عمر بالای ۷ سال است [۱۱]. بازفعال‌سازی این کاتالیست تنها در حضور بخار و هوا صورت می‌گیرد و نیازی به احیاء مجدد ندارد برای مثال نیازی به کلرینه کردن ندارد، [۹].

۳.۳.۵. مزایای فناوری Udeh STAR

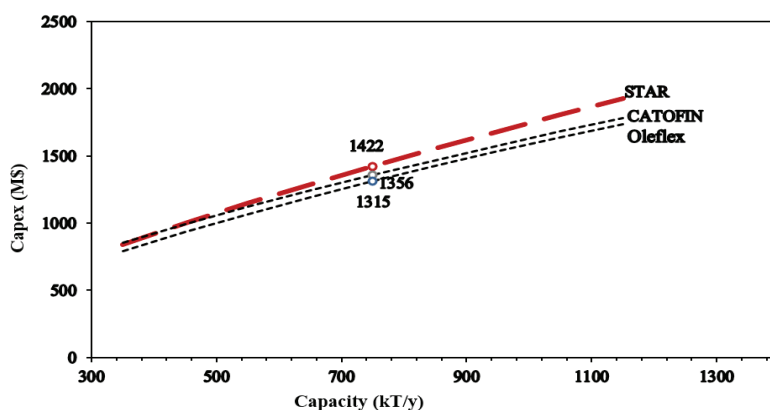
- دسترسی بالا: در دسترس بودن بالای ۹۸ درصد. به خاطر داشتن ۳ راکتور موازی امکان تولید مستمر در صورت از کارافتادن یکی از آن‌ها نیز وجود دارد. تولید اولفین در این

فرایند بدون کلدباکس در صورتی که ۸۰ تا ۹۰ درصد اجزای C_3 مایع شود و به‌طور مستقیم به سیستم تقسیم‌کننده (fractionator) فرستاده شود، امکان‌پذیر است.

- قابلیت حرارت دهی مستقیم به ناحیه واکنش: امکان سرعت بیشتر واکنش در نتیجه استفاده از مقدار کم کاتالیست و حجم کم راکتورها
- فشار بالای واکنش: منجر به داشتن فشار بالای بخش مکش کمپرسور گاز شده در نتیجه نسبت تراکم کمتر و دبی حجمی کمتر می‌شود که یعنی هزینه تراکم پایین‌تر خواهد بود.
- بستر ثابت کاتالیست: در نتیجه عملیات ساده
- بازفعال‌سازی درجا (In-situ regeneration): کک حاصل روی کاتالیست و تجهیزات درونی راکتور به‌طور هم‌زمان زدوده می‌شود و در یک مرحله این کار انجام می‌گیرد. میزان هوای موردنیاز کم خواهد بود.
- حالت آماده‌به‌کار گرم (Hot stand-by mode): در صورتی که خوراک قطع گردد می‌توان واحد را در حالت ایمن برای بازراه‌اندازی گرم نگه داشت. این مزیت امکان سریع‌تر بازراه‌اندازی و احتمال کمتر ایجاد مشکل در راکتورها را فراهم می‌کند.
- برای کاهش کک و بازفعال‌سازی کاتالیست‌ها نیازی به مواد شیمیایی اضافه نیست.

۴. اقتصاد فناوری‌های PDH

در (شکل ۷) هزینه ثابت در ظرفیت‌های مختلف تولید پروپیلن برای فناوری‌های PDH محاسبه شده است همان‌طور که در شبکه نشان داده شده است هزینه ثابت برای سه فناوری تقریباً برابر است و در ظرفیت‌های بالا فناوری STAR از CATOFIN و OLEFLEX کمی بیشتر است.



شکل ۷. CAPEX برحسب ظرفیت برای فرآیندهای PDH





جدول ۴- تغییر IRR با هزینه ثابت و تفاوت قیمت خوراک و

محصول برای فرآیند OLEFLEX

	30	25	20	15	10
Delta	34.57	29.66	25.96	23.06	20.73
	29.84	25.45	22.1	19.6	17.53
	24.72	20.93	18.1	15.89	14.1
	19.13	16	13.67	11.84	10.37
	12.84	10.46	8.67	7.26	6.12
	950	1150	1350	1550	1750

capex

جدول ۵- تغییر IRR با هزینه ثابت و تفاوت قیمت خوراک و

محصول برای فرآیند STAR

	30	25	20	15	10
Delta	33.1	28.35	24.78	21.98	19.73
	28.26	24.05	20.9	18.45	16.47
	23	19.41	16.73	14.64	12.96
	17.22	14.32	12.15	10.46	9.09
	10.62	8.49	6.89	5.63	4.6
	950	1150	1350	1550	1750

capex

۵. نتیجه گیری:

۱. روش‌های مختلف تولید پروپیلن بررسی گردید و مشخص گردید که تولید مستقیم پروپیلن با روش PDH مناسب‌تر است.

۲. فناوری‌های روش PDH تشریح گردید و مشخص گردید که به لحاظ هزینه ثابت تقریباً یکسان هستند.

۳. آنالیز حساسیت IRR نسبت به تفاوت قیمت خوراک و محصول و هزینه ثابت انجام گرفت و مشخص شد که مقدار IRR به تفاوت قیمت خوراک و محصول حساس‌تر است.

۴. با توجه به اینکه فناوری OLEFLEX هزینه عملیاتی کمتری دارد و همچنین واحدهای عملیاتی فعال بیشتری در دنیا دارد برای کشور ایران پیشنهاد می‌گردد از این فناوری استفاده کند.

همچنین هزینه عملیاتی و هزینه کاتالیست به ازاء تولید هر پوند محصول اتیلن برای فناوری‌های PDH در (جدول ۲) آمده است. همان‌طور که در بالا اشاره شده اقتصاد این فرآیند به قیمت خوراک و فروش محصول بستگی دارد بنابراین در محاسبات انجام گرفته تفاوت قیمت فروش محصول پروپیلن تولیدی و ماده اولیه پروپان و هزینه ثابت مبنای قرار گرفت و حساسیت نرخ بازده داخلی IRR برای ظرفیت تولید ۷۵۰ هزار تن با تغییر تفاوت قیمت محصول و ماده اولیه و CAPEX برای فناوری‌های مختلف PDH بررسی گردید که در (جدول‌های ۳-۵) نشان داده شده است. لازم به ذکر است که Delta (محور عمودی) نشان دهنده تفاوت قیمت محصول و ماده اولیه و محور افقی CAPEX است. همان‌طور که در (جدول‌های ۳-۵) مشاهده می‌گردد مقدار IRR حساسیت بیشتری به تفاوت قیمت محصول و ماده اولیه نشان می‌دهد تا هزینه ثابت. همان‌طور که قبلاً هم گفته شد فناوری‌های PDH تقریباً هزینه ثابت یکسانی دارند بنابراین مقادیر IRR برای آن‌ها تقریباً برابر است؛ بنابراین با توجه به هزینه عملیاتی کمتر فرآیند OLEFLEX، این فناوری برای ایران مناسب است. لازم به ذکر است که این فناوری سهم زیادی از واحدهای فعال PDH در دنیا را به خود اختصاص داده است و از این جهت معتبرتر است.

جدول ۲. هزینه عملیاتی فرآیندهای PDH

Technology	Opex(C/lb)	Catalyst (C/lb)
CATOFIN	1.18	0.68
UOP	0.2	0.68
STAR	1.79	0.45

جدول ۳- تغییر IRR با هزینه ثابت و تفاوت قیمت خوراک و

محصول برای فرآیند CATOFIN

	30	25	20	15	10
Delta	33.67	28.85	25.23	22.4	20.11
	28.87	24.59	21.39	18.89	16.88
	23.67	20	17.26	15.12	13.4
	17.96	14.97	12.74	11	9.59
	11.49	9.26	7.59	6.27	5.2
	950	1150	1350	1550	1750

capex

catalyst. WO 2000072967 A1, 2000.

مراجع:

[11]. Udeh STAR process 2013.

- [1]. Propane Dehydrogenation PEP Report, 2019.
- [2]. I. Miracca, L. Piovesan, "Light paraffins dehydrogenation in a fluidized bed reactor", *Catalysis Today* 52 (1999) 259-269.
- [3]. Jie Liu, Yong Liu, Youming Ni, Hongchao Liu, Wenliang Zhu and Zhongmin Liu, "Enhanced Propane Dehydrogenation to Propylene over Zinc Promoted Chromium Catalysts" *Catalysis Science & Technology* (2021).
- [4]. Airaksinen SMK, Harlin ME, Krause AOI. Kinetic modeling of dehydrogenation of isobutane on chromia/alumina catalyst. *Ind Eng Chem Res* 2002; 41: 5619–5626.
- [5]. Z. Nawaz, "Light alkane dehydrogenation to light olefin technologies: a comprehensive review", *Rev Chem Eng* 2015.
- [6]. Nijhuis TA, Tinnemans SJ, Visser T, Weckhuysen BM. Towards real-time spectroscopic process control for the dehydrogenation of propane over supported chromium oxide catalysts. *Chem Eng Sci* 2004; 59: 5487–5492.
- [7]. Beesley E, Wipp B. Butane dehydrogenation at Billingham. *Chem Ind (Lond)* 2010; S50: 1953.
- [8]. Chaiyavech P. Commercialization of the world's first Oleflex unit. *J R Inst Thai* 2002, 27: 664–672.
- [9]. Heinritz-Adrian M, Wenzel S, Youssef F. Advanced propane dehydrogenation. *PTQ*, 2008. Available at: <http://www.digitalrefining.com/article/1000632>. Accessed on 2015.
- [10]. Jensen SF, Roennekleiv M, Rytter E, Souraker P. Pre-treatment of Pt/ Sn-based



Technical and Economic Comparison of Propylene Production Methods through Propane Dehydrogenation (PDH) Technologies

Mohammad Irani*, Farzaneh Bahadorani

*Gas Division, Research Institute of Petroleum Industries (RIPI), Postal Code:1485613111, Tehran, Iran.

Corresponding Author, Email Address: iranim@ripi.ir

Abstract

Propylene as a basic product is of particular importance in the petrochemical industry because it produces valuable products. Currently, most of the world's propylene is produced indirectly, and propylene is produced as a by-product that is not economically viable. Among the various processes of direct production of propylene, the PDH process has been considered due to the lower investment volume than other methods and due to the cost of cheap feed (LPG) in the country. Therefore, due to the production of LPG in the country in high capacity and also the restrictions on the export of this product, it is possible to take advantage of the many advantages of LPG feed in the production of propylene in the country through the PDH process. In this study, first, different methods of propylene production were investigated and it was found that direct production of propylene by PDH method is more appropriate. The technologies of the PDH method were described and found to be approximately the same in terms of fixed cost. IRR sensitivity analysis was performed on the difference between feed and product price and fixed cost and it was found that the IRR value is more sensitive to the difference between feed and product price. Due to the fact that OLEFLEX technology has lower operating costs and also has more active operating units in the world, it is recommended for Iran to use this technology.

Keywords: Technical-Economic Evaluation, PDH, Propylene, Propane, Internal efficiency rate, Sensitivity analysis.

