امكان سنجي اقتصادي مقدماتي روي فرآيند OCM و بررسي عوامل مؤثر بر آن

جعفر صادق زاده اهري[۱] - محمد رضا شعباني[۲] - سعيد زرين پاشنه[۱]

۱- واحد مدلسازي و كنترل فرآيندها - پژوهشكده مهندسي توسعه و فرآيندهاي شيميايي - پژوهشگاه صنعت نفت

۲- واحد بررسيهاي اقتصادي - معاونت فن آوري و روابط بين الملل - پژوهشگاه صنعت نفت

چكيده

*دراين مقاله ابتدا پروسه‌اي جهت توليد اتيلن از متان توسط واكنشهاي **OCM** و براساس استفاده از راكتور بستر ثابت طراحي شده و سپس اثرات پارامترهاي مختلف مربوط به كاتاليست نظير ميزان تبديل متان (X_{CH4}) ميزان انتخاب پذيري محصولات دو كربنه (S_{C2+}) و نسبت اتيلن به اتان توليدي، بر روي ميزان سرمايه‌گذاري كل و هزينه‌هاي عملياتي پروسه پيشنهادي بررسي گرديدند.*

همچنين در اين مقاله تأثير نوع گاز خنثي (بخار آب، متان) و امكان جايگزيني راكتور بستر سيال مورد بحث قرار گرفته است.

مقدمه:

گاز طبيعي بعنوان منبع عمده متان ، يكي از عمده ترين مواد سوختي در تامين انرژي مي باشد ولي از آنجايي كه هزينه انتقال اين ماده سوختي در قبال انرژيي كه منتقل مي شود تقريباً بالا است (حجم زياد با انرژي كم) لذا در حال حاضر جهت عرضه گاز طبيعي به بازارهاي مصرف سعي مي شود تا با انواع روشهاي فيزيكي و شيميايي آن را به موادي با ارزش افزوده بالا و همچنين سهل الانتقال تبديل نمايند تا راه ، براي استفاده هر چه بيشتر از گاز طبيعي مهيا شود.

در روشهاي فيزيكي گاز طبيعي را به دو صورت : گاز كمپرس شده (CNG) و گاز مايع شده (LNG) درآورده و سپس آن را به بازارهاي مصرف عرضه مي نمايند. در روشهاي شيميايي كه از لحاظ طبقه بندي به دو دسته تبديل مستقيم و غيرمستقيم تقسيم مي شوند سعي مي شود تا گاز طبيعي به فرآورده هايي با ارزش افزوده بالا نظير بنزين ، متانول ، اتيلن و ... تبديل شده و سپس اين محصولات در بازارهاي مصرف عرضه مي گردند.

در روش تبديل مستقيم، متان موجود در گاز طبيعي مستقيماً به مواد با ارزش تبديل مي شود كه از جمله اين روشها مي توان به روش پيروليز ، جفت شدن اكسيداسيوني متان (OCM) ، كلريناسيون و تبديل مستقيم متان به متانول و فرمالدئيد اشاره نمود.

در روش تبديل غير مستقيم نيز ابتدا از گاز متان ، گاز سنتز (Syn gas) تهيه كرده و سپس از اين ماده جهت توليد موادي نظير متانول ، بنزين ، سوخت جت ، دي متيل اتر (DME) و ... استفاده مي نمايند.

فرآيند تبديل متان به اتيلن (OCM) كه مورد بحث اين مقاله مي باشد دردماي بالاتر از ۷۵۰ ^{o}C و با استفاده از كاتاليست مناسب انجام مي پذيرد. تحت اين شرايط متان و اكسيژن با انجام يكسري واكنش هاي خاص ، توليد محصولاتي مي نمايند كه مهمترين آنها اتيلن مي باشد كه عمده‌ترين الفين بكار گرفته شده در توليد محصولات پليمري بوده و ارزش افزوده آن به مراتب بيشتر از متان مي باشد.

اين فرآيند در حال حاضر صنعتي نشده و كليه فعاليتهاي انجام شده در اين زمينه در مقياس بر

اقتصادي بودن آن مي تواند كمك شايان توجهي به هدفدار كردن تحقيقات در اين زمينه نمايد.

۱- شبيه سازي و طراحي فرآيند پيشنهادي براي **OCM**

شكل ۱ بيانگر شكل شماتيك فرآيند پيشنهادي اين مقاله براي واكنش OCM مي باشد. از آنجايي كه يكي از اهداف اين مقاله ، بررسي تأثير ميزان درصد تبديل متان (X_{CH4}) و ميزان انتخاب پذيري محصولات دو كربنه (S_{C2+}) درراكتور بر روي اقتصاد فرآيندOCM مي باشد. بنابراين يك راكتور فرضي را كه خوراك آن را متان و هوا و محصولات آن شامل CO_2 و H_2O و CH_4، C_2H_4، C_2H_6 و N_2(با فرض ناچيز بودن ميزان H_2 و CO خروجي) مي باشد، در نظر گرفته شد. در اين صورت با توجه به موازنه جرم اتمها و تعريف X_{CH4} وS_{C2+} و با فرض تبديل ۱۰۰%

اکسیژن ، مي توان به راحتي ميزان تركيبات خروجي از راكتور را با داشتن مقدار مول ورودي متان و اكسيژن و همچنين ميزان X_{CH4} و S_{C2+} ، تعيين نمود.

فرآيند مورد نظر بوسيله نرم افزار HYSYS Plant شبيه سازي شده و راكتور فرضي مورد نظر نيز بصورت يك برنامه الحاقي (Extension) كه به زبان Visual Basic نوشته شده ، به اين محيط افزوده شد.

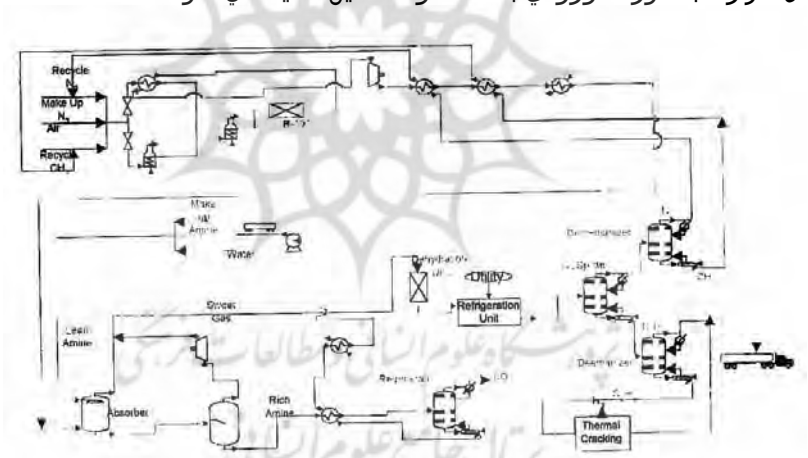
۱-۱- شرح فرآيند

فرآيند پيشنهادي را مي توان به سه واحد ، به قرار زير تقسيم نمود:

- واحد واكنش
- واحد آمين
- واحد جداسازي

۱-۱-۱- واحد واكنش

در اين واحد خوراك پس از رسيدن به دماي ^{o}C ۸۰۰ وارد راكتور شده ونهايتاً محصولات پس از تبادل حرارت با خوراك ورودي به سمت واحد آمين هدايت مي شوند.



شكل ۱ - شكل شماتيك فرآيند

۱-۱-۲- واحد آمين

محصول خروجي از واحد واكنش پس از فشرده شدن و تبادل حرارت با مبدل هاي حرارتي در نظر گرفته شده با دمايي در حدود ^{o}C ۲۵ و فشار atm ۳۲ وارد برج جذب اين واحد شده و پس از تبادل جرم با محلول دي اتانول آمين (DEA) ۳۰% وزني و كاهش CO_2 آن به حدود ۳% وزني و تبادل حرارت با آمين بازيافت شده به سمت واحد جداسازي منتقل مي شود.

۳-۱-۱- واحد جداسازي

جريان خروجي از واحد آمين پس از آب گيري ، جهت جداسازي ساير تركيبات ، تا دماي oC ۱۲۰- كاهش دما پيدا كرده و سپس در برج هاي جداسازي تركيبات دو كربنه (C2-Splitter) ، متان زدايي (Demethanizer) و اتان زدايي (Deethanizer) ، تركيبات مختلف آن جدا مي شوند و نهايتاً با هيدروژن گيري از اتان حاصله (با فرض تبديل ٦٠% اتان به اتيلن) آن را به اتيلن تبديل كرده و اتيلن توليدي در اين قسمت همراه با اتيلن جدا شده و در برج اتان زدايي با درجه خلوص ۹۹/۵% به مخازن ذخيره سازي هدايت مي شود.

۲- تجزيه و تحليل اقتصادي در مطالعات موردي **(Case Study)** مورد نظر

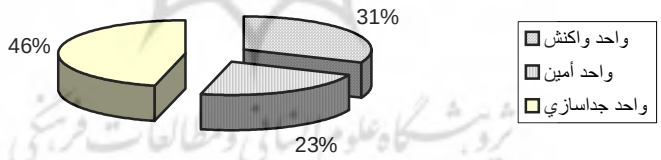
در اين قسمت از مقاله دو حالت زير، جهت بررسي اقتصادي فرآيند در نظر گرفته شد:

الف – X_{CH4}=40% و S_{C2+}=80%

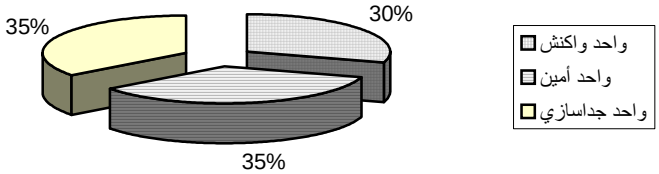
ب – X_{CH4}=27% و S_{C2+} = 55%

در هر دو حالت فوق نسبت اتيلن به اتان خروجي از راكتور ۱/۰۳ در نظر گرفته شد و همچنين از آنجايي كه در حال حاضر در مقياس آزمايشگاهي اكثراً براي كنترل دماي واكنش ، از يك گاز رقيق كننده استفاده مي كنند. بنابراين فرض شده است كه ٦٠% از خوراك ورودي را گاز نيتروژن تشكيل دهد (ظرفيت توليد پانزده هزارتن اتيلن در سال در نظر گرفته شد)

كليه ادوات فرآيندي (به جز راكتور) با استفاده از نرم افزارهاي HYSYS Plant و HTFS و ACOL تعيين مقياس شدند .



شكل ۲- درصد توزيع هزينه خريد ادوات فرآيندي



شكل ۳ - درصد توزيع هزينه هاي عملياتي

جدول ۱ - خلاصه نتايج محاسبات اقتصادي طرح **OCM**

	ميليون ريال	
	حالت ب	حالت الف
۱- سرمايه كل	۱۹۲۰۹۱/۲۲	۱۷۲۸۵/۲۸
۲- هزينه مواد اوليه	۱۹٦٦۸/۸۸	۱۳۹٦۳ /۸۳
۳- هزينه سرويس جانبي	۳۸۱۸۸/۵۲	۱۸۰٤۷/۹۲
٤- قيمت تمام شده (ريال)	۵۳٤۰	۳٤۸٦
۵- نرخ برگشت سرمايه (ROI)	-	۳/۰۲

مطابق جدول ۱ مشاهده مي شود كه هر چند طرح الف (X_{CH4}=%40) از لحاظ سود دهي بهتر از طرح ب مي باشد ولي از آنجايي كه نرخ برگشت سرمايه اين طرح (ROI) بسيار پايين است بنابراين با اين وضعيت اين حالت نيز داراي توجيه اقتصادي نمي باشد با توجه به ارقام ذكر شده ميتوان نتيجه گرفت در صورتي كه بنوعي بتوان هزينه ادوات و سرويس هاي جانبي را كاهش داد امكان اقتصادي بودن طرح وجود خواهد داشت.همچنين اشكال ۲و۳ درصد توزيع هزينه هاي عملياتي و هزينه خريد ادوات فرآيندي را براي حالت ب نمايش مي دهند همانگونه كه مشاهده مي‌شود درصد هزينه هاي عملياتي براي هر دو واحد آمين و جداسازي در يك حد بوده ولي هزينه خريد ادوات براي واحد جداسازي بيشتر از واحد آمين مي باشد.

۳- بررسي عوامل مؤثر بر اقتصادي بودن طرح **OCM**

۳-۱- نسبت اتيلن به اتان توليدي

مطابق جدول ۲ مشاهده مي شود كه در يك مقدار ثابت درصد تبديل متان (X_{CH4}) و درصد انتخاب پذيري محصولات دو كربنه S_{C2+}، هر چقدر نسبت اتيلن به اتان توليدي در راكتور افزايش يابد ميزان هزينه هاي عملياتي (بدون در نظر گرفتن هزينه نيروي انساني و قيمت كاتاليست) كاهش مي يابد . اين كاهش هزينه هاي عملياتي كه به تبع آن كاهش هزينه ادوات نيز ميسر خواهد بود به علت كاهش حجم خوراك ورودي با افزايش نسبت اتيلن به اتان توليدي است. جهت توجيه اين امر مي توان به معادلات موازنه جرم اتم ها، متوسل شد مطابق موازنه اتم ها ، بازاي X_{CH4}= 40% و S_{C2+}=%80 ، وقتي به نسبت ۷/۱٤ (C_2H_4/C_2H_6) ميتوان دست يافت كه نسبت اكسيژن به متان ورودي ۰/۳۱ باشد و همچنين وقتي به نسبت ٤/۳۳ (C_2H_4/C_2H_6) ميتوان دست يافت كه نسبت اكسيژن به متان ورودي ۰/۳۰۵ باشد و از آنجايي كه ما فرض كرده ايم ٦۰% اتان توليدي به اتيلن تبديل شود بنابراين براي مقايسه دو حالت فوق در صورتي كه ميزان اتيلن كل (C_2H_4+0.6 C_2H_6) توليدي يكسان باشد ميزان خوراك هر دو حالت براي توليد ۰/۱۵۲ مول اتيلن به صورت زير خواهد بود.

C_2H_4/C_2H_6=7.14	C_2H_4/C_2H_6=4.33
CH_4=1 mole	CH_4= 1.027 mole
O_2=0.31 mole	O_2=0.313 mole
N_2=1.965mole	N_2=2.01 mole

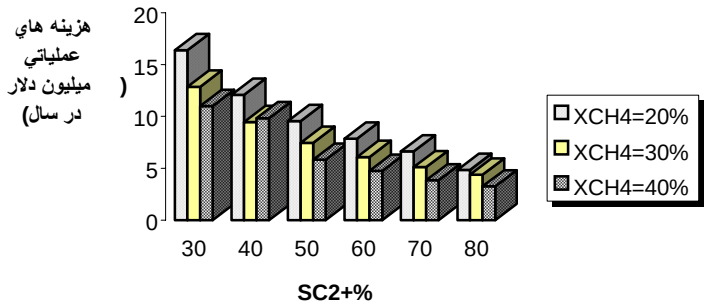
بنابراين مشاهده مي شود كه حجم خوراك ورودي در حالت دوم (C_2H_4/C_2H_6=4.33)بيشتر مي باشد پس مي توان انتظار داشت كه ميزان هزينه سرويس هاي جانبي و همچنين مواد مصرفي و به تبع آن هزينه ادوات در اين حالت بمراتب بيشتر خواهد بود.

جدول ۲- تأثير نسبت C_2H_4/C_2H_6 بر هزينه هاي عملياتي

C_2H_4/C_2H_6	$/Year
۷/۱٤	۱/۰٤۸ × ۱۰^{٦}
٤/۳۷	۳/۰۳ × ۱۰^{٦}
۳/۰۱	۳/۳٤ × ۱۰^{٦}
۲/۲۰	۳/۸۰ × ۱۰^{٦}
* ظرفيت فرضي : ۱۵ هزارتن اتيلن در سال	XCH4=40% *
*خوراك شامل ٦۰٪ نيتروژن	SC2+=80%*

۲-۳- ميزان انتخاب پذيري محصولات دو كربنه

با توجه به شكل ٤ مي توان دريافت كه در يك درصد تبديل ثابت و همچنين در يك نسبت ثابت اتيلن به اتان توليدي ، با افزايش S_{C2+} ميزان هزينه هاي عملياتي كاهش مي يابد در اين مورد نيز محاسبات حاكي از كاهش حجم اكسيژن ورودي با افزايش ميزان انتخاب پذيري مي باشد. به عبارت ديگر اين امر واضح است كه افزايش S_{C2+} در يك ميزان تبديل يكسان حاكي از افزايش تمايل گاز متان به انجام واكنش هايي است كه منجر به توليد اتان يا اتيلن مي شود و در اين صورت از ميزان واكنشهاي سوختن متان كاسته شده و در نتيجه از ميزان گاز CO_2 توليدي نيز كاسته خواهد شد. بنابراين افزايش درصد انتخاب پذيري علاوه بر كاستن حجم خوراك ورودي ، باعث كاهش ميزان CO_2 توليدي و در نتيجه باعث كاهش هزينه هاي عملياتي و هزينه هاي ادوات خواهد شد



شكل ٤ - تأثير X_{CH4} و S_{C2+} برهزينه‌هاي عملياتي

٣-٣- ميزان درصد تبديل متان

نتايج شكل ٤ همچنين حاكي از كاهش ميزان هزينه هاي عملياتي با افزايش ميزان درصد تبديل متان (X_{CH4}) مي باشد. دليل اين امر هم كاهش ميزان متان ورودي (در نتيجه كاهش حجم خوراك) همزمان با افزايش ميزان تبديل متان ميباشد.

همچنين علاوه بر موارد بالا، شكل ٤ بيان ميكند كه اگر دو كاتاليست فرضي كه داراي بازده يكساني($Y_{C2+}=X_{CH4}*S_{C2+}$) باشند را در نظر بگيريم كاتاليستي كه داراي درصد انتخاب پذيري بالايي است داراي هزينه هاي عملياتي پايين مي باشد زيرا در يك بازده ثابت با افزايش ميزان انتخاب پذيري ، تمايل به انجام واكنش هاي سوختن در قياس با واكنشهايي كه منجر به توليد اتان و اتيلن مي شود كاسته شده و در نتيجه از حجم اكسيژن ورودي و به تبع آن از حجم خوراك كاسته خواهد شد و اين كاهش حجم خوراك به همراه كاهش حجم گاز CO_2 باعث كاهش هزينه‌هاي عملياتي واحد خواهد بود.

٤-٣: تأثير نوع گاز رقيق كننده همراه با خوراك

در اين مورد ميتوان به كار تحقيقاتي انجام شده توسط Matherne & Culp [1] اشاره نمود. در كار تحقيقاتي كه آنها انجام داده اند سه مورد مطالعاتي (Case study) مختلف را در نظر گرفتند كه در مورد اول از گاز نيتروژن در مورد دوم از گاز متان و در مورد سوم از بخار آب بعنوان رقيق كننده خوراك استفاده مي شد. بررسيهاي اقتصادي آنها حاكي از آن بود كه هزينه عملياتي اين سه مورد مطالعاتي به ترتيب زير مي باشد:

استفاده از گاز متان < استفاده از گاز نيتروژن < استفاده از بخار آب

از طرفي هزينه هاي ثابت اين سه مورد نيز به قرار زير تغيير مي كردند

استفاده از گاز متان < استفاده از بخار آب < استفاده از گاز نيتروژن

نهايتاً ROI كه براي اين سه حالت تعيين كردند به قرار زير مي باشد

ROI (%)	مورد مطالعاتي
٣	استفاده از نيتروژن
١٤	استفاده از متان
٦	استفاده از بخار آب

و نهايتاً نتيجه گرفتند كه با توجه به ROI ، استفاده از متان بعنوان رقيق كننده ، امكان اقتصادي بودن طرح را فراهم مي سازد .

۵-۳- تأثير نوع راكتور

از آنجايي كه دراين زمينه كار خاصي از لحاظ اقتصادي نشده است ولي مي توان با اشاره به كارهاي تحقيقاتي انجام شده [2,3]از آنجايي كه كنترل دما در راكتورهاي بستر سيال آسانتر از راكتورهاي بستر ثابت مي باشد و همچنين امكان حذف گاز خنثي در اين نوع راكتورها، وجود دارد بنابراين از لحاظ اقتصادي جايگزيني راكتور بستر سيال با راكتور بستر ثابت ، مقرون به صرفه خواهد بود.

نتيجه گيري :

با توجه به موارد بالا مشاهده گرديد كه عمده ترين مشكل در راه اقتصادي بودن طرح OCM در ايران ، بالا بودن هزينه هاي عملياتي واحد مي باشدكه اين امر نيز با جايگزيني راكتور مناسب ، حذف گاز خنثي وهمچنين با ساخت كاتاليستي كه در عين حال كه نسبت اتيلن به اتان توليدي از آن بالا است داراي انتخاب پذيري بالا نيز باشد، برطرف خواهد شد.

منابع

1-J.L.Matherne and G.L.Culp,Methane Conversion by Oxidative Process,1992,463-482

2-T.Wakatsuki,M.Yamamura,H.Okada,K.Inaba,S.Suzuki and T.Yoshinari,Studies in Surface Science and Catalysis,Vol.107,1997

3-J.H.Edwards and R.j.Tyler,Catalysis Today,4(1989)345-354