اویل ایندستری
Oilindustry.ir
CLICK HERE



# بررسی اقتصادی و شبیه سازی تفکیک میعانات گازی جهت تولید حلال، پنتان و هگزان

**ایو صفری**

کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد لامرد asafari@iaulamerd.ac.ir

## چکیده

در این مقاله با هدف بهره وری بیشتر و ایجاد ارزش افزوده تولید هیدروکربن‌های نرمال پنتان و هگزان از جداسازی میعانات گازی مورد بررسی قرار می‌گیرد. برای این جداسازی از شبکه برجهای تقطیر استفاده شده است که طی آن علاوه بر محصولات اصلی محصولات جانبی حلال‌های سبک حلال ۴۰۰ تا ۴۱۰ و حلال سنگین‌تر وایت اسپریت و همچنین مقداری بنزن نیز تولید می‌شود. برآورد اقتصادی اولیه نشان می‌دهد که هزینه برجهای تقطیر حدود ۵۰۰ هزار دلار خواهد بود و حاشیه سود که تفاوت قیمت خوراک و محصولات است معادل سالانه ۹۳۰ هزار دلار است.

## کلمات کلیدی

میعانات گازی، نرمال پنتان، نرمال هگزان، برآورد اقتصادی

# Economic estimation and simulation of separation of gas condensates in order to pentane and hexane production

**A. Safari**

## *ABSTRACT*

In this research paper to produce hydrocarbons, normal pentane and normal hexane separation of gas condensate was investigated. Network of distillation towers were used for the separation. In addition to the main products, byproducts produced in this process can be produced which are: light solvents solvents 400 to 410 and heavier solvents White Sprite as well as the some amount of benzene. Preliminary economic estimates indicate that the capital cost of distillation towers will be about 500 thousand dollars and the profit margin Cost difference between feed and product, is annually about 930 thousand dollars which looks good income.

## *KEYWORDS*

Gas condensate, normal pentane, normal hexane, economic estimation

## ۱- مقدمه

میعانات گازی یکی از عمده محصولات تولیدی در کشور است که در فرآیند تولید گازی طبیعی به دست می‌آید. طبق اطلاعات نشریه Platte قیمت این محصول در ماه می سال ۲۰۱۳ حدود ۸۲۲ دلار به ازای هر تن است [۱] که اندکی ارزانتر از نفت خام میباشد. محصول تولیدی در کشور ما بالغ بر ۴۰۰ هزار بشکه در روز است که تنها مقدار کمی مصرف داخلی دارد و بیشتر آن صادر می‌شود. اگر چه در حال حاضر استفاده از این محصول به عنوان خوراک واحد بنزین سازی (پالایشگاه ستاره خلیج فارس) و یا تولید محصولات نفتا و ال پی جی در کشور در حال اجرا میباشد اما تاکنون برای تولید محصولات با ارزش بیشتر مانند پنتان و هگزان بررسی صورت نگرفته است. با توجه به اینکه حتی تفکیک ساده این محصول میتواند ارزش افزوده فراوانی ایجاد کند لذا در این مقاله تولید محصولات نرمال پنتان و نرمال هگزان مورد بررسی قرار گرفته‌اند. عمده‌ترین مصرف هگزان در کشور در صنایع پتروشیمی به عنوان محیط واکنش تولید پلی‌اتیلن سنگین است و از نرمال‌پنتان در تولید پلی‌استایرن استفاده میشود[۲]. در این طرح میعانات پالایشگاه پارسیان به عنوان خوراک برای تفکیک در نظر گرفته شده است. از لحاظ فرآیندی تفکیک میعانات کاری به نسبت ساده میباشد که مزایای این خوراک شامل مایع بودن با محدوده منحنی تقطیر مناسب جهت عملیات تقطیر، غیر سمی بودن، غیر خورنده بودن، شامل اجزاء همسان و غیرقطبی است و تنها مشکل آن آتش‌زا بودن است. بنابراین در تمامی فرآیند ها تنها لازم است شرایط ایمنی مقابله با حریق در نظر گرفته شود.

## ۲- متن

جدول(۱) نتایج آنالیز میعانات پالایشگاه پارسیان را نشان میدهد. همانطور که مشاهده میشود حدود ۵۶٪ از خوراک هیدروکربن پارافینی، حدود ۲۸٪ آن آروماتیک و ۱۵٪ نفتنی است. بر اساس اطلاعات جدول (۱) و آنالیز دقیق‌تر مواد که در دسترس می‌باشد هیدروکربنهای لازم در نرم‌افزار HYSYS شبیه‌سازی شد. به علت نادیده گرفتن حدود ۱۰ درصد از هیدروکربنهای سنگین یک ماده فرضی ($C_{11}^{+}$) در نرم افزار HYSYS در نظر گرفته شده و مقدار جرم مولکولی برای آن ۲۵۰ و نقطه جوش نرمال آن $^{o}C$ ۳۲۰ انتخاب شد.

شکل(۱) نشان می‌دهد که منحنی تقطیر خوراک حاصل از نرم افزار مطابقت خوبی با نتایج آزمایش دارد البته جمع کردن اثر تمام هیدروکربن‌های سنگین در یک ماده فرضی باعث شده است که تغییرات منحنی در درصدهای نزدیک ۱۰۰ خیلی با شیب تند باشد.

البته چون هدف این پروژه جداسازی هیدروکربن‌های نرمال ۵ و ۶ کربنه است این هیدروکربن‌ها در ابتدای منحنی واقع می‌شوند که مطابقت آن با نتایج آزمایش مناسب است و عدم تطابق در درصدهای بالا تأثیری بر نتایج جداسازی نخواهد داشت.

**جدول(۱): آنالیز میعانات گازی پالایشگاه پارسیان تاریخ ۹۲/۳/۱۳**

| | Test | Unit | Test Met | RESULT |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Sulfur cont | Mass | ASTM D2 | <0.01 |
| 2 | Mercaptan co | Ppm | UOP 16 | <1 |
| 3 | Octan numb | ----- | ASTM D2 | 52.6 |
| 4 | Water conte | Ppm | KFC MET | 50 |
| 5 | Pb content | mg/k | ASTM D5 | <1 |
| 6 | Q gross | Mj/K | ASTM D2 | 43.120 |
| 7 | Paraffin con | vol% | ASTM D1 | 56.2 |
| | Naphthene co | vol% | ASTM D1 | 15 |
| | Olefin cont | vol% | ASTM D1 | 0.3 |
| | Aromatic cor | vol% | ASTM D1 | 28.5 |

**شکل (۱): مقایسه منحنی تقطیر آزمایشی و منحنی تقطیر اجزاء انتخابی خوراک**

طبق محاسبات نرم‌افزار HYSYS، جرم مولکولی متوسط خوراک طبق اجزاء تقریبی برابر ۱۱۲ است و چگالی متوسط بر حسب چگالی ویژه (Specific Gravity) نزدیک ۰,۷ است این مقادیر طبق نتایج آزمایش برابر ۱۰۴ و ۰,۷۳ است که تفاوت چندانی با هم ندارند.

در تمام این فرآیند محاسبات ترمودینامیکی توسط معادله حالت Peng-Robinson انجام شده است که یکی از مناسب‌ترین معادلات برای مخلوط هیدروکربنهای غیر قطبی است[۳]. حتی برای محاسبات تعادل روی سینی‌های برج تقطیر نیز از همین معادله و در قالب روابط ترمودینامیکی$\phi$-$\phi$ استفاده می‌شود[۳] و از معادله جداگانه‌ای برای فاز مایع استفاده نشده است.

## ۳- نتیجه

از آنجا که مخلوط مایع حاضر محدوده وسیعی از هیدروکربن‌ها را شامل می شود استراتژی‌های مختلفی جهت جداسازی هیدروکربنهای نرمال می‌تواند مد نظر قرار گیرد. جدول(۲) تقسیم بندی خوراک طبق نقطه جوش به منظور جداسازی در شبکه برج-های تقطیر را نشان می‌دهد.

طبق قواعد تجربی[۱] [۴] بهتر است ابتدا گروه G که درصد آن در خوراک زیاد است و جزء محصول اصلی نمی‌باشد از خوراک جدا شود. پس از آن در برج دوم ترکیبات سبک‌تر از پنتان (گروه A) و پس از آن B,C,D از E, جدا شود. سایر جداسازی ها در شکل(۲) آمده است.

در طراحی اولیه از یک محاسبه تقطیر میانبر (ShortCut) استفاده می‌شود[۴] تا تعداد سینی‌ها و بار حرارتی در چگالنده و جوش آور و محدوده دمای عملیاتی مشخص شود.

خوراک ورودی با جریان مولی ۵۰ Kmol/h معادل ۵,۶ ton/h است و سعی بر این است تا به منظور کاهش هزینه سرمایش در چگالنده‌ها در اولویت قرار گیرد و دمای چگالنده بیش از ۴۰$^{o}$C باشد تا سرمایش مورد نظر توسط آب خنک‌کن قابل تامین باشد و احتیاج به تجهیزات سرمایشی نباشد بر این اساس فشار برجها به طور مقدماتی تعیین می‌شود. فشار خوراک در ورودی و در غالب برج‌ها ثابت و برابر ۲ بار در نظر می‌گیریم تا هم فشار مثبت نسبت به اتمسفر تامین شود و هم در محدوده عملیاتی بدون نگرانی [۵] واقع شود که از فشار ۱ تا ۱۰ بار می باشد همچنین محدوده دمای استاندارد (کمتر از ۴۰۰$^{o}$C) نیز مد نظر است که با این فشار تمام برج‌های تقطیر در این محدوده عملیات خواهند داشت (جدول ۳).

مقدار تولید هر یک از محصولات شکل (۲) در جدول (۴) آمده است که محاسبه حاشیه سود طرح را به ازای خوراک با سرعت ۵۰ Kmol/hr نشان می‌دهد.

با توجه به نتایج جدول (۴) در صورت داشتن ۳۰۰ روز کاری در سال و به ازای کار روزانه ۱۰ ساعت حاشیه سود فرآیند سالانه ۹۳۰ هزار دلار برآورد می‌شود که بسیار قابل ملاحظه است همچنین طبق اطلاعات مرجع[۵] هزینه تقریبی برجهای تقطیر حدود ۵۰۰ هزار دلار خواهد بود.

[۱] -heuristics

**جدول(۲): طبقه بندی برشهای مختلف خوراک طبق نقطه جوش**

| گروه | G | E | D | C | B | A |
|---|---|---|---|---|---|---|
| هیدروکربن‌ها | سنگین‌تر از هپتان | هپتان و سنگین‌تر از هگزان | هگزان | سبک‌تر از هگزان و سنگین‌تر از پنتان | پنتان | سبک‌تر از پنتان |
| محدوده نقطه جوش | ۹۸< | ۶۹-۹۸ | ۶۹ | ۳۶-۶۹ | ۳۶ | <۳۶ |
| کسر مولی در خوراک | ۰,۵۲۸ | ۰,۱۶۵ | ۰,۰۴۶۶ | ۰,۰۷۳ | ۰,۰۴۹ | ۰,۱۳۷ |

**شکل(۲): PFD فرایند جداسازی میعانات**

**جدول(۳): اطلاعات برجهای تقطیر میانبر**

| برج | تعداد سینی | بار حرارتی چگالنده(MW) | بار حرارتی جوشاننده(MW) | دمای چگالنده($^oC$) | دمای جوشاننده($^oC$) | فشار برج (بار) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| ۱۰۰T | ۵۴ | ۱,۲۴ | ۱,۴۱ | ۵۵ | ۱۷۲ | ۲ |
| ۱۰۱T | ۷۵ | ۰,۳۵۸ | ۰,۴۴۸ | ۴۸ | ۱۳۳ | ۵ |
| ۱۰۲T | ۶۷ | ۰,۴۳ | ۰,۴ | ۷۶ | ۱۱۶ | ۲ |
| ۱۰۴T | ۳۶ | ۰,۱۰۵ | ۰,۱۰۵ | ۵۸ | ۸۶ | ۲ |
| ۱۰۵T | ۱۴۰ | ۰,۲۸۳ | ۰,۲۸۳ | ۸۱ | ۹۳ | ۲ |
| ۱۰۶T | ۷۰ | ۰,۱۲۹ | ۰,۱۲۹ | ۹۲ | ۱۰۴ | ۲ |

**جدول ۴: محاسبات حاشیه سود فرآیند**

| | مقدار (تن بر ساعت) | قیمت (دلار بر تن) | قیمت کل |
|---|---|---|---|
| خوراک (نفتا) | ۵/۶۱۱ | ۸۲۲ | ۴۶۱۲/۲۴۲ |
| محصولات | | | |
| نرمال هگزان | ۰/۲۰۴۶ | ۳۰۰۰ | ۶۲۱ |
| نرمال پنتان(B) | ۰/۱۸۲۴ | ۳۰۰۰ | ۵۴۶ |
| (A) LPG | ۰/۴۲۸ | ۴۵۰ | ۱۹۲/۶ |
| حلال ۴۱۰ (E,C) | ۱/۲۸۳ | ۸۰۰ | ۲۰۲۷/۲ |
| حلال اسپریت سفید (G) | ۳/۴۰۹ | ۸۶۰ | ۲۹۳۱/۷۴ |
| بنزن | ۰/۱۰۲۸ | ۸۶۷ | ۸۸/۴۳۴ |
| جمع کل قیمت محصولات | | | ۴۹۲۳/۴۲۸ |

## ۴- نتیجه و جمع بندی

تفکیک میعانات گازی پالایشگاه پارسیان مورد ارزیابی اقتصادی قرار گرفت و مشخص شد تولید محصولات نرمال پنتان، نرمال هگزان، بنزن، حلالهای ۴۱۰ و وایت اسپریت از این خوراک صرفه اقتصادی زیادی دارد. هزینه سرمایه گذاری برای ساخت برجهای تقطیر بسیار کمتر از سود خالص سالانه است که بررسی بیشتر و اجرای این طرح را توجیه می‌نماید. در مراحل بعدی و طراحی با جزئیات[۲] [۵] می‌توان نحوه تامین حرارت و سرمایش جهت عملیات تقطیر را بررسی نمود و با انجام بازاریابی مناسب می‌توان برآورد

[۲] Detail design

اقتصادی دقیقتری داشت. با توجه به شرایط گرمسیری بودن منطقه و کمبود منابع آبی استفاده از برج خنک کن نمیتواند توجیه عملیاتی و اقتصادی داشته باشد بنابراین استفاده از کولر هوایی باید در اولویت باشد و به منظور گرمایش نیز از بویلرهای لوله آتشین[۳] میتوان استفاده کرد که طراحی بسیار ساده تری نسبت به بویلرهای لوله آبی[۴] دارند و هزینه به مراتب کمتری دارند. یک مشکل در اجرای این طرح می‌تواند تعداد زیاد سینی ها در برخی برج ها نظیر برج T105 در شکل (۲) باشد که ساخت برج ها را با مشکل روبرو میکند برای رفع این مشکل میتوان برجها را چند قسمتی ساخت. معمولا برای برج های چند قسمتی تعداد سینی ۵۰ برای هر قسمت برج در نظر گرفته می‌شود[۴].

## ۵- تقدیر و تشکر

با تشکر از مسئولین پالایشگاه پارسیان که ما را در مراحل این پروژه یاری نمودند و با تشکر از خانم مهندس محمدی که در تدوین و نگارش طرح همکاری نمودند.

[۳] Fire tube

[۴] Water tube

## ۶- مراجع

[۱] http://www.platts.com/

[۲] ابوالحمد، گیتی، **مبانی پالایش نفت**، انتشارات دانشگاه تهران – چاپ دوم، ۱۳۸۶

[۳] Prausnitz J.M., Lichtenthaler R.N, Azvedo E.G., "Molecular thermodynamics of fluid phase equilibria", 3rd edition, Prentice Hall,NJ, 1999.

[۴] Seader J. D., Henley E.J., separation process principles, 2nd edition, John Wiley & Sons, Inc, 2006.

[۵] Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaelwitz, J. A. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, 2nd Edition, Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ, 2003.