اویل ایندااستری
Oilindustry.ir
CLICK HERE

پالایشگاه اصفهان

فصل اول

چکیده ای از شرکت

پالایش نفت اصفهان

شرکت پالایش نفت اصفهان در منطقه ای به مساحت کل 340هکتار شامل 330هکتار محوطه های صنعتی و 10هکتار فضای سبز داخلی و همچنین 66هکتار فضای سبز خارج از محوطه و 20هکتار جنگل کاری در اطراف آن در ارتفاع 1685متری از سطح دریا در شمال غربی اصفهان واقع گردیده است.

این شرکت فعالیت خود را در زمینه ی پالایش نفت خام و تولید فرآورده های نفتی از سال 1358تحت عنوان پالایشگاه اصفهان آغاز نموده وهم اکنون بیش از 22%از فرآورده های نفتی مورد نیاز کشور شامل گاز مایع و بنزین ونفت سفید ونفت گاز ونفت کوره (سبک و سنگین)وسوخت های هوایی (JP4وATK) وانواع حلال ها وروغن خام و گوگرد ونیتروژن و هیدروژن را تولید می نماید.

همچنین این شرکت مواد اولیه ی مورد نیاز شرکت های نفت سپاهان ونفت جی وپتروشیمی های اصفهان واراک وشرکت سرمایه گذاری صنایع شیمیایی ایران (L.A.B)را تامین می نماید .در حال حاضر فرآورده های نفتی استان های اصفهان و چهار محال بختیاری ویزد وبرخی از بخش های مرکزی و غرب وجنوب غربی کشور توسط شرکت پالایش نفت اصفهان تامین می گردد.

این شرکت شامل دو پالایشگاه هر کدام با ظرفیت اسمی 100/000 بشکه در روز بوده که با تلاش های به عمل آمده توسط کارسناسان و کارکنان زحمتکش آن وبنابر نیاز کشور به فرآورده های نفتی در مقاطع مختلف زمانی بویژه در مدت هشت سال دفاع مقدس با اجرای پروژه های توسعه وبهبود ورفع تنگناها وتامین نیازهای عملیاتی این میزان مجموعا به 375000بشکه در روز افزایش یافته است .

پالایشگاه اصفهان یکی از نه پالایشگاه نفت ایران است که با تامین بیش از یک چهارم نفت کشورمان اکنون یکی از بزرگترین پالایشگاههای ایران است .

طراحی اولیه این پالایشگاه توسط یک شرکت مشترک آمریکایی –آلمانی بنام فلورتیسن باهزینه 750ملیون دلا در فاصله سال های 54تا57انجام گرفته است و قبل از پیروزی انقلاب شکوهمند اسلامی 92درصد کارهای ساختمانی آن پایان یافته بود .وبعد از انقلاب به همت کارکنان داخلی پالایشگاه تکمیل ودر بهمن سال 58راه اندازی گردید.

خوراک پالایشگاه نفت خام مارون اهواز بوده که توسط لوله های 32و34اینچی بطول 430کیلومتر پس از گذشتن از هفت تلمبه خانه مارون ورامسهرمز وباغ ملک وایذه ودهدزوگدمکار واصفهان وارد پالایشگاه گشته ودر 6مخزن بزرگ 48ملیون لیتری ذخیره و آماده تصفیه می گردد. فرآورده های این پالایشگاه بیش از 20نوع گوناگون می باشد که اهم آن عبارت اند از گازهای سبک و پروپان وگاز مایع وبنزین معمولی وسوپر وسوخت های سبک وسنگین ونفت سفید ونفت گاز و انواع سوخت هواپیما ومالچ کشاورزی وانواع قیر وگوگرد که ارزش تقریبی سالانه آنها قریب بیست میلیارد تومان می باشد . بمنظور تهیه ی فرآورده های فوق پالایشگاه دارای واحد های پیچیده وگوناگونی می باشد .

واحدهای پالایشگاه عبارت اند از :

1-واحد تقطیر نفت خام

2-واحد کاهش گرانروی

3-واحد تهیه ی گاز مایع

4-واحد تبدیل کاتالیستی

5-واحد آیزوماکس

6-واحد تهیه ی هیدروژن

7-واحد ازت سازی

8-واحد تصفیه گاز تصفیه گاز با آمینی

9-واحد تصفیه آب ترش

10-واحد گوگرد سازی

11- واحد قیر سازی

12- واحد آب ،برق بخار

13-واحد تصفیه ی آبهای آلوده

14-کارخانجات روغن سازی

15-واحد حمل های ویژه

16-آزمایشگاه

17-کارخانجات ظروف سازی و مظروف روغن

همانطور که می دانید نفت خام و آب وبرخی روغن ها ومواد شیمیایی فرآیند ها از ورودی های مهم پالایشگاه اند و فرآورده های نفتی مثل بنزین و گازوئیل و.... که ذکر شدند از خروجی های پالایشگاه هستند.

در حال حاضردر پالایشگاه اصفهان طرح جامع توسعه فرآیند و بهینه سازی پالایشگاه در حال اجراست .

که این توسعه با بودجه ی بالغ بر 17418 میلیارد ریال وحدود 1/5میلیارد یورو در دست اجراست .

این طرح در راستای افزایش کمی محصولات تولیدی وارتقاع کیفیت آنها و با هدف تولید حداقل سوخت سنگین و استاندارد سازی محصولات مطابق با استاندارد Euro2005وپروژه هایی تحت عناوین بسته های A,B,C,D,Eوهمچنین طرح احداث مجتمع بنزین سازی (GPP)تعریف شده است .

همچنین پروژه های جامع در چهار محور اساسی به شرح زیر در حال انجام است . 1-مطالعات مهندسی پایه ی طرح توسعه فرآیند و بهینه سازی پالایشگاه اصفهان (Basie Design)

2- بهینه سازی واحد های موجود پالایشی و ایجاد واحد های جدید در پالایشگاه موجود به گونه ای که ظرفیت پالیشگاه معادل 360000بشکه در روز تنظیم گردد.

3-احداث واحد های جدید پالایشی و utilityمورد نیاز در معدوده ی پالایشگاه جدید .

4-تغییر سیستم کنترلی پالایشگاه موجود از حالت نیوماتیک و قدیمی و سیستم پیشرفته و الکترونیکی . واحداث ساختمانهای کنترل مرکزی جهت پالایشگاه های شمالی و جنوبی .

فصل دوم

شرح کلی پالایشگاه

عملیات پالایش نفت در پالایشگاه اصفهان

نفت خام که از هیدرو کربورهای مختلف یعنی ترکیبات کربن و هیدروژن در شکل واندازه های گوناگون تشکیل شده دارای ناخالصی – ترکیبات گوگردی ، ازته ، فلزات واملاحی است که در تمام موارد مستقیما قابل استفاده نبوده بلکه پس از استخراج از خلل و فرج زمین وانتقال به پالایشگاه وذخیره شدن در مخازن وانجام عملیات مختلف پی در پی فیزیکی و شیمیایی تبدیل به بیش از ۲۰ نوع فرآورده گوناگونی می گردد که اهم آنها عبارتنداز :

گازهای سبک ، پروپان خالص ، گاز مایع ، بنزین معمولی و سوپر ، سوختهای هوایی سبک و سنگین ، حلالهای مختلف ، نفت سفید ف نفت سفید بی بو(جهت امشی)، نفت گاز، ماده اولیه روغن ، نفت کوره سبک و سنگین ، مالج کشاورزی، انواع قیر و گوگرد .

این محصولات که هر کدام کاربرد خاصی دارند در پی پروسه های زیر حاصل می شوند:

دستگاه های تقطیر در جو یا آتمسفر

نفت خام که از هیدرو کربورهای مختلف گازی ، مایع وجامد و بعضی ناخالصی ها تشکیل یافته و در درجه حرارت محیط ، مخلوط یکنواختی را بوجود آورده ، پس از دریافت ازخطوط لوله وذخیره در مخازن مربوط به دستگاه تقطیر در جچو که اولین واحد پالایشگاه وبه منزله واحد مادر است ، ارسال می گردد.

نفت خام در این واحد پس از نمک زدایی و رسوبگیری وعبور از یک سری مبدل حرارتی و افزایش درجه حرارت از ۳۰ به ۲۳۰ درجه سانتیگراد وگذشتن از کوره تا ۳۴۰ درجه سانتیگراد حرارت دیده و به برج تقطیر در جو(آتمسفریک) که دارای ۴۳ سینی است هدایت می گردد. مخلوط نفت گرم شده با استفاده از خواص فیزیکی به برشهای مختلف براساس نقطه جوش آنها تفکیک و به این ترتیب اولین جدا سازی وتقطیر در این برج انجام گرفته و فرآورده های گوناگونی که بعضا محصول نهائی و بقیه .

محوصلات میانی که خود در مراحل بعدی خوراک واحدهای دیگر را تمین می نمایند، تقسیم می گردد.

فرآورده های حاصل شده به ترتیب از بالاترین نقطه برج عبارتنداز:

۱-گازهای سبک سوختی ؛- گاز مایع ، ۳- نفتای سبک ، ۴- نفتای سنگین ، ۵- نفتای تزریقی ، ۶- نفت سفید ، ۷- نفت گاز(گازوئیل) ،۸- نفت کوره (در بعضی موارد).

نفت سفید و نفت گاز با مخلوط نفتای تزریقی بعنوان محصول نهائی ونفتای سبک جهت مخلوط شدن با بنزین به مخازن مربوطه ارسال و سایر بر ش ها در دستگاههای دیگر پالایشگاه پس از یکسری عملیات تصفیه ،تبدیل ، تفکیک و کراکینگ حرارتی و کاتالیستی فرآورده های نهائی دیگری را بوجود می آورند.

مقدار خوراک طراحی شده این واحد ۱۵۹۰۰ مترمکعب(۱۰۰۰۰۰ بشکه) در روز می باشد که جهت تعیین تنگناها تا ۲۴۱۶۵ مترمکعب (۱۵۲۰۰۰ بشکه) در روز هم آزمایش شده است و درحال حاضر اکثرا در مرز ۲۲۲۵۷ مترمکعب(۱۴۰۰۰۰ بشکه) در روز کار می کنند. بعلاوه بین ۱۰۰۰ تا ۲۳۰۰ مترمکعب در روز مخلوطی از مواد میان تقطیر حاصله از واحدهای کاهش گرانروی (در سرویس نفت خام) جهت تفکیک باین واحد ارسال می گردد.

دستگاههای تقطیر در خلاء

مواد ته مانده برج تقطیر در جو که امکان تفکیک بیشتر را در اثر محدودیت درجه حرارت و فشار نداشته ، در این قسمت با افزایش درجه حرارت تا ۴۱۰ درجه سانتیگراد به برج تقطیر در خلاء که دارای ۳۴ سینی و ۶۳۰ میلیمتر وجیوه خلاء (۱۳۰ میلیمتر جیوه فشار مطلق) می باشد ارسال می گردد. این ماده سنگین تحت شرایط مذکور براساس خواص فیزیکی (سبکی و سنگینی) ونقطه جوش مجددا تفکیک و محصولات زیر در طول برج استحصال می گردد.

۱-نفت گاز سبک و سنگین ، ۲- نفت گاز سنگین موم دار(خوراک واحد آیزوماکس)،۳- ماده اولیه روغن (خوراک واحد روغن سازی)، ۴- ته مانده برج تقطیر درخلاء که خود به عنوان قیر سبک (۳۰۰-۲۰۰) مصرف دارد ومعمولا خوراک وحد کاهش گرانروی و آسفالت سازی را تشکیل می دهد. نفت گاز سبک و سنگین مستقیما به همراه نفت گاز واحد تقطیر در جو به مخازن محصول نهائی هدایت و سایر محصولات طی عملیاتی در دستگاههای دیگر به فرآورده های نهائی و با ارزشی تبدیل می گردند.

مقدار خوراک طراحی شده این واحد ۷۷۰۰ متر مکعب(۴۸۴۰۰ بشکه)در روز است که تا ۱۲۰۰۰ متر مکعب(۷۶۰۰۰ بشکه) در روز افزایش یافته است .

واحدهای کاهش گرانروی

طبق طراحی قسمتی از ته مانده برج تقطیر در خلاء که معمولا در اثر گرانروی بالا قابل عرضه به بازار نیست خوراک این واحد را تشکیل می دهد که تحت فشار حدود ۳۰ بار ودرجه حرارت ۴۹۰ درجه سانتیگراد ، ملکولهای سنگین آن شکسته THERMAL CRACKING ومنجر به کاهش گرانرویش می گردد که پس از تثبیت به فرآورده های سبک و مناسب تبدیل می شود.

در این واحد علاوه بر تولید گاز محتوی هیدروژن سولفوره ، مقداری بنزین نامرغوب تولید می گردد که علی القاعده می بایست در دیگهای بخار سوخته شود. اما با طرحی که ابتدا درواحد تصفیه نفتا و سپس در واحدآیزوماکس به اجراء گذاشته شد با تصفیه آن بمیزان زیادی به تولید بنزین پالایشگاه افزوده گردید .

نفت کوره استحصالی این واحد(VISBREAKERTAR) که دارای گرانروی ۷۲ سانتی استوک در ۲۱۰ درجه فار نهایت یعنی ده برابر کمتر از گرانروی خوراک واحد می باشد ، مستقیما برای تولید نفت کوره سنگین ویا مخلوط با مواد سبک به مصرف نفت کوره سبک می رسد . لازم به ذکر است که به علت نیاز به افزایش ظرفیت پالایش ، با انجام تغییرات و اجرای طرحهای متعددی ، واحد کاهش گرانروی نیز جهت تقطیر نفت خام آماده شده واین واحد قادر است حداکثر ۷۹۵۰ متر مکعب(۵۰۰۰۰ بشکه) در روز نفت خام را پالایش نماید .

محصولات این واحد در زمان قرار گرفتن در سرویس نفت خام عبارتنداز:

۱-گاز مایع ، ۲- بنزین ،۳- مواد میان تقطیر (مخلوط نفت سفید ونفت گاز) و نفت کوره خیلی سبک .

مقدار خوراک طراحی این واحد، ۳،۲ متر مکعب(۱۹۰۰۰ بشکه) در روز ازته مانده برج تقطیر در خلاء می باشد که در این حالت هم ظرفیت آن تاحد ۳۶۵۶ مترمکعب(۲۳۰۰۰ بشکه) در روز افزایش داده شده است .

واحدهای تهیه گاز مایع

در اثر عملیات و فعل وانفعالاتی که درواحدهای مختلف پالایشگاه انجام می گیرد مقدار زیادی گاز که مخلوطی از هیدروژن ، متان ، اتان ، پروپان ، بوتان و پنتان وناخالصی هایی از قبیل هیدروژن سولفوره ، آمونیاک وبخار آب است حاصل می شود که پروپان ، بوتان و پنتان بدست آمده به همراهی گازهای سبک تر جذب شده درآنها ، به واحد بازیافت گاز مایع ارسال می گردند.

این مخلوط تحت فشار ودرجه حرارت های مختلف در برج های جداگانه و با استفاده از روش های فیزیکی از هم تفکیک می شوند.

هیدروژن وهیدرو کربورهای سبکتر از پروپان با هیدروژن سولفوره در برج اتان گیری جدا و به واحد تصفیه گاز هدایت می گردند.

سپس پنتان ازگازهای پروپان وبوتان در برج بوتان گیری (DEBUTUNIZER)جدا ودرجای خود یا بنزین نهایی مخلوط می گردد.

متعاقبا پروپان وبوتان در برج پروپان گیری (DEPROPUNIZER) ازهم تفکیک ، بوتان مستقیما به خازن کروی مربوطه هدایت ومحصول پروپان پس از حذف مقدار جزئی آب همراه ، در سیستم خشک کننده (DRYER) ، به مخزن کروی ارسال می گردد.

لازم به ذکر است که به منظور حداکثر بازیافت پروپان از گازهای سبکتر از واحدLEAN OIL که در بطن واحد گاز مایع قرار گرفته و درآن از نفتای تزریقی (B-N) که برای جذب پروپان بکار می رود استفاده می گردد.

واحدهای تبدیل کاتالیستی

بنزین سنگین حاصل از واحد تقطیر در جو وواحد آیزوماکس بعلت بد سوزی وعدم کیفیت مطلوب مستقیما قابل استفاده نبوده ، لذا بایستی در درجه اول تصفیه و سپس درجه آرام سوزی R-O-N

(RESEARCIIOCTANE NI) آنرا افزایش داد . بدین منظور در دو مرحله اعمال زیر انجام می گیرد :

ابتدا در واحد تصفیه نفتا (NAPHTHA U- NIFNER) درمجاورت کاتالیست کبالت و مولیبدنیم یا نیکل و مولیبدنیم با دمای ۳۳۵ درجه سانتیگراد ، فشار ۲۲ بار و گاز هیدروژن کافی ، مواد گوگردی ، ازته واکسیژن دار خوراک به ترتیب به H2S، NH3 ، H2O که به آسانی قابل جدا شدن هستند تبدیل و ناخالصی های فلزی مانند ارستیک ، سرب ، آهن وغیره که حکم سم را برای واحد تبدیل دارند، نیز جذب کاتالیست می گردد. نفتای تصفیه شده به واحد تبدیل و مقداری هم جهت سوخت جتا سبک به مازن مربوطه ارسال می گردد.

در واحد تبدیل تحت فشار ۲۰ بار ودرجه حرارت ۵۲۰ و۴۹۰ درجه سانتیگراد درمجاورت کاتالیست دو فلزی پلاتین ورینیوم (واقع شده روی پایه آلومینا) ودرمحیط اسید کلرید ریک وحضور گاز هیدروژن فعل وانفعالات زیادی انجام می گیرد که اهم آنها عبارتنداز:

هیدروژن گیری از هیدرو کربورهای حلقوی اشباع شده نظیر سیلکلوهگزانC6H12 وتبدیل هیدروکربورهای حلقوی غیر اشباع نظیر بنزین C6H6 با اکتان به بالاتر ، ایزومرکردن هیدروکربورهای خطی و یا حلقوی و افزایش درجه آرام سوزی آنها ، شکستن وتبدیل هیدروکربورهای سنگین با اکتان پائین به محصولات سبک با اکتان بالاتر و همچنین تولید گاز مایع و گاز .

به طور کلی محصول بدست آمده که حدود ۷۵ درصد حجم خوراک را تشکیل می دهد از درجه آرام سوزی حدود ۹۶ که نزدیک به دو برابر اکتان خوراک است برخوردار بوده ضمن آنکه بیش از ده درصد گاز مایع و مقدار قابل ملاحظه ای هیدروژن (وگاز) تولید می گردد.

ظرفیت طراحی این واحد ۲۳۴۸ متر مکعب(۱۴۷۶۰ بشکه) در روز است که مقدار خوراک در واذحد تصفیه نفتا تامرز ۳۴۹۹ متر مکعب(۲۲۰۰۰ بشکه)در روز و در واحد تبدیل تا ۳۰۲۰ مترمکعب(۱۹۰۰۰ بشکه) در روز افزایش یافته است .

محصول این واحد همراه با بنزین سبک واحدهای تقطیر ، آیزوماکس و پنتان حاصل از واحدهای گاز بخار(جلوگیری از تبخیر بی مورد) و ندرتا بوتان در مخزن نهایی مخلوط شده و پس از تزریق مقدار کمی تترا اتیل سرب جهت تنظیم درجه آرام سوزی و رنگ قرمز برای بنزین معمولی با اکتان ۸۷ و رنگ آبی برای بنزین سوپر با اکتان ۹۵ به قسمت توزیع ارسال می گردد.

لازم به تذکر است که پائین بودن درجه آرام سوزی باعث ضربه زدن (KNOCKING) موتور و کاهش قدرت و راندمان آن می گردد که علاوه بر مصرف زیاد بنزین وآلودگی محیط زیست عمر موتور هم کوتاه می شود.

واحدهای هیدروژن سازی

این واحد جهت تامین روزانه ۳۵ میلیون فوت مکعب هیدروژن مورد نیاز واحد ایزوماکس احداث گردیده است .

خوراک آن شامل: بخار آب خشک و هیدروکربورهای گازی مختلف(نظیر گاز طبیعی یا گاز حاصل از واحدهای تبدیل کاتالیستی به نسبت معینی مخلوط و از لوله های مملو از کاتالیست استوانه ای شکل نیکل در کوره مخصوص تبدیل قرار گرفته و ۷۵۰ درجه سانتیگراد گرما دارد عبور نموده و درنتیجه هیدروژن و گاز اکسیدهای کربن حاصل می گردد نظیر :

$$2CH_4 + 3H_2o \Rightarrow Co + Co_2 + 7H_2$$

منواکسید کربن حاصل شده که مزاحم عملیات بعدی است در شرایط دیگری در تبدیل کننده با درجه رارت بالا و سپس در درجه حرارت کمتر و در مجاورت کاتالیست اکسید آهن ومس و حضور بخار آب به دی اکسید کربن که به راحتی قابل جذب در محلول منواتانول آمین است ، تبدیل می شود .نهایتا مقدار جزئی باقیمانده اکسیدهای کربن در برج متان سازی(METHANATOR) تحت درجه حرارت ۲۲۰ درجه سانتیگراد ووجود کاتالیست نیکل به متان که گازی بی ضرر می باشد ، تبدیل به هیدروژن ۹۷٪ بوسیله کمپرسورهای چند مرحله ای به واحدآیزوماکس ارسال می گردد.

$$2CH_4 + 3H_2o \Rightarrow CH_4 + 2H_2o$$
$$Co + 3H_2 \Rightarrow CH_4 + H_2o$$

واحد تخلیص هیدروژن

همجوار واحد هیدروژن دستگاهی جهت بالا بردن درجه خلوص گاز هیدروژن احداث شده که با استفاده از روش غربال ملکولی (MOLECULARSIEVE)گاز متان حذف و سپس هیدروژن خالص (۹۹/۹۹ درصد) جهت احیاء کاتالیست واحد تبدیل مصرف گردیده ویا در سیلندر ذخیره می گردد.

واحدهای آیزوماکس

یکی از مدرنترین ، پیچیده ترین ومهمترین واحدهای پالایشی ، واحد ایزوماکس است که به لحاظ تبدیل کردن مواد نفتی کم ارزش به فرآورده های بسیار ارزشمند و مرغوب نظیر سوخت جت ومواد میان تقطیر ازاهمیت ویژه ای برخوردار بوده ودرعین حال بعلت دارا بودن فشار بالا و درجه حرارت متوسط که امکان از کنترل خارج شدن درجه حرارت آن هم وجود دارد از ودحدهای بسیار حساس پالایشگاه بشمار می آید .

خوراک این واحد که از واحد تقطیر درخلاء تحصیل می شود، به علت داشتن مواد موم دار زیاد و بالنتیجه نقطه ریزش بالا به تنهایی مصرفی به جز مخلوط کردن با نفت کوره ندارد . واحد ایزوماکس شامل دو قسمت رآکتورها و تقطیر(تفکیک) می باشد :

الف: راکتورها

ملکولهای سنگین نفتی در راکتورهای تحت فشار ۱۸۰ بار ودرجه حرارت ۴۳۰ درجه سانتیگراد و در مجاورت بیش از ۱۳۰ تن کاتالیست حاوی تنگستن ونیکل و حضور مقدار زیادی گاز هیدروژن ، علاوه بر گوگرد گیری وازت زدایی شکسته شده وبه فرآورده های سبک و مرغوب تبدیل می گردد.CATALYTIC CRCKING این فعل وانفعالات حرارت زا بوده ودر نتیجه پیش بینی های زیادی از قبیل تزریق دایم هیدروژ ن به بستر های مختلف راکتورها به عنوان سرد کننده

QUENCH صورت گرفته است . سپس در جدا کننده های تحت فشار بالا و پائین ، گاز حاوی هیدروژن و آمونیاک و هیدروژن سولفوره از مایع جدا و قسمتی از گاز مجددا مصرف و مازاد به واحد تصفیه با آمین هدایت ومایع به طرف قسمت تفکیک آیزوماکس که تقریبا همانند واحد تقطیر در جو نفت خام است هدایت می گردد.

ب: تقطیر(تفکیک)

مواد نفتی در برح تفکیک SPILITTER به برشهای ذیل تقسیم می گردد:

۱-گازهای سبک سوختی ، ۲- گاز مایع ، ۳- حلال سبک (AW-410)، ۴- بنزین سبک و سنگین (حلالهای مختلف)، ۵- نفت سفید(سوخت جت)، ۶- نفت گاز ، که هر کدام از این برشها پچس از انجام عملیاتی مختصر بعنوان مرغوب ترین محصولات به مخازن مربوطه ارسال می گردد. همان گونه که قبلا اشاره شد ، بنزین نامرغوب واحد کاهش گرانروی نیز در این واحد تصفیه و به مصرف می رسد . مقدار خوراک طراحی شده این واحد ۳۹۷۴ متر مکعب(۲۵۰۰۰ بشکه) در روز که ۲۳۸۴ متر مکعب(۱۵۰۰۰ بشکه) در روز خوراک تازه و ۱۵۹۰ متر مکعب(۱۰۰۰۰ بشکه) در روز خوراک گردشی می باشد .

بعلت نیاز به محصولات میان تقطیر ومرغوب وکاهش نفت کوره تولیدی خوراک تازه این واحد تا ۳۰۲۰ متر مکعب(۱۹۰۰۰ بشکه) در روز افزایش داده شده است .

لازم به توضیح است که خوراک گردشی این واحد ته مانده برج تفکیک (SPILITER) می باشد که بعلت سنگین هیدرو کربورها در مرحله اول قابل تفکیک وجداسازی نمی باشد .

درواحد آیزوماکس بیش از ۹۰٪ حجمی خوراک تبدیل به مواد میان تقطیر می گردد ودر مجموع محصولات مایع ایجاد شده ۱۵٪ حجمی بیش از خوراک است .

واحدهای تصفیه گاز با محلول آمین

چنانچه در شرح عملیات پالایش اشاره شده نفت خام خوراک پالایشگاه دارای ناخالصی ترکیبات گوگردی است که در پی عملیات پالایش در واحدهای مختلف به هیدروژن سولفوره (H_2S)تبدیل شده و به همراه

سایر گازهای سبک به واحد تصفیه هدایت و درآنجا هیدروژن سولفوره به وسیله محلول آمین جذب و گاز شیرین شده عاری از هیدروژن سولفوره (حداکثر SPPM)جهت سوخت پالایشگاه ارسال می گردد و در صورت لزوم خوراک واحد هیدروژن سازی می شود. هیدروژن سولفوره جذب شده ، در درجه حرارت بالا و فشار کم در برج مربوطه از محلول دی گلیکول آمین جدا شده و جهت تهیه گوگرد به واحد باز یافت گوگرد هدایت می شود.

واحد بازیافت گوگرد

هیدروژن سولفوره حاصل از واحد جذب با محلول آمین در این واحد پس از مخلوط شدن با میزان مناسب هوا(اکسیژن) به گوگرد با درجه خلوص ۹۹/۹٪ تبدیل می گردد.

اصول کار بدین صورت است که ابتدا یک سوم از H_2S با اکسیژن ترکیب و به So_2 وآب تبدیل گردیده و درمرحله دوم So_2 حاصله با ۲/۳ هیدروژن سولفوره باقیمانده به عنصر گوگرد می گردد.

$$H_2S + \frac{3}{2}o_2 \Rightarrow So_2 + H_2o$$
$$2H_2S + So_2 \Rightarrow 3S + 2H_2o$$

مرحله اول فعل و انفعالات فوق در درجه حرارت ۱۳۰۰-۱۰۰۰ درجه سانتیگراد و مرحله دوم در حضور کاتالیست آلومینای فعال Al_2o_3 ودرجه حرارت ۲۷۰-۲۱۰ درجه سانتیگراد انجام می گیرد . متوسط تولیدگوگرد ۶۵ تن در روز است که در مخزن مربوطه به صورت مذاب ذخیره وپس از تلمبه شدن درمحوطه دیگر، با تزریق هم سنگش آب بصورت نقلی POPCORN که دارای سطح و خلل و فرج زیادی است در آمده ، براحتی قابل استفاده وجذب در زمینهای قلیایی می شود وموجب بالا بردن بهره دهی محصولات کشاورزی می گردد و در صنایع مختلف نظیر اسید سازی هم مصرف دارد .

واحد تهیه آسفالت

آخرین ته مانده برج تقطیر در خلاء که یک نوع قیر خیلی شل است خوراک این واحد می گردد. در واحد آسفالت طی عملیاتی و به کمک دمیدن هوا به خوراک در برج اکسید کننده ، قیری که درجه نفوذ پذیری آن ۶۰-۷۰ دهم میلیمتر است حاصل می گردد. قیر ۶۰/۷۰ جهت جاده سازی مصرف می شود.

همچنین جهت تولید قیر سفت (قیر دمیده) که نقطه نرم شوندگی آن حدود ۸۵ درجه سانتیگراد و درجه نفوذ پذیری آن ۲۵ دهم میلیمتر است از ۸۰ درصد ته مانده برج خلاء و ۲۰ درصد ماده اولیه روغن استفاده می شود .قیر دمیده ۸۵/۲۵ ویا (۹۰/۱۵) بیشترین مصرف را در قیر اندود کردن وآسفالت بام منازل و ساختمانها دارد .

ضمنا از مخلوط قیر ۶۰/۷۰ با نفت سفید و یا نفتای تزریقی قیرهای شل جاده ای MC/۲۵۰ و یا RC-۷۰ بدست می آید که برای زیر سازی جاده ها مصرف دارند.

ظرفیت طراحی شده واحد آسفالت سازی ۸۵۸ مترمکعب(۵۴۰۰ بشکه) در روز است که با بروز جنگ تحمیلی وازکار افتادن واحد آسفالت سازی پالایشگاه آبادان و نیاز به انواع قیرها ، با تغییراتی که انجام گرفت ، ظرفیت این واحد تا ۳۵۰۰ مترمکعب (۲۲۰۰۰ بشکه) در روز افزایش یافت .

هم اکنون انتظار می رود با راه اندازی واحدهای جدید ظرفیت تولید قیر پالایشگاه تا مرز ۷۰۰۰ مترمکعب(۴۴۰۰۰ بشکه) در روز افزایش یابد.

واحدهای آب ترش

آب ترش از قسمتهای زیر حاصل می گردد:

۱-جهت کاهش فشار بخار و نقطه جوش هیدرو کربورهای مختلف ودرنتیجه تفکیک بهتر و آسانتر از بخار آب(STRIPPING STEAM) استفاده می گردد . این بخار پس از طی کردن مسیر طول برج و خنک کننده های آبی و هوائی تبدیل به آب شده واز مواد نفتی جدا می گردد.

۲- به منظور محلول کردن نمکهای کلرور آمونیوم و سولفور آمونیوم وغیره در واحدهای آیزوماکس و تصفیه هیدروژنی نفتا از تزریق آب مقطر (CONDENSATE)استفاده می شود که سپس در مراحل دیگر آب حاوی نمکهای یاد شده در هیدروژن سولفوره وآمونیاک از مواد نفتی جدا می گردد.

آب حاصل شده که بعلت داشتن هیدروژن سولفوره آب ترش نامیده می شود درواحد تصفیه بوسیله گرم کردن در برج مربوطه (SOUR WATER STRIPPER)مواد هیدروژن سولفوره وآمونیاک آن جدا شده وآب حاصله جهت مصرف دستگاههای نمک گیر واحدهای تقطیر به منظور حل نمودن نمک نفت خام مصرف می گردد.

هیدروژن سولفوره حاصله در واحد بازیافت گوگرد بکار می رود ویا در مشعل مخصوص H_2S سوزانده می شود.

فصل سوم

واحد تولید هیدروژن

مقدمه

این واحد که مابین ۲ قسمت کتی فورمر و آیزوماکس قرار گرفته است به منظور تهیه خوراک با درصد هیروژن بالا برای واحد آیزوماکس طراحی شده است.

عملیاتی که انجام میگیرند بمنظور تغییر و تبدیل هیدروکربنهای سبک گازی شکل و مخصوصا متان به هیدروژن است که متضمن عملکرد ۵ مورد زیر است:

-جدا نمودن ناخالصیها از گاز خوراک

-تغییر فرم هیدروکربنها توسط آب

-تبدیل CO به CO2 (SHIFT CONVERSION)

-جدا نمودن دی اکسید کربن

-متان سازی METHANATION

خوراک واحد هیدروژن معمولا از واحد تبدیل کاتالیستی بوده که بعنوان MAKE UP یا به عبارتی وضعیت EMERGENCY از گاز طبیعی استفاده میشود

هر چند پروپان نیز بعنوان MAKE UP کاربرد دارد ولی در پالایشگاه اصفهان این مورد بعنوان خوراک BLANK شده و استفاده نمیشود

در این واحد از حرارتهایی که در طول عملیات بوجود آمده استفاده میشود و در ساختن بخار آب مصرفی برای انجام واکنشهای REFORMER و همچنین SHIFT CONVERSION بکار برده میشود.

شرح عملیات

۱-خوراک و محصول دستگاه:

گاز خوراک یا همان FEED GAS که معمولا از واحد CRU گرفته میشود دارای حدودا۷۵٪ هیدروژن است که بعد از انجام یکسری عملیات به ۹۶.5 درصد هیدروژن و ۱۳.۷۸ BAR معدل ۲۰۰ PSIG میرسد.

CRUمتشکل از هیدروژن,متان,اتان,پروپان میباشد که با فشار حدود ۲۲ بار و از طریق شیر کنترل FV-701 وارد واحد میشود و مقدار آن توسط مسئول دستگاه پلاتفورمر با استفاده از شیر کنترل جریان تنظیم میگردد.

۲-آبگیری اولیه و کلر زدائی و گوگردزدائی:

Feed gas سپس وارد V-701 شده تا آبگیری شود و بعد به V-702A,V-702B,V-703A جهت کلرزدایی فرستاده می شود.

هرگاه ترکیبات گوگردی و کلر در جریان خوراک زیاد باشد میتواند باعث کم شدن فعالیت کاتالیستهای بخش کوره و تبدیل CO2 گردد در نتیجه ۲ مخزن کلرزدا و۲ مخزن اکسید روی ZNO تعبیه شده است تا گاز خوراک قبل از ورود به کوره وارد آنها شده و از کلر و گوگرد پاک گردد(البته در پالایشگاه اصفهان بدلیل وجود کلر زیاد,یکی از مخازن گوگردزدا را برای کلر در نظر گرفته اند یعنی ۳ مخزن کلر و۱ مخزن گوگرد)

مکانیسم عمل چنین است که یون کلر توسط کاتالیست کلرزدا(اکسید آلومینا) جذب شده و اکسید روی نیز ضمن ترکیب با ترکیبات گوگردی موجود در خوراک تبدیل به سولفور روی ZNS میشود.

ظرفهای کلرزدا که معمولا به صورت سری به کار گرفته میشوند گاز خوراک را از بالا گرفته به پایین هدایت کرده و کلر توسط کاتالیست جذب شده و تصفیه می گردد

سپس گاز وارد تیوپ مبدلE-701 شده و تا ۳۷۰ سلسیوس گرم میشود و بعد وارد V-703B میشود(از بالا) تا ضمن عبور از بین کاتالیستها (ZNO) گوگرد زدائی شود.

اکسید روی قابل احیاء نبوده و پس از آنکه بطور کامل به مصرف رسید دور ریخته میشود(معمولا چند سال)

یک دستگاه تجزیه کننده گوگرد sulfur analizer مخصوص مخازن zno بوجود آمده که مقدار گوگرد گاز ورودی و خروجی اولین بستر را اندازه گرفته وزمانی که مقدار آن در گاز خروجی برابر با یک چهارم مقدار گوگرد موجود در ورودی گردید لازم است که zno تعویض گردد.

۳-کوره تبدیل:hydrogen reformer H-701

گاز خوراک پس از عبور از مخزن zno پس از مخلوط شدن با بخار آب خشک وارد کوره reformer میشود.

این کوره دارای ۴ کویل میبشد:

-کویل شماره۱ که از ۲ قسمت1Aو1Bتشکیل شده است و برای بالا بردن درجه حرارت بخار داغ مورد استفاده قرار میگیرد

-کویل شماره۲ که مولد بخار میباشد.

-کویل شماره ۳ که بخار مرطوب اشباع رو به بخار خشک داغ تبدیل نموده

-کویل۴ که کویل خوراک مولد بخار بوده و آب مصرفی جهت بویلر را تامین میکند.

این کوره دارای ۱۴۲ تیوب که کاتالیزور نیکل دارند میباشد.۹۶ مشعل دارد که در ۲ طبقه ۴۸ تایی قرار دارند این کوره به شکل Π بوده و به ۲ قسمت سل شرقی و غربی تقسیم شده است که از این ۱۴۲ تیوب ۷۱ تیوب در سل شرقی و ۷۱ تیوب در سل غربی قرار دارند ارتفاع هر تیوب ۱۳.۸ متر میباشد و خروجی هر دو سل (کل کوره) وارد E-702 میشود (گاز وارد تیوپ مبدل میشود چون در SHELLبخار آب وجود دارد و دارای حجم بیشتری است).

نسبت گاز خوراک به آب ۱ به ۶ است یعنی,در برابر هر اتم کربن ورودی(بعنوان خوراک) ۶/۱۷ کیلو مول بخار اضافه میشود در صورتی که نسبت استوکیومتری معادله واکنش ۱ به ۲ است! که دلیل این افزایش گفته خواهد شد.

درصورت پائین بودن نسبت بخار به کربن,باعث کاهش تبدیل شده و میتواند منجر به افزایش حرارتی لوله های کوره و کک گرفتن کاتالیستها گردد. بالا بودن نسبت بخار آب به کربن موجب تبدیل بیشتر coو co2 گردیده در نتیجه هیدروژن خالصتری به عمل میاید و پیشرفت واکنش بیشتر است. وقتی نسبت حقیقی بخار به هیدروکربن معلوم نیست بهتر است که بخار بیشتری تزریق شود تا زمانیکه نسبت حقیقی معلوم گردد. بعلاوه بخار آبی که به ورودی ریفورمر وارد میشود بعدا در واکنشهای برج تبدیل CO به CO2 استفاده میشود.

سوخت کوره نفت سفید یا fuel gas میباشد و حرارت خروجی هر دو قسمت تیوبها بوسیله کنترل کننده حرارتیTRC-719,722 بطور خودکار تنظیم میگردد و از طریق FIC-743,744 به مشعلها فرمان میدهد تا مقدار حرارت کنترل شود.

انتقال حرارت در این کوره هم از نوع conductionهم از نوعconvectionهم تشعشعی بوده و حرارت را برای خوراک به ۷۵۰ سلسیوس میرساند.

حرارت لازم جهت عمل ریفورمینگ از قسمت تشعشعی کوره بدست آمده و از حرارت انتقالی نیز برای تهیه بخار خشک ۲۰ bar استفاده میشود.

عملیات مربوط به تبدیل هیدروکربنهای سبک توسط بخار آب بصورت واکنشهایی که بین بخار آب و بخارات هیدروکربورهای سبک صورت میگیرد انجام شده و در نتیجه آنها co و co2 و H2 تهیه میشود.

روابط شیمیائی زیر واکنشهای بین متان اتان پروپان را با بخار آب نشان میدهد:

۱-متان:

$$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$$

$$CH_4 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 4H_2$$

۲-اتان:

$C_2H_6 + 2H_2O \rightarrow 2CO + 5H_2$

$C2H_6 + 4H_2O \rightarrow 2CO_2 + 7H_2$

۳-پروپان:

$C_3H_8 + 3H_2O \rightarrow 3CO + 7H_2$

$C_3H_8 + 6H_2O \rightarrow 3CO_2 + 10H_2$

این واکنشها بصورت گرماگیر بوده و در مجاورت کاتالیست نیکل انجام می گیرند بعلاوه از نظر تعادل شیمیایی با افزایش حرارت برای هر یک از فعل و انفعالات بالا واکنش به مقدار بیشتری به سمت راست میل خواهد کرد.

آنچه به راکتور میرود شامل گاز خوراک وبخار خشک است که وارد تیوبهای موازی میشود هر تیوب از کاتالیست نیکل پر شده ودر قسمت تشعشعی کوره واقع شده است . در طراحی کوره نحوه کار طوری است که بتواند حرارت لازم جهت انجام واکنش را داده و همچنین حرارت خروجی راکتور را در ۷۵۰ سلسیوس برای مرحله آخر حفظ نماید.

فشار ورودی به تیوبها ۲۰ بار و فشار خروجی ۱۶.۷ بار میباشد.

تقریبا ۹۰٪ از کربن ورودی به کوره به CO وCO2 تبدیل میشود که حدودا شامل ۴۰% CO و ۶۰% CO2 می باشد.

۴-تبدیل CO به CO2 :SHIFT CONVERTER

جریان گاز حاصل از ریفورمر قبل از ورود به برج تبدیل CO بهCO_2 خنک میشود بدین شکل که خروجی کوره وارد E-702 شده (درون تیوب زیرا بخار آب که حجم بیشتری هم دارد وارد SHELL می شود) و دما به360 سانتیگراد میرسد و بعد وارد E-707 شده تا دمادر345 FIX شود (اینبار وارد SHELL میشود).

عملیات تبدیلی که همراه و با کمک واکنشهای کاتالیستی به منظور تبدیل CO به CO_2 صورت میگیرد shift conversion نامیده میشود.

این واکنشها در حضور ۲ نوع مختلف از کاتالیستهای قسمت shift conversion انجام شده و به منظور بالا بردن سطح واکنش بین co و بخار آب و تولید یک مول هیدروژن به ازاء هر یک مول از اکسید کربن co میباشد یعنی:

$$CO + H_20 \rightarrow CO_2 + H_2$$

دلیل تبدیل نمودن COبهCO_2 در اصل این میباشد که CO توانایی جذب آمین شدن را ندارد و بدین منظور ابتدا COرا به CO_2 تبدیل نموده و سپس CO_2 را در برج جذب وارد کرده و آمین که از بالای برج وارد میشود CO_2 را جذب خود میکند.

واکنش تبدیل COبه CO2 از نظر تعادل شیمیائی در حرارت کم انجام شده ومقدار بیشتری از coرا به co2 تبدیل میکند و به علت حرارت زا بودن چنانکه گاز از بستر کاتالیست عبور میکند باعث افزایش درجه حرارت میگردد.

عمل تبدیل co بهco2 طی ۲مرحله و در ۲ برج V-705 HIGH و V-706 LOW انجام میشود. برجها دارای کاتالیست متفاوتی هستند, برج تبدیل دما بالا,دارای کاتالیست اکسید آهن است و برج تبدیل دما پائین دارای کاتالیست اکسید مس میباشد

هر دو برج کار یکسانی را انجام میدهند ابتدا گاز وارد برج V-705شده و بعد به مبدلهای E-701 و سپس E-703 رفته تا خنک شود و پس از آن وارد V-706 میشود.

در حدود ۹۶.۵٪ از CO موجود در ورودی برجهای تبدیل به CO2 تبدیل میگردد.

عبور جریان از ریفورمر بطرف برج تبدیل CO به CO2 یعنی V-705 بنحوی است که ضمن وارد شدن از بالا به پایین و گذشتن از بستر کاتالیست بعلت گرمازا بودن واکنش های تبدیل coبه co2 باعث میشود که درجه حرارت در حدود ۲۶.۷ سانتیگراد افزایش پیدا کند.

گاز خروجی از V-705 ضمن عبور از مبدلهای E-701 و E-703 که بطور سری با هم قرار گرفته اند خنک میشود.در مبدل 701 جریان گاز خروجی از V-705 از قسمت SHELL و گاز خوراک از قسمت TUBE عبور میکند.

گاز خوراک سپس از بالای V-706 وارد شده و ضمن عبور از بستر کاتالیست بعلت انجام واکنش تبدیل و ایجاد گرمای حاصل از واکنش دمای گاز در حدود ۸ درجه سانتیگراد افزایش می یابد.

در این وسل از اکسید مس بعنوان کاتالیست استفاده میشود و همان واکنشی که در وسل دما بالا اتفاق میافتاد اینجا نیز تکرار میشود و CO بهCO_2 تبدیل میگردد.

گاز بعد از خروج از V-706 وارد بویلرهای E-704 میشود و سپس وارد V-707 میشود که از نوع K.O.DRUM میباشد یعنی آبگیری میشود و بعد گازهای جدا شده از طریق کولر(فن) هوایی E-705 حرارتشان پایین آمده و به حدود ۶۰ درجه سانتیگراد میرسد و وارد مخزن مایع گیر V-708 می گردد.

۵-برج جذب CO2 (CO2 ABSORBE)

گاز مورد عمل که خنک شده بعنوان خوراک وارد برج جذب CO2 میشود: V-709 گاز از قسمت پایین برج و از میان سینی ها بطرف بالا حرکت کرده و ضمن حرکت با MEA (مونو اتانول آمین) که از جهت مخالف می اید برخورد کرده و CO2 موجود در گاز جذب محلول آمین میگردد.

برج جذب دارای ۲ قسمت است که عمل جذب در قسمت پایین آن که دارای ۲۶ سینی است انجام میگیرد و قسمت بالای آن مخصوص شستشوی با آب است بطوریکه مقدار از دست رفته آمین به حداقل برسد,این قسمت شامل ۲ سینی است.

محلول MEA غنی RICH ,از قسمت پایین برج جذب برای احیا دوباره به برج STRIPPER یا همان عریان کننده فرستاده میشود که البته ابتدا در مبدل حرارتی E-714 با محلول LEAN AMINE که از STRIPPER آمده تبادل حرارتی انجام داده و گرم میشود.

۶-برج عریان کننده (CO2 STRIPPER)

درحالیکه محلول MEA به طرف بالای برج عریان کننده جریان می یابد ,جریان بخار گرم از قسمت پایین برج بطرف بالا حرکت میکند که ضمن این برخورد CO_2 از محلول MEA جدا میشود,بخار گرم نیز در ریبویلرهای E-704 A,B و ۷۱۱ A,Bدوباره احیا میشود.

محلول MEA از سینی پایینی برج عریان کننده بدلیل سنگینی بطرف پایین جریان یافته و وارد SHELL SIDE ریبویلرها میشود.بخار حاصل از ریبویلرها هم بطرف برج عریان کننده رفته و به زیر سینی پایینی آزاد میگردد که این بخار بعنوان واسطه عریان کننده محلول MEA باعث افزایش عمل عریان شوند گی خواهد شد.

SHELL SIDE هریک از ریبویلرها مجهز به BAFFLE هایی است که باعث میشود سطح محلول MEA در آنها در یک سطح معینی نگهداشته شود.جریان مایع احیا شده پس از عبور از BAFFLE ها بدلیل سنگینی خود به طرف ته برج عریان کننده برگشت پیدا میکند.

قسمتی از برج عریان کننده که در بالای FEED TRAY واقع شده دارای ۴ عدد سینی میباشد این قسمت بخارات MEA را که در برج بالا میرود جمع آوری میکند.

توسط مبدلهای 713 بخارات بالای برج خنک شده و آنگاه مخلوط سرد شده که شامل گاز کربنیک غیر قابل مایع شدن,بخارات آب و آب مقطر میباشد در ظرف ریفلاکس برج عریان کننده V-716 از یکدیگر جدا میشوند.دراینجا بخارات مایع نشدنی به اتمسفر آزاد شده و مایع آن به سینی بالایی برج بعنوان ریفلاکس برگردانده میشود.

مقدار گاز کربنیکی که خارج میشود نسبت به مقدار هیدروژنی که تولید میشود و کربن موجود در گاز خوراک متغییر خواهد بود.

برج عریان کننده دارای شیب حرارتی (اختلاف دما) میباشد ولی برج جذب بر اساس اختلاف فشار کار میکند

در برج عریان کننده دمای بالای برج ۱۰۴ و دمای پایین برج ۱۱۸ سانتیگراد میباشد.محلول MEA احیا شده گرم ضمن تبادل حرارت با RICH AMIN خنک شده و از حرارتی در حدود ۱۱۸ به حرارتی در حدود ۹۳ سانتیگراد کاهش می یابد آنگاه LEAN AMINE در کولر آمین E-715 تا ۵۴ سانتیگراد خنک شده و پس از آن وارد صافی F-701 A,B میشود و ذرات و مواد جامد آن جدا می گردد.

۷-متان سازی METHANATION

در برج متان آخرین ذرات گازی شکل اکسیدهای کربن به متان و آب تبدیل میشوند که این آخرین مرحله ایست که هیدروژن ساخته شده را میتوان بصورت خالص تری دراورد. این عمل در حضور کاتالیست نیکل انجام میگیرد.

گاز عملیاتی خارج شده از برج جذب CO2 ضمن تماس با جریان خروجی برج متان در مبدل های E-706 A,B که عمل تبادل حرارتی را بین خوراک برج متان و جریان خروجی انجام میدهد چنانچه لازم باشد با جریان خروجی ریفورمر در گرم کننده اولیه برج متان E-707 گرم شده تا درجه حرارت ورودی برج متان به اندازه مورد نظر برسد.

معمولا حرارت موثر توسط تبادل حرارت با جریان خروجی برج متان بدست می یاد و گرم کننده اولیه تنها در حین راه اندازی در سرویس قرار میگیرد ویا در مواقع غیر معمول که مقدار کمی از اکسیدهای کربن واکنش داده باشند.

گاز عملیاتی تا حدود ۲۱۸ سانتیگراد که حرارت مورد نیاز برای شروع واکنش میباشد گرم شده و سپس از طریق دو بستر کاتالیست بطرف پایین برج حرکت مینماید. واکنشهای CO و CO2 با هیدروژن برای تشکیل آب و متان ایجاد حرارت زیادی میکند که در این وضعیت حرارت برج متان افزایش یافته و پیش بینی میشود

که به ۲۳ درجه سانتیگراد برسد.

$$CO+3H_2 \rightarrow CH_4+H_2O$$

$$CO2+4H_2 \rightarrow CH_4+2H_20$$

برای این واکنش ها امکان برگشت پذیری نیز وجود خواهد داشت.

این واکنشها حرارت زا بوده و در حرارت کم انجام میگیرند.برج متان چنین طرح شده که غلظت CO و CO_2 رابه 15 PPM کاهش میدهد.

بعلت حرارت زا بودن واکنش تهیه متان, هر درصدی از CO و CO_2 که به مقدار بیش از ظرفیت طراحی شده دستگاه در خوراک وجود داشته باشد پس از انکه واکنش تبدیل متان کاملا انجام گرفت باعث میشود که درجه حرارت گاز تا ۵۵ درجه افزایش یابد.

برای کنترل افزایش درجه حرارت بستر پایین کاتالیست قسمتی از گاز خوراک سرد را بعنوان خوراک مستقیما به بالای بستر پایینی METHANATOR وارد میکنیم.

هیدروژن گردشی از بوستر کمپرسورهای واحد آیزوماکس نیز در مواقع اضطراری بعنوان QUENCH به ورودی برج متان وارد میشود. تجزیه کننده AR-750 مقدار درصد متان,CO و CO_2 را در جریان گازی که از برج جذب کننده خارج میشود ثبت مینماید.مشاهده و بازبینی این ثبت کننده در جریان عملیات بسیار مهم و ضروری میباشد زیرا از ازدیاد حرارت برج متان جلوگیری کرده و همچنین برای تعیین و تنظیم درجه حرارت خوراک و نتیجتا نگهداری و ابقا واکنش اهمیت دارد.

همانطور که قبلا اشاره شد, کاهش حرارتی برج متان ضمن تبادل حرارت با خوراک برج انجام میشود و پس از آن در خنک کننده هیدروژن E-703 A,B تا ۳۸ درجه سانتیگراد خنک شده و آنگاه به V-711 فرستاده میشود.

در این ظرف آب موجود در هیدروژن (محصول) بطور اتوماتیک جدا شده و به DA-701 میرود.

گاز هیدروژن ساخته شده(محصول) پس از خارج شدن از V-711 مستقیما به کمپرسورهای تقویت کننده فشار هیدروژن C-601 A,B,C در واحد آیزوماکس خواهد رفت.

فشار ۱۳.۸ BAR مخزن V-711 از دور و از طریق کنترل فشار ورودی کمپرسورها انجام میپذیرد. درصورت بالا رفتن فشار که بعلت از کار افتادن کمپرسور بوجود میاید کنترل کننده فشار, هیدروژن ساخته شده را به هوا باز کرده بطوریکه فشار را در حدود ۰.۷ BAR بالاتر از حد معمول نگهدارد.

فصل چهارم

واحد آیزوماکس

شرح عملیات در واحد آیزوماکس

الف: Make up Hydrogen Facilities

Nature of Process هیدروژن مورد استفاده در واحد آیزوماکس از قسمت هیدروژن سازی تأمین می گردد.

تاسیسات هیدروژن سازی شامل کمپرسورها و ظروف مختلف و مبدلهای حرارتی میباشد. در مواقع اضطراری و در موقعیکه هیدروژن تولیدی کافی نباشد ترتیبی برای تغذیه از هیدروژن واحد تبدیل کاتالیستی (قسمت Plat former) داده شده است.

کار کمپرسورهای تقویتی (Booster Compressor)عبارتست از متراکم کردن ۱۰۰ درصد جریان هیدروژن تولیدی از واحد هیدروژن و یا تراکم مخلوطی از هیدروژن تولیدی از واحد هیدروژن همراه با هیدروژن دریافتی از واحد تبدیل کاتالیستی است.

کمپرسور مورد استفاده سه مرحله ای بوده که یکی از مراحل آن فشار را به $32kg/cm^2$ یا 465 Psig یعنی معادل فشار هیدروژن تولیدی از واحد تبدیل کاتالیستی میرساند. دو مرحله دیگر کمپرسورها برای بالا بردن فشار هیدروژن به اندازه فشار قسمت راکتور میباشد.

کاتالیست واحد هیدروژن متناوباً نیازمند احیاء (Reduction) است. برای انجام این کار یک جریان گردشی از ازت را بوسیله یکی از کمپرسورهای هیدروژن (C-601 A,B,C) برقرار می کنند. در این موقع باید سایر قسمتهای سیستم از این مدار گردشی مجزا باشند. این مدل ۲ تا ۳ روز بطور می انجامد که در قسمت احیاء کاتالیست واحد هیدروژن شرح داده شده است.

۱- جریان عملیات

عمل تراکم هیدروژن بوسیله سه کمپرسور انجام میگیرد. قابلیت متراکم کردن هر کدام از کمپرسورها ۵۰ درصد مقدار فشاری است که در شرایط نرمال واحد با آن نیازمند است.

هیدروژن تولیدی توسط قسمت هیدروژن سازی با فشاری معادل $13.8\ kg/cm^2$ یا 200 psig وارد دو کمپرسور از سه کمپرسور C-601 A, B , C میگردد. برای کنترل فشار سیستم در مواقع احیاء یا تبدیل کاتالیست های آیزوماکس از شیر کنترل PV – 693 A استفاده میشود. در موقع احیاء کاتالیست باید از هیدروژن تولیدی استفاده شود البته در موقع اجرای عمل هوا کاملاً به سیستم قطع شود. در وضعیت عادی (Normal Operation) فشار ورودی بوسیله PIC-693 کنترل می شود. HS-682 طوری قرار داده شده که فرمان از PIC-693 روی شیر کنترل PV-693B فرستاده شده و جریان برگشتی از خروجی مرحله اول را تنظیم میکند. هر یک از جریان های هیدروژن از Suction Separator های PD-1A , 1B, 1C میگذرند. روی ورودی هر یک از آنها یک صافی تعبیه شده (صافی تیغه ای) ضمناً یک PI نیز روی آنها قرار دارد که افت فشار را در طول این مسیر اندازه میگیرد.

برای اجتناب از کارکردن با گاز در نقطه شبنم ظروف مذکور را بوسیله کویل بخار در داخل ظرف و لوله‌های انتقال را بوسیله Steam Tracing به حد کافی گرم نگه میدارند. Suction Separatorها در جهت جلوگیری از ضربه وارد شدن به کمپرسور توسط گاز و نیز از دست دادن آب محتوی در آن نصب نموده‌اند هر کدام از Suction Separator ها دارای دو لوله خروجی بوده که هر کدام به یک سیلندر میروند و به این ترتیب تشکیل مرحله اول کمپرسور را میدهند. روپوش سیلندر بوسیله بخار آب مایع شده (Steam Condensate) تا $^{\circ}C$ 49 یا $^{\circ}F$ 120 خنک میشود که البته این درجه حدود $^{\circ}F$ 10 بالاتر از نقطه شبنم گاز موجود در مرحله اول است. خروجی هر دو سیلندر با فشار 460 Psig یا $31.7\ kg/cm^2$ در ظرف ضربه گیر (Pulsation Drum) C-601 PD- 4A با هم ادغام میشوند. در مواقع اضطراری و مورد لزوم هیدروژن از واحد تبدیل کاتالیستی وارد واحد آیزوماکس میگردد. این گاز از طریق C-601 PD-1 وارد و فشار آن توسط PIC-692 کنترل میشود.

شیر HS-681 طوری قرار دارد که PIC-692 Out put روی شیر کنترل PV-692 فرستاده میشود و جریان های برگشتی خروجی مرحله سوم را تنظیم میکند. سپس این گاز از یک صافی

(Strainer) عبور کرده و یا هیدروژن تولیدی مخلوط میشود. جریان گاز هیدروژن خروجی از PD-4A در خنک کننده مرحله اول یعنی E-1 تا $^{\circ}C$ 43 برابر $^{\circ}F$ 110 خنک شده و سپس وارد PD-2 میشود این ظرف نیز مشخصاتی نظیر PD-1 که قبلاً گفته شد دارد. یعنی کاربردش به عنوان ضربه گیر خروجی بخارهای تبدیل شده به آب و گرم کردن گاز تا بالاتر از نقطه شبنم است. از آنجا گاز هیدروژن وارد مرحله دوم کمپرسور (که تک سیلندر است) شده و در این مرحله فشارش به 1147 Psig برابر kg/cm^2 79.1 میرسد. گاز خروجی از مرحله دوم کمپرسور ابتدا از PD-5 و سپس از خنک کننده E-2 (که با آب خنک سرد میشود) عبور کرده و درجه حرارتش تا $^{\circ}C$ 43 $^{\circ}F$ 110 پائین میاید این گاز بعد از عبور از PD-6 که عیناً مانند PD-2 و PD-1 میباشد وارد مرحله سوم کمپرسور میشود در این مرحله فشار هیدروژن به kg/cm^2 196.8 و یا 2854 Psig رسیده و پس از خروج به PD-6 رفته وسپس به قسمت راکتورها میرود.

مایع های جداشده از گاز هیدروژن در Suction Separator ها به قسمت De gassing رفته و در آنجا گاز از مایع جدا گردیده و گازها Vent شده و مایع به قسمت Sewer میرود. هر کدام از این Suction Separator ها در قسمت پائین اتصالی دارند که به یک Trap وصل شده که بطور مداوم مایع از این طریق تخلیه میگردد. اگر سطح مایع در boot ظروف Separators خیلی بالا بیاید (آژیر اعلام خطر سطح زیاد) HLA تعبیه شده روی آنها به صدا در میآید. اگر سطح مایع از اندازه HLA هم بالاتر بیاید سیستم HIS عمل کرده و کمپرسور را از کار میاندازد. برای جلوگیری از یخ زدن لوله هاو Trap های مربوط به Sewer در طول زمستان روی آنها Steam Tracing نصب شده است. این تله های بخار بایستی متناوباً بازرسی شوند. نقاط نمونه گیری (Sample Point) روی Cooling water و مبدلهای E-1 و E-2 برای برداشت نمونه و مطمئن شدن از عدم نشت هیدروژن در سیستم آب کولرها است.

۲- کنترل عملیات (Process Control)

هیدروژن با همان میزان تولیدی می تواند به کمپرسورها وارد شود. کنترل فشار هیدروژن در قسمت هیدروژن‌سازی با تخلیه مازاد به‌آتمسفر از طریق PRC-758 صورت میگیرد. علاوه بر این PRC-693 که روی حداقل Vent تنظیم شده نیز عمل خواهد کرد. مقدار جریان هیدروژن به آیزوماکس توسط FR-764 اندازه گیری مشود. در صورت لزوم هیدروژن از Plat Former با فشار کنترل شده به قسمت کمپرسورها وارد میشود. فشار ورودی مرحله اول و دوم کمپرسورها بوسیله گردش بخشی از هیدروژن متراکم شده خروجی مرحله اول و سوم به ترتیبی که قبلا شرح داده شد کنترل میشود. کل جریان هر مرحله از کمپرسورها میتواند از طریق By pass بصورت دستی تنظیم گردد. ضمنا میتواند برای بازنگهداشتن جزئی شیرهای کنترل (Spill Back) نیز بکار روند. ظرفیت های کمپرسور و کولر به نحوی طراحی شده اند که برای یک By pass control مساوی ۵ درصد کل جریان گاز هیدروژن است و این حداقل میزان و مقدار By pass است که برای کنترل خوب و مناسب لازم است.

وسایل معمولی ابزار دقیق که در این قسمت بکار گرفته شده اند عبارتند از:

نشان دهنده فشار PI و هشداردهنده فشار پائین LPA

نشان دهنده های فشار روی (خروجی مرحله اول، ورودی و خروجی Bayonet Filter ها، ورودی و خروجی سیلندر مرحله دوم و بالاخره ورودی و خروجی سیلندر و مرحله سوم)

HTA روی خروجی هر یک از سیلندرهای کمپرسور و HTS روی خروجی مرحله سوم.

Ti روی ورودی و خروجی هر یک از کولرها، روی ورودی و خروجی هر یک از سیلندرها روی خروجی هر یک از ظروف PD ضربه گیرها، روی هر یک از Suction Separator ها و بالاخره روی ورودی گاز از Plat former کمپرسورهای کمکی را توربین بخاری معادل با 14000 اسب بخار به حرکت درآورده و سرعت آنها ۴۰۰۰ دور در دقیقه است این توربینها از طریق چرخ دنده به کمپرسورها وصل میشوند که نسبت این چرخ دنده ها 12.5/1 است. سرعت کمپرسورها میتواند بین ۲۷۲ تا ۳۲۰ دور در

دقیقه متغیر باشد که البته این اعداد بستگی به تنظیم سرعت توربین بین ۳۴۰۰ تا ۴۰۰۰ دور در دقیقه دارد. عمل کنترل از طریق یک شیر کنترل دستی صورت میگیرد.

توربینها هم خود مجهز به وسائل زیر است:

وسیله ای برای اندازه گیری مقدار بخار ورودی یک Trip valve و یک Thrctlle valve که بوسیله فشار سیستم روغن کاری بکار میافتد.

سیستمHPS و نیز PI روی بخار خروجی تعبیه شده است.

نشان دهنده سرعت روی خروجی های مراحل سه گانه کمپرسورها که فشارشان به ترتیب (450 Psig) 31 kg/cm^2، (1147 Psig) 79.1 kg/cm^2، (2854 Psig) 196.8 kg/cm^2 میباشد. شیرهای اطمینان نصب گردیده که اضافه فشار خروجی ها را به Header ورودی مرحله اول تخلیه میکند. روی ورودی جدا کننده های مراحل اول کمپرسورها نیز شیرهای اطمینانی برای جلوگیری از بالا رفتن فشار در اثر نشت گاز از شیر در لوله ۴ اینچی (By pass) خروجی مرحله اول تعبیه شده است.

ب: قسمت راکتور

۱- خوراک ورودی

قسمت راکتورها خوراک ورودی را به مواد مورد نظر تبدیل می کند. اندازه و حجم و چگونگی عملیات در این واحد بصورت زیر خلاصه میشوند:

مقدار خوراک 2385m^3/d = 15000 BPSD (Fresh Feed)

مقدار کل خوراک 3975 m^3/d = 25000 BPSD (Total Feed)

Per pass conversion % liquid valume 50

فشار ورودی ورودی 187.2 Bar معادل با 2715.2 Psig

خروجی 182Bar معادل با 2640Psig

متوسط درجه حرارت کاتالیست: در شروع چرخش396 $^{\circ}C$ برابر 745 $^{\circ}F$

در پایان چرخش $427\ ^{\circ}C$ برابر $800\ ^{\circ}F$

مقدار گاز گردشی بعلاوه گاز Make up به ورودی راکتور 7250 SCF/bb

درصد خلوص هیدروژن بر مبنای خشک 96.5

تعداد راکتورها 3

حجم کاتالیست هر راکتور $622\ m^3(2195\ FT^3)$

علت استفاده از دستگاه آیزوماکس تبدیل مواد نفتی سنگین تر به مواد سبکتر از طریق شکستن ملکولها است. این عمل بوسیله گذراندن مخلوطی از هیدروژن و هیدروکربورهای نفتی از روی کاتالیست تحت فشار و درجه حرارت کنترل شده انجام میگیرد مثلاً گازوئیل به عنوان یکی از محصولات این کمپلکس عملیاتی است. این واکنش ها در اصل ملکولهای بزرگ نفتنیک و پارافینیک را شکسته و به اجزاء سبک تری تبدیل میکند. بنابراین اجزاء سبک تری که اینچنین تولدی میشوند تعدادشان در آیزوپارافین بالاست. یک آیزوپارافین با پارافین نرمال فرق میکند زیرا پارافین نرمال بصورت خطی یا زنجیری است در صورتیکه ملکول آیزوپارافین دارای شاخه های جانبی میباشد. آیزوپارافین ها سبکتر از پارافین ها بوده و درجه اکتان آنها از پارافین های خطی مانند خود بالاتر است.

در واحد آیزوماکس فقط یک مقدار کمی گاز سوخت (Fuel Gas) در اثر واکنش های مختلف بدست میآید. متان و اتان حاصل شده از آیزوماکس خیلی پائین تر است از مقداری است که در اثر عملیات کراکینگ حرارتی و کراکینگ بوسیله کاتالیست حاصل میشود. عملیات در دستگاه آیزوماکس طوری طراحی شده که واکنش های معینو غیر تعادلی را بوجود آورده و شرایط جهت عمل تبدیل فراهم شود. این واکنش ها در مراحل مختلف و ویژه با هیدروکربورهای متفاوت صورت میگیرند. نتیجه نهایی در هر صورت توزیع محصولات سبک توسط ایزوپارافین های بوجود آمده میباشد.

در اینجا واکنش های اصلی را که در آیزوماکس صورت میگیرد شرح داده میشود.

الف: ایزومریواسیون و هایدروکراکینگ پارافین

پارافین های نرمال ایزومر می شوند و سپس بوسیله هیدروژن شکسته و به آیزوپارافین های کوچکتر مانند ایزوبوتان وایزوپنتان تبدیل میشوند. ایزوپارافینها آمادگی بیشتری برای شکسته شدن دارند تا نرمال پارافین ها راندمان محصولات حاصل از هیدروکراکینگ تابع درجه حرارت عمل نیز میباشند. مقدار هایدروکراکینگ با عمر کاتالیست افزایش مییابد زیرا درجه حرارت عملیاتی بایستی افزایش یابد تا کاهش فعالیت کاتالیست را جبران نماید

ب- آیزومواسیون و هاید رودی الکیلیشن نفتن ها

عملیات روی نفتن های یک حلقه ای به این صورت انجام میگردد که ابتدا شاخه جانبی ایزومر می شود و سپس از حلقه نفتنی جدا میشود در اثر این واکنش یک نفتن سبک تر و جزئی دیگر بنام آیزوپارافین تولید میشود که معمولاً آیزوبوتان است.

ج- بازشدن حلقه- ایزومرشدن- و هاید رودی الکیلیشن نفتن های دو حلقه ای

در اینجا نفتن های دو حلقه ای در مسیر واکنش قرار میگیرند که ضمن بازشدن یکی از حلقه ها تبدیل به نفتن یک حلقه ای با یک شاخه جانبی الکیل که روی آن جانشین شده میگردد. نفتن حاصل بسرعت طبق آنچه که در قسمت قبل راجع به نفتن یک حلقه ای گفته شد طبق واکنش عمل میکند.

د- هاید رودی الکیلیشن الکیل بنزن

الکیل بنزن یک حلقه بنزنی است که دارای یک یا چند شاخه زنجیری است که این شاخه ها به یک کربن یا بیشتر متصل اند. بیشتر تبدیلات الکیل بنزن ها با برداشتن شاخه جانبی الکیل در جریان الکیله شدن واقع میشوند. اجزاء حاصل یعنی پروپیل (C3 H7-) اتیل (C_2H_5-) و متیل (CH_3-) دوباره با هم ترکیب شده و تشکیل آیزوپارافین های سبک را میدهند. و بنزن چون دیگر محصولات واکنش باقی می ماند.

ه- بازشدن حلقه- ایزومر شدن و هاید رودی الکیلیشن بنزن و نفتن ها

بنزو نفتن ها شامل ترکیباتی از بنزن ها و نفتن ها میباشند. بنز و نفتن ها بصورتی عمل میکنند که حلقه نفتن بازشده و به حلقه آروماتیک بنزن وصل شده و الکیل بنزن را بوجود میآورند. و تبدیل الکیل بنزن بصورتی است که قبلا در مورد هاید رودی الکیلیشن از الکیل بنزن شرح داده شد.

و- هیدروتاسیون – باز شدن حلقه- ایزومراسیون و هایدرودی الکیلیشن نفتالین ها

نفتالیناز دو حلقه بنزنی درست شده و دواتم کربن معمولی دارد. نفتالینها ابتدا توسط هیدروژن‌گیری یکی از حلقه هایشان تبدیل به نفتن شده که بنزونفتن حاصل میشود. عملیات و واکنش های مربوط به بنزونفتن ها در قسمت قبل شرح داده شد.

ز- دی نیتریفکاسیون

در واکنش دی نیتریفکاسیون ترکیباتی که دارای ازت هستند هیدروژنه میشوند و ازت موجود بشکل آمونیاکی در میآید. حرارت عملیاتی برای واکنش دی نیتریفکاسیون بسیار بالاست. ولی مقدار ازت موجود آنقدر کم است که تنها یک مقدار کمی از مجموع حرارت واکنش در این جریان شرکت دارد.

ح- دی سولفوریزاسیون

در واکنش دی سولفوریزاسیون گوگرد موجود در خوراک تبدیل به هیدروژن سولفوره (H_2S) میگردد. واکنش شیمیائی دی سولفوریزاسیون خیلی سریعتر از واکنش دی نیتریفکاسیون توسعه پیدا میکند. به همین جهت وقتی عمل دی نیتریفکاسیون تمام شد یعنی عمل ازت گیری به پایان رسید گوگرد نیز به قدر کافی از خوراک جدا شده است و H_2S و NH_3 تولیدی در اثر این واکنش با هم ترکیب شده تشکیل نمک آمونیوم سولفاید را میدهند که این نمک نیز توسط آب تزریقی از خوراک جدا میشود.

ط- اشباع آروماتیک ها

آروماتیک ها شکل خاصی از ترکیبات حلقوی و غیراشباعی هستند که بصورت حلقه های ۶ کربنی میباشند. اشباع یا هیدروژنه کردن این حلقه های آروماتیکی غیراشباع مستلزم مصرف مقدار زیادی از مجموع هیدروژن و حرارت بوجود آمده در اثر واکنش ها در راکتورها است.

ی- اشباع الفین ها

اشباع یا هیدروژنه کردن الفین ها آسان ترین و سریع ترین واکنش ها است. بنابراین اشباع الفین ها خیلی قبل از واکنش های دی سولفوریزاسیون و دی نیتریفکاسیون کامل میشود. حاصل اشباع الفین ها هیدروکربن های اشباع شده است. مقدار کمی از الفین ها قبل از اینکه اشباع شوند پلیمریزه شده و تشکیل کک میدهند که این کک روی کاتالیست ها نشسته و برای آنها سم محسوب می شود. و یکی از علل غیرفعال شدن کاتالیست‌ها همین تشکیل کک روی کاتالیست هاست.

۲- جریان عملیات در قسمت راکتور واحد آیزوماکس

کار واحد آیزوماکس تبدیل هیدروکربن های سنگین موجود در خوراک دستگاه به محصولات مورد نظر است که این عمل در راکتورها انجام میگیرد. و شمای آنرا میتوان در نقشه عملیاتی E-06-4-002 مشاهده کرده قسمت‌ایزوماکس برای عملیات 2385 m3/d یا 15000/BPSD (ISO Feed) طراحی شده که این مقدار خوراک را از قسمت مخازن دریافت می کند. خوراک آیزوماکس بوسیله سه عدد پمپ P-2006A, B, C که در قسمت مخازن قرار دارند به آیزوماکس فرستاده میشود. مخازن خوراک دستگاه آیزوماکس را به خاطر جلوگیری از نفوذ هوا در آنها Gas Blank کرده اند. خوراک دستگاه و برگشتی (Recycle Oil) از قسمت (Fractionation) V-639 مجموعاً خوراک دستگاه آیزوماکس را تشکیل میدهند. Recycle Oil دارای اجزاء سنگینی است که در مراحل قبلی در راکتورها تبدیل نشده اند و با Raw Oil مخلوط شده و قبل از ورود به راکتورها از صافی FIC-601 میگذرند تا اگر مواد زائدی همراه دارند بوسیله صافی گرفته شود و پس از گذشتن از صافی، خوراک وارد Surge Drum (V-658) میشود و از آنجا وارد پمپ تغذیه (P-631 A) راکتور میگردد. سطح مایع در Surge Drum با تنظیم مقدار جریان خوراک (Raw Oil Feed) از مخازن بوسیله کنترل LV- 658 در یک وضعیت یکنواختی نگهداشته میشود. شعاع عمل کنترل کننده سطح مایع در این ظرف حدود 35FT (10668mm) است.

ضمناً مجهز به LIA و HIA نیز میباشد که به ترتیب روی (1219mm یا 4FT) و (9144mm یا 30 FT) تنظیم شده اند که هر دو به لوله مماس ته ظرف بر میگردند بدین معنی که مبدا محاسبه این ارتفاعات از خط مماس ته ظرف است. نظر به اینکه LLA روی ۴ فوت و HLA روی ۳۰ فوت است بنابراین ارتفاع بین این دو ۲۶ فوت است که این ۲۶ فوت برابر با ۱۵ دقیقه زمانی است یعنی زمان رسیدن سطح مایع از LL b HL۱۵ دقیقه است. بطور نرمال ارتفاع مایع باید ۲۷ فوت یا 8230 mm بالاتر از خط مماس ازته ظرف باشد و این مقدار حجم کافی برای ورودی پمپ های خوراک است.

فشار این ظرف روی 30 Psig (2 bar) تنظیم ونگهداری میشود. در صورت کاهش فشار از Fuel gas تامین و در صورت بالارفتن فشار اضافی آنرا به مشعل پالایشگاه تخلیه مینمایند. پمپ خوراکی راکتور یعنی P-631 A از Surge Drum تغذیه شده و فشار خوراک دستگاه را به 202 bar یا 2930 Psig میرساند. P-631A پمپی است از نوع گریز از مرکز و ۹ مرحله ای که یدکی آن پمپ P-631 B است.

میزان خوراک به راکتورها بوسیله ۳ کنترل کننده جریان FRC-608A , B , C اندازه گیری و تنظیم میشود که هر کدام از این ۳ کنترل کننده جریان ورودی به یک راکتور را تنظیم می کند. در حین راه اندازی واحد و زمانی که هنوز مایعی به راکتورها نمی رود خروجی پمپ خوراک از طریق یک لوله ۴ اینچ به ظرف V-636 (Low Pressure separator) میرود. در این حالت جریان بوسیله FIC-609 کنترل میشود. برای در سرویس قرار دادن یدکی در موقعی که پمپ خوراک اصلی در سرویس است ابتدا خروجی این پمپ از طریق لوله حداقل جریان را به V-658 (Surge Drum) برگشت میدهد. این لوله میتواند (500 gpm) یا 315 dm3/g مایع از خود عبور داده و تمام فشار Discharge را تحمل کند. تمام هیدروژن ساخته شده معمولا میتواند مورد استفاده قرار گیرد. درجه خلوص این هیدروژن ۹۶/۵ مول درصد هیدروژن بر مبنای خشک است. هیدروژن با درجه خلوص پائینتر از قسمت Plat former نیز در مواقع الزامی به این جریان اضافه و مورد باستفاده قرار میگیرد. هیدروژن متراکم شده از قسمت کمپرسورها با هیدروژن برگشتی از کمپرسور C-602 یکی شده و آنگاه ضمن تقسیم به

جریان مساوی بعنوان خوراک وارد هر راکتور می‌شوند. هر ی از این سه جریان گاز به خوراک مربوط به خود ملحق شده پس از گذشتن از Shell Side مبدلهای حرارتی E-632 , E-631 , E-630 حرارت اولیه را کسب میکنند. هر مبدل شامل سه عدد است که بصورت سری میباشند.

برای شروع جریان خوراک در مبدلها یک راه فرعی (By Pass) درنظر گرفته شده است. بدون این راه فرعی (By Pass) و با مبدلهای تمیز در وضعیت شروع جریان خوراک در آنها ممکن است حرارت انتقالی به خوراک آنقدر بالا باشد که درجه حرارت جریان ورودی به راکتورها قابل کنترل نباشد یک Block Valve در بالای مبدلها تعبیه شده که از افت فشار جلوگیری کرده و به مایعات در حال حرکت در راه فرعی (By Pass) حتی در جریانهای کم نیز فشار وارد کند. جریانهای خوراک پس از کسب حرارت اولیه (371 ^{o}C برابر 700 ^{o}F) در مبدلها برای رسیدن به درجه حرارت ورودی به راکتورها در کوره ها وارد میشود دارای دو حالت است. لیکن در طول مدت راه اندازی یا بستن دستگاه و یا در مواقع احیاء کاتالیست‌ها خوراک فقط شامل گاز است. کوره ها از نوع جعبه ای (Box Type) بوده که دارای دو گذر سودی میباشند و در آنها به دو صورت تشعشعی (Radiant) و جابجائی (Convection) انتقال حرارت انجام میگیرد. جریان خوراک به کوره ها در دو شاخه وارد میشود که بصورتی یکنواخت و مساوی در هر کدام از آنها عبور مینماید.

طراحی این کوره ها طوری انجام گرفته که زمان بالا رفتن درجه حرارت راکتور مقدار متناسبی باشد بطوریکه بتوان بخوبی افزایش درجه حرارت راکتور را کنترل کرد. درجه حرارت خوج بوسیله تنظیم سوخت کوره ها کنترل میشود. مخلوط خوراک Heavy Gas Oil و گاز گردشی که از بالا وارد راکتور میشود . بایستی در فشار 187 bar یا 2715 Psig نگهداشته شود بنابراین وقتی افت فشار راکتور حداقل باشد وسائل و تاسیسات راکتور در معرض حداکثر فشار عملیاتی خواهند بود. این عمل درموقع کارانداختن دستگاه موقعی که کاتالیست راکتورها نازه است اتفاق می افتد. نظر به اینکه واکنش ها در راکتورهای آیزوماکس گرمازاست درجه حرارت خروجی هر یک از ۴ بستر نسبتاً بیش از درجه حرارت

ورودی آنهاست. به این خاطر برای کنترل افزایش درجه حرارت در طول راکتور باید متناوباً به خروجی بسترهای کاتالیست اول و دوم و سوم گاز گردشی سرد تزریق کرد.

هر یک از این لوله های Quench برای ۱۰۰ درصد از گاز خنک کننده برای هر راکتور طراحی شده اند. مقدار جریان این گازهای خنک کننده تزریقی به بین بسترهای کاتالیست بوسیله یک TC کنترل میشود. علاوه بر TRC جهت نقاط حساس حرارتی در بالای هر بستر TAهائی هم درته هر بستر کاتالیست وجود دارد و حرارت ورودی و خروجی بسترهای کاتالیست را نشان میدهد. حرارت ورودی و خروجی راکتور در لوله های انتقالی (Transfer Line) هم اندازه گیری میشود. استفاده از نقاط مجهز به ترموکوپل نزدیک به هم تصویری از حرارت جداره راکتور را در اختیار اپراتور میگذارد و وی را قادر به تشخیص ایجاد کانال (Channeling) در کاتالیست ها در صورت وقوع خواهد کرد جریان خروجی از راکتورها ابتدا در مبدل‌ها سردشده سپس به هم ملحق میشوند و تشکیل مجموع جریان خروجی از راکتورها را میدهند. این جریان ابتدا در E-636 و سپس در کولر هوائی E-637 بیشتر خنک میشود. کولر هوائی طوری طراحی شده که میتواند درجه حرارت جریان راکتور را به 60 $^{\circ}C$ برابر 140 $^{\circ}F$ برساند لیکن اگر حرارت محیط اجازه دهد حتی میتواند درجه حرارت را تا 30 $^{\circ}C$ برابر 100 $^{\circ}F$ نیز پائین بیاورد. Cold Condensate نیز قبل از ورود خوراک به کولر هوائی E-637 به آن اضافه میشود و در HPS (High Pressure Separator) فرستاده میشود. آب تزریقی به E-637 به ورودی مبدل جائی که درجه حرارت قسمت اعظم سیال 152 $^{\circ}C$ برابر 305 $^{\circ}F$ است تزریق میشود. این آب کندانسه بوسیله۲ عدد پمپ P-642 A , B از ظرف V-657منتقل میشود. هدف از تزریق این آب جلوگیری از ته نشین شدن نمک آمونیوم سولفاید و گرفتن هیدروژن سولفوره (H_2S) و آمونیاک از جریان مواد نفتی است. جریان خروجی از کولر E-637 حاوی گاز و مایع است که در V-633(HPS) از هم جدا میشوند. HPS بعنوان یک Suction Surge Drum برای C-602 عمل میکند باضافه اینکه جریان خروجی راکتورهای را به سه جریان مجزا تقسیم مینماید. این ظرف مجهز به یک Mesh با ضخامت ۶ اینچ یا ۱۵۲ میلیمتر برای جلوگیری از ورود مایع به کمپرسور گاز گردشی C-602 می باشد

و نیز در قسمت ته HPS نیز یک Mesh دیگر به این ضخامت برای جداکردن قطرات آب از گاز هیدروکربن تعبیه شده است. در قسمت بالای HPS شیر کنترلی قرار دارد که اضافه فشار ظرف را به برج جذب (فشار بالا) آمین تخلیه می کند.

عمل این شیر، کنترل و ثابت نگهداشتن فشار HPS است. مقدار تخلیه گاز بستگی به میزان هیدروژن تزریقی به راکتورها و مصرف آن در فعل و انفعالات حلقوی در راکتورها دارد. هیدروژن Make Up باید طوری تنظیم شود که با یک تخلیه جزئی و مداوم بتوان فشار HPS را روی 179 bar معادل با 2600 Psig ثابت نگهداشت. جریان هیدروکربن از HPS از طریق یک شیر کنترل سطح به (Low Pressure Separator) V-636 فرستاده میشود. این ارتفاع از مایع برابر با تخلیه زمانی 5.7 دقیقه است یعنی 5.7 دقیقه طول میکشد تا از HL به LL برسد اگر سطح مایع از 3048) 120 (mm اینچ بالاتر برود آب جدا شده در HPS از طریق پائین ظرف به خارج فرستاده میشود. مقدار آبی که جدا میگردد نیز بوسیله یک شیر کنترل شده و این جدائی آب و مایع تا لوله مماس ته ظرف نگهداشته می شود. این جریان که محتوی H_2S و NH_3 و سولفید آمونیوم است به ظرف V-655 Soorwror می ریزد. بخارهای خارج شده از ظرف V-655 به LPS (V-636) رفته و مایع داخل آن به واحد تصفیه آب ترش و همچنین گازهای موجود در V-633 به کمپرسور گاز گردشی C-602 فرستاده می شود. این گازها پس از خروج از کمپرسور به دو قسمت تقسیم شده که یکی گاز گردشی بوده و دیگری بعنوان Quench Gas در راکتورها مورد استفاده قرار می گیرد. کمپرسور گاز گردشی از نوع یک محفظه ای با ۵ مرحله می باشد. این کمپرسور مستقیماً به توربین با حداکثر قدرت 2610 اسب بخار وصل می شود. حداکثر سرعت توربین ۷۵۲۵ دور در دقیقه نگهداشته می شود. موقعیت های مناسب برای کار معمولی عبارت است از 1540 (1433800 SCFM) Nm^3/d عبور جریان گاز در روز با فشار برابر 2102h.p و 7084 rpm. فشار گاز از 17803 کیلوگرم بر سانتی متر مربع به $201/6kg/cm^2$ یا از 2585 Psig به 2923 افزایش می یابد.

نگهداری جریان گاز گردشی بسیار مهم است. بنابراین اپراتورها باید با راه اندازی و طرز کار آن کاملاً آشنا باشند.

یک By Pass دواینچی برای زمانی که فقط با یک راکتور کار می کنیم برای جلوگیری از Surge در کمپرسور از قسمت خروجی کمپرسور به جریان ورودی راکتور وصل می شود.

اضافه گاز سیستم راکتورها با فشار کنترل شده ای به قسمت تصفیه آمین (Amine Treater) و یا Fuel Gas و یا مشعل پالایشگاه فرستاده می شود. سعی می گردد که هیدروژن در میزان حداقل تخلیه شود. برنامه هائی ترتیب داده شده در مواقع اضطراری بتوان فشار سیستم راکتورها را انداخت که در این هنگام شیر کنترل های B و A PV-613 بطور خودکار اینکار را کرده و نیز می توان برای کنترل فشار از طریق PIC-613 عمل نموده فشار راکتور را پائین آورد. طرز عمل باین صورت است که اول PV-613A بعد PV-613B و در پایان برای تخلیه فشار HIC-604 عمل کرده و باز می کنند. تغییرات HIC-604 از اتاق کنترل انجام می گیرد.

ج: قسمت تقطیر واحد آیزوماکس

مکانیزم عمل

قسمت تقطیر واحد آیزوماکس برای جداسازی مایع با فشار بالای قسمت راکتورها طراحی شده است که این بخش به جریان خوراک برگشتی (Recycle Feed) سه جریان گاز و پنج جریان مایع که محصولات آیزوماکس هستند تقسیم می وشند. جریان خوراک گردشی به قسمت راکتورها برگردانده می شود. مجموع گازها پس از بازیابی در قسمت تصفیه گاز با محلول آمین قسمتی ازخوراک دستگاه هیدروژن سازی را تشکیل می دهد. جریان محصلات مایع را همان محصولات Cut points بستگی به طرز کار قسمت تقطیر دارند و شامل مواد نفتی زیرند:

۱- Stabilized Overhead برش $C_3 - C_4$

۲- LN نفتای سبک آیزوماکس برش $C_5 - C_6$

۳- HN نفتای سنگین آیزوماکس

۴- Diesel گازوئیل

Cut Point های محصولات ذکر شده متغییر بوده و بستگی به علمیاتی است که در قسمت تقطیر انجام می گیرد و بصورت زیر فهرست می شوند:

Product True-Boiling Point Cut Piints^0, c(^{0}F)

Distilation	Maximum	Maximum
Liguid Product	Kerosene	Heavy Naphtha
Takeoff	Operation	operation
Stabilizer Overhead	c^3-c^4	c^3-c^4
Light Isomax	c^5-93	c^5-93
Naphtha	(c^5-200)	(c^5-200)
Heavy Isomax	93-143	93-160
Naphtha	(200-190)	(200-320)
Isoex Kerosene	143-294	160-246
	(290-480)	(32-480)
Isomax Diesel	249-371	249-371
	(480-700)	(480-700)

قسمت تقطیر برای دو حالت از هیدروژن ورودی به راکتورها طراحی شده است.

حالت اول وقتی که تمام هیدروژن وروید به راکتورها طراحی شده است.

حالت دوم هیدروژن تولیدی از قسمت هیدروژن سازی بعلاوه 4.2.MMSCFD هیدروژن از قسمت پلت فرمور که با هم مخلوط می شوند.

مایعات درون HPS از قسمت راکتور وارد V-636(LPS) می شوند که در آنجا گازهای سبک آن جدا شوند. مایعات داخل LPS (v-636) در مبدل حرارتی E-636 با جریان راکتور تبادل حرارت کرده سپس وارد ظرف v-637 (Flash Drum) می شوند. این جریان بوسیله LC-607 روی ظرف LPS (V-636) کنترل می گردد. فشار ظرف LPS(V-636) برابر 34.5 bar یا Psig

500 بوده و درجه حرارت آن ° C 60 برابر °F 140 می باشد. برای جلوگیری از ورود گاز به V-637 سیستم LLA روی آن تعبیه شده است. از گازهای جدا شده در ظرف LPS (V-630) به عنوان خوراک قسمت هیدروژن سازی استفاده می شود که این گازها از طریق یک لوله دواینچی به برج جذب (فشار بالا) امین در واحد آمین فرستاده شده و پس از تصفیه از آنجا به قسمت هیدروژن سازی فرستاده می شود اگرچه از این گازها به عنوان سوخت گازی نیز استفاده می توان نمود.

فشار ظرف LPS (V-630) بوسیله PIC-614 نگهداری و کنترل و ضمناً دو Boot جدا کننده V-636 آب همراه هیدروکربور جدا و جمع آوری و سپس خارج می شود. یک لایی جذب کننده آب کثیف برای کمک در جداسازی آب در مسیر جریان تعبیه شده است. ضمناً یک IA(Level Alarm) نیز برای سطح جدائی بین آب و هیدروکربن در نظر گرفته شده و آب آن متناوباً به صورت دستی به Relief Header فرستاده می شود.

زمان Surge مایع درآن ۹ دقیقه بوده و فضای کافی برای گازهای آزاد شده در آن وجود دارد. پمپ های A و B P-632 تمام مایع داخل ظرف را به کوره پمپ می کنند. حداکثر درجه حرارت در داخل ظرف V-637 بوسیله TIC-601 که روی By Pass مبدل E-636 عمل می کند کنترل می شود. بخارات خروجی از V-638 (Flash Drum) پس از سرد شدن در پلکه هوائی E- 651 و پائین آمدن درجه حرارتش به 60°C(140°F) جهت بازیابی و جداسازی $c4^+$ وارد ظرف (Sponge Absorber)V-638 می شود. سطح مایع در این ظرف با توجه به سرعت مایع ورودی و کنترل کننده های FIC-636A ثابت نگهداشته می شود ضمناً مجهز به سیستم HIA,LIA برای اطلاع از وقوع تغییراتی است که در محصولات مایت حاصل از راکتورها پیش می آید. در ضمن سطح مایع هم بوسیله IR-610 ثبت می شود.

(SPONGE ABSORBER)v-638

v-638 برجی است با قطر ۹۱۴ میلی متر (3 FT) که دارای ۲۰ سینی از نوع Bubble cap می باشد. عمل این برج بازیابی مواد $c4^+$ از بخارات Flash Drum است که به آن وارد می شود. یک

قسمتی از گازوئیل های قسمت پائین Diesel Stripper نیز به عنوان Lean Oil به مصرف می رسد.

گازجدا شده از $\frac{Pv.61}{pmi}$ ($c4^{+}$) بعنوان خوراک واحد هیدروژن سازی به آن قسمت رفته و Rich Oil برای تصفیه و جدا شدن به Recycle splitter وارد می شود.

پایین برج V-638(Sponge Absorber) که محل جمع شدن Rich Oil است دارای زمان توقعی معادل با ۳ دقیقه برای مایع می باشد. لوله ای در ته برج تعبیه شده تا اگر آبی (حتی به مقدار کم) از هیدروکربن جدا می ردد متناوباً از طریق آن تخلیه شود. برای جلوگیری از آلودگی خوراک قسمت هیدروژن سازی بوسیله مواد با نقطه جوش بالا در قسمت فوقانی این برج یک Demister Pad گذاشته شده است. بخارات با فشار کنترل شده ای از قسمت بالای برج خارج شده و فشار آن بوسیله PIC-615 کنترل می شود. مقدار جریان بوسیله FR-633 ثبت و اندازه گیری می شود. همچنین دارای یک HLA میباشد که برای جلوگیی از خطر ورود آب به قسمت غزمث سحمهففثق درنظر گرفته شده است. برای سادگی و بهتر شدن عملیات در برجهای V-638 و V-639 مقادیر دو جریان Rich Oil, Lean Oil کنترل می شوند. ضمناً روی آنها سیستم های HIA, LLA تعبیه شده است. درجه حرارت خوراک ورودی این برج بوسیله TIC-602 که روی By Pass کولر خوراک ظرف V-637 اثر می گذارد ثابت نگهداشته می شود. مایع از ظرف V-637 به کوره H-637 پمپ شده و از آنجا به V-639 (Recycle Splitter) وارد می شود. مایع سرریز شده از سینی مشاره ۶ برج V-639 تماماً از برج خارج شده و با خوراک ورويد قبل از ورود موجب بدست آمدن حرارت لازم برای خوراک ورودی و پائین بودن درجه حرارت در قسمت Plash Zone می شود. هر دو پمپهای خوراک Over Flash Recycle Splitter, Recycle S-Plitter دارای یک لوله By Pass بوده که قطر ن یک اینچ و یک شیر یکطرفه روی آن قرار گرفته است و عمل آن این است که همواره پمپ یدکی را در تمام وقت گرم نگه می دارد.

کوره H-633 کوره ایست استوانه ای شکل که دارای 6 گذر صعودی با دو منطقه حرارتی بصورت تابی و انتقالی و با 12 مشعل نفت سوز و گاز سوز که به طور عمودی از قسمت پائین آن کارگذاشته شده است. جریانخوراک ورودی به هر گذر بوسیله یک FRC کنترل و اندازه گیری می شود. حرارت کوره بوسیله TIC-604 که درجه حرارت جریان خروجی از کوره را نشان و نیز مقدرا سوخت کوره را تنظیم می نماید.

قسمت انتقالی حرارت (Convection Section) کوره شامل لوله های بخار ۶۰ پوند (4 bar) که دارای درجه حرارت $316°F$ ($600°C$) است که در این جا از این بخار بعنوان بخار جریان کننده (Stripping steam) در برجهای Recycle Splitter و دیزل (diesel Stripper) ونفت سفید (Kerosene Stripper)استفاده می شود. درجه حرارت بخار با تخلیه مقدار اضافی آن ثابت نگهداشته می شود که این عمل از طریق TIC- 603 صورت می گیرد. ضمناً روی مسیر بخار یک HTA نیز تعبیه شده و جریان بخار به Stripper ها نیز بوسیله شیرهای تنظیم کنده FIC-644 و FIC-641کنترل می شود. مقدار جریان بخار ورودی به Recycle Splitter نیز از طریق FIC-639 کنترل شده و یک هشدار دهنده کم شدن جریان (LFA) نیز در مسیر آن قرار داده شده است.

در طول Normal Operation بخار مریان کننده ای برای برجهای دیزل و نفت سفید لازم نیست. از برج V-639 (Recycle Splitter) سه جریان جانبی حاصل می شود که عبارتند از:

1- Heavy Naphtha 2- Kerosene 3- Diesel

تسهیلاتی در نظر گرفته شده که نفتای سنگین را بتوان به صورت گرم به پلت فورمر و یا به صورت سرد شده به مخازن فرستاد. بخشی از مواد نفتی پائین برج Diesel Stripper (V-644) به عنوان Lean Oil به V-638 (Sponge Absorber) می رود. Rich Oil از Sponge (V- 638) Absorber به recycle Splitter (V-639) برگشته و در آنجا تفکیک می شود. جریان خوراک گردشی Recycle Feed با درجه حرارت $700°F$ یا $371°C$ از پائین V-639 به راکتورها برگشت داده می شود.

(RECYCLE SPLITTER) V-639

این برج دارای ۴۰ عدد سینی از نوع دریچه دار (Valve Tray) بوده که قطر آن 13) Feet)3962mm است. عمل Recycle Splitter (V-639) جدا ساختن محصول راکتورهاست که روی آن واکنشهای شیمیایی انجام شده و به محصولاتی با نقطه جوشهائی که مورد نظر است تبدیل شده است. برج طوری ساخته شده که امکانات لازم جهت سرریزشدن مایع از سینی 6 برای افزای حرارت در قسمت پائین و نیز برگشت بخار به Stripper را داراست. یک مقدار خوراک به صورت بخار به قسمت Flash Zone این برج وارد شده و فاز مناسبی جهت جداسازی درآن بوجود می آورد. Rich Oil سرد از Sponge Absorber (V-638) برای نگهدای حرارت $700°F$ $371°C$ به سینی ۱۴ این برج می ریزد و از مخلوط شدن گازوئیل جلوگیری کرده ضمناً حرکت مایعات سینی های پائینتر از گازوئیل را تامین می کنندو ته مانده برج Recycle Splitter به ظرف V- 658 برگشت داده می شود که این عمل بوسیله پمپ P 638 A انجام می گیرد و پمپ یدکی آن P-640 B می باشد. هر کدام از آنها دارای یک شیر یک اینچی بعنوان By Pass با یک Check valve خروجی بوده که پمپ های یدکی را گرم نگه می دارد. کولر اضطراری خوراک برگشتی (E-625) برای خنک کردن مایع ته Recycle Splitter (V-639) در مواقع راه اندازی، بستن و یا حالات اضطراری پیش بینی شده است که درجه حرارت جریان را به $°C$ 93 ($700°F$) تقلیل دهد. قابلیت عملکرد این کولر به اندازه نصف میزان مایع در ته برج در شرایط معمولی است. بخاطر وجود جریان هیدروکربن ها با نقطه ریزش بالا در این کولر (E- 625) کویل های بخار داخل آن باید همیشه در سرویس باشند. مقدار مایع ته این برج که به مخزن می رود بوسیله LIC-613 کنترل می شود در حالی که جریانی که به ظرف Feed Surge Drum (V-658) می رود بوسیله FIC- 645 کنترل می شود.

برج V- 642 (Heavy Naphtha Stripper)

برجی است که دارای ۸ سینی از نوع Valve Tray و قطر آن ۳ فوت یا ۹۱۴ میلیمتر است. هدف از طرح این برج جدا ردن مواد سبک از HN (Heavy Naphtha) و کنترل نقطه جوش اولیه آنها روی

$200°F$ یا $93°C$ است. کیفیت خوراک قسمت پلت فرمر واحد تبدیل کاتالیستی با جدا کردن مواد دارای نقطه جوش پائین در این برج بهتر می شود. خوراک ورودی به این برج (V-642) از سینی ۳۴ برج Recycle splitter (V-639) گرفته می شود. جریان ورود خوراک بوسیله LIC-614 تنظیم شده و همیشه یک ارتفاعی از مایع را در ته این برج نگه می دارد.

بخارات این برج از قسمت فوقانی خارج شده و به زیرزمینی ۳۵ برج Reycle Splitter از مبدل حرارتی E-640 بزیر سیین اول برگشت داده می شود و جهت گرم شدن در مبدل از بخار آب با فشار 20 bar (300 Psig) استفاده می شود. مقدار جریان بخار ورودی بوسیله FIC 649 کنترل و اندازه گیری می شود. درجه حارت نفتای خروجی از این reboiler (E-640) در اتاق کنترل مشخص است. HN با درجه حرارت $141\ °C$ ($700°F$) از قسمت پائین برج Stripper بوسیله پمپ های نفتای سنگین B و P-635 A انتقال داده می شود و مقدار جریان پمپ ها بوسیله FIC – 650 کنترل و تنظیم می شود. یک قسمت از H N خروجی یونیفاینر بصورت گرم و با جریان کنترل شده و بخشی دیگر از آن نیز با جریان کنترل شده پس از سرد شدن تا $38°C$($100°F$) در کولر خنک کننده محصول (E-641) به مخزن خوراک Unifiner می رود.

برج عریان کننده نفت سفید V- 643 (Kerosene Stripper)

این برج نیز دارای ۱۲ سینی از نوع دریچه دار Valve Trayبوده و قطرش برابر ۵ فوت یا 524 mm است. سیستم بخار اضطراری در این برج برای مواقعی که وضعیت خوب نیست و یا زمان راه اندازی که متوسط درجه حرارت تامینی توسط Reboiler (E- 642) مناسب برای انجام عمل لیست تعبیه شده و کارش نگهداری و تولید نفت سفید kerosene با نقطه اشتعال معین است. خوراک این برج از سینی ۲۴ برج V- 639 (Recycle Splitter) تامین می گردد. سطح مایع در ته برج V- 644 بوسیله LIC-616 کنترل و نگهداری می شود. بخارات حاصل در برج از قسمت بالای آن به زیر سینی شماره ۲۵ برج V- 639 (Recycle Splitter) برگشت داده می شود. محصول نفت سفید حاصل از این برج که دارای درجه حرارت 390 ($199°C$ $°F$) است بوسیله پمپ شماره B و P 636A از قسمت ته

برج ابتدا به کولر هوائی E-643 و سپس از کولر آبی E-644 عبور نموده که درجه حرارتش تا 100 ($38°C$ $°F$) تنزل می نماید و آنگاه به مخزن مربوطه وارد می شود. این جریان بوسیله FRC-648 تنظیم و کنترل می شود. این برج دارای یک Thermosyphon Reboiler است که مایع نفتی از سینی ۶ برج V- 639 (Recycle Splitter) که توسط پمپ B و P-640A به آن وارد می شود بعنوان منبع حرارتیش مورد استفاده قرار می گیرد. جریان این مایع که به قسمتShell مبدل حرارتی E- 642 (Reboiler) وارد می شود بوسیله FIC-635 کنترل می گردد درجه حرارت نفت سفید خروجی از این مبدل حرارتی توسط یک نشان دهنده در اتاق کنترل قابل اندازه گیری است.

برج عریان کننده دیزل V-644 (Diesel Striper)

این برج دارای ۶ سینی از نو Valve Tray و 1991 mm (6fedd- 6inch) قطر که در آن بخار جهت Stripping مورد استفاده قرار می گیرد.

جریان این بخار بوسیله FIC-641 کنترل می شود. مواد بکاررفته در این برج و طرح مکانیکی آن برای کارکرد معمولی در 288 $°C$ برابر با 550 $°F$ می باشد. خوراک این برج از سینی شماره ۱۶ برج V- 639 (Recycle splitter) تامین شده و مقدار آن توسط LRC که سطح مایع را روی سینی شماره ۶ برج V-639 نشان می دهد معین می شود. بخارات از قسمت بالای این برج به زیر سینی شماره ۱۷ برج (Recycle Splitter) برگشت داده می شود.

محصول دیزل از پائین برج V-644 (Diesel Stripper) توسط پمپ P-637A,B خارج و به V- 638 (Sponge Absorber) فرستاده می شود و مقدارش نیز توسط FIC-642 و LIC-615 قابل تنظیم و کنترل است. گازوئیل خروجی از برج ابتدا بوسیله پنکه هوائی E-645 تا $60°C$ $(140°F)$ خنک شده و پس از خروج از کولر آبی E-646 درجه حرارتش تا $38°C$ $(100°F)$ پائین می آید و پس از سرد شدن بدو جریان تقسیم می شود که یکی از شاخه ها به عنوان Lean oil به V 638 (Sponge Absorber) می رود و شاخه دیگر به مخزن دیزل وارد می گردد. دو سیستم HLA و LIA نیز در قسمت پائین برج (Recycle Splitter) تعبیه شده است. یک سیستم کاندنسر

دو مرحله ای هوائی (E- 638) وجود دارد که بیشتر بخارات خارج شده از (Recycle Splitter) V- 639 را تبدیل به مایع می نماید. ضمناً باقیمانده بخارات (قسمت کمتر) نیز در کولر آبی E-639 تبدیل به مایع می شود. مایعاتی که در ظرف V- (Recycle Splitter Reflux Accumulator) 640 جمع آوری می شوند. توسط پمپ P—633A, B بعنوان ریفلاکس (Recycle Splitter)V-639 برگشت داده می شوند. و مقدار آن با تغییر درجه حرارت بخارات فوقانی V- 639 کنترل می شود. سطح مایع ظرف V- 640 نیز توسط LIC-619 کنترل می گردد. ظروف V-640 . V-641 که هر دو بصورت افقی قرار داده شده است. جهت جدا نمودن گاز و مایع نفتی ونیز آب بطور کامل طرح شده اند.

آب جمع آوری شده در LEG ظرف که توسط LIC-618 کنترل می شود ابتدا وارد LEC ظرف V- 641 شده و سپس مجموعاً توسط پمپ B و P-643A به Sour Water فرستاده می شوند ضمناً سیستم LIC-620 روی LEG ظرف V-640 و سیستم های HLA و LIA روی LEG ظرف V- 641 قرار داده شده است.

PIC-621 مقدار فشار را همواره در ظرف V-640 ثابت نگه می دارد. این فشار تقریباً برابر 13Psig می باشد. اگر فشار از این حد تجاوز نماید شیر کنترل بطرف مشعل پالایشگاه باز شده و مقداری گاز خارج نموده تا فشار پائین آمد و بحد نرمال برسد و درصورتی که فشار در ظرف کم شود شیر کنترل دیگری باز شده و با وارد نمودن گاز کمبود فشار را جبران می نماید و بدینوسیله همواره فشار در حد نرمال نگه داشته می شود. ظرف V- 647 (Knock out Drum) برای جلوگیری از ورود مایع به کمپرسور C-603 است. گازهای خروجی از این ظرف (V-647) پس از فشرده شدن در کمپرسور C- 603 که فشارش را از 06 bar به (9 to 195 Psig) می رساند و روی سینی شماره 18 برج (Gasolinge Stabilizer) وارد می نماید. لوله ورودی به کمپرسور مجهز به Stemam Tracing بوده تا از مایع شدن گاز جلوگیری شود.

کمپرسور C- 603 دارای دو مرحله بوده و کولر میان مرحله ای (Interstage Cooler) ندارد. و بوسیله یک موتور با قدرتی معادل با 441 اسب بخار به حرکت در می آید.

از شیرهای ورودی در این کمپرسور نباید بعنوان کنترل ظرفیت آن استفاده نمود اما می توان برای به حرکت درآوردن کمپرسور در حالت بدون بار مورد استفاده قرار داد.

ظرف V-645 برای جداسازی آب احتمالی از مایعی است که از ظرف V- 641 خارج و به (Gaoline Stabilizer) V- 654 (Stabilizer) می ریزد، این مایع قبل از ورود به برج تسوط خروجی از زیر (Bottom) در مبدل E- 647 گرم تر می شود. عمل برج V-645 بازیابی و جداسازی مایع (نفتای سبک آیزوماکس) و گاز حاصل از تقطیر که بیشتر C_4 و C_3 بوده و بصورت مایع می باشند. گازهای جدا شده از این برج با گازهای حاصل از LIS و Sponge Absorber یکی شده و تشکیل محصول بوتان یا گازهای سبکتر از آن را بعنوان گاز قسمت تقطیر می دهند.

V- 645 برج تثبیت کننده (Stabilizer)

برجی است دارای 36 سینی از نوع Valve Tray با قطر 4 ft برابر با 1219 میلیمتر که محصول Overhead برج Recycle Splitter را به نفتای سبک در قسمت ته برج C_3 - C_4 بصورت مایع در قسمت فوقانی برج و گاز C_4 را در قسمت Over Head مجزا می کند.

دو مسیر جهت ورود خوراک (گاز و مایع) به برج با در نظر گرفتن موقعیت سینی ها بر مبنای ترکیبات خوراک تعبیه شده اند بعلاوه برای استفاده بیشتر از این برج مسیرهای دیگری از خوراک روی سینی های مختلف این برج تعبیه گردیده است.

TRC-609 روی سینی شماره ۱ برای تنظیم حرارت ته برج در نظر گرفته شده و یک کنترل کنده متناوب حرارتی نیز در قسمت بالای لوله بخار و FE روی بخار ورودی به (Stabilizer Reboiler)E-649 وجود دارد که حرارت انتهایی محصول (Over head product) را تنظیم و کنترل می نمایند.

Stabilizer بوسیله دو جریان گاز و مایع تغذیه می شود. خوراک گازی از طریق خروجی کمپرسور C- 603 است در حالیکه خوراک مایع آن از طریق خورجی پمپ خوراک استابلایزر (P-634) تامین می شود. مایع ته این بجر بوسله مبدل حرارتی E-649(Thermosyyphon type Rboiler) گرم و حرارت مورد لزوم از بخار آب 20 bar (300 Psig) گرفته می شود. جریان ورودی به قسمت Shell این Reboiler بوسیله TRC-609 که از درجه حرارت بالای سینی شماره ۱ فرمان می گیرد کنترل می شود. محصول ته این برج ابتدا با خوراک در مبدل حرارتی E- 647 تبادل حرارت کرده و سپس در E-650(Light Gasoline cooler) تا $38°C(100°F)$ خنک شده و آنگاه به مخزن ذخیره می رود. جریان این محصول بوسیله LIC-624 که از ارتفاع مایع در ته برج فرمان می گیرد کنترل می شود ضمناً اندازه گیری جریان از طریق FR-661 صورت می گیرد.

بخشی از گازهای خروجی از بالای برج (V-645) در کولرهای آبی E-648 A ,B توسط آب خنک تبدیل به مایع میشود. بخارات و مایعات حاصل به ظرف V-646 (Stabilizer Accumulator) وارد میشوند. که در این ظرف بخار و مایع از هم جدا شده و مایع خروجی توسط پمپ P-639 A , B قسمتی به عنوان برگشتی به برج و بخشی دیگر به واحد LPG فرستاده میشود. مقدار برگشتی به برج توسط FRC-662 کنترل و مقدار مایع ورودی به واحد LPG با توجه به سطح مایع در ظرف V-646 و توسط LIC-626 تنظیم و مشخص میگردد. فشار گازی که به قسمت آمین برای گرفتن H_2S آن فرستاده میشود توسط FRC-622 کنترل و تنظیم می شود.

زمانی که واحد LPG از سرویس خارج است و کار نمی کند تمام مایع حاصل از کاندنس را برگشت داده و از آن به عنوان Reflux استفاده میشود. یک boot در زیر ظرف V-646 برای جمع کردن بخارات تبدیل شده به آب در نظر گرفته شده است. و جریان آن بوسیله یک شیر بطور دستی کنترل میشود. به این ترتیب که سطح مایع در نشان دهنده مشاهده شده سپس به اندازه کافی از طریق شیر مذکور تخلیه میشود. ضمناً یک هشداردهنده HLA نیز بکار رفته تا اگر سطح مایع زیاد بالا رفت در جریان امر قرار گرفته و آنرا تخلیه نمود.

متغیرهای عملیاتی Operation Variables

الف- قسمت تراکم هیدروژن (Makeup Hydrogen)

کنترل عملیات متفاوت در این مورد دربردارنده کنترل فشار سیستم و هیدروژن ورودی به دستگاه است که قبلاً شرح داده شد.

ب- قسمت واکنش

عملیات قابل تغییر در این مورد نیز در قسمت جداگانه و بطور مفصل شرح داده خواهد شد.

ج- قسمت تقطیر

برج V-639 (Recycle Splitter Column) خوراک را به محصولات گوناگون و برشهای مختلف جدانموده و یک جریان گردشی نیز از آن به راکتورها برگشت داده میشود. ثبت کننده های درجه حرارت در قسمت پائین برج تعبیه شده اند که کنترل Cut Point بین نفت سفید و دیزل و جریانهای برگشتی برج را میسر سازند. و اینک به بحث بیشتری درباره این مطالب میپردازیم.

برای کنترل نقطه برش یا Cut Point بین نفتای سنگین (H.N Top Side Cut) و نفتای سبک (L.N Overhead) درجه حرارت سینی ۳۴ برج Recycle Splitter با کم و زیادکردن مقدار Reflux بالای برج تنظیم می کنند. سینی ۳۴ نقطه کنترل بهتری است برای برج نسبت به موقعیتی که Overhead Vapor Line دارد و علی رغم اینکه درجه حرارت و وضعیت سینی ۳۴ را تغییر میدهد معهذا یک Cut Point مناسب و خوبی را بدست میدهد و این کار بوسیله درجه حرارت Overhead vapour Line عملی نیست. برای Cut Point مشابه درجه حرارت Overhead vapour Line (نقطه شبنم) با زیاد شدن درجه حرارت ریفلاکس افزایش مییابد.

جریانهای نفتای سنگین و نفت سفید برای نگهداری End Point این محصولات کنترل و تنظیم میشوند. دامنه تنظیم Stripping rate برای کنترل Initial point هر کدام از این ریانها به کاربرده میشود. مقدار گازوئیل بوسیله کنترل کننده سطح مایع روی سینی ۶ که موازنه مواد را در برج برقرار

میکند کنترل و تنظیم میشود و موازنه مواد را در برج میسر میسازد. ثبات های درجه حرارت روی لوله خروجی گازوئیل و سینی ۱ جهت تنظیم مقدار نفت سفید و درجه حرارت خوراک کوره برای رسیدن به Cut Point های مناسب درنفت سفید و گازوئیل و جریان گردشی بکار میروند. کنترل های ته برج به عملیات و کارکرد راکتور بستگی دارند. وسائل ابزار دقیق و زمان توقف در قسمت پائین Splitter بر مبنای دو ضرورت و خواست کار گذاشته شده اند:

خوراک راکتورآیزوماکس بایستی مقدار ثابتی باشد. هم در مقدار خوراک و هم در نسبت خوراک تازه به مقدار خوراک گردشی.

درجه حرارت راکتور برای تنظیم عمل تبدیل باید تحت کنترل باشد.جریان و سطح مایع در این برج کنترل میشوند. Cut Point بین ته برج و Lewest Side Cut میتواند به عنوان تست های آزمایشگاهی جانشین بین Side Cut و درجه حرارت سینی شماره ۱ شود.

تغییرات سطح مایع در قسمت ته برج Splitter روی میزان تغییرات واکنش های راکتور منعکس میشود. برای مثال: برج Splitter دارای عملکرد نرمال بوده خوراک و سرعت مایع ته آن برای تبدیل مورد نظر مناسب است End Point از Lower Side Cut مطابق با خصوصیات تعیین شده است (به بیان دیگر Cut Point صحیح نشان داده میشود) و سطح مایع در ته برج شروع به بالا آمدن میکند. این بدان معنی است که بخش اعظمی از خوراک ته برج Splitter ظاهر شده و بخش بسیار کمی از خوراک ورودی به برج به فرآورده تبدیل میشود. این وضعیت را میتوان با افزایش عمل تبدیل بوسیله بالا بردن میزان درجه حرارت راکتور تصحیح کرد. تاثیر تغییر درجه حرارت راکتور در مقدار سطح مایع ته برج Splitter پس از تاخیر قابل ملاحظه ای (نسبتاً زیاد) ظاهر خواهد شد. به همین دلیل برای حفظ یک وضعیت مطمئن در موقع تنظیم عملیات تبدیل که شرح آن گذشت، حجم کافی و مناسبی برای تغییرات مایع در ته برج یاد شده در نظر گرفته شده است و کنترل کننده سطح مایع در ته برج فقط در موقع راه اندازی و آشفتگی و اختلال دستگاه مورد استفاده قرار میگیرد.

بهتر است که از Over flash بعنوان یک جریان تنظیم کننده استفاده نشود. زیرا به روی مقدار کل جریان خوراک و حرارت ورودی به برج تاثیر می گذارد. اگر سطح مایع در ته برج شروع به بالا آمدن کرد کنترل کننده LIC-613 روی شیر و کنترل مخصوص به خود اثر گذاشته و مایع اضافی را ابتدا به کولر هوائی E-652 و آنگاه به مخازن خوراک آیزوماکس برگشت داده میشود.این کنترل کننده سطح مایع باید طوری تنظیم شود که فقط موقعی که سطح مایع در ته برج خیلی بالاست باز کند. و بنابراین سیستم کنترل فوق عاملی است که فقط از زیاد شدن سطح مایع در ته برج جلوگیری می کند.

سیستم های کمکی (Auxiliary Systems)

سیستمهائی را که در این بخش شرح داده میشود سیستمهائی هستند که بعنوان کمکی سیستمهای اصلی که در بخش های قبلی شرح آنها گذشته تهیه شده اند.

الف- احیاء کاتالیست

نقشه E-064-003 مربوط به جریان عملیات و کنترل برای احیاء کاتالیستها است آنچه در این جا میخوانید بصورت ضمیمه و برای تکمیل عملیات بوده و به هیچ وجه از دستوراتی که راجع به عملیات احیاء کاتالیست که توسط شرکت سازنده داده شده نمیتوان مدول کرد و در آنها تغییراتی داد.

برای پاک کردن اولیه راکتورها و بالا بردن فشار سیستم به اندازه فشاری که از قسمت ازت سازی در دسترس است یک لوله از قسمت نیتروژن با اتصالات مناسب به راکتورها متصل میگردد. ابتدا ازت را به اولین مرحله ورودی، کمپرسورهای تقویتی هیدروژن (C-601 A, B , C) وارد کرده تا فشار قسمت راکتور را بالا برده و به فشار مورد نیاز برای عمل احیاء برساند. ضمناً کمپرسور گردشی C-602 نیز که بطور دستی کنترل و تنظیم می گردد برای به گردش درآوردن گاز بی اثر بکار گرفته می شود.

هوای متراکم شده جهت عمل احیاء کاتالیست از قسمت آب و برق و بخار پالایشگاه وارد می شود. در این واحد یک کمپرسور یدکی هوا موجود است که هوا جهت عمل احیاء تهیه می نماید. در قسمت Plant

air یوتیلیتی کنترل کننده نسبت جریان EEIC-681 است که برای نگهداری نسبت بین گاز بی اثر گردشی و هوای متراکم شده طبق نسبتی که از پیش معین شده در نظر گرفته شده است.

در طول مراحل اولیه احیاء این نسبت (گاز بی اثر گردشی و هوای متراکم) در قسمت ورودی کمپرسور باید روی ۴ درصد اکسیژن نگهداری شود. زمانی که کنترل کننده معمولی فشار کمپرسور هوا که سرعت آنرا تنظیم می کند. در دسترسی نباشد کمپرسور بصورت دستی و غیر اتوماتیک کنترل خواهد شد و برای این منظور آپراتور آیزوماکس باید اضافه هوا را از طریق PIC-691 تخلیه کند. در طول عمل احیاء کاتالیت برای کنترل فشار HEADER ورودی کمپرسور گاز گردشی بی اثر (روی فشار کنترل شده از PUC-693) توسط PV-693A تنظیم می شود. برای برقراری این تعادل از شیر HS-682 استفاده بعمل می آید. فشار ورودی دومین مرحله برگشت داده می شود به ورودی Header که بتواند فشار را در ورودی مرحله دوم Separators کنترل و تنظم نماید و این عمل بوسیله شیر کنترل PV-698B انجام می گیرد. فرمان عملیات کنترل نیز از طریق PIC-692A برای بوجود آوردن این تعادل روی شیرهای هوائی 682 و 681 – HS صادر می شود.

فشار خروجی مرحله سوم هم به ورودی مرحله دوم برگشت داده شده که بتواند فشار سیستم را نگهداری کند و از طریق PIC-692B با استفاده از HS-681 به PV-692 این تعادل را حفظ نماید.

در طول عمل احیاء فشار قسمت راکتور بوسیله PIC-613 کنترل می شود و گاز بی اثر اضافی را به هوا تخلیه می کند. در طول اولین عمل سوخت و ساز هوای رقیق شده از کمپرسور بد و جریان تقسیم می شود. این لوله ها و مسیرها در نقشه مکانیکی که فقط مربوط به عمل احیاء کاتالیست است نشان داده شده اند. یکی از این جریانها بوسیله FIC-605 A,B,C به سه جریان که کنترل و اندازه گیری شده مجزا می شود.

هر کدام با بخشی از گاز گردشی خنثی (Inert Gas) مخلوط شده که به عنوان گاز گردشی بوسیله FIC-606 A,B,C تنظیم و اندازه گیری می شوند. Upstream ورودی کوره های H-632 و H-631 و H-630 O_2 با غلظت مورد نیاز در قسمت ورودی راکتور را بدست می دهد که تقریباً برابر با

0.5 مول درصد می باشد. دومین جریان هوای Makeup بوسیله FV-616 کنترل و اندازه گیری شده و با نسبت جریان معین به باقیمانده گاز گردشی (Recycle Inert Gas) ملحق میشود. از طریق لوله های Quench وارد راکتورها (بین بستر ۲ و ۳) می شود، جایی که با گاز خروجی از بستر ۲ ملحق و مخلوط می شود. غلظت O_2 در جریات اخیر باید بقدری باشد که وقتی این جریان با جریان خروجی از بستر ۲ که عاری از O_2 می باشند ملحق می شود غلظت مولکولی اکسیژن در این جریانهای مخلوط شده به 0.5 مول درصد برسد.

عملیات بالا در اثر گذاشتن از راکتورها، سوخت و ساز و ترکیب با O_2 را همزمان موجب می شود. درجه حرارت راکتور در طول نخستین سیکل سوخت و ساز پائین تر از $(750°F)$ 399 $°C$ نگهداشته می شود. بعد از اولین اکسیداسیون سیکل های احتراق (اکسیداسیون) دوم و سوم در درجه حرارت های بالاتر یعنی حداکثر $(850°F)$ 454 $°C$ و با غلظت بیشتری از اکسیژن انجام می گیرد. محصولات احتراق در مبدلهای E-630, E-631 , E-632 ضمن تبادل حرارت با جریان خوراک سرد می شوند. ضمناً جهت جلوگیری از خورندگی بایستی درجه حرارت خوراک سرد می شوند. ضمناً جهت جلوگیری از خورندگی بایستی درجه حرارت جریان از این سه مبدل را برابر $(550°F)$ 288 $°C$ نگهداری نمود. نقطه شبنم SO_3-H_2O نیز حدود $(450°F)$ 232 $°C$ می باشند. جزئی از این جریان های سرد شده راکتور با هم یکی شده و به MIXING Header فرستاده می شوند که قطعات Spool بایستی صب شده باشند Mixing Header By Pass مبدلهای E-636A, B, C شامل یک مخلوط کننده (Venturi Mixer ME- 601) و لوله آن از جنس فولاد زنگ نزن است. جریان در Mixing Header حداقل تا $(200°F)$ 93 $°C$ بوسیله جریان گردشی محلول کاستیک رقیق از طرف (Flash Drum)V-637 سرد می شود. عمل محلول کاستیک خنثی کردن اسیدهائی است که در طول احیاء تشکیل شده اند. سود سوزآور بوسیله پمپ P-631 منتقل شده و کنترل آن از طریق FIC-609 صورت می گیرد و بایستی از طرف راکتورها بسته شود. برای کنترل و اجتناب از جریان زیاد این پمپ ها یک حداقل جریان از طریق یک By Pass به V-636 کشیده شده است. جریان مخلوط شده با سود

از Mixing Header بعنوان خوراک وارد لوله های عملیاتی مخصوص خود شده و آنگاه در کولرهوائی E-637 خنک می گردد.

گاز از مایع کاستیک در ظرف V-633(HPS) که دارای فشار بالائی است جدا می شود و از طریق کمپرسور در مسیر به گردش می افتد. مایعات با سطح کنترل شده ای به (Splitter Feed Flash Drum)V-637 جائی که گازهای حل شده تخلیه می شوند وارد و محلول کاستیک نیز از واحد سودابه (Flash Drum) V- 637 وارد می شود. ورودی پمپ خوراک P-631 از این ظرف تامین شده که سودا را بهMixing Header در مسیر جریان می فرستد. مایعات جدا شده از ظرف v- (HPS) 633 نیز به (Recycle Splitter Feed Flash Drum)V-637 برگشت داده می شوند. آب کاندنس شده در 637- به سیستم اضافه شده تا مواد جامد حل شده را در حداقل ثابت نگه ارد (توصیه شده که این مقدار حداکثر ۱۰ درصد باشد). همچنانکه این سودا به مصرف رسید و ضعیف شد از طریق (High Presseur Separator)V-633 تخلیه می شود و سودای تازه جانشین آن می گردد.

سودی که مورد استفاده قرار گرفته از طریق V-633 خارج می گردد اغلب حاوی نمک های سولفیت سدیم، بی کربنات سدیم و مقدار کمی کربنات سدیم و سولفات سدیم است که به حوضچه هائی برای تبخیر فرستاده می شوند. فهرست زیر صورت Orifice Meter هائی را که برای حالات احیاء کاتالیست ها تعبیه شده اند نشان می دهد و اینها ممکن است در خلال احیاء تعویض بشوند.

FR-606A	Hydrogen to Reactors
FR-614A	Hydrogen Quench
FR-606B	Hydrogen to Reactors
FR-614B	Hydrogen Quench
FR-606C	Hydrogen to Reactors
FR-614C	Hydrogen Quench
FR-622	Hydrogen Vent Gas
FR-617	Hydrogen Quench Gas
FR-620	Hydrogen Recycle Gas

FR-686 Hydrogen Hydrogen

FR-609 Hydrogen Solution

اپریتور باید عوامل جریان را برای تغییر Orifice Plate و وضعیت و شرایط احیاء را وقتی که تغییر داده می شود فراهم نماید. سیستم ابزار دقیق مربوط به احیاء در نقشه E-06-4-Co3 نشان داده شده است. ضمناً وسائل و ابزار دقیق اضافی که از آنها در جریان عملیات استفاده می شود عبارتند از:

تنظیم نسبت جریان و کنترل جریان گاز مربوط به عملیات احیاء.

سیستم بازدارنده جریان هوا (Make up air) موقعی که مقدار آن کم باشد.

(LTA) هشدار دهده درجه حرارت پائین روی جریان هر کدام از راکتورها.

ثبت کننده PH و هشدارهای مربوط و سیستم نمونه گیری بانضمان یک ظرف جدا کننده گاز از مایع نمونه.

دو عدد ثبت کننده اکسیژن، که دامنه تغییرات یکی از آنها بین صفر تا ۵ درصد بوده و طوری نصب شده که ورودی هر یک از راکتورها را می توان بطور دستی بوسیله آن انتخاب کرد و دومی که دمنه تغییرات آن بین ۱۰- ۰ درصد بوده و طوری وصل می شود که گاز فشرده توسط کمپرسورها و گاز ورودی بین بستر ۲ و بستر ۳ را می توان بطور دستی انتخاب نمود.

ثبت درجه حرارت های مختلف راکتور در حین عملیات احیاء انجام گرفته و یک پتانسیومتر قابل انتقال نیز در این جا مورد نیاز خواهد بود.

ب: تزریق ماده شیمیایی سولفاید (Sulfiding chemical Injection)

دی متیل سولفاید (DMS) بعد از عمل احیاء یا در خلال عملیات معمولی به کاتالیست ها تزریق می شود و این کار به بهتر شدن عمل هیدروکراکینگ منجر می شود دی متیل سولفاید مایعی استاتری با بوی معطر و برنگ سفید که نقطه جوش آن $37.1°C$ و نقطه انجمادش برابر با $98.3°C$ است و در $20°C$ دارای وزن مخصوص 0.847 می باشد. وسائلی برای این عمل تعبیه شده از جمله برای تخلیه DMS یک مخزن مواد و دو پمپ که DMS بوسیله پمپ P-641A ارسال شده و به جریان Gas Oil که توسط پمپ P- 631 فرستاده می شود ملحق می گردد. این جریان با گاز بی اثر گردشی از

کمپرسور C-602 یکی شده و مجموع جریان پس از گذشتن از مبدلها و کوره (Reactor Feed Header) وارد راکتور می وشند. استفاده از مایع Gas Oil به منزله یک هادیست برای DSM و به منظور تقلیل ایجاد کانال بوسیله آن در اثر عبور از بستر کاتالیست و در نتیجه بهبود و توسعه عمل سولفیده کردن کاتالیست است.

پس از خروج از راکتورها گاز و مایع آن در HPS جدا می شوند جائی که گاز آن دوباره برگشت داده می شود. مایع Gas Oil به طرف قسمت تقطیر رفته وارد Recycle Splitter می شود که مجدداً این مایع توسط پمپ P-638 به پمپ P-631 برگشت داده می شود. این ماده شیمیائی در بشکه های ۵۵ گالنی حنل می شود که باید به ظرف V- 635 انتقال داده شود. تمام تسهیلات و وسائل بر طبق اندازه و میزان سولفور تزریقی طراحی شده اند که این میزان عبارت از 19504 kg برابر با 43000 پوند برای هر عمل سولفیده کردن (Sulfiding) است. که این مقدار برابر با $45m^3$ برابر با 7800 گالن تقلیل داده است. حجم مفید ظرف V-635 در حدود $197m^3$ برابر با 5200 گالن می باشد. زمان مورد نیاز برای عمل Sulfiding چهار ساعت است و قبل از شروع ملیات سولفیده کردن ظرف محتوی مواد شیمیائی بایستی کاملاً پر باشد. باقیمانده DMS در خلال چهار ساعت باید به ظرف V-635 منتقل شود این مقدار برابر با 7800-5200=2600 گالن یا حدوداً برابر 48 بشکه است.

عملیات متعددی که برای تخلیه هر بشکه صورت می گیرد به شرح زیر می باشد:

Dip tube را داخل کرده لوله بخار را به بشکه متصل کنید. مطمئن شوید که اتصال محکم است.

فشارت ازت در Header را روی 0.75 bar یا 11 Psig تنظیم کرده و لوله دریافت کننده ظرف V- 635 را بازدید کنید.

ابتدا شیرهای انتقال مایع و آب آتش نشانی را باز کنید.

شیر سه راهه را باز کرده به طوری که گاز ازت بتواند DMS را انتقال دهد. مواظب باشید که به سیستم مشعل پالایشگاه باز نکنید که DMS در آن هدر می رود.

زمان تخلیه هر بشکه ۱۰ دقیقه می باشد. برای اطمینان از اینکه بیشتر از آن دیگر مایع جریان ندارد شیشه نشان دهنده جریان را متناوباً بازدید کنید. آنگاه چنانچه جریان مایع قطع گردید شیر مایع را در لوله ببندید و شیر سه راهه را در وضعیتی قرار دهید که محتویات بشکه را با Relief Header تخلیه کند تا فشار ظرف بیفتد. حال شیر سه راهه را قبل از باز کردن اتصال لوله ها بایستی در وضعیت بسته قرار دهید.

توجه:

DMS ماده شیمیایی بسیار سمی است که در موقع کارکردن با آن باید پیش بینی ها و دقت لازم در نظر گرفته شود.

جریان از V-635 به پمپ های مخصوص مواد شیمیائی و از آن به راکتورها به ترتیب باید طوری تنظیم وتعدیل شود که بتوان روی آن کنترل لازم را داشته باشیم کالیبریت به این صورت انجام می گیرد که از پمپ P-641 A,B هم جهت ظرف و دیگ V-634 و هم جهت ظرف V-635 استفاده بعمل می آید. با بازکردن شیر یک اینچی ته ظرف V-635 اجازه داده که DMS داخل دیگ V-634 شود. در یک حالت تنظیم شده یکبار این شیر یک اینچی را بسته و شیر یک اینچی دیگری را که در ته V-634 است باز کرده و DMS را به لوله سه اینچی ورودی P-641A می فرستیم. این در حالی است که Block Valve لوله سه اینچی ورودی معمولی پمپ بسته است. سرعت جریان با استفاده از یک کرونومتر اندازه گیری می شود. و عمل Calibration ظرف مواد شیمیایی قبلاً باید اجرا شود و اگر این عمل انجام بگیرد بطر تقریب o.045 U.S.gallon/mm ممکن است بکار برده شود. ظرف V-635 بوسیله گاز پوشانده شده (Gas Blanket) است. شیرهای گاز Makeup و 604 Relief Valves و PCV-603 طوری تنظیم می شوند که فشار را بین 3.0 Psig و 2.2 Psig برابر (0.21 Bar تا 0.15) نگهدارند. فشار اضافی تخلیه بشکه ها را مشکل خواهد کرد. تانک مخزن نیز دارای لوله ای از بخار برای تمیز کردن است، که باید قبل از تعمیر بوسیله بخار کاملاً پاک شود. با این حال نباید DMS

با نم و رطوبت تماس حاصل کند و برای پاک کردن تانک قبل از پر کردن آن از DMS نیز نباید از بخار آب استفاده کرد و بجای آن بایستی از گاز ازت استفاده شود.

تسهیلاتی فراهم شده که بتوان ۵۰ عدد سیلندر هیدروژن را از قسمت خروجی مرحله سوم کمپرسورهای تقویتی واحد آیزوماکس پر نمود. امکان پر کردن این سلندرها با جریان کنترل شده به میزان (396600 SCFD) یا $395NM^3/d$ و فشار 2400 Psig معادل با 165.5 bar در مدت زمانی تقریباً برابر ۷ ساعت می باشد. از گاز این سلندرها ممکن است برای مقاصد راه اندازی واحد تبدیل کاتالیستی و یا در جاهای دیگر استفاده شود. وقتی این کار انجام می گیرد فشار Header بوسیله PIC-639 روی 26 Bar یا 380 Psig تنظیم می شود.

ج:کک زدائی کوره (Heater Decoking)

گرچه پیش بینی شده که هیچگاه کوره های H-630, 631, 632, 633 احتیاجی به کک زدائی ندارند. با این حال تسهیلاتی برای انجام این عمل در نظر گرفته شده است. قسمت آیزوماکس طوری طراحی شده و دارای تسهیلاتی است که می توان در یک زمان عمل کک زدائی بتوسط بخار آب و هوا را در مورد یک یا دو یا سه کوره آن همزمان انجام داد. هر کوره ای سیستم کنترل جداگانه برای وارد کردن بخار آبی با فشار 300 Psig به کویل ها دارد. به همین سبب مقدار بخار عبور کرده از هر دو گذر کوره را در طول عملیات Spalling و Burning می توان کنترل کرد. مقدار بخار آب به هر کوره در خلال (Spelling) کک زدائی کوره ها در زمانی که هر سه کوره با هم در حال کک زدائی هستند در حدود ۹۳۵۰ پوند بر ساعت می باشد. و در طی عملیات سوزاندن (Burning) مقدار بخاری که به هر یک از کوره ها وارد می شود معادل با 4000 پوند بر ساعت خواهد بود. آب سرد کننده (Quench) از طریق یک لوله (Mixing Line) به ظرف V-659(Quench Water Reciver) داخل می شود. مقدار آب از روی میزان درجه حرارت Quench مشخص خواهد شد که معمولاً در طول زمانی که هر سه کوره در حال کک زدائی هستند در حدود $280°F$ می باشد.

در طول مدت عمل Spalling یک کوره مقدار بخار آب به آن را برای افزایش سرعت انتقال در لوله به حدود 500 Fps فوت بر ثانیه رسانیده تا حمل ذرات کک زدوده شده به تانک افزایش یابد. بطور تقریب مقدار بخار مورد لزوم در این مرحله از عملیات (Spalling) بین 20000 تا 18000 پوند بر ساعت خواهد بود. اما در مرحله سوزاندن کک (Burning) این مقدار بخار آب تا حد 4000 پوند بر ساعت کاهش خواهد افت. رنگ جریان آب خارج شده از ظرف (Drum) نشان خواهد داد که آیا مقدار بخار آب برای حمل کک ها در طول لوله انتقالی به آن (Drum) کافی است یا نه. با انتخاب درجه حرارت Qucech برابر با $250°F$ برای این عملیات می توان مقدار آبی را که مورد نیاز است تعیین نمود.

در طول عملیات کک زدائی در مرحله Spalling برای دو کوره بطور همزمان مقدار بخار برای هر کوره بین کوره اول و سوم تقسیم خواهد شد که حدود این مقدار تقریباً 12000 پوند بر ساعت برای هر کوره است. در طول مرحله Burning این مقدار حدود 4000 پوند بر ساعت خواهد بود که در طول این عملیات درجه حرارت Quench در حدود $265°F$ باید نگهداشته شود.