



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

TESIS:

*Evaluación Técnica de un Proceso Reconfigurado de una Planta de
Desintegración Catalítica (Cracking) de Lecho Fluidizado (FCC).*

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

Roberto Galicia Franco



MÉXICO, D.F.

AÑO 2015



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **Profesor: Antonio Valiente Balderas.**

VOCAL: **Profesor: Néstor Noé López Castillo.**

SECRETARIO: **Profesor: Martin Rivera Toledo.**

1er. SUPLENTE: **Profesor: Carlos Alvares Maciel.**

2º SUPLENTE: **Profesor: Ileana Rodríguez Castañeda.**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

- **LABORATORIO 212, EDIFICIO E DE LA FACULTAD DE QUÍMICA DE LA UNAM, CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F.**
- **PISO 9 DE LAS INSTALACIONES DE PETRÓLEOS MEXICANOS (PEMEX), HAMBURGO 135, COL. JUÁREZ, MÉXICO D.F.**

ASESOR DEL TEMA: _____

DR. NÉSTOR NOÉ LÓPEZ CASTILLO.

SUPERVISOR TÉCNICO: _____

M. EN I. JOSÉ LANDEROS CABALLERO.

SUSTENTANTE (S): _____

ROBERTO GALICIA FRANCO.

Índice.

.....	1
Índice.	5
Índice de Tablas.	7
Índice de Ilustraciones.	8
Objetivos.	11
Resumen.	12
Antecedentes.	13
Introducción.	14
Situación Tecnológica Existente en el Sistema Nacional de Refinación.	16
Esquemas de la Refinería Original y Después de la Reconfiguración.	17
Límites de Batería.	20
Proceso de Desintegración (Cracking) Catalítica de Lecho Fluidizado.	22
Tecnología diseñada e implementada por Stone & Webster de una planta de desintegración catalítica de lecho fluidizado FCC.	22
Sistema del Gas de Combustión del Regenerador-General.	24
Sistema de Reacción -General.	25
Sistema de Reacción - Alimentación.	27
Sistema de Reacción - Reactor tubular.	28
Proceso de Desintegración (Cracking).	30
Sistema de Reacción - Agotador.	32
Sistema de Reacción - Transferencia de Catalizador Gastado.	33
Sección de Regeneración de Catalizador.	33
Sistema de Regeneración - General.	33
Sistema de Regeneración - Soplador de Aire y Calentador de Aire a Fuego Directo.	34
Sistema de Regeneración - Líneas de Transferencia de Catalizador ("Catalyst Standpipes").	37
Sistema de Regeneración - Transferencia del Catalizador Regenerado.	37
Sistema de Regeneración - Tolvas (Silos) de Almacenamiento de Catalizador.	38
Sistema de Gas Efluente del Regenerador.	39
Sistema de Gas Efluente del Regenerador - General.	39
Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Ciclones Internos del Regenerador (FCC-102-602, FFC-103-603).	42
Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Separador Terciario (Tertiary Separator) FFC-104.	43
Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Separador Ciclónico de Cuarta Etapa (4th Stage Cyclone) FFC-105.	44
Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Cámara de Orificios FV-102.	45

Sistema de Gas Efluyente del Regenerador - Enfriador del Gas Efluyente (Flue Gas Cooler) CB-101.....	46
Catalizador.....	48
Tipos de zeolita.....	51
<i>Simulación del Reactor-Regenerador en Hysys V.8.0</i> _____	54
Simulador HYSYS V.8.0. - General.	54
Uso de HYSYS V.8.0.	54
Entorno de Simulación.	54
Paquete de Fluidos o "Fluid Package".	58
Caracterización y captura de la carga.	60
Configuración del módulo de reacción, Reactor-Regenerador en el entorno de simulación.	65
Calibración del simulador.	69
Tipo de carga a seleccionar.	71
Corriente de carga y efluente del par reactor-regenerador.	73
Selección del Catalizador.	82
Condiciones de operación.	85
Vista del módulo del par Reactor-Regenerador con solución encontrada.	90
<i>Resultados y Análisis sobre las modificaciones a realizarse en el par Reactor-Regenerador para la planta FCC-I.</i> _____	93
Análisis de Variables.	107
Relación de Catalizador / Carga Fresca (Gasóleos).	109
Flujo de Alimentación.	109
Temperatura de la Alimentación.	110
Presión en el Reactor.	110
Temperatura en el Reactor.	111
Flujo de Recirculación.	111
Manejo de Catalizador.	112
Variables de Operación del Regenerador.	114
Distribución de Aire.	114
Condición del Catalizador.	115
Combustión de Coque.	115
Flujo de Aire de Combustión.	116
Temperatura de la Fase Densa.	118
Taza de Recirculación de Catalizador.	118
Nivel del Regenerador.	119
Presión del Regenerador.	119
Aceite Antorcha (Torch Oil).....	120
Ajuste de Rendimientos – Ecuación Delta 90%.	121
Selectividad de la Gasolina.	121
Recuperación de C ₃ Y C ₄	121
Pérdidas de Catalizador.	122
Criterios de Selección de modelos.	124
Determinación de condiciones de operación para el incremento de gasolina catalítica.	125
<i>Conclusiones.</i> _____	126

Glosario.	128
Bibliografía.	134
Anexo I	135

Índice de Tablas.

Tabla 1. Situación Tecnológica existente en el Sistema Nacional de Refinación.	16
Tabla 2. Flujos másicos de diseño para casos de operación 1 y 1M en la FCC-1.	29
Tabla 3. Flujos másicos de vapor de diseño para casos de operación 1 y 1M en la FCC-I.	33
Tabla 4. Nombres y Formula Química de diferentes minerales (zeolitas naturales).	52
Tabla 5. Parámetros de caracterización de carga a planta FCC-I.	70
Tabla 6. Condiciones ambientales y meteorológicas locales medidas.	87
Tabla 7. Rendimiento de los productos calculados con HYSYS V.8.0.	93
Tabla 8. Propiedades de los productos en grupos de corte calculados en HYSYS V.8.0.	94
Tabla 9. Riser-Reactor, condiciones de alimentación, velocidades y tiempos de residencia calculados en HYSYS V.8.0.	94
Tabla 10. Datos de regenerador calculados en HYSYS V.8.0.	95
Tabla 11. Sumario de flujos de aire inyectado al regenerador calculados en HYSYS V.8.0.	95
Tabla 12. Balance de energía, balance en el reactor calculado en HYSYS V.8.0.	96
Tabla 13. Balance de energía, temperaturas de la carga calculadas en HYSYS V.8.0.	97
Tabla 14. Balance de energía, calor de reacción calculado en HYSYS V.8.0.	97
Tabla 15. Balance de energía de coque en regenerador, calculados en HYSYS V.8.0.	97
Tabla 16. Balance de energía, distribución de azufre y coque porcentual calculados en HYSYS V.8.0.	97
Tabla 17. Comparativo de rendimientos de productos a la salida del reactor reales vs calculados en HYSYS V.8.0.	98
Tabla 18. Análisis básico de parámetros de las alimentaciones cargadas a las unidades FCC.	100
Tabla 19. Total de metales presentes en la carga con los generados por el simulador.	102
Tabla 20. Concentración de metales en catalizador de equilibrio calculados con HYSYS V.8.0.	104
Tabla 21. Manejo de catalizador fresco.	104
Tabla 22. Análisis tipo "Assay" del efluente del reactor.	104

Índice de Ilustraciones.

Ilustración 1. Esquema original de las plantas albergadas en la refinería. Proceso de 175 MBD Promedio.....	17
Ilustración 2. Esquema refinería después de reconfiguración. Proceso de 246 MBD promedio. ...	18
Ilustración 3. Esquema Refinería después de Reconfiguración mostrando la planta FCC-I como interés particular del presente trabajo.....	19
Ilustración 4. Condiciones de los límites de batería para las materias primas y productos de la planta FCC-I.	21
Ilustración 5. Diagrama simplificado del par Reactor-Regenerador en una planta FCC I con tecnología de Stone and Webster.....	23
Ilustración 6. Soplador de Aire y Calentador de aire a Fuego Directo para fluidización de catalizador y combustión de coque depositado en sitios activos del catalizador	35
Ilustración 7. Vista lateral del Anillo Interior.....	36
Ilustración 8. Vista lateral del Anillo Exterior.....	36
Ilustración 9. Vista de Planta de los Dos Anillos.....	37
Ilustración 10. Tolvas de Almacenamiento de Catalizador.....	39
Ilustración 11. Sistema de Gas Efluente (Combustión).....	40
Ilustración 12. Esquema Típico de los Ciclones.....	42
Ilustración 13. Vista lateral del Separador Terciario.....	44
Ilustración 14. Arreglo de Planta de los Ciclones de la Tercer Etapa de Separación.....	44
Ilustración 15. Vista Lateral y de Planta del Separador Ciclónico de Cuarta Etapa FFC-105.....	45
Ilustración 16. Cámara de Orificios FV-102.....	46
Ilustración 17. Generador de Vapor del Gas Efluente CB-101	48
Ilustración 18. Tabla de comparación de parámetros entre la Zeolita USY y la Zeolita β	50
Ilustración 19. Ordenamiento de los átomos de Silicio, Oxígeno e Hidrógeno en una Zeolita al perder átomos de Aluminio.....	50
Ilustración 20. Ingreso de datos a HYSYS V.8.0.....	55
Ilustración 21. Selección de componentes puros, base de datos HYSYS V.8.0.....	56
Ilustración 22. Creación de grupo de componentes hipotéticos.....	57
Ilustración 23. Acotación de temperatura de componentes hipotéticos.....	57
Ilustración 24. Estimación de propiedades a partir de puntos de ebullición de componentes hipotéticos.....	58
Ilustración 25. Creación de la base del paquete de fluido. "Fluid Package".....	60
Ilustración 26. Selección del algoritmo de cálculo, SRK.....	60
Ilustración 27. Caracterización de la carga a inyectar al par Reactor-Regenerador "Petroleum Assay".....	61
Ilustración 28. Vinculación del algoritmo de cálculo con las propiedades a calcular de la carga...62	62
Ilustración 29. Inserto de rangos de temperatura de corte o punto de ebullición y porcentaje de rendimiento volumétrico.....	63
Ilustración 30. Captura de rangos de temperatura y temperaturas de ebullición.....	63
Ilustración 31. Captura de propiedades de la carga (Azufre, Viscosidad, Densidad, etc.).....	64

Ilustración 32. "Petroleum Assay" calculado y completo.	64
Ilustración 33. Selección de módulo del par Reactor-Regenerador para FCC.	65
Ilustración 34. Selección de nueva unidad FCC.	66
Ilustración 35. Configuración general de Riser y Regenerador (paso 1).	67
Ilustración 36. Captura dimensiones de Riser-Regenerador y sección de separador de catalizador (paso 2).	67
Ilustración 37. Pérdidas de calor en la unidad FCC (paso 3).	68
Ilustración 38. Calibración y generación de nuevo set de factores de calibración en el ambiente de simulación (paso 4).	69
Ilustración 39. Importación de tipo de carga inyectada al Reactor-Regenerador.	72
Ilustración 40. Ruta de ubicación del tipo de carga para FCC en HYSYS. V.8.0	72
Ilustración 41. Actualización de base de datos de la carga a inyectar.	73
Ilustración 42. Corrientes de influente y efluente.	74
Ilustración 43. Especificación de influente al par Reactor-Regenerador.	75
Ilustración 44. Captura del "Assay" generado previamente.	76
Ilustración 45. Importación de "Assay" de carga capturado y calculado.	76
Ilustración 46. Selección de "Assay" de carga Generado para importación al entorno de simulación.	77
Ilustración 47. Vista de composiciones generadas y calculadas para componentes hipotéticos.	78
Ilustración 48. Especificación de condiciones de operación de alimentación de carga al reactor FCC.	79
Ilustración 49. Condiciones de operación aceptadas por el simulador.	79
Ilustración 50. Conexión de corriente de alimentación a la unidad de reacción.	80
Ilustración 51. Conexión de efluente de la unidad de reacción.	81
Ilustración 52. Vinculación de influente con la carga importada de la base de datos.	81
Ilustración 53. Importación de catalizador de la base de datos de HYSYS V.8.0.	82
Ilustración 54. Ruta de ubicación del catalizador de la base de datos de HYSYS V.8.0	83
Ilustración 55. Vista de catalizador A/F-1 (catalizador genérico)	83
Ilustración 56. Captura de datos de operación para catalizador.	84
Ilustración 57. Captura de cantidad de catalizador y de metales.	84
Ilustración 58. Captura de las condiciones de operación sección de alimentación a unidad de reacción.	85
Ilustración 59. Condiciones de operación en zona de riser/reactor.	86
Ilustración 60. Captura de condiciones de operación y condiciones meteorológicas.	88
Ilustración 61. Condiciones de operación, control de presión entre el regenerador-reactor.	89
Ilustración 62. Vista desde el "Enviroment" de la ventana del módulo de reacción con solución encontrada.	90
Ilustración 63. Vista 2 desde el entorno general de simulación con solución encontrada.	90
Ilustración 64. Vista 3, de módulo de reacción operativo.	91
Ilustración 65. Vista 4, de módulo de reacción operativo y con TAG asignado.	91
Ilustración 66. Metales contenidos en la carga para cálculo de metales en equilibrio.	102

Ilustración 67. DFP de la sección de reacción de la planta de desintegración catalítica de lecho fluidizado (FCC).	135
Ilustración 68. Esquema general de la sección de conversión de la Planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado FCC.	136

Objetivos.

1. Crear la evaluación apoyándose en el simulador Hysys V.8.0 con la finalidad de hacer ofrecer un producto a la refinería que permita el análisis y optimización de su proceso facilitando la toma de decisiones técnica y operativamente.
2. Elaborar un comparativo en la información calculada por el simulador y la información real con la finalidad de establecer la utilidad del simulador como herramienta de análisis específicamente para el módulo de reacción de una planta de Desintegración Catalítica (Cracking) de Lecho Fluidizado (FCC).
3. Sentar las bases para una evaluación económica para una disminución de costos operativos al evitar pruebas en falso en plantas piloto o en plantas de mayor escala así como una posible evaluación térmica a futuro.

Resumen.

La evaluación técnica de un proceso reconfigurado para la planta FCC parte de la idea de hacer un comparativo en las modificaciones realizadas en la planta así como ofrecer una herramienta alterna al análisis del proceso del craqueo de hidrocarburos con moléculas más complejas en moléculas más simples, dicho análisis se soportó sobre el módulo de la sección de reacción establecido en el simulados HYSYS V.8.0®. Que es parte de la familia de programas que provee la compañía Aspen Tech.

El objetivo principal de la simulación es saber que tan cercano o que tan lejano esta de los resultados obtenidos en comparación con los reales de la planta y de ser posible usarse como datos confiables, con lo cual se cubrirían al menos dos aspectos importantes: Diseño de proceso en simulador y su optimización a futuro.

Si el diseño del proceso y las optimizaciones son posibles realizarlas en el paquete de herramientas que provee la compañía Aspen Tech, entonces será posible una mejoría a futuro en costos de ingeniería y costes de operación.

Antecedentes.

La Refinería actualmente desarrolla un completo proyecto de reconfiguración, que le permitirá afrontar los retos del siglo XXI, como un centro de trabajo moderno y rentable.

Una Refinería cuenta hoy con 31 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos. Tiene una extensión de 800 hectáreas, donde se ubican las instalaciones necesarias para procesar 190,000 barriles diarios de petróleo crudo y 30,000 barriles de líquidos de Mezcla de Butanos. Además cuenta con un sector donde existen 3 plantas que procesan diariamente 170,000 barriles de petróleo crudo tipo Maya.

Este trabajo se enfocará hacia la Planta de Desintegración (Cracking) Catalítica de Lecho Fluidizado (FCC) y la primera pregunta obligada es:

¿Qué es la desintegración catalítica?

Es el proceso que consiste en fragmentar las moléculas de hidrocarburos más grandes, pesadas o complejas, en moléculas más ligeras y simples. Si se realiza en una atmósfera de hidrógeno se conoce como un proceso de hidrodésintegración, cuando este proceso se alcanza por la aplicación de calor únicamente, se conoce como desintegración térmica, si se utiliza un catalizador se conoce como desintegración catalítica. La utilización de este proceso permite incrementar el rendimiento de gasolina y de otros productos importantes que tienen aplicaciones diversas en la industria del petróleo. La función principal de este proceso es la obtención de gasolina catalítica de alto octano.

Introducción.

Típicamente, el proceso de una planta FCC es utilizado para convertir excesos de gasóleos de refinería y corrientes de refinería más pesados en gasolinas, olefinas C3 y C4, y aceite cíclico ligero generalmente.

El Sistema Nacional de Refinación (SNR) cuenta con seis refinerías distribuidas por toda la República Mexicana. Se cuenta con una capacidad instalada de 357,000 barriles/día para las unidades de desintegración catalítica (FCC) y de 244,000 barriles/día en las de reformación. Ambos procesos se caracterizan por tener condiciones de operación fijadas para incrementar la oferta de combustibles automotrices e industriales para consumo nacional y exportación.

Las unidades de descomposición catalítica usualmente están diseñadas con cinco secciones:

- 1) Desintegración catalítica (Zona de Reacción)
- 2) Fraccionamiento
- 3) Compresión de gas y estabilización de gasolina
- 4) Tratamientos
- 5) Fraccionamiento de gas licuado.

La sección más importante es la desintegración catalítica, la constituye el par reactor-regenerador (Zona de Reacción), que es donde se desintegra la mezcla de gasóleos al ponerse en contacto con el catalizador caliente que fluye en forma de polvo.

La carga de alimentación a esta unidad pueden ser gasóleos atmosféricos, de vacío, de coquizado descompuestos térmicamente, aceites desfaltados por solventes, extractos de lubricantes así como los fondos de la hidrodesección. Y los productos que se obtienen son gas ácido, gas seco, propano, propileno, butano-butileno, gasolina catalítica (con alto contenido de octano), aceite cíclico ligero y aceite decantado.

Aunque la gasolina es el producto más deseado de un proceso FCC, las variables de operación y diseño pueden ser ajustadas para maximizar otros productos.

Los tres principales modos de operación de FCC son la producción máxima de gasolina, de aceite cíclico ligero y la producción de olefinas ligeras, frecuentemente referida a operación LPG máxima.

La tabla 1, explica la situación tecnológica existente en cuanto al par Reactor-Regenerador en el Sistema Nacional de Refinación.

Situación Tecnológica Existente en el Sistema Nacional de Refinación.

Tabla 1. Situación Tecnológica existente en el Sistema Nacional de Refinación.

Refinería	Planta existente	FCC	Modelo Licenciador	o Capacidad
"Gral. Lázaro Cárdenas" en Minatitlán Veracruz.	Planta tipo dos cuerpos separados		Licenciador original: UOP Licenciador Nuevo: Stone and Webster.	27,500 BPD.
"Ing. Héctor R. Lara Sosa" en Cadereyta Nvo. León.	Planta tipo dos cuerpos estibados		Licenciador original: W.Kellogg´s. Licenciador Nuevo: UOP.	40,000 BPD
"Francisco I. Madero" en Cd. Madero Tamaulipas.	Planta tipo dos cuerpos estibados		Licenciador original: Stone and Webster. Licenciador Nuevo: ABB Limmus-IMP	30,000 BPD
"Ing. Antonio Dovali Jaime" en Salina Cruz Oaxaca.	Planta tipo dos cuerpos estibados		Licenciador original: W.Kellogg´s. Licenciador Nuevo: ABB Limmus	40,000 BPD
"Ing. Antonio M. Amor" Slamanca Guanajuato.	Planta tipo dos cuerpos estibados		Licenciador original: W.Kellogg´s.	40,000 BPD
"Miguel Hidalgo" en Tula Hidalgo.	Planta tipo dos cuerpos estibados		Licenciador original: W.Kellogg´s.	40,000 BPD

Esquemas de la Refinería Original y Después de la Reconfiguración.

Actualmente la refinería ha concluido con su etapa de reconfiguración, incrementando el número de plantas que alberga, así como el proceso de crudo, en este documento se tiene particular interés en la planta catalítica I (FCC-I) de la cual se profundizará en los siguientes apartados. Las ilustraciones 1, 2 y 3 muestran un panorama general de los que se hizo en la reconfiguración y hacia dónde se dirige en este proyecto.

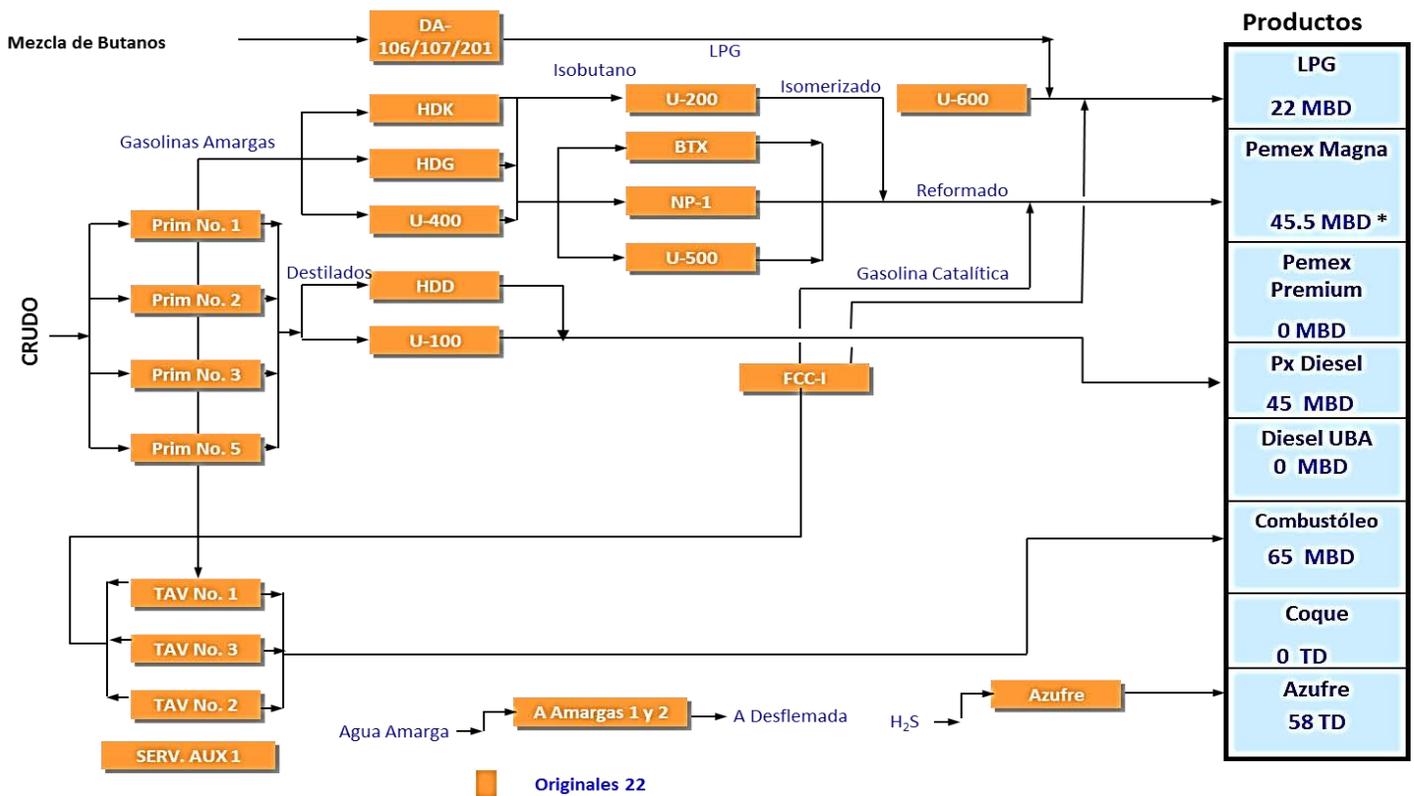


Ilustración 1. Esquema original de las plantas albergadas en la refinería. Proceso de 175 MBD Promedio.

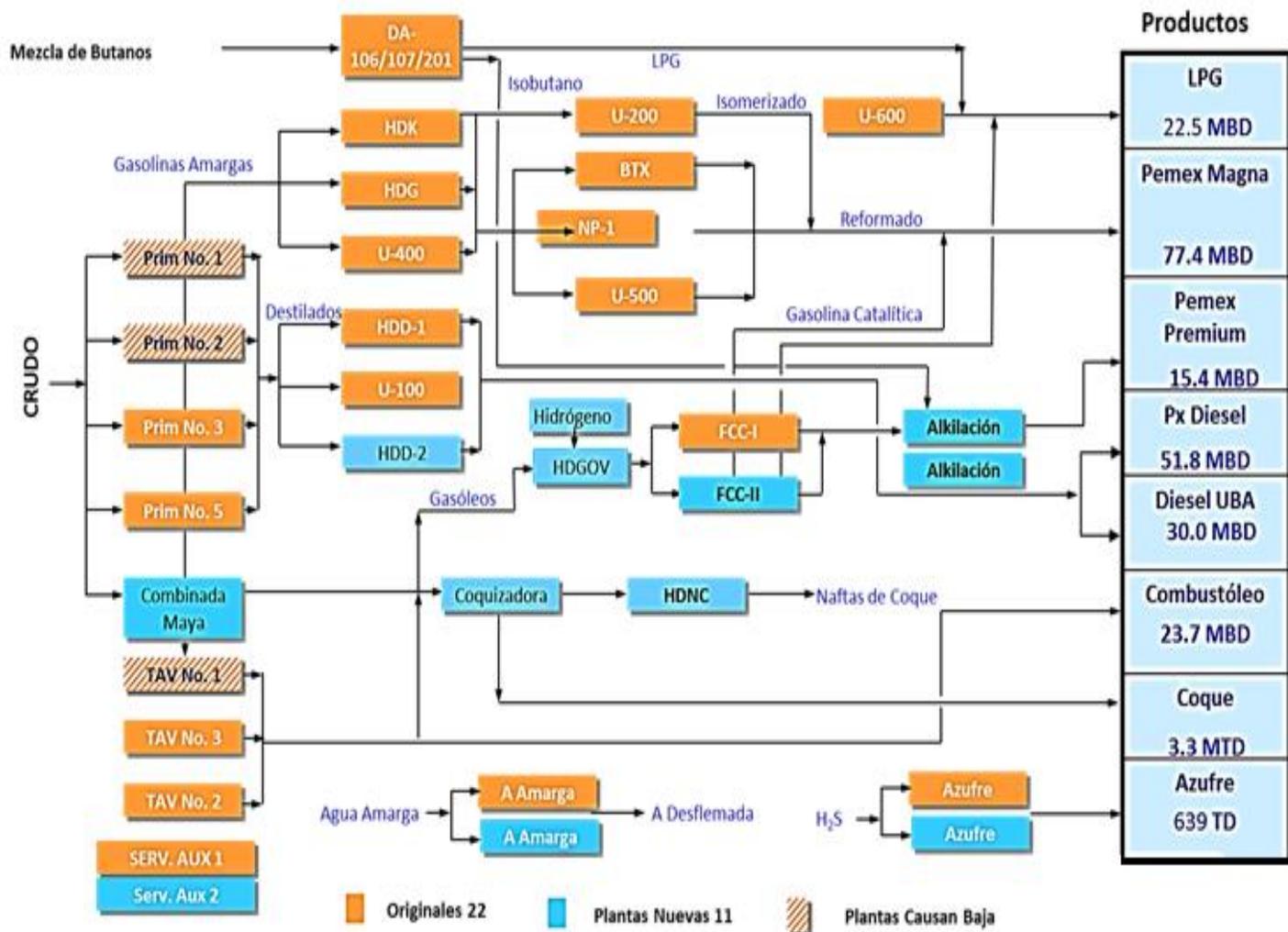


Ilustración 2. Esquema refinería después de reconfiguración. Proceso de 246 MBD promedio.

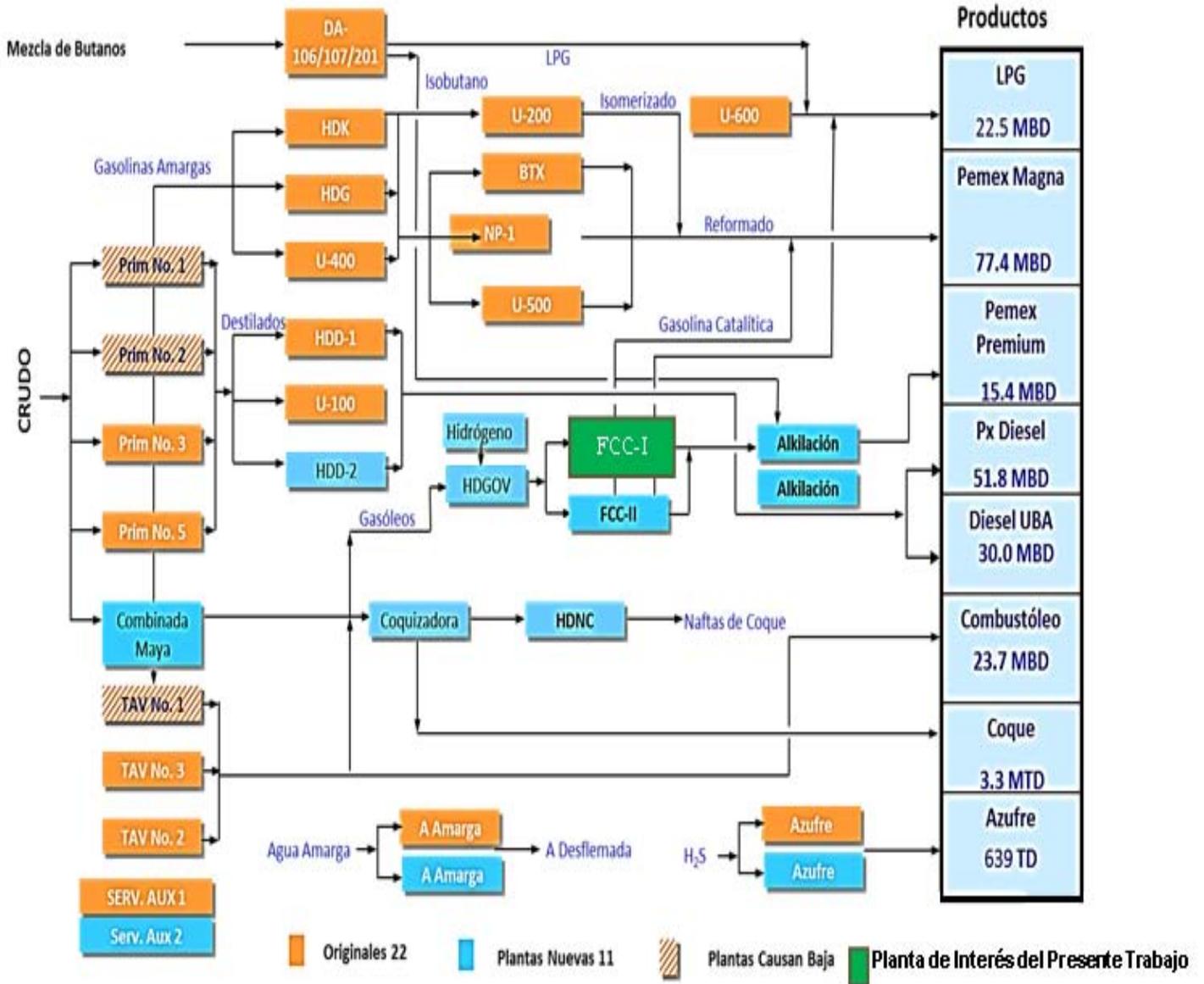


Ilustración 3. Esquema Refinería después de Reconfiguración mostrando la planta FCC-I como interés particular del presente trabajo.

Límites de Batería.

Requerimientos en los límites de Batería.

La alimentación principal a la planta, proviene de un tanque de balance, localizado fuera de límites de batería, el cual recibe productos de las plantas combinadas y de la planta hidrodesulfurizadora de coque.

Todas las líneas en límites de batería deben contemplar un doble bloqueo con purga intermedia.

Las líneas de entrada y salida de insumos-productos deben contar con medidores de flujo e indicación al sistema de control distribuido.

Las interconexiones en límites de batería de líneas de vapor de agua contarán con doble bloqueo, con la desviación (bypass) correspondiente para calentamiento y con válvula de purga entre válvulas.

Condiciones en los límites de Batería.

La ilustración 4 muestra las condiciones en el límite de baterías, para las materias primas y para los productos.

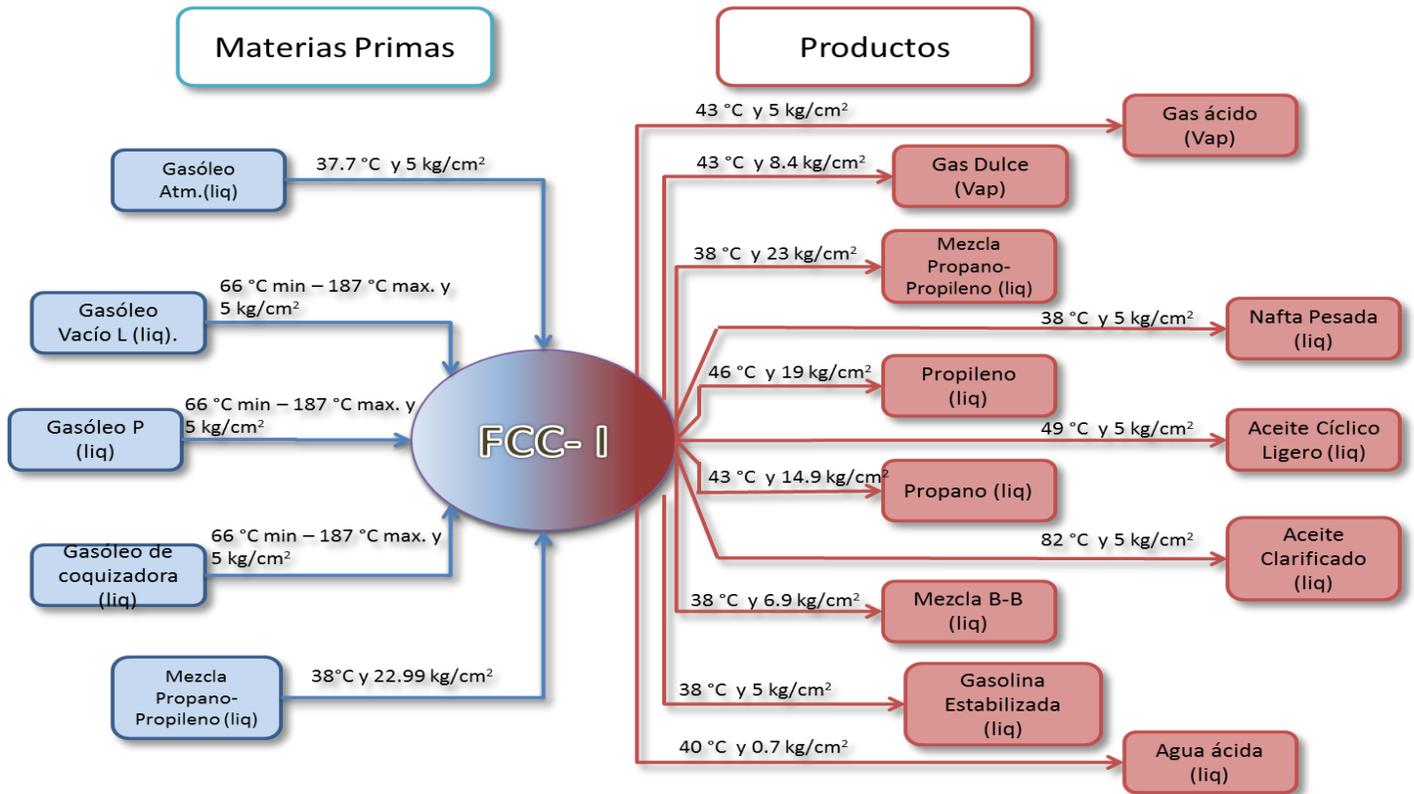


Ilustración 4. Condiciones de los límites de batería para las materias primas y productos de la planta FCC-I.

Proceso de Desintegración (Cracking) Catalítica de Lecho Fluidizado.

Tecnología diseñada e implementada por Stone & Webster de una planta de desintegración catalítica de lecho fluidizado FCC.

La ilustración 5 es un diagrama simplificado del par reactor-regenerador en una planta FCC con tecnología de Stone & Webster, y que serán descritos sus módulos de forma global a continuación.

Nota 1.- Como resultado del estudio de HAZOP, esta filosofía deberá ser confirmada por Stone & Webster y la Refinería.

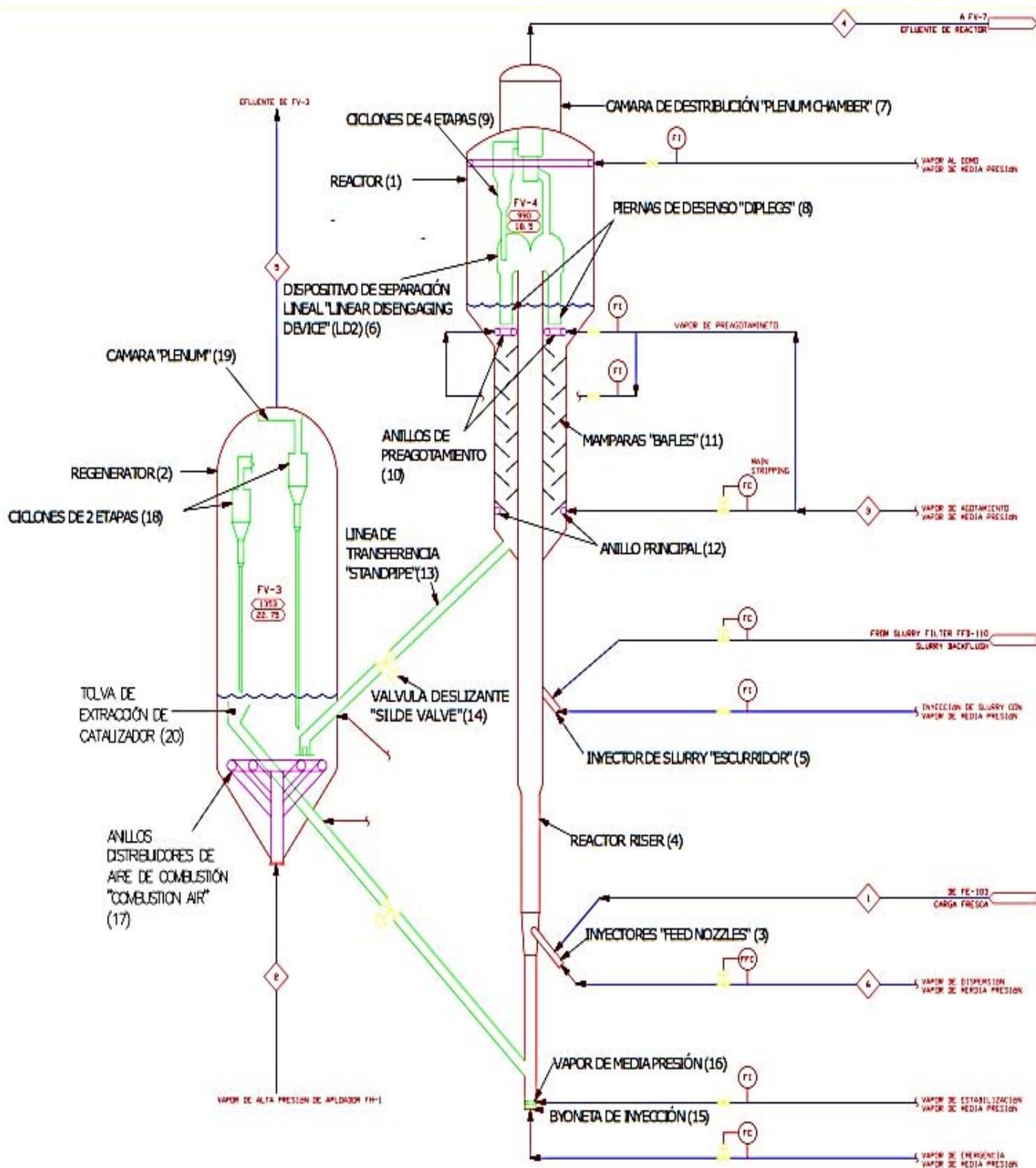


Ilustración 5. Diagrama simplificado del par Reactor-Regenerador en una planta FCC I con tecnología de Stone and Webster.

La Unidad FCC fue diseñada en 1964 con tecnología de la compañía UOP y ahora será modernizada con tecnología de Stone & Webster. La unidad FCC está siendo modernizada para procesar 30,250 barriles por día a condiciones estándar (BPSD) de una mezcla de gasóleo atmosférico, gasóleos ligero y pesado de vacío y una corriente de gasóleo de la coquizadora. El catalizador convierte los gasóleos pesados en productos más ligeros y de mayor valor comercial a altas temperaturas y moderadas presiones en la sección del reactor (FV-4) (módulo 1 de ilustración 5). En el transcurso de la partición (desintegración) de grandes moléculas de hidrocarburos en moléculas más pequeñas, se deposita en el catalizador una cantidad importante de carbón de coque. El coque desactiva la actividad de desintegración del catalizador, bloqueando el acceso a los sitios activos del catalizador. Para efectuar la regeneración del catalizador, los depósitos de coque en el catalizador son quemados con aire en el Regenerador (FV-3) (módulo 2 de ilustración 5).

En las unidades FCC, la fase vapor en el reactor tubular fluidiza el catalizador y los hidrocarburos, mientras que en el lado del regenerador, el medio de fluidización es aire y gases de combustión. Por este medio, la fluidización permite al catalizador regenerado caliente entrar en contacto con la carga fresca, el catalizador caliente vaporiza la alimentación líquida y catalíticamente desintegra la alimentación vaporizada para formar productos de hidrocarburos más ligeros. Después de que los hidrocarburos gaseosos son separados del catalizador gastado, los vapores de hidrocarburos son enfriados y posteriormente fraccionados en las corrientes con los productos requeridos en el Fraccionador Principal.

Sistema del Gas de Combustión del Regenerador-General.

El gas de combustión originado en el regenerador (FV-3) (módulo 2 de ilustración 5) es usado para la generación de vapor de alta presión (HP) en el Enfriador de Gas de Combustión (Flue Gas Cooler) (CB-101). El gas de combustión sale del regenerador e inmediatamente entra al separador terciario de catalizador. El diseño de este separador terciario usa una corriente de gas de combustión por el fondo del separador de aproximadamente 3% del flujo total, para la remoción del catalizador recuperado del recipiente del separador terciario. El catalizador recuperado y el gas de combustión entran

a un ciclón de la cuarta etapa en donde el catalizador es separado del gas de combustión que transporta el catalizador. El gas de combustión recuperado, es regulado por medio de un orificio de restricción localizado a la salida de la cuarta etapa ciclónica. Los gases de combustión recuperados son procesados con el gas de combustión proveniente de la cámara de orificios mientras que el catalizador recuperado es almacenado durante un máximo de dos días en la tolva del separador ciclónico de la cuarta etapa. A la salida de los gases de combustión por la parte superior del separador terciario, una válvula deslizante de doble disco es usada para controlar la presión diferencial entre el reactor y el regenerador. Una caída de presión normal de la válvula deslizante de doble disco, es de aproximadamente 7 psi. La presión remanente es reducida vía una cámara de orificio hasta una presión suficiente para contrarrestar las pérdidas hidráulicas del enfriador de gas de combustión CB-101 (Flue Gas Cooler) para posteriormente ser emitido a la atmósfera.

En el regenerador (FV-3) (módulo 2 de ilustración 5), el calor de combustión incrementa la temperatura del catalizador a un rango de entre 649 °C a 746.1 °C (1200 °F a 1375 °F). El propósito de la regeneración es la reactivación del catalizador gastado de tal forma que cuando el catalizador se regresa al reactor, este está en óptimas condiciones para realizar su función como catalizador. La función del regenerador es la de quemar el coque de las partículas de catalizador y suministrar energía calorífica al catalizador circulante. Esta energía transportada con el catalizador regenerado es usada para vaporizar y calentar los vapores del aceite de alimentación a la temperatura requerida por la reacción en el reactor tubular. También proporciona el calor de reacción requerido para la fragmentación de las moléculas de la alimentación al nivel de la conversión requerida. El catalizador caliente y regenerado es pre-acelerado con vapor en la línea de transferencia de catalizador regenerado y en la "Y" en la base del reactor, antes de entrar en contacto con los hidrocarburos.

Sistema de Reacción -General.

La carga fresca es inyectada a través de cuatro nuevos inyectores de carga cuyo diseño es propiedad de Stone & Webster. Los inyectores (módulo 3 de ilustración 5) están

posicionados radialmente aproximadamente a 10 ft (3.048 m), sobre la base del Reactor tubular (Riser) (módulo 4 de ilustración 5). Los inyectores usan vapor de dispersión para atomizar la carga al reactor. La carga es finalmente atomizada por los inyectores y es alimentado con una espesa en forma de abanico sobre la fase densa de catalizador regenerado caliente proveniente del regenerador. El catalizador regenerado caliente se mezcla con el aceite proveniente de los inyectores y lo vaporiza. Hay un **inyector de "lodo"** (Slurry) localizado arriba de los inyectores (módulo 5 de ilustración 5) de carga fresca y este recibe de forma **intermitente el "lodo" (Slurry)** proveniente del retrolavado de los **filtros de "slurry" (escurridor)**.

Mientras que los hidrocarburos y el catalizador son transportados hacia la parte superior del Reactor tubular (Riser), las moléculas de los hidrocarburos son fragmentadas (desintegradas) produciendo gasolina y productos más ligeros, aceites cíclicos y carbón (coque). La ingeniería de Stone & Webster está considerando el empleo de un nuevo Reactor tubular (Riser), la parte externa del Reactor tubular (Riser) es de un diseño tipo Pared Fría. Al final del Reactor tubular (parte superior), vapor de agua, catalizador y vapores de los hidrocarburos pasan a través de un Dispositivo de Separación Lineal o **también llamado "Linear Disengaging Device" (LD2)** (módulo 6 de ilustración 5) cuyo diseño es propiedad de Stone & Webster. Los vapores dejan el LD2 a través de los tubos de vapor y descargan en una nueva cámara interna (plenum chamber) (módulo 7 de ilustración 5) del reactor. Las reacciones de degradación fuera del Reactor tubular son minimizadas en el LD2 debido a la reducción del tiempo de residencia de los vapores en el espacio diluido del reactor. El catalizador viaja hacia abajo a través de las piernas de descenso del catalizador del LD2 (diplegs) (módulo 8 de ilustración 5) y son descargados sobre el lecho del catalizador en el agotador.

Los gases provenientes del agotador fluyen hacia la cámara del reactor a través de una apertura alrededor del tubo de gas (diplegs del LD2). El reactor cuenta con cuatro ciclones de una sola etapa, los cuales son cerrados y están acoplados a la cámara del reactor (módulo 9 de ilustración 5), separan el catalizador arrastrado del reactor tubular (Riser) y de los vapores provenientes del agotador. Los hidrocarburos, vapor de agua y un poco

de catalizador fluyen de los ciclones del reactor a la nueva cámara del reactor y de ahí a la línea del efluente del reactor y finalmente al fraccionador principal. Las piernas de descenso (diplegs) del catalizador de los ciclones del reactor, descargan el catalizador justo arriba de las piernas de descenso de catalizador del LD2 (diplegs).

Los anillos de pre-agotamiento (módulo 10 de ilustración 5) de catalizador están localizados por abajo de las piernas de descenso del catalizador del LD2 para agotar el material de hidrocarburos volátiles justo cuando el catalizador llega al agotador. Sin este agotamiento inicial, los hidrocarburos volátiles absorbidos por el catalizador pueden reaccionar y formar coque poliédrico mientras el catalizador viaja a través del agotador. Nuevas mamparas (baffles) (módulo 11 de ilustración 5) son adicionados para incrementar y mejorar el contacto entre el vapor de agotamiento y el catalizador. Un anillo principal (módulo 12 de ilustración 5) está localizado por debajo de la última mampara. Refractario es adicionado en las paredes del agotador existente convirtiendo al agotador existente en un agotador con diseño tipo pared fría.

Una línea de transferencia (tubo vertical) de catalizador gastado del tipo pared fría (standpipe) (módulo 13 de ilustración 5) transporta el catalizador gastado proveniente del agotador de catalizador a través de una válvula deslizante (Slide valve) (módulo 14 de ilustración 5) nueva con diseño tipo pared fría. La nueva válvula deslizante con diseño tipo pared fría controla el nivel en el agotador de catalizador. El nivel normal de catalizador en el agotador es de 3 pies arriba de la salida de las piernas de descenso del catalizador del LD2.

Sistema de Reacción - Alimentación.

El sistema de inyección de aceite al reactor tubular (Riser), para este proyecto, consiste de dos áreas separadas: Carga fresca a la unidad FCC y del "retrolavado" del sistema de filtración del Slurry.

Vapor de dispersión es suministrado a cada inyector para promover la atomización y vaporización de la alimentación al reactor. En el caso de un paro de emergencia, la válvula de control de flujo del vapor de dispersión abre automáticamente para limpiar el reactor

tubular de aceite y catalizador, previniendo que el catalizador pierda su fluidización y caiga al fondo del reactor tubular. Vapor adicional de emergencia puede ser suministrado a través de una lanza (bayoneta) de vapor de 4", localizada en la base (fondo) del reactor tubular (módulo 15 de ilustración 5). Vapor de media presión (MP) es usado como vapor de dispersión (módulo 16 de ilustración 5).

Un solo inyector está localizado por arriba de los inyectores de carga fresca, este inyector (cuyo diseño no es propiedad de Stone & Webster) maneja el Slurry. El Slurry proveniente de retrolavado contiene partículas finas de catalizador. Como la corriente del Slurry del retrolavado a los filtros, tiene características muy erosivas, esta corriente, nunca se deberá de alimentar a los inyectores de carga fresca

Sistema de Reacción - Reactor tubular.

El calor sensible de vaporización y el calor de reacción requerido por la alimentación, es suministrado por el catalizador regenerado caliente. La "Y" en la sección del fondo del reactor tubular puede causar turbulencias de flujo del catalizador a través del reactor, por lo tanto, una zona de alta densidad es incluida para absorber cualquier perturbación y estabilizar el flujo del catalizador durante la transición al flujo vertical ascendente. Vapor de estabilización es introducido en la sección de la "Y" vía un anillo distribuidor (módulo 16 de ilustración 5) y una lanza (bayoneta) (módulo 15 de ilustración 5) de vapor para promover un flujo suave y homogéneo del catalizador mientras que el catalizador fluye en forma ascendente hacia las boquillas de inyección de carga fresca. El distribuidor de vapor está localizado cerca de la base del reactor tubular. La operación del reactor deberá inicialmente fijar el vapor de estabilización en la "Y" de acuerdo con la tabla 2.

Tabla 2. Flujos máxicos de diseño para casos de operación 1 y 1M en la FCC-1.

Vapor de Media	Unidades		Normal				Diseño	
			Caso 1		Caso 1M			
Estabilización	lb/hr	Kg/hr	345	156.48	392	177.80	490	222.26
Emergencia	lb/hr	Kg/hr	318	144.24	318	144.24	6,167	2797.30
Fluidización	lb/hr	Kg/hr	300	136.07	300	136.07	366	166.01

El flujo recomendado del vapor de estabilización será el que proporcione una densidad del catalizador dentro de la sección del sello invertido de 25 lb/ft³. El vapor de fluidización en la sección de 45° de la "Y" y el vapor de estabilización (Tabla 2) en la sección del sello invertido, aseguran el flujo de catalizador aunque el catalizador alcance la sección de los inyectores de carga.

El rompimiento térmico y catalítico de las moléculas de hidrocarburos (desintegración catalítica) se efectúa durante **dos segundos** en contacto con el catalizador en el reactor tubular hasta que la mezcla reaccionante acelera hacia el Dispositivo de Terminación del Reactor tubular RTD (Riser Termination Device LD2).

El catalizador es rápidamente separado de la mezcla de los hidrocarburos/vapor de agua en el dispositivo de separación LD2 al final del reactor tubular (Riser). Una separación rápida es necesaria para evitar que continúen las reacciones no deseadas, las cuales producen gas a costa de la gasolina. Efectos inerciales impactan al catalizador contra las paredes del LD2 y posteriormente hacia abajo dentro de las piernas de descenso del catalizador del LD2. Los hidrocarburos desintegrados y vapor de agua junto con pequeñas cantidades arrastradas de catalizador dejan el LD2 (Riser Termination Device - RTD) a través de los tubos de gas, los cuales están dirigidos a la cámara del reactor (plenum chamber). Los vapores del agotador entran a la cámara del reactor vía un hueco (espacio) entre los tubos del gas y la cámara del reactor.

Los vapores de hidrocarburos y catalizador arrastrado pasan a través de cuatro ciclones de alta eficiencia de una etapa para completar la separación de catalizador de los hidrocarburos, hasta aquí minimizando la cantidad de catalizador perdido hacia el Fraccionador Principal. Los ciclones están directamente acoplados a la cámara (plenum)

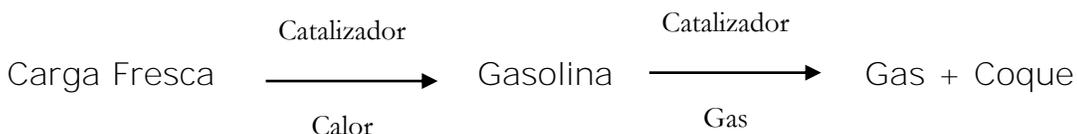
del reactor. Las piernas de descenso del catalizador terminan en el lecho de catalizador y tienen válvulas **de compuerta "check" de flujo lento selladas en el catalizador ("Shrouded Trickle Valves")** para asegurar un sello positivo. Los productos de la reacción, inertes, vapor de agua y una mínima cantidad de catalizador fluyen a la zona de Quench (Zona de enfriamiento) del fraccionador principal. Las pequeñas cantidades de catalizador contenidas en los vapores provenientes del reactor son llevadas fuera del fraccionador por el producto de los fondos (Slurry).

La presión del reactor está oscilando sobre la succión del compresor de gas húmedo y, por lo tanto, no es controlada en forma directa en la sección del convertidor.

La temperatura a la salida del reactor tubular es controlada por la posición de la válvula deslizante en la línea de catalizador regenerado y es medida y controlada en la entrada de los tubos de vapor del LD2.

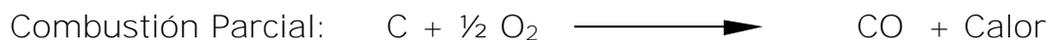
Proceso de Desintegración (Cracking).

El proceso de desintegración (Cracking) en el Reactor FV-4 es endotérmico y puede ser descrito con una pseudo-cinetica de segundo orden. La temperatura de reacción es controlada mediante el ajuste de la alimentación de catalizador caliente del Regenerador FV-3 al Reactor FV-4. La producción de hidrocarburos ligeros (como por ejemplo la Gasolina) es controlada por un mecanismo de reacciones consecutivas que pueden ser representadas como:



Una pequeña cantidad de la alimentación es convertida directamente en Gas y Coque. Como consecuencia, la selectividad inicial hacia la Gasolina es en un rango de 0.8 - 0.9, dependiendo de la facilidad de los Gasóleos a la desintegración y a la calidad del catalizador.

El coque producido puede ser quemado en presencia de oxígeno para producir el calor requerido por la reacción.



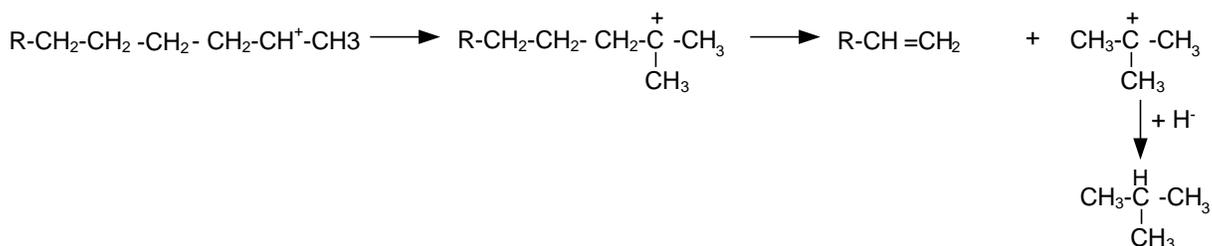
Tan pronto, como la temperatura de la mezcla está por arriba de los 504 °C (940 °F), algunas reacciones por desintegración térmica pueden empezar a sucederse especialmente cuando ocurren diferenciales radiales de temperatura no uniformes debido a una insuficiente mezcla de la relativa fría alimentación con el catalizador regenerado caliente 700 °C (1292 °F).

Desintegración Térmica.



Ruptura Homolítica

Desintegración Catalítica.



La desintegración térmica toma lugar vía mecanismo de un radical de fragmentación. (Ver arriba). Después de sucesivas etapas de desintegración, un producto rico en C1 y C2 es obtenido. La cantidad de butadieno es relativamente alta, sin embargo, la producción de C4's es muy pequeña. El grado de ramificación de las moléculas es también muy pequeño.

La desintegración sobre Zeolitas de silica-alumina, o materiales similares, obtiene una diferente distribución de producto. Después de la terminación de la reacción, una parafina ramificada es obtenida (Ver arriba). Los productos principales de la desintegración catalítica están en el rango de C₄ a C₁₂. El grado de ramificación es alto y una cantidad muy pequeña de butadieno es obtenida.

Sistema de Reacción – Agotador.

Los anillos de vapor de pre-agotamiento están localizados justo por debajo de las piernas de descenso de catalizador del LD2 y sin un rápido agotamiento, los hidrocarburos volátiles absorbidos dentro del catalizador podrían de otra manera reaccionar para formar coque polimerizado mientras el catalizador fluye dentro del agotador

El agotador existente es mantenido en el nuevo diseño y utiliza 6 baffles del tipo disco y 6 del tipo dona. Se está adicionando refractario a las paredes del agotador para aislar estas del catalizador caliente dando como resultado un diseño tipo pared fría. El anillo de vapor **principal en el agotador a control de flujo, “fluidiza” el lecho de catalizador**, desplaza los hidrocarburos arrastrados y agota los hidrocarburos absorbidos por el catalizador antes de que este entre a regeneración. El coque remanente en el catalizador es quemado en el regenerador. El catalizador gastado deja el agotador justo por debajo del anillo principal del vapor de agotamiento.

Basado en el diseño de un agotador con baffles, con un tiempo de residencia adecuado y una relación de Vapor-Catalizador, el hidrógeno y coque que deja el agotador es minimizado. La distribución de los flujos de vapor de pre-agotamiento y agotamiento son los mostrados en la tabla 3.

Tabla 3. Flujos máxicos de vapor de diseño para casos de operación 1 y 1M en la FCC-I.

Vapor de Media	Unidades		Normal			
			Caso 1		Caso 1M	
Pre-Agotamiento	lb/hr	Kg/hr	1,090	494.41	1,200	544.31
Agotamiento	lb/hr	Kg/hr	3,267	1481.88	3,591	1628.85
Total	lb/hr	Kg/hr	4,357	1976.29	4,791	2173.16

Típicamente, el total del vapor de agotamiento es 2 lb (0.907 Kg) de vapor por 1,000 lb (453.59 Kg) de catalizador circulante.

El nivel es controlado en el reactor/agotador mediante la válvula deslizante de catalizador gastado usando un instrumento de nivel de rango corto, el cual es sensible a pequeños cambios en el nivel del catalizador. La pierna inferior del instrumento de rango corto está localizado cerca de la parte superior del agotador.

Sistema de Reacción - Transferencia de Catalizador Gastado.

El catalizador agotado con vapor fluye hacia el regenerador a través de la línea de transferencia de catalizador gastado y a través de la válvula deslizante de catalizador gastado (Spent Catalyst Slide Valve - SCSV). Vapor de aeración de media presión (MP) es adicionado en la línea de transferencia de catalizador gastado para tener en cuenta la compresión de vapores arrastrados y mantener una densidad adecuada y características de fluido del catalizador gastado. La válvula deslizante de catalizador gastado controla el nivel en el agotador mediante la regulación del flujo del catalizador gastado proveniente del agotador.

Sección de Regeneración de Catalizador.

Sistema de Regeneración – General.

El catalizador gastado proveniente del agotador es distribuido justo por arriba de los anillos de distribución del vapor de pre-agotamiento de combustión, el catalizador es regenerado en paralelo con el flujo de aire bajo una completa combustión hasta menos

de 0.05% de carbón. El catalizador es extraído del regenerador justo por debajo del nivel del lecho de catalizador. Muy poco monóxido de carbono es producido y el exceso de oxígeno es mantenido mediante el control de flujo del aire de combustión para una eficiente y completa combustión del coque depositado en el catalizador.

Seis nuevos ciclones de dos etapas y de alta eficiencia son empleados en el regenerador para limitar las pérdidas de catalizador desde el regenerador (módulo 18 de ilustración 5). Las piernas de descenso de catalizador están enterradas dentro del lecho de catalizador. Las piernas de descenso de catalizador de los ciclones primarios usan un diseño de platos difusores mientras que las piernas de descenso de catalizador de los ciclones secundarios emplean una válvula de flujo lento selladas parcialmente con catalizador ("Partially shrouded Trickle Valve") en la base de las piernas de descenso. El gas de combustión sale de los ciclones a la existente cámara (Plenum) del regenerador (módulo 19 de ilustración 5) y posteriormente fluyen de la línea del gas de combustión del domo del regenerador hacia los ciclones de tercera y cuarta etapa.

El nivel en el regenerador no es controlado en forma directa, pero depende de extracciones periódicas (o adiciones) que sean necesarias para mantener el nivel en la región normal de operación.

La presión diferencial entre el reactor y el regenerador es controlada por la válvula deslizante (de doble disco) del gas de combustión. Durante una operación a baja carga, puede ser necesario reducir la presión en el regenerador para minimizar la caída de presión en la válvula deslizante del gas de combustión.

Sistema de Regeneración - Soplador de Aire y Calentador de Aire a Fuego Directo.

El Soplador de Aire FC-1 es requerido para el suministro de la cantidad de aire requerida para quemar el coque en el catalizador. Dependiendo del modo de operación del Reactor y otros factores tales como la calidad de la alimentación (carga fresca), la cantidad de aire requerido fluctúa entre los 14.5 lb aire/lb coque. Esto es equivalente a 3,200 SFC

Aire / BBL Std Alimentación ($570 \text{ Nm}^3 \text{ Aire} / \text{Nm}^3 \text{ Alimentación}$). El flujo de aire será controlado sobre la base del flujo de aire requerido en el regenerador mediante el control de la velocidad de la turbina del soplador existente. Un nuevo sistema "Anti-oleaje" ("Anti-Surge") controlará una válvula en la línea de relevo para mantener el soplador fuera de "Oleajes" ("Surge"). El sistema de control de la Combustión retardada (afterburning) en el regenerador, controla la combustión retardada mediante el relevo del exceso de aire. La válvula check especial del Soplador de Aire FC-1 en la línea de descarga del Soplador de Aire, aísla el soplador del Regenerador de posibles regresos de flujo o si el Regenerador se sobrepresuriza, previniendo un flujo en reversa con catalizador caliente al soplador. El Calentador a Fuego Directo FH-1 está localizado entre el Soplador de Aire FC-1 y la entrada de Aire de Combustión en el Regenerador FV-3. Es usado para curar y secar el refractario después de alguna reparación o renovación en el Revestimiento "Lining" del Regenerador así como en el arranque normal de la planta para calentar el catalizador de Regeneración mediante la combustión de Aceite Antorcha.

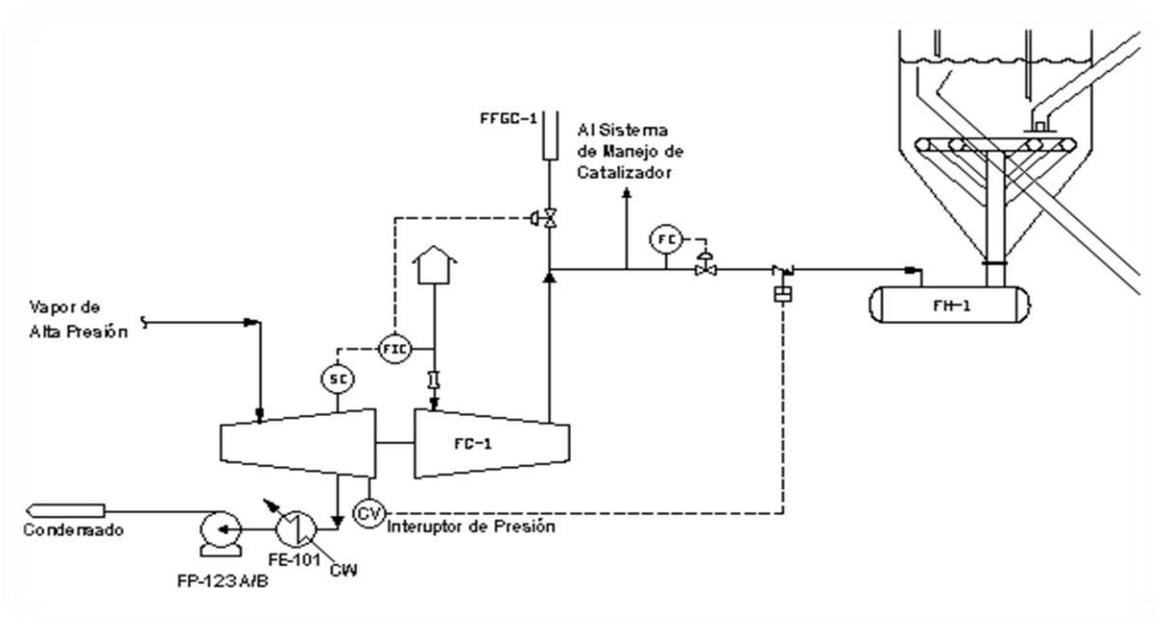


Ilustración 6. Soplador de Aire y Calentador de aire a Fuego Directo para fluidización de catalizador y combustión de coque depositado en sitios activos del catalizador

Anillos de Aire de Combustión.

El diseño consiste de un sistema de dos anillos con una campana de distribución.

El aire de combustión proveniente del calentador de aire entra en la campana de distribución de los anillos en la base del regenerador y distribuye el aire en dos anillos separados. Aproximadamente el 65% del aire fluirá a través del anillo exterior y el resto por el anillo interior.

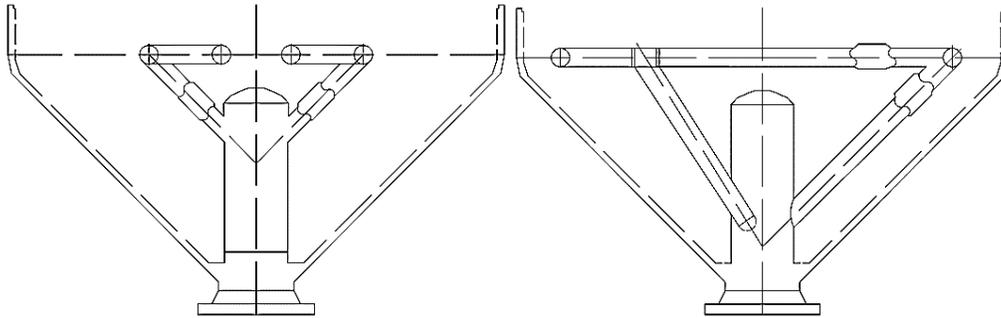


Ilustración 7. Vista lateral del Anillo Interior.

Ilustración 8. Vista lateral del Anillo Exterior.

La distribución de aire es muy importante en el rendimiento del regenerador. El sistema de distribución de aire de combustión es muy efectivo al mezclar el catalizador gastado cargado de coque proveniente del agotador de catalizador con el aire de combustión. Los anillos de aire de combustión de la unidad FCC distribuyen el aire de combustión uniformemente a través del lecho de catalizador del regenerador. El diseño de los anillos de aire de S&W usa una penetración tipo "Jet" para colocar el aire en la localización adecuada usando velocidades relativamente bajas y de esta forma evitando el desgaste del catalizador. Cada anillo tiene múltiples insertos (dual diameter nozzles), los cuales están forrados con el refractario externo de los anillos. Todos los anillos de aire tienen una cubierta externa de refractario y un diseño simple y compacto que permite alcanzar una larga vida del anillo.

Estos anillos están diseñados para operar satisfactoriamente en un amplio rango de flujos de aire, la caída de presión alrededor del anillo deberá de mantenerse arriba de **1.0 psi** a flujos reducidos para mantener una adecuada distribución y prevenir la educación

(penetración) del catalizador en el anillo, lo cual resultaría en una excesiva erosión del anillo.

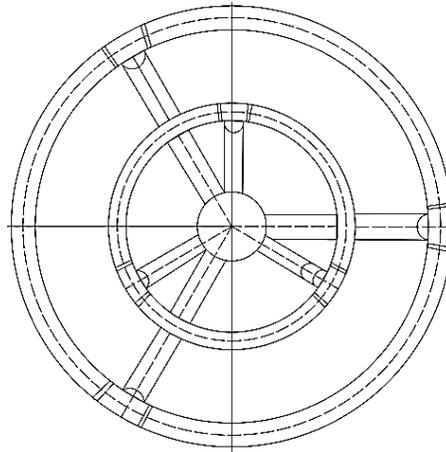


Ilustración 9. Vista de Planta de los Dos Anillos

Sistema de Regeneración - Líneas de Transferencia de Catalizador ("Catalyst Standpipes").

El catalizador fluye a través de la Línea de Transferencia de Catalizador Regenerado, la cual está recubierta con 4" de refractario desde la base del Regenerador hasta la "Y" en la base del Reactor tubular (Riser) y desde el Agotador del Reactor hasta la boquilla del Regenerador. Las partes de las líneas de transferencia de catalizador que van dentro del regenerador son de acero inoxidable y el espesor requerido de **Refractario es de 1" de espesor**. Una junta de expansión en la línea de transferencia de catalizador permite el movimiento del sistema mientras este se calienta o se enfría. Esta junta está recubierta para proteger los elementos en los fuelles de la erosión del catalizador. Una purga de aire es inyectada entre los elementos de los fuelles y el recubrimiento para mantener el área libre de catalizador. La purga de aire deberá de ser entre 5 a 10 psi por arriba de la presión en la línea de transferencia de catalizador, esta purga está controlada normalmente con un orificio de restricción.

Sistema de Regeneración - Transferencia del Catalizador Regenerado.

El catalizador regenerado caliente fluye del regenerador a través de una tolva de extracción de catalizador localizada justo por debajo del nivel normal del lecho de

catalizador (Modulo 20 de ilustración 5). **El catalizador se “desaerea” desde la densidad del lecho de catalizador del regenerador hasta la densidad en la línea del catalizador regenerado mientras que el catalizador fluye a través de la tolva. Este diseño asegura un flujo suave y homogéneo del catalizador hacia abajo de la línea de catalizador regenerado.**

En el fondo de la línea de transferencia de catalizador regenerado, la válvula deslizante de catalizador regenerado (Regenerated Catalyst Slide Valve-RCSV) controla el flujo de catalizador caliente. La temperatura de salida del reactor tubular (Reactor-Riser Outlet Temperature-ROT) fija la posición de la válvula deslizante de catalizador regenerado (RCSV), la cual regula el flujo de catalizador. Un solo juego (set) de válvulas de fluidización localizadas en el punto donde la válvula deslizable de catalizador regenerado (RCSV) se encuentra con la "Y" del reactor tubular (Riser) que asegura un flujo estable, mientras que el catalizador cambia de dirección y fluye de forma ascendente para encontrarse con la zona de inyección de carga fresca.

Sistema de Regeneración - Tolvas (Silos) de Almacenamiento de Catalizador.

La actividad del catalizador debe de ser mantenida durante una operación normal en el nivel compatible con el tipo requerido de operación. Para lograr esto, se debe de alimentar Catalizador Fresco (Nuevo) en forma continua al Regenerador y retirar en forma intermitente Catalizador en Equilibrio del Regenerador, para reponer el catalizador que pierde el sistema de reacción, se adiciona Catalizador Fresco y en Equilibrio en el sistema de circulación de catalizador proveniente de los silos FV-1, FV-2 y FV-13.

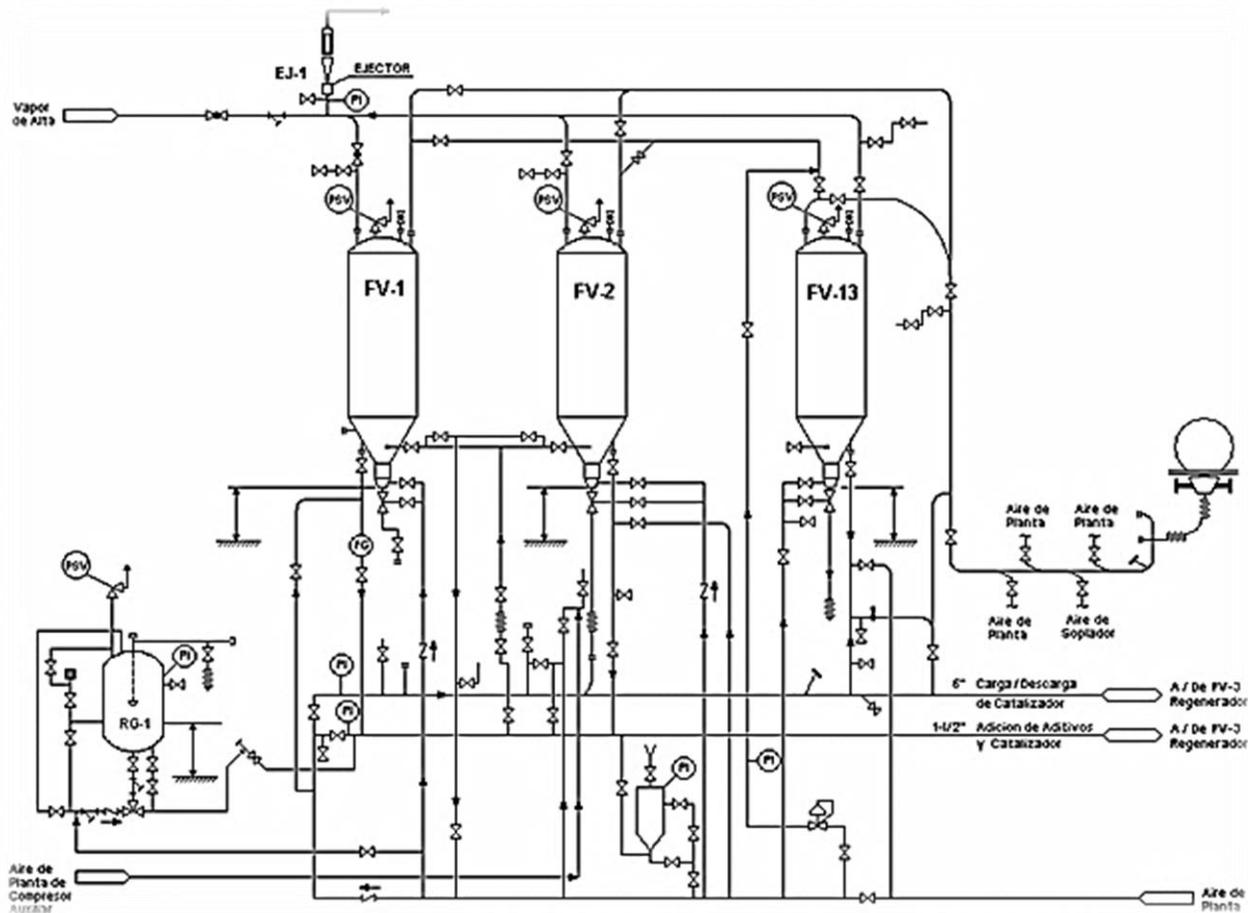


Ilustración 10. Tolvas de Almacenamiento de Catalizador.

La tolva de catalizador en equilibrio FV-13 (Capacidad de 400 Ton) permite las extracciones de catalizador regenerado del sistema circulante necesarias para mantener la actividad de trabajo requerida del catalizador así como el suministro de catalizador en el arranque de la planta. Típicamente se alimentan 2.5 Ton por turno de 8 hrs de catalizador fresco en promedio y 2 Kg de cada tipo de aditivos en el mismo periodo.

Sistema de Gas Efluente del Regenerador.

Sistema de Gas Efluente del Regenerador - General.

El Sistema de Gas Efluente (Combustión) está formado por el Separador Terciario FFC-104, Válvula Deslizante de Doble Disco, Cámara de Orificios FV-102, Ciclón de la cuarta etapa FFC-105, Tolva de Vaciado de la Cuarta Etapa FV-101, Enfriador del Gas Efluente

CB-101 y las Chimeneas FFG-101 y FFG-102. El Sistema de Gas Efluente se muestra en la ilustración 11.

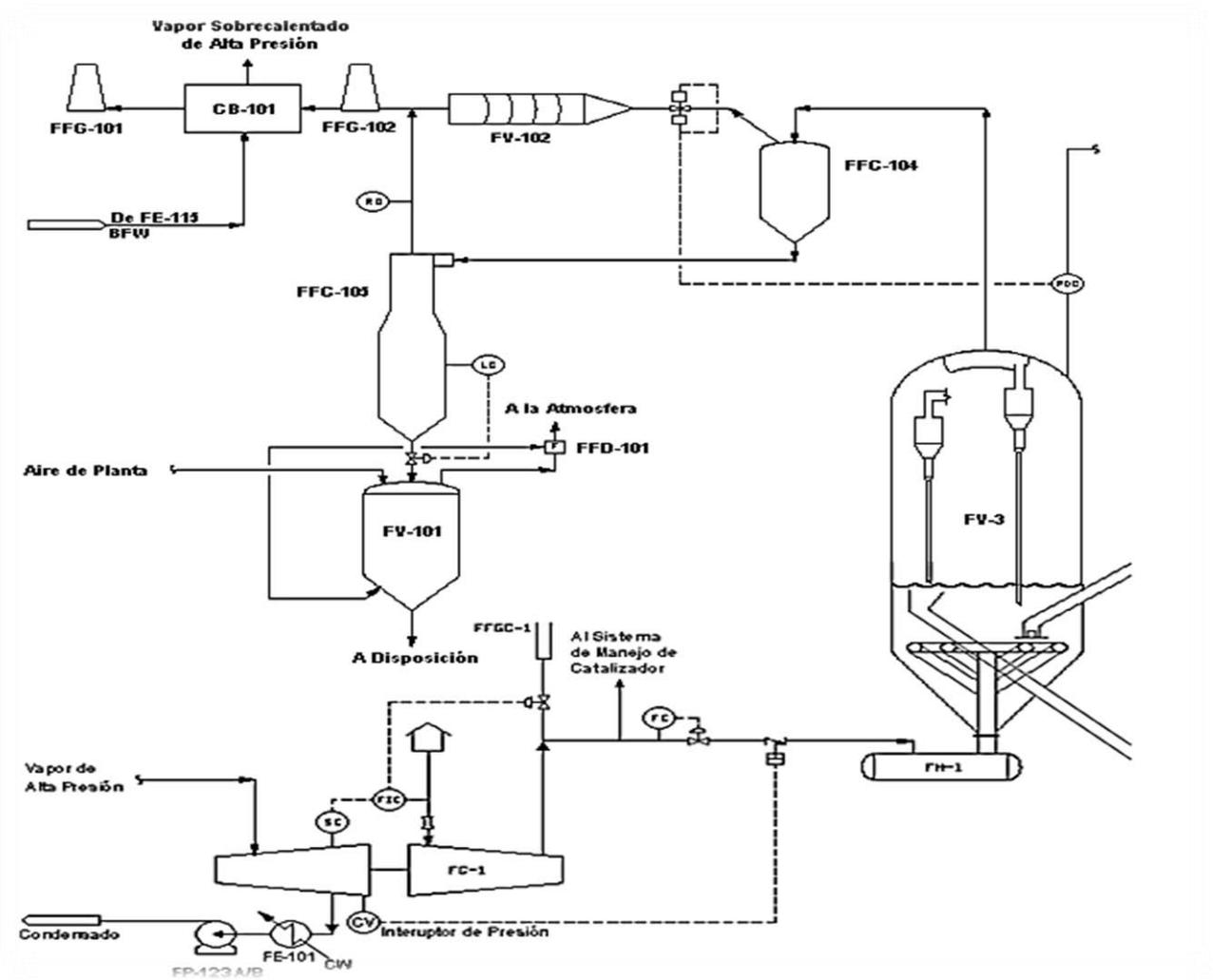


Ilustración 11. Sistema de Gas Efluente (Combustión).

El gas de combustión sale del Regenerador e inmediatamente entra al Separador Terciario de catalizador FFC-104. Este dispositivo es un recipiente que contiene 8 separadores tipo ciclónico, los cuales recuperarán el catalizador arrastrado por el gas de combustión. La concentración de Catalizador a la salida del Separador Terciario es menor a 150 mg/m^3 a condiciones normales. El catalizador recuperado y el gas de combustión entran a un separador Ciclónico de Cuarta Etapa FFC-105 donde el catalizador es separado del medio de transporte (gas de combustión). El flujo de gas de combustión usado como medio de transporte es regulado por un orificio de restricción localizado corriente abajo de la

descarga de los gases de combustión del FFC-105. Los gases de combustión provenientes del separador ciclónico de la cuarta etapa se unen a la línea de gases de combustión a la salida de la cámara de orificios, mientras que el catalizador recuperado es almacenado por un máximo de dos días en la sección de la tolva del separador ciclónico de la cuarta etapa. El catalizador del Separador ciclónico de la cuarta etapa es enviado por gravedad al recipiente de descarga de catalizador FV-101 antes de su disposición final. Un filtro metálico en el tope de este recipiente, retiene los finos de catalizador. En el fondo cónico del recipiente de descarga de catalizador se tienen localizadas varias conexiones con aire de planta las cuales pueden ser usadas para enfriar el catalizador antes de descargarlo si es necesario.

Inmediatamente después se tiene la Chimenea FFG-102 la cual tiene dos funciones, la primera, la de dispersar los gases de combustión calientes a la atmósfera (en caso de tener un suceso fuera de operación el Enfriador de Gas Efluente (Combustión) CB-101) y la segunda función es la de enviar los gases calientes al recuperador de calor CB-101.

La energía térmica es recuperada a partir de los gases de combustión calientes y transformada a vapor sobrecalentado de alta presión (30 kg/cm² g) mientras estos pasan a través de un enfriador de gases tipo caja CB-101. Este enfriador de gases tiene tres secciones, la primera es un sobrecalentador de alta presión en donde el vapor sobrecalentado de alta presión es generado, la segunda sección es un generador de vapor o caldera la cual está localizada entre las secciones del sobrecalentador y un economizador. La sección final del enfriador es un economizador el cual satura agua de alimentación a calderas (BFW) previamente calentada en la sección de fraccionamiento. Un domo de vapor dará servicio al recuperador de calor CB-101.

Finalmente la chimenea FFG-101 localizada inmediatamente después del Enfriador de Gases de Combustión, dispersará los gases de combustión a la atmósfera.

No hay un instrumento de presión diferencial alrededor de la Válvula deslizante de doble disco porque no hay nada corriente abajo que pueda causar sobre-presionamiento y/o flujo en reversa.

Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Ciclones Internos del Regenerador (FCC-102-602, FFC-103-603).

El gas efluente que deja el lecho del Regenerador arrastra algunas partículas pequeñas (Finos) de catalizador, algunas de ellas regresan al lecho del Regenerador pero otras son arrastradas mucho más alto. La altura a la cual la velocidad del gas es suficiente para arrastrar los finos fuera del Regenerador es llamada "Transport Disengaging Height", o TDH.

Los 6 ciclones de dos etapas que son utilizados en la Unidad FCC se basan en un principio muy simple para remover la mayoría de las partículas del Gas Efluente (Ver ilustración 12).

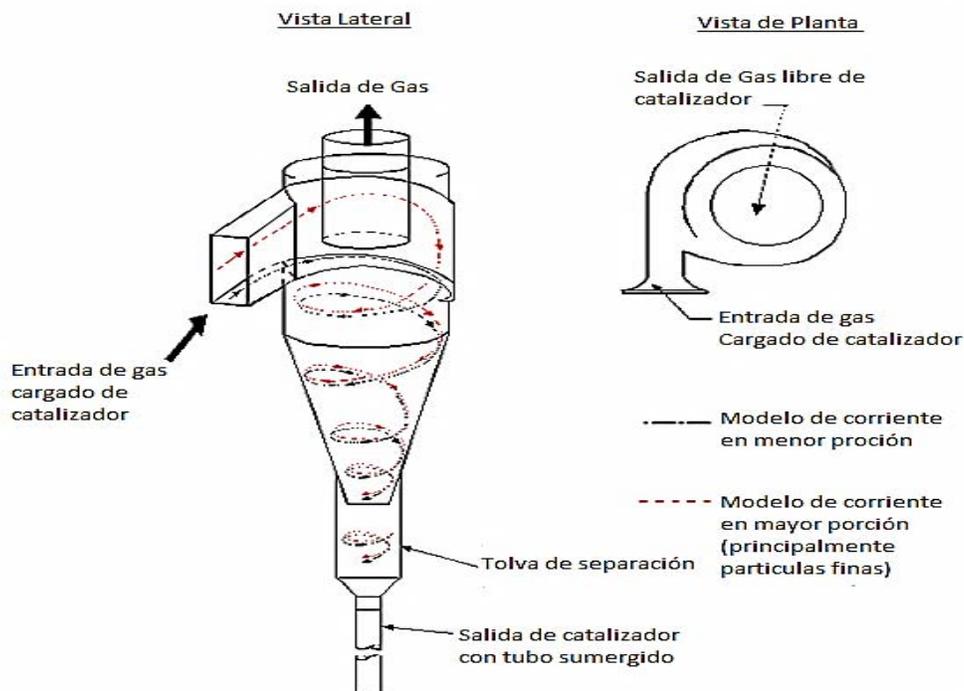


Ilustración 12. Esquema Típico de los Ciclones.

Eficiencia del Ciclón.

Dentro de los factores más importantes en la eficiencia del ciclón son la velocidad del gas y la distribución del tamaño de partícula. En general, mientras más alta sea la velocidad del gas mayor será la eficiencia del ciclón. Sin embargo se debe tener en cuenta que altas velocidades en los ciclones puede significar altas velocidades en el regenerador lo que provocará mayor catalizador arrastrado hacia los ciclones. También se debe tomar en cuenta que altas velocidades producen mayores tasas de erosión. Si se tienen partículas grandes, la mayoría de ellas serán recuperadas, pero en casos extremos, los ciclones pueden ser sobrecargados y las partículas se perderán. Esto también podría ser cierto si los ciclones resultaron dañados con orificios o fisuras debido a la corrosión, permitiendo al catalizador desviarse (bypass) del ciclón. En general los pequeños finos de catalizador de menos de 20 micrones serán arrastrados por el gas. Los ciclones del Reactor/Regenerador, generalmente remueven más catalizador debido a que el coque (carbón) en los finos del catalizador agranda la partícula facilitando su recuperación.

Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Separador Terciario (Tertiary Separator) FFC-104.

El gas efluente (caliente) sale del Regenerador e inmediatamente es enviado al Separador Terciario de catalizador FFC-104 (Ver ilustración 13). Este dispositivo es un recipiente que contiene 8 separadores tipo ciclónico (ver ilustración 14), los cuales recuperarán el catalizador arrastrado por el gas de combustión. La concentración de Catalizador a la salida del Separador Terciario es menor a 150 mg/m³ a condiciones normales.

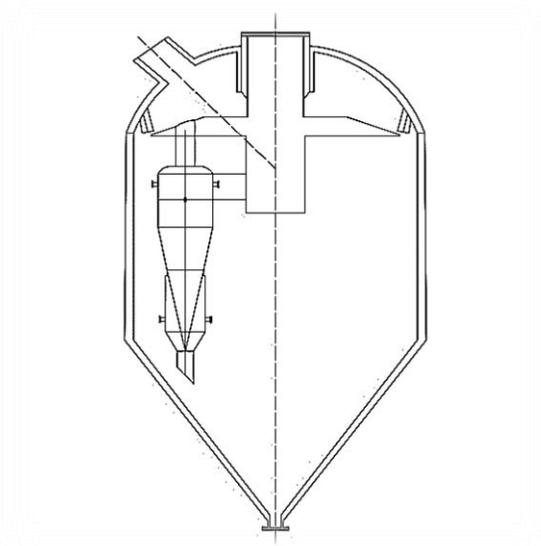
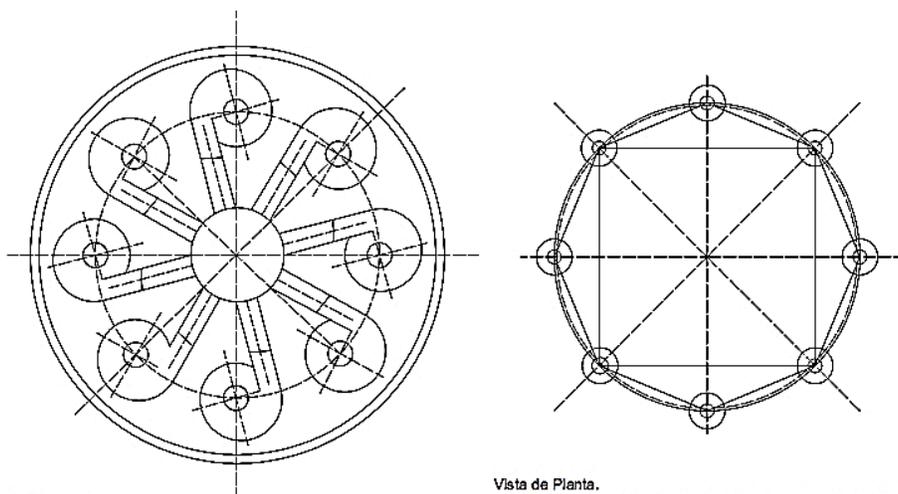


Ilustración 13. Vista lateral del Separador Terciario.



Vista de Planta.
Arreglo de los Ciclones Internos del Separador Terciario FCC-104

Vista de Planta.
Arreglo de las piernas de descenso de los Ciclones Internos del Separador Terciario FCC-104

Ilustración 14. Arreglo de Planta de los Ciclones de la Tercer Etapa de Separación.

Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Separador Ciclónico de Cuarta Etapa (4th Stage Cyclone) FFC-105.

El catalizador recuperado y el gas de combustión entran a una Cuarta Etapa de Separación Ciclónica FFC-105 donde el catalizador es separado del medio de transporte (gas de combustión). El flujo de gas de combustión usado como medio de transporte es regulado por un orificio de restricción localizado corriente abajo de la descarga de los gases de

combustión del FFC-105 En la ilustración 15 se muestra el arreglo del Ciclón de la Cuarta Etapa FFC-105.

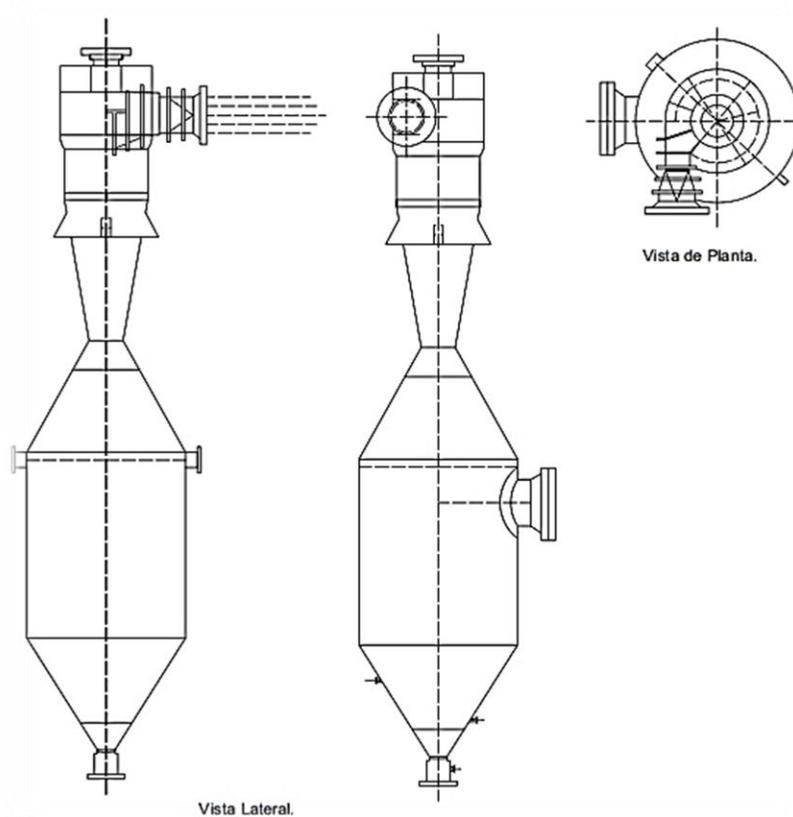


Ilustración 15. Vista Lateral y de Planta del Separador Ciclónico de Cuarta Etapa FFC-105.

Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Cámara de Orificios FV-102.

Una cámara de orificios es utilizada en combinación con la válvula deslizante de doble disco. La cámara de orificios es un recipiente cilíndrico con una serie de platos perforados, los cuales mantienen la contrapresión requerida en la válvula deslizante de doble disco. Con la reducción de la caída de presión en la válvula deslizante de doble disco, la vida útil de esta se incrementa debido a que no hay aceleración súbita del catalizador sustentado en la corriente de gas a través de la válvula deslizante. La cámara de orificios no tiene partes móviles por lo que no se pueden efectuar ajustes a la corriente del gas. El mayor problema con este equipo es el incremento gradual del diámetro de los orificios debido a

la erosión. La coraza de la cámara de orificios está hecha de acero inoxidable (SS-304) (incluye una capa de refractario protector) con internos también de SS-304 recubiertos con refractario para evitar la abrasión. En la ilustración 16 se muestra un esquema de la Cámara de Orificios.

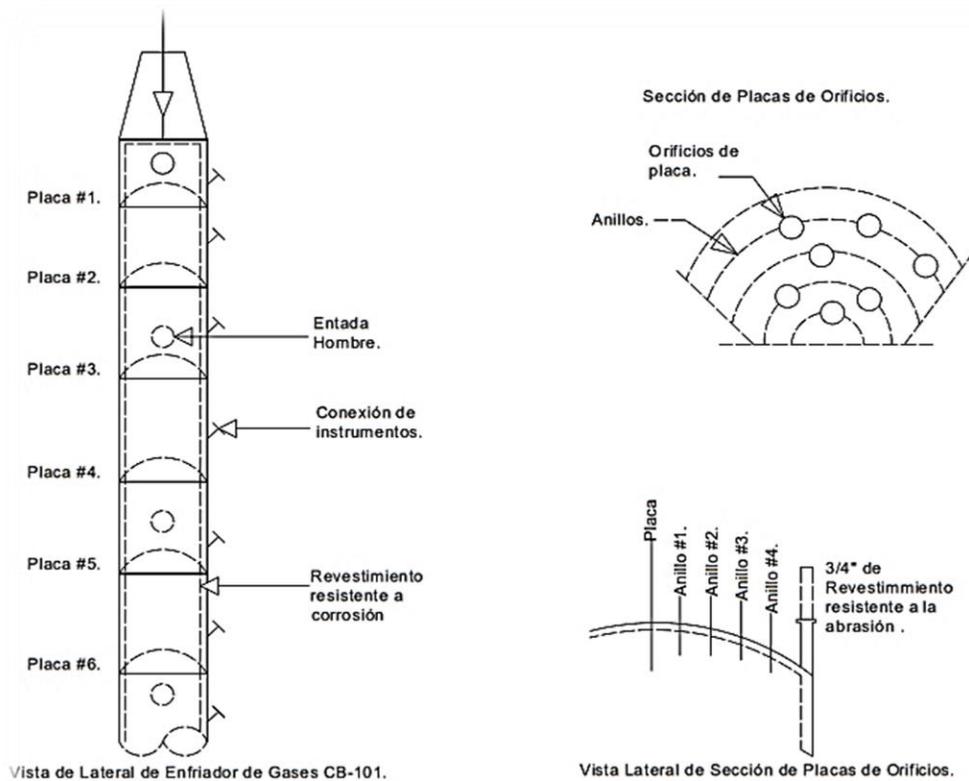


Ilustración 16. Cámara de Orificios FV-102.

Sistema de Gas Efluente del Regenerador - Enfriador del Gas Efluente (Flue Gas Cooler) CB-101

Energía térmica es recuperada de los gases de combustión calientes como vapor sobrecalentado de alta presión (30 kg/cm² manométrico) mientras estos pasan a través de un Enfriador de Gases Efluentes tipo caja CB-101 (ver ilustración 17). Este enfriador de gases tiene tres secciones, la primera es un sobrecalentador de alta presión en donde el vapor sobrecalentado de alta presión es generado, la segunda sección es un generador de vapor o caldera la cual está localizada entre las secciones del sobrecalentador y un economizador. La sección final del enfriador es un economizador el cual satura agua de

alimentación a calderas (BFW) previamente calentada en la sección de fraccionamiento. Un domo de vapor dará servicio al recuperador de calor CB-101 El flujo de BFW incluye un control de flujo FIC-220 ajustado en cascada por nivel mediante el LIC-2198.

El suministro de agua de alimentación para caldera (BFW) al enfriador de Gases de Combustión deberá ser confiable y tener suficiente redundancia. El domo de vapor tendrá 10 minutos de tiempo de residencia. En el evento de que las bombas de BFW fallen, el operador tendrá aproximadamente 10 minutos para restaurar el sistema de BFW o de lo contrario desviarlos a la atmósfera mediante la válvula MDV-2244 localizada en la base de la chimenea FFG-102. Si el domo de vapor se vacía, y los gases de combustión calientes continúan entrando al enfriador, podrían resultar daños mayores a los serpentines de vapor. Finalmente la chimenea FFG-101 dispersará los gases de combustión a la atmósfera.

Durante una operación a baja carga, podría ser necesario el reducir la presión en el regenerador para poder minimizar la caída de presión en la válvula deslizante de doble disco en la línea de los gases de combustión. La chimenea FFG-102 es especificada para evacuar los gases calientes cuando el enfriador CB-101 este fuera de operación.

Este enfriador de gases de combustión CB-101, es suministrado con **“Sopladores de Hollín” para remover los finos de catalizador que se juntarán** en las superficies del tubo. Los detalles adicionales al enfriador de gas se finalizarán durante la fase de la **“Procuración y Construcción”** de este proyecto.

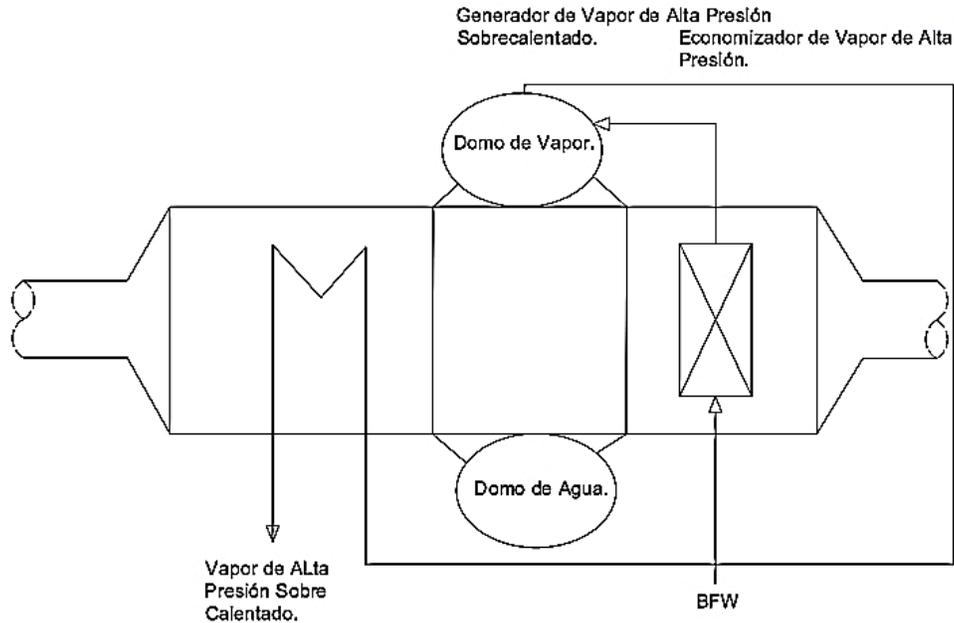


Ilustración 17. Generador de Vapor del Gas Efluente CB-101

Catalizador.

El catalizador empleado en esta planta es el que se desarrolló y patentó por parte del Instituto Mexicano del Petróleo, es por eso que desafortunadamente no se cuentan con datos precisos del catalizador FCC IMP FCC-05MN ya que este es un secreto industrial.

Los catalizadores de Plantas tipo FCC usados en la actualidad, también referidos como zeolitas, son compuestos cristalinos formados de básicamente de óxidos de silicio y aluminio con una estructura molecular tipo rejilla. Esta estructura regular, diferencia a las zeolitas de los catalizadores amorfos usados anteriormente y que tienen una estructura molecular similar a una esponja, aunque la composición molecular es básicamente la misma. Sin embargo, las Zeolitas han pasado a ser el catalizador estándar a nivel industrial en las plantas FCC de acuerdo a su alta actividad, selectividad y propiedades catalíticas superiores. Además son muy resistentes a la ruptura y a la desactivación térmica. Los rendimientos actuales, tienen una distribución de productos conteniendo más gasolina, menos gas seco y producen menos carbón de coque que los que los anteriores tipos de catalizador usados. La actividad catalítica ocurre en sitios ácidos en donde el

catalizador fragmenta las moléculas de los gasóleos selectivamente hacia gasolina y materiales más ligeros.

Las Zeolitas tienen una alta relación de Silica a Aluminio desde 12 hasta 180 y mayor. El catalizador es un material fino (como la arena) y poroso con un tamaño de partícula promedio de entre 50 a 70 micrones. Las moléculas de hidrocarburos penetran los poros del catalizador hasta alcanzar los sitios activos. Dos tipos de canales porosos pueden ser mencionados:

- Canales Principales, paralelos a los otros canales y elípticos (0.51 x 0.55 nm).
- Canales Perpendiculares a los canales principales y en forma de "zigzag". Estos canales son casi circulares (0.54 x 0.56 nm).

Las pequeñas y estrictamente uniformes dimensiones de los canales de las Zeolitas son las únicas apropiadas para la llamada Selectividad de Forma "Shape Selectivity". Solo las moléculas con dimensiones menores al tamaño crítico pueden entrar en los canales y reaccionar allí, y solo las moléculas que pueden salir de los canales aparecerán en los productos finales.

Las principales empresas encargadas del craqueo en occidente (UOP, Engelhard, Grace, Union Carbide, AKZO NOBEL y Criterion) ya incorporan las Zeolitas como catalizadores, ya sean la tipo- **Y ultraestables (USY)**, las **β** -Zeolitas o las ZSM-5. Pero no son las únicas, ni mucho menos. Actualmente se está investigando mucho sobre el uso de las Zeolitas en la industria del petróleo y la innovación es constante.

Hay varios parámetros a tener en cuenta al compararlas, por ejemplo la relación $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$, la superficie activa, la cantidad de Na^+/NaO_2 como contra-cación, etc. La ilustración 18 siguiente muestra algunos datos de dos de estas Zeolitas:

Property	USY-zeolite	β -zeolite
	$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$	14.0
Surface area BET (m^2/g)	671	400
Color	White	White
Pore volume	–	–
Na/ Na_2O	500 ppm as Na_2O	< 300 ppmw as Na
F/ Fe_2O_3	–	< 500 ppmw as F

Ilustración 18. Tabla de comparación de parámetros entre la Zeolita USY y la Zeolita β .

Las Zeolitas USY aportan mayor rendimiento, selectividad y estabilidad y reducen la carburización, lo que permite periodos de funcionamiento más largos entre limpieza y limpieza. Estas propiedades son debidas a los cambios introducidos en su estructura durante su síntesis.

Estas Zeolitas tienen menor cantidad de Al_2O_3 que las Zeolitas tipo-Y corrientes porque se les ha aplicado un proceso de dealuminación (pérdida de Aluminio). Los principales procesos involucran HCl, H₄EDTA o $(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$ y tienen como objetivo eliminar un bloque de Al_2O_3 del "esqueleto" de la Zeolita, ver ilustración 19.

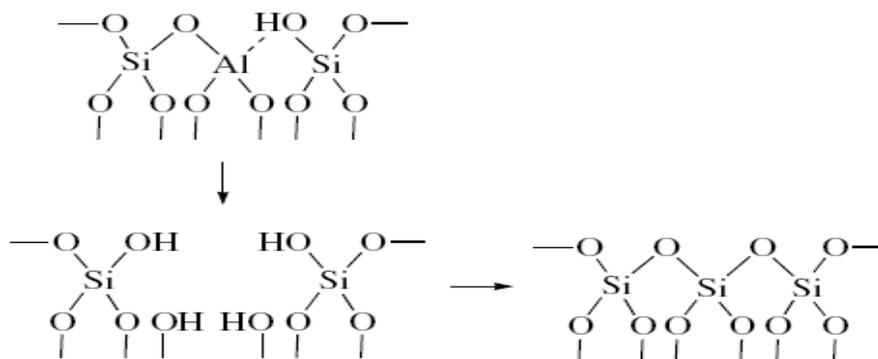


Ilustración 19. Ordenamiento de los átomos de Silicio, Oxígeno e Hidrógeno en una Zeolita al perder átomos de Aluminio.

Estos cambios en la estructura provocan un cambio en las capacidades catalíticas de las Zeolitas. La dealuminación refuerza los sitios ácidos de la zeolita y los hace más accesibles a los reactantes. Como consecuencia, los catalizadores basados en Zeolitas USY exhiben

una mayor capacidad desulfurizadora: solo aparecen trazas de sulfuro en gasolina y un 0.05% en el diésel.

Como se puede ver, la capacidad catalítica de las Zeolitas se compara en términos de porcentaje de conversión y de hidrogenación. Si se observa la cantidad de VGO (petróleo no- craqueado) en el producto final, se puede ver que se reduce con la temperatura, lo cual refleja que el proceso aumenta en efectividad a medida que la temperatura se incrementa, y con ella, la efectividad de las Zeolitas.

El objetivo de la industria es encontrar el equilibrio entre temperatura y rendimiento, teniendo en cuenta que aumentar la temperatura supone un importante gasto energético y la necesidad de tener un catalizador lo suficientemente estable. Es en este último punto, donde las Zeolitas USY parecen ser particularmente prometedoras.

Tipos de zeolita

Naturales

Las zeolitas son una familia de minerales aluminosilicatos hidratados altamente **cristalinos, que al deshidratarse desarrollan, en el cristal "ideal", una estructura porosa** con diámetros de poro mínimos de 3 a 10 angstroms. También se dice, que una zeolita es un mineral aluminosilicatos cuya estructura forma cavidades ocupadas por iones grandes y moléculas de agua con gran libertad de movimiento que permiten el cambio iónico y la deshidratación.

Se hallan en una variedad de regiones del mundo donde la actividad volcánica prehistórica ocurrió cerca del agua, o donde el agua ha estado presente por milenios desde las erupciones. Las zeolitas se forman cuando la ceniza volcánica se depositó en lagos antiguos alcalinos. La interacción de la ceniza volcánica con las sales del agua de los lagos produjo la alteración de la ceniza produciendo distinto tipo de materiales de zeolita.

La "zeolitización" también se provoca mediante una caída súbita de la temperatura en una lava basáltica. La zeolita natural muestra mínimos cambios estructurales durante la

deshidratación y exhiben continua pérdida de peso como una función de la temperatura. Este tipo de zeolita también se puede originar de la sedimentación.

Las zeolitas se pueden dividir en dos grupos: naturales y sintéticas. La Asociación Internacional de Zeolita ha reconocido 50 tipos de zeolita natural. Las más importantes por su abundancia son:

Tabla 4. Nombres y Formula Química de diferentes minerales (zeolitas naturales).

Nombre	Fórmula
Analcima	$\text{NaAlSi}_2\text{O}_6 \cdot \text{H}_2\text{O}$
Clinoptilolita	$(\text{Na}, \text{K}, \text{Ca})_2\text{Al}_3(\text{Al}, \text{Si})_2\text{Si}_{13}\text{O}_{36} \cdot 12\text{H}_2\text{O}$
Chabacita	$\text{CaAl}_2\text{Si}_4\text{O}_{12} \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
Heulandita	$\text{CaAl}_2\text{Si}_7\text{O}_{18} \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
Laumontita	$\text{CaAl}_2\text{Si}_4\text{O}_{12} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$
Phillipsita	$(\text{K}, \text{Na}, \text{Ca})_1\text{-}2(\text{Si}, \text{Al})_8\text{O}_{16} \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
Mordenita	$(\text{Ca}, \text{Na}_2, \text{K}_2)\text{Al}_2\text{Si}_{10}\text{O}_{24} \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
Wairakita	$\text{CaAl}_2\text{Si}_4\text{O}_{12} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
Natrolita	$\text{Na}_2\text{Al}_2\text{Si}_3\text{O}_{10} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Sintéticas

En el siguiente link: <http://www.iza-structure.org/databases/> se puede encontrar con información sobre distintas Zeolitas (referidas mediante una nomenclatura de 3 caracteres)

Se puede encontrar mucha información en esta base de datos sobre cada una de las Zeolitas.

Fases del catalizador en la zona del Reactor-Regenerador:

Catalizador Nuevo:

El catalizado recién adquirido con características específicas del proveedor.

Catalizador Gastado:

El catalizador gastado es agotado con vapor mediante un acercamiento en dos etapas; el catalizador gastado entra al recipiente del agotador/reactor proveniente de las piernas de descenso de catalizador del LD2 y es inmediatamente puesto en contacto con el vapor de pre-agotamiento.

Una vez transferido el catalizador gastado a través del "standippe" el catalizador gastado es distribuido dentro del lecho de catalizador justo por arriba de los nuevos anillos de aire de combustión. El catalizador es regenerado en paralelo con y el flujo del aire de combustión.

Catalizador Regenerado:

Después de haber quemado el coque depositado en el catalizador con el flujo de aire de combustión pasa a través de la línea de transferencia y la temperatura a la salida del reactor tubular (Riser Outlet Temperature - ROT) es regulada mediante el control de la cantidad del catalizador alimentado al reactor a través de la válvula deslizante de catalizador regenerado (Regenerated Catalyst Slide Valve - RCSV). El diseño del sistema del reactor inicia en la base del reactor tubular (Riser).

En la siguiente tabla se enlista las principales empresas y compañías registradas ante la asociación internacional de Zeolita con la siguiente dirección web en común para enlace hacia el portal de cualquier empresa en esta lista (en este listado se colocan las registradas cuando se hizo la visita a la página web fecha: 31/Octubre/2013), el sitio web es: <http://www.iza-online.org/>

Simulación del Reactor-Regenerador en Hysys V.8.0

Simulador HYSYS V.8.0.- General.

El simulador Hysys en su versión V.8.0, es en la cual se trabajó debido a que su interface es de fácil acceso, intuitivo y fácil de operar. Este simulador forma parte del paquete de programas desarrollados por ASPEN Tech® para simulación, diseño y optimización de equipos de proceso usados en la industria actualmente, la base de datos con la cuenta alberga desde hidrocarburos, aminas, sales, gases e incluso es capaz de estimar propiedades de sólidos a partir de parámetros capturados por el operador del programa, también es posible modificar las propiedades de los componentes que el simulador contiene en su librería. Este simulador es útil, eficiente y de respuesta casi inmediata, sabiendo capturar y tomando en cuenta el algoritmo de cálculo sobre el cual se requiere trabajar para cualquier tipo de simulación que se desee desarrollar.

Uso de HSYSY V.8.0.

Se espera que el uso de este simulador sirva como herramienta para el análisis a un menor costo del que podría generarse en una planta piloto o en un laboratorio, disminuyendo principalmente el costo y el tiempo de respuesta, ampliando a su vez la flexibilidad de una pseudoperación de un proceso dado como lo es el modelo ya establecido del par reactor-regenerador de la planta de desintegración catalítica FCC de **tipo "Side by Side" albergado en este simulador. La recreación de** las modificaciones que se desean realizar para el par Reactor-Regenerador, así como de los cambios en las variables de operación que la refinería y personal de la planta requieran para la optimización de su proceso establecido, serán objeto de análisis por medio de esta herramienta, con el propósito de cubrir la demanda de productos que exige el mercado asimilando con ello los requerimientos energéticos que este proceso demande en su producción.

Entorno de Simulación.

Al adentrarnos en el entorno de simulación de este programa, nos solicitara en sus diferentes ventanas los datos para su captura y a su vez pueda hacer los cálculos

pertinentes, la primera ventana que nos muestra en la página de inicio, es la captura de los componentes que están presentes en el proceso.

Para este proyecto se optó por el uso de componentes hipotéticos esto debido a que la cantidad de componentes presentes en la mezcla son más complejos, más sin embargo se ha estudiado que esta mezcla se puede dividir en grupos de compuestos que desprenden de la mezcla en diferentes intervalos de temperatura, con esto podemos partir de la idea que son similares en propiedades químicas.

Para esta simulación es importante generar un archivo nuevo en Hysys V.8.0 y colocarlo en cualquier carpeta o destino del disco duro del ordenador que sea el más conveniente y de fácil acceso.

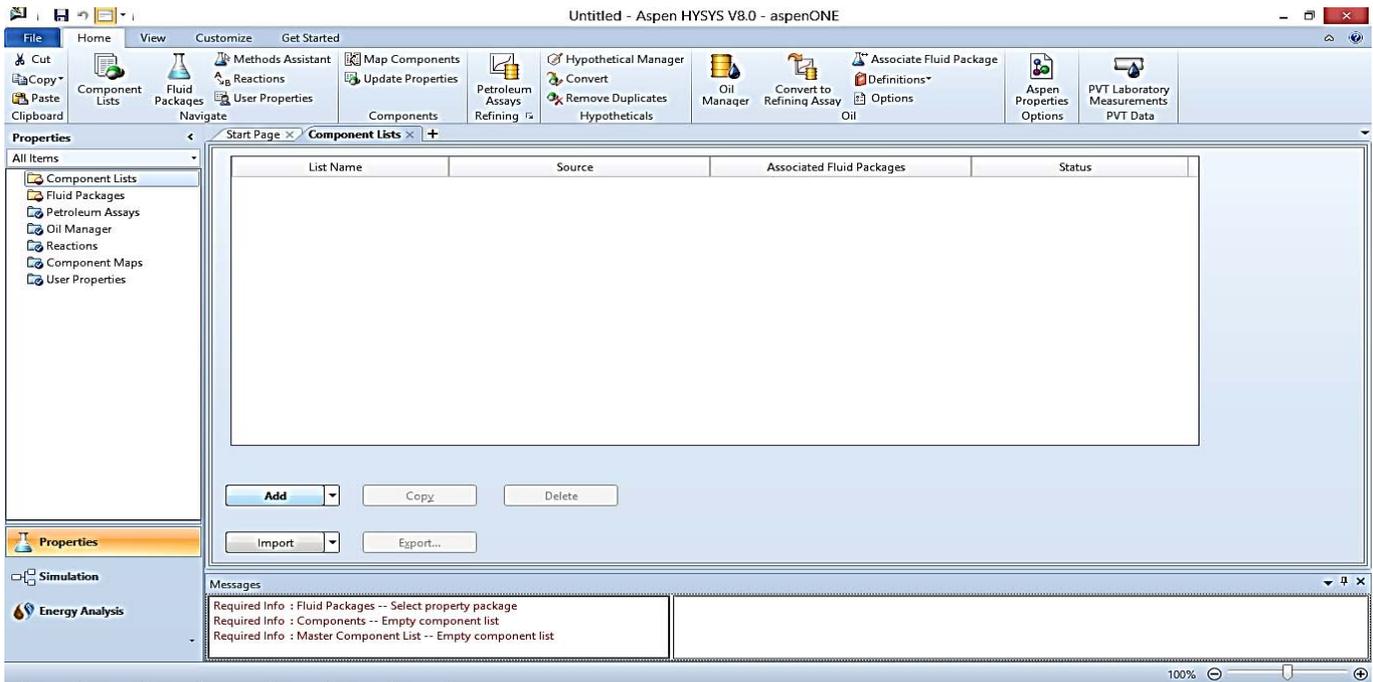


Ilustración 20. Ingreso de datos a HYSYS V.8.0

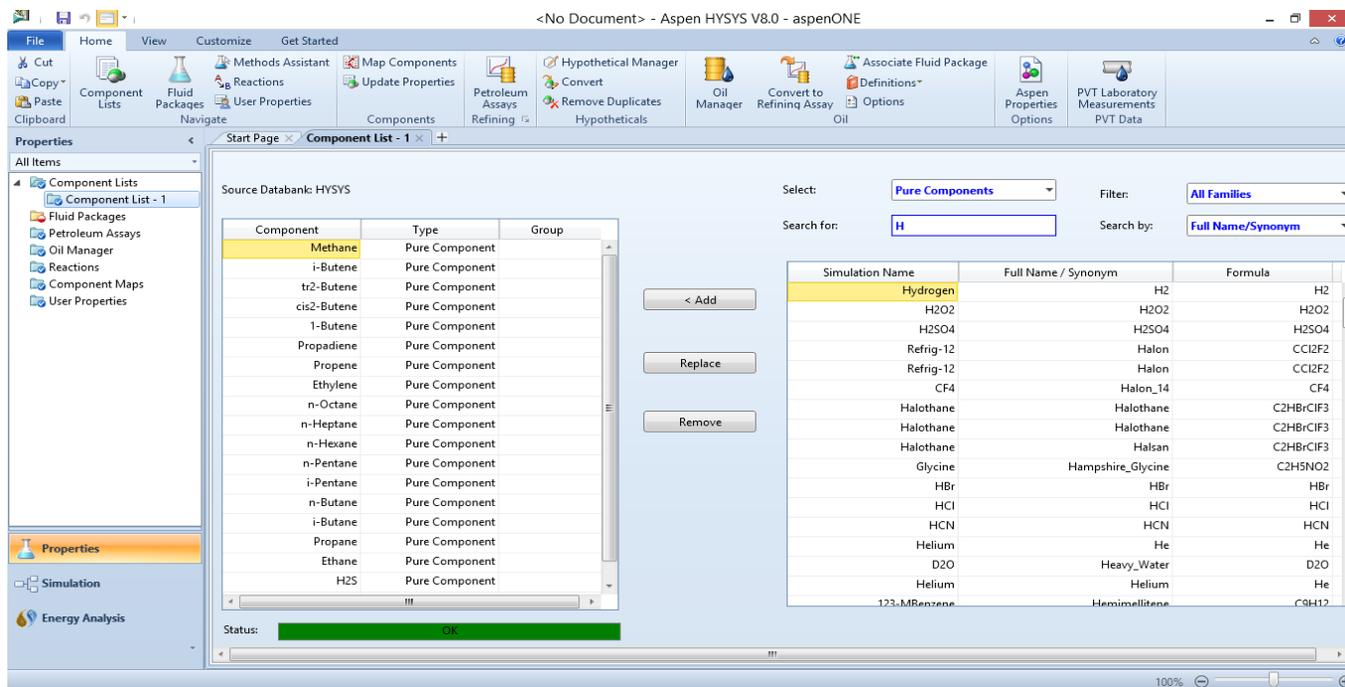


Ilustración 21. Selección de componentes puros, base de datos HYSYS V.8.0

Para la lista de compuestos adjuntamos a la lista de componentes ligeros como son: metano, etano, propano, butanos, pentanos y hexanos, si bien es importante agregar por lo menos el sulfuro de hidrogeno H_2S y agua ya que la carga que procesa la planta está presente el azufre así como el monóxido de carbono, dióxido de carbono, dióxido de nitrógeno como parte de los gases de combustión que se generan al oxidar la carga de crudo con catalizador.

Los componentes de las mezclas de nafta ligera, nafta pesada, parafinas, olefinas y aromáticos, estarán representados en componentes hipotéticos generados en un intervalo de temperatura 30-900 °C con subgrupos de 10 °C.

Estos subgrupos los generaremos como compuestos hipotéticos en la pestaña de "select" es posible cambia el nombre asignado por HYSYS de "HypoGroup1" por el que más sea su preferencia.

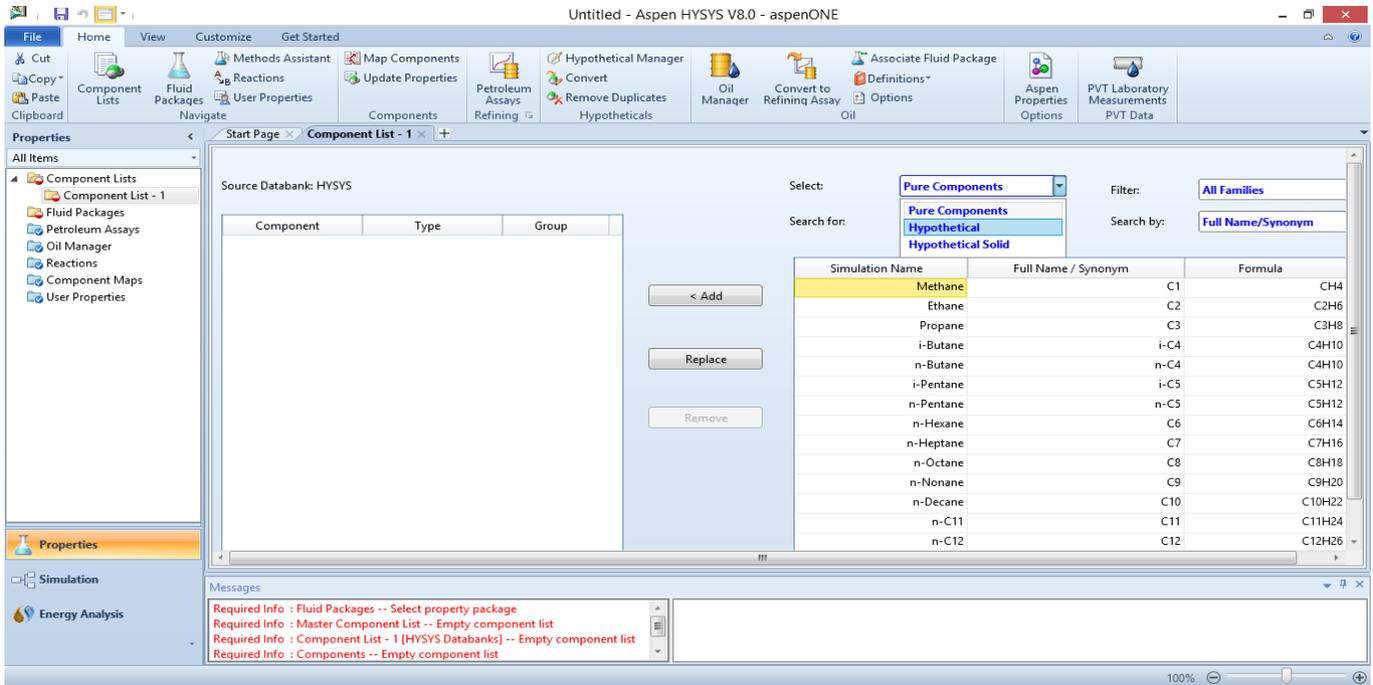


Ilustración 22. Creación de grupo de componentes hipotéticos

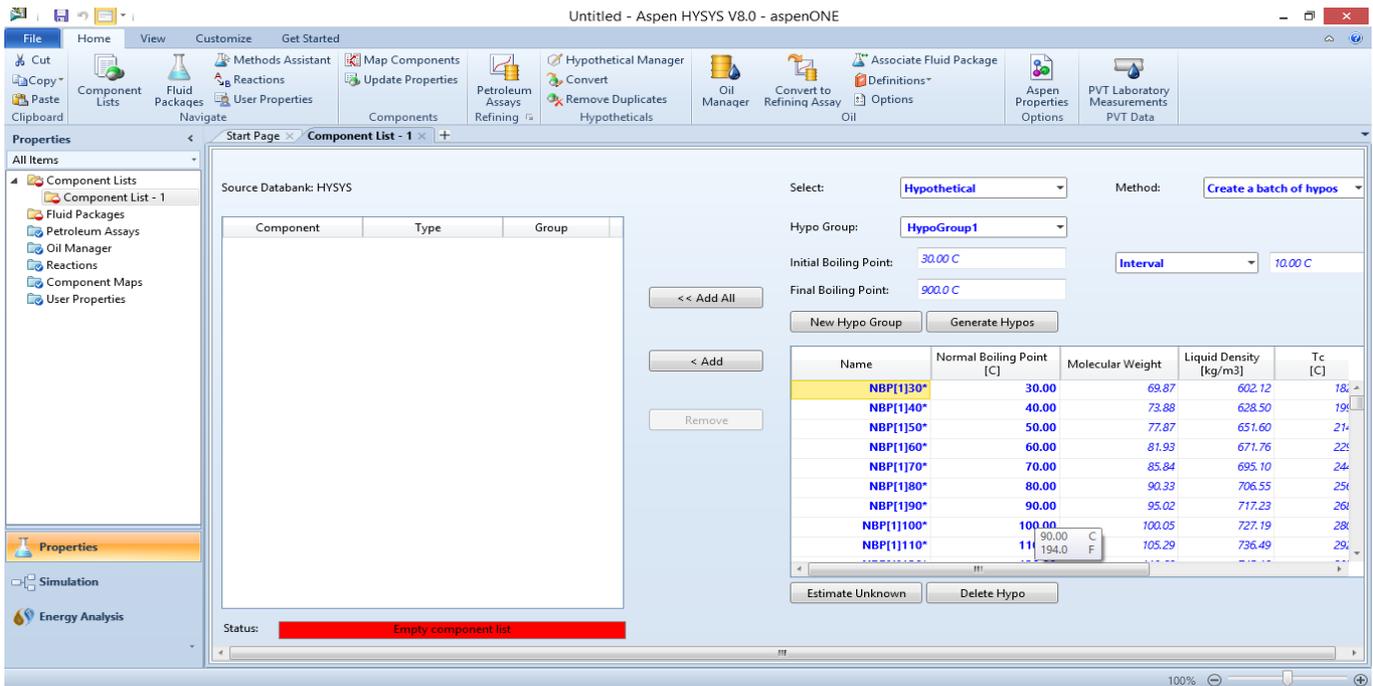


Ilustración 23. Acotación de temperatura de componentes hipotéticos.

Una vez generados, solicitaremos al simulador estime las propiedades de dichos componentes a partir de su punto d ebullición hasta que editemos la carga con propiedades más específicas de la composición global de la carga a alimentar en el reactor

de este simulador. Los componentes hipotéticos generados serán adicionados a lista de componentes definitiva.

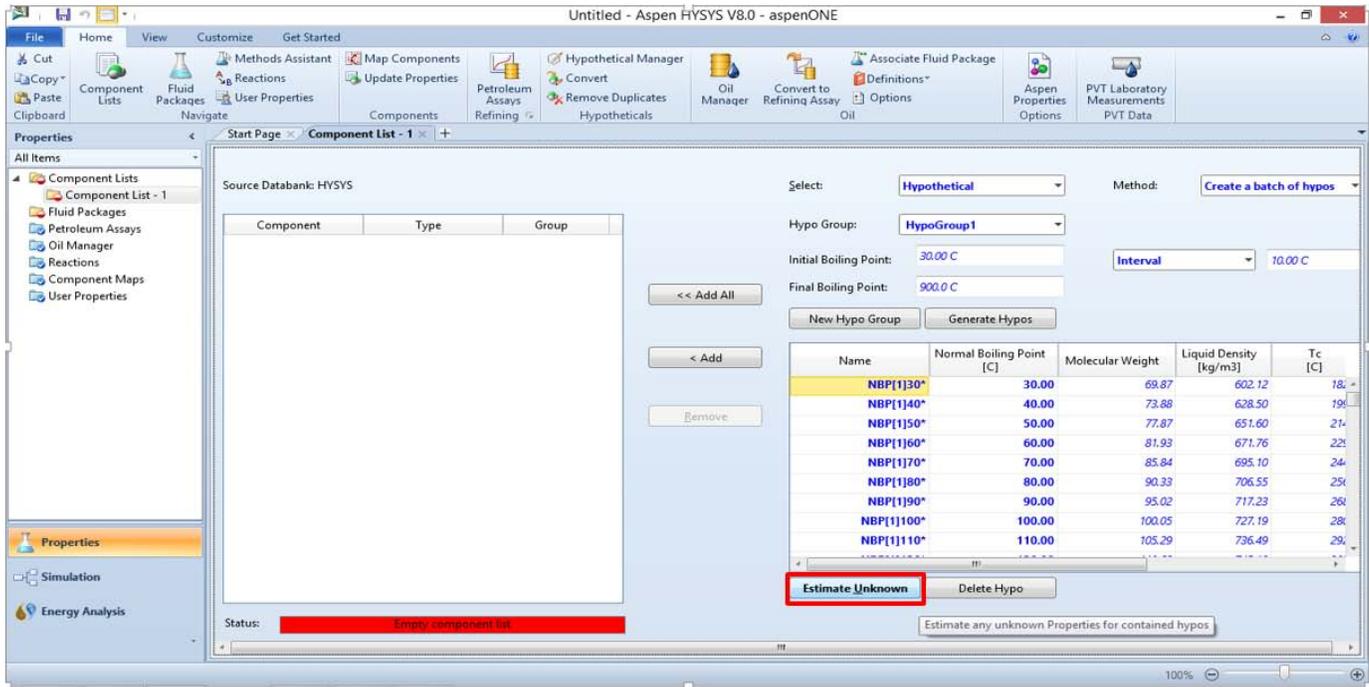


Ilustración 24. Estimación de propiedades a partir de puntos de ebullición de componentes hipotéticos.

Paquete de Fluidos o "Fluid Package".

Después de la captura de los componentes a manejar, se considerara el uso de un "paquete de fluidos" (método de cálculo), de los que el simulador nos provee, se debe hacer una selección del método con el que el programa hará los cálculos en función de las interacciones de las sustancias y componentes que previamente hemos incluido en la simulación, para este proyecto se tomó en consideración el método SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK) ya que este modelo es que representa una cercanía mayor al comportamiento real reportado en la planta FCC y de las interacciones de los hidrocarburos.

ASPEN Tech® ha propuesto una guía para la selección de los paquetes de propiedades según el tipo de compuestos y las condiciones operativas. La ecuación SRK original puede usarse para hidrocarburos y gases livianos a presión atmosférica o superior. Los valores obtenidos para distintas propiedades termodinámicas son razonablemente precisos para

su uso ingenieril, por lo que goza de una amplia aceptación en el campo de la simulación de procesos.

REDLICH-KWONG (RK)

$$\left(p + \frac{a}{V(V+b)T^{1/2}} \right) (V-b) = RT \quad \begin{cases} a = 0.427480 \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c} \\ b = 0.086640 \frac{RT_c}{P_c} \end{cases}$$

$$V^3 - \left(\frac{RT}{p} \right) V^2 + \left(\frac{a/T^{1/2} - bRT - pb^2}{p} \right) V - \frac{ab}{pT^{1/2}} = 0$$

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad \begin{cases} A = \frac{ap}{R^2 T^{2.5}} = 0.427480 \frac{P_r}{T_r^{2.5}} \\ B = \frac{bp}{RT} = 0.086640 \frac{P_r}{T_r} \end{cases}$$

SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK)

$$\left(p + \frac{a\alpha}{V(V+b)} \right) (V-b) = RT \quad \begin{cases} a = 0.427480 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \\ b = 0.086640 \frac{RT_c}{P_c} \end{cases}$$

$$V^3 - \left(\frac{RT}{p} \right) V^2 + \left(\frac{a\alpha - bRT - pb^2}{p} \right) V - \frac{a\alpha b}{p} = 0$$

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad \begin{cases} A = 0.427480 \frac{\alpha P_r}{T_r^2} \\ B = 0.086640 \frac{P_r}{T_r} \end{cases}$$

$$\alpha = \left[1 + m(\omega)(1 - T_r^{1/2}) \right]^2$$

$$m(\omega) = 0.48508 + 1.55171\omega - 0.15613\omega^2$$

$$\text{Hidrógeno} \rightarrow \alpha = 1.202 \exp(-0.30288T_r)$$

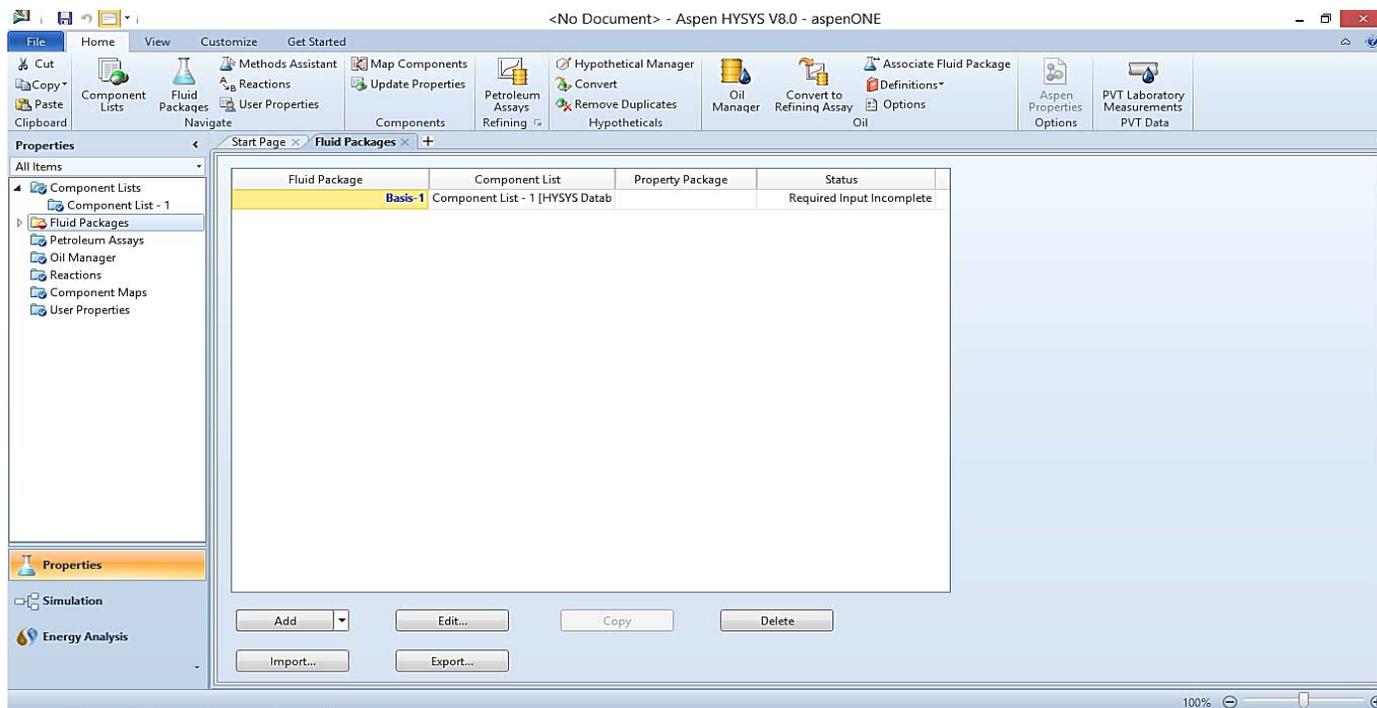


Ilustración 25. Creación de la base del paquete de fluido. "Fluid Package"

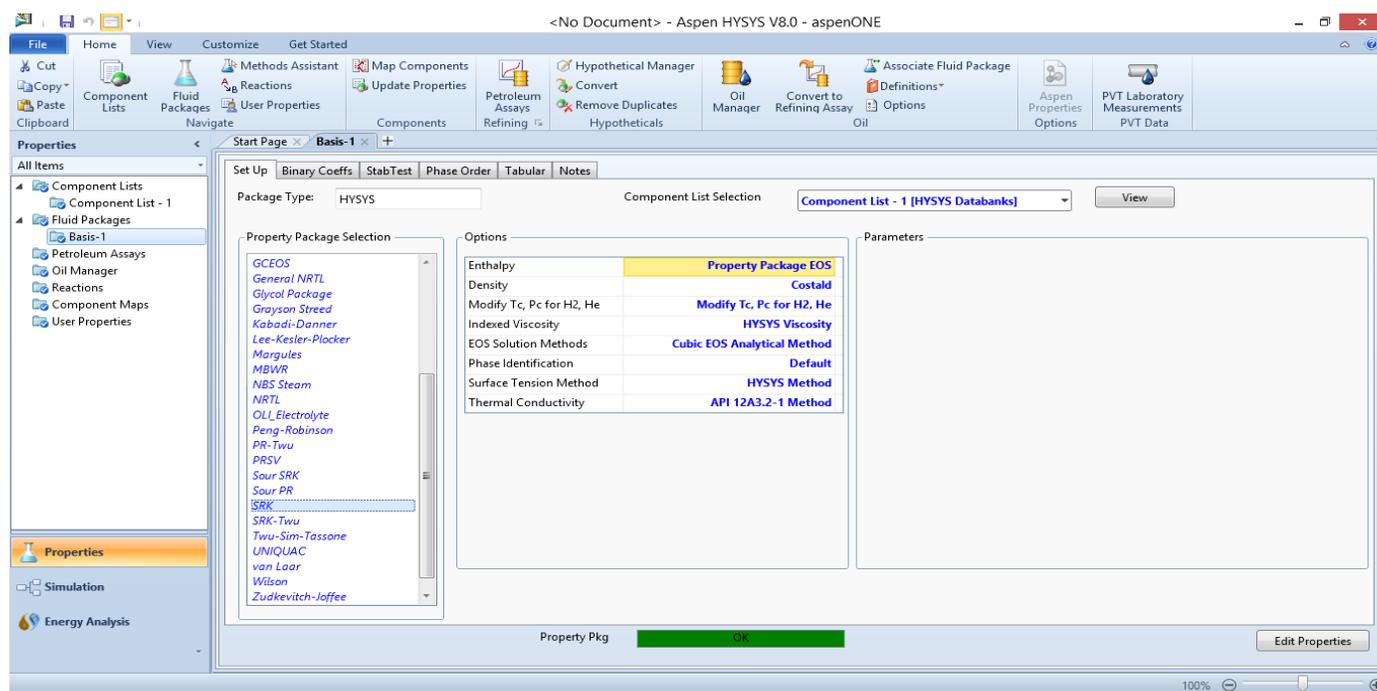


Ilustración 26. Selección del algoritmo de cálculo, SRK.

Caracterización y captura de la carga.

En la sección de "Petroleum Assay" agregaremos un "Ensayo" nuevo con el objetivo de caracterizar la carga con curvas de destilación, porcentaje de azufre, nitrógeno básico,

nitrógeno total, carbón Condration, metales y viscosidad principalmente.

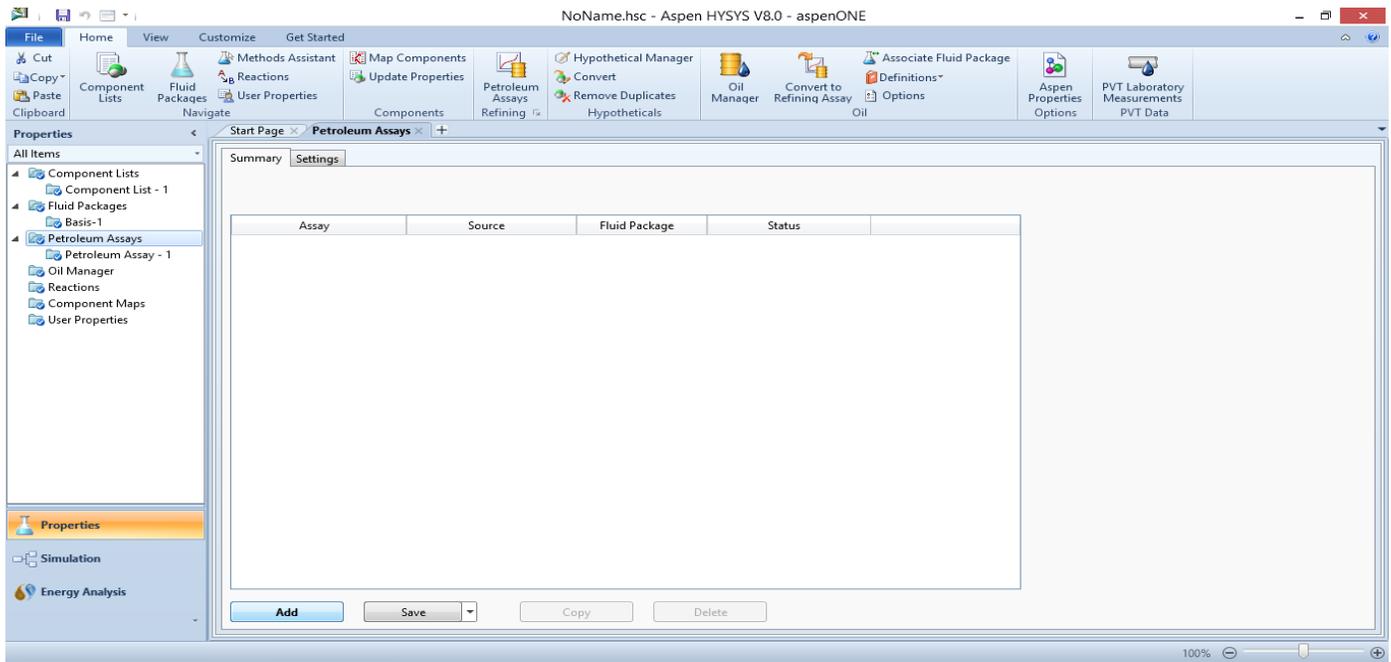


Ilustración 27. Caracterización de la carga a inyectar al par Reactor-Regenerador “Petroleum Assay”.

Se debe de asociar este “Ensayo” específicamente “Specified” con el modelo termodinámico de cálculo que está en paquete de fluidos que seleccionamos en el “Basis-1”

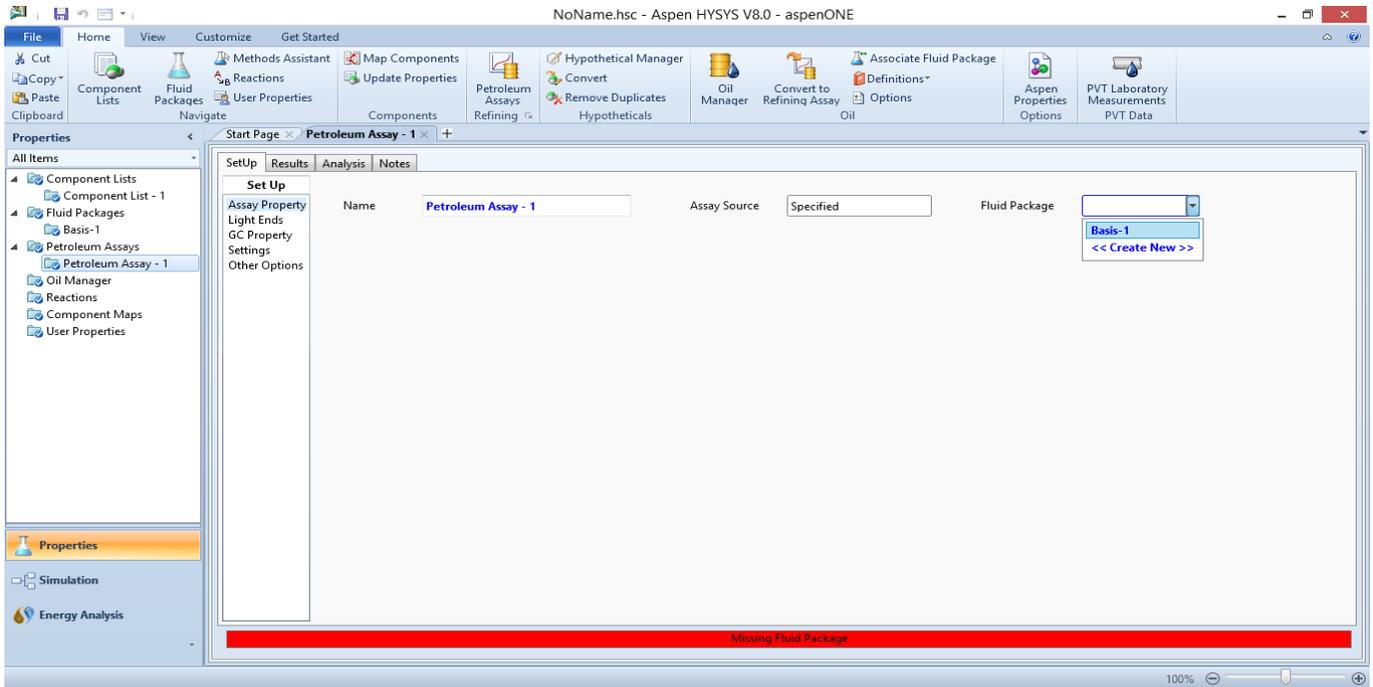


Ilustración 28. Vinculación del algoritmo de cálculo con las propiedades a calcular de la carga.

En la siguiente pantalla podremos ingresar las propiedades de la carga a analizar, lo recomendable es tener las temperaturas de destilación para diferentes porcentajes en volumen, masa o molar de carga, ya sea que hayan sido con base en las diferentes técnicas estandarizadas como curvas TBP, ASTM D86, D1160 o D2887. Dentro de los parámetros a ingresar disponibles para este proyecto son los descritos en la tabla 5.

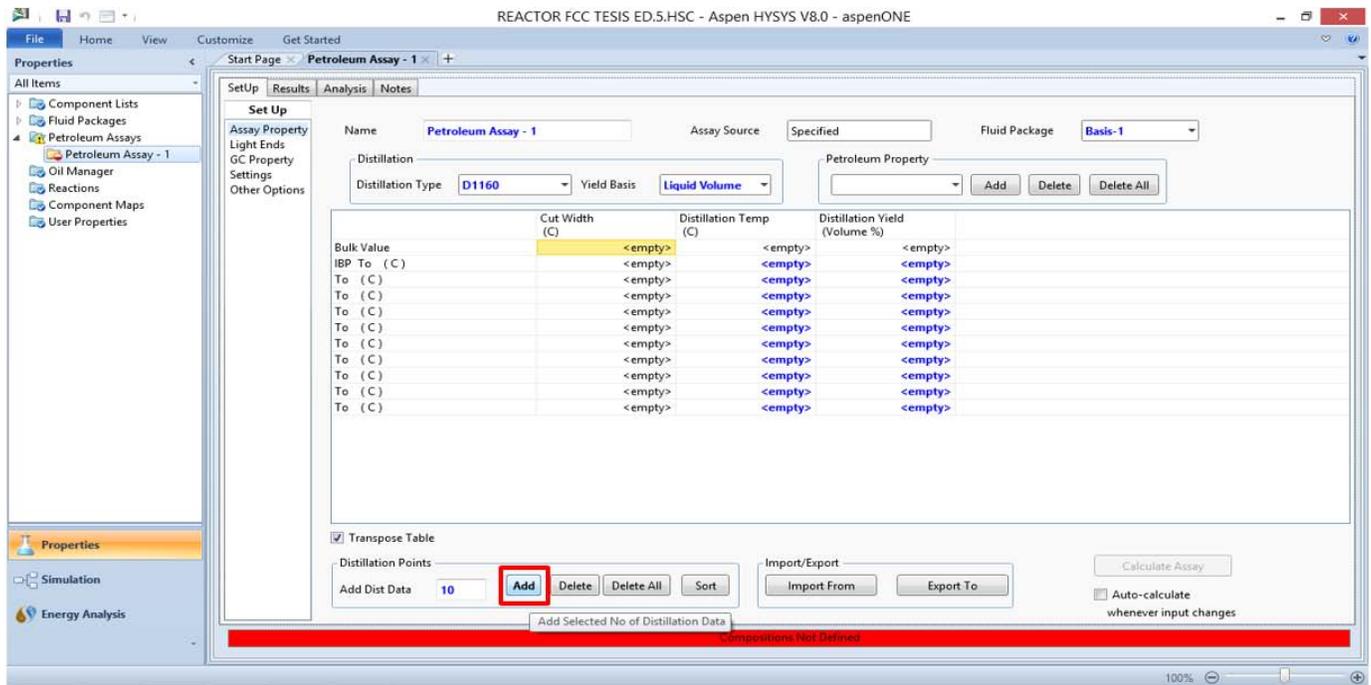


Ilustración 29. Inserto de rangos de temperatura de corte o punto de ebullición y porcentaje de rendimiento volumétrico.

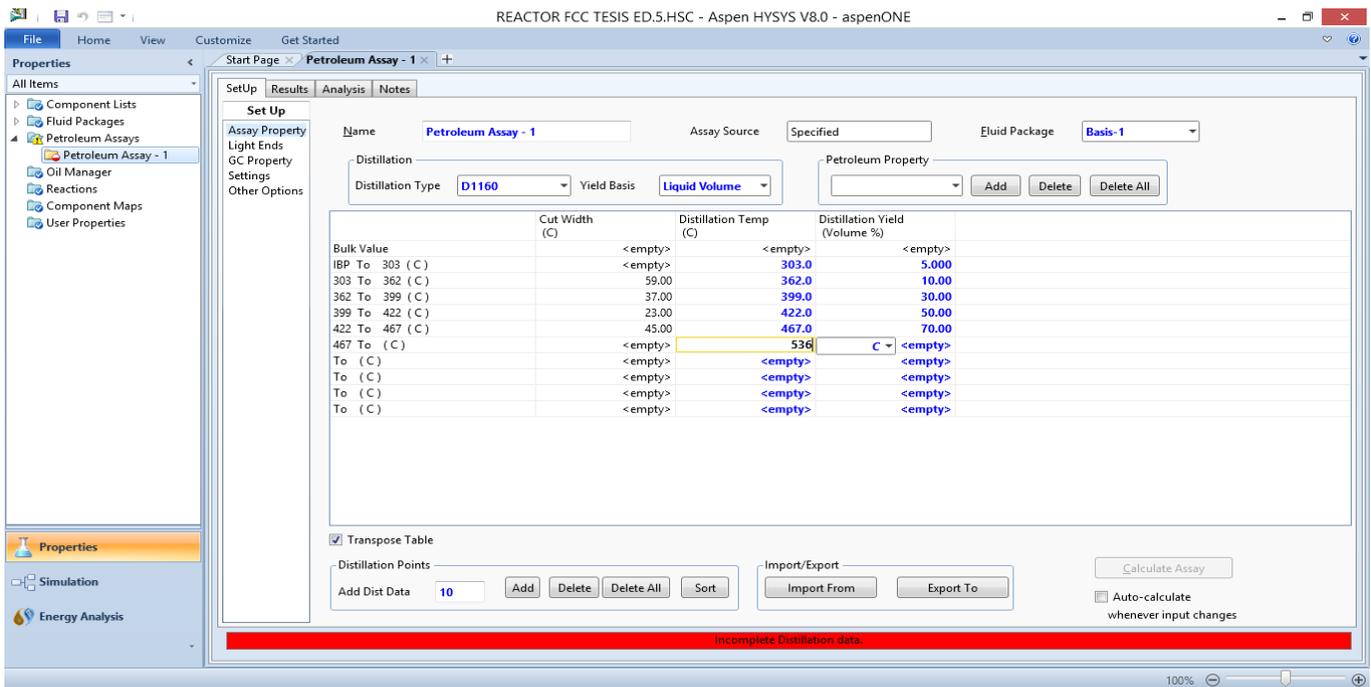


Ilustración 30. Captura de rangos de temperatura y temperaturas de ebullición.

Dichos **datos disponibles en la tabla 5**, son propiamente de la carga y no de alguno de sus destilados, lo cual es importante capturar los valores en la fila correspondiente al “Bulk Value” y no en otra fila a pesar de que el simulador nos lo permita.

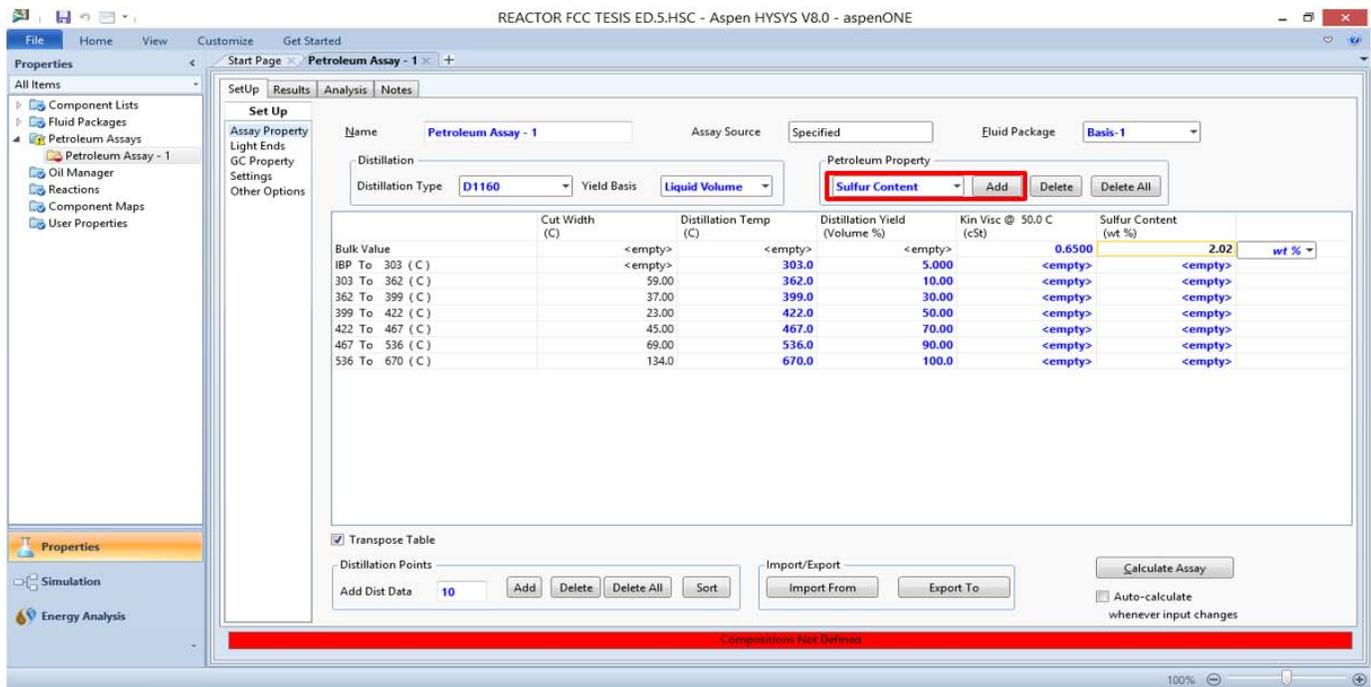


Ilustración 31. Captura de propiedades de la carga (Azufre, Viscosidad, Densidad, etc.).

Finalmente cuando se termina de capturar los valores se activa la casilla de Auto calcular cuando se hagan cambios o se edite el "Assay" y damos en calcular el "Assay" y así permitir al simulador estimar los valores para cada corte de la mezcla en función de los rangos de temperatura capturados con su correspondiente porcentaje de destilación.

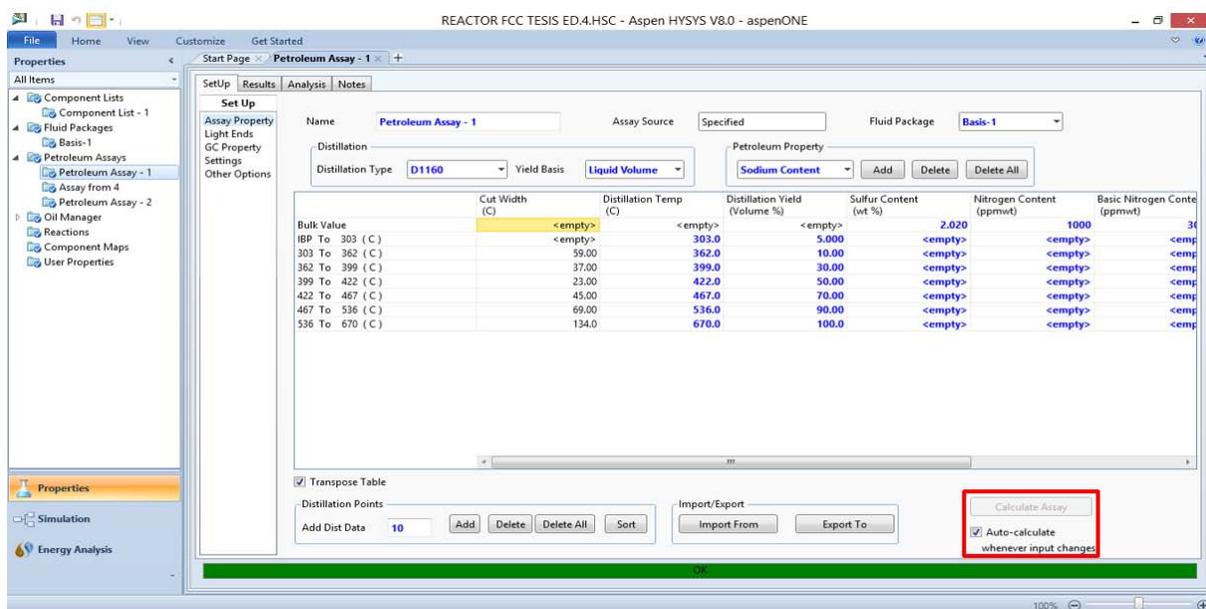


Ilustración 32. "Petroleum Assay" calculado y completo.

Los valores restantes de las propiedades capturadas para los diferentes rangos de temperatura no se mostrarán hasta que el reactor no haya hecho los cálculos y haya estimado los valores para cada intervalo de temperatura de la destilación ingresada por el usuario.

Una vez que el simulador acepta la asociación de la lista de componentes con el algoritmo seleccionado en el paquete de fluidos y la caracterización de la carga es ingresada de manera correcta, se ingresa al modo de simulación que se observa en parte inferior izquierda de la pantalla.

Configuración del módulo de reacción, Reactor-Regenerador en el entorno de simulación.

Ya estando en el entorno de simulación, en la paleta de herramientas que puede aparecer como ventana independiente del menú en la parte superior nos ubicamos en la pestaña de "Refining" en esta sección lograremos ubicar el módulo de cálculo del par Reactor-Regenerador para una planta FCC.

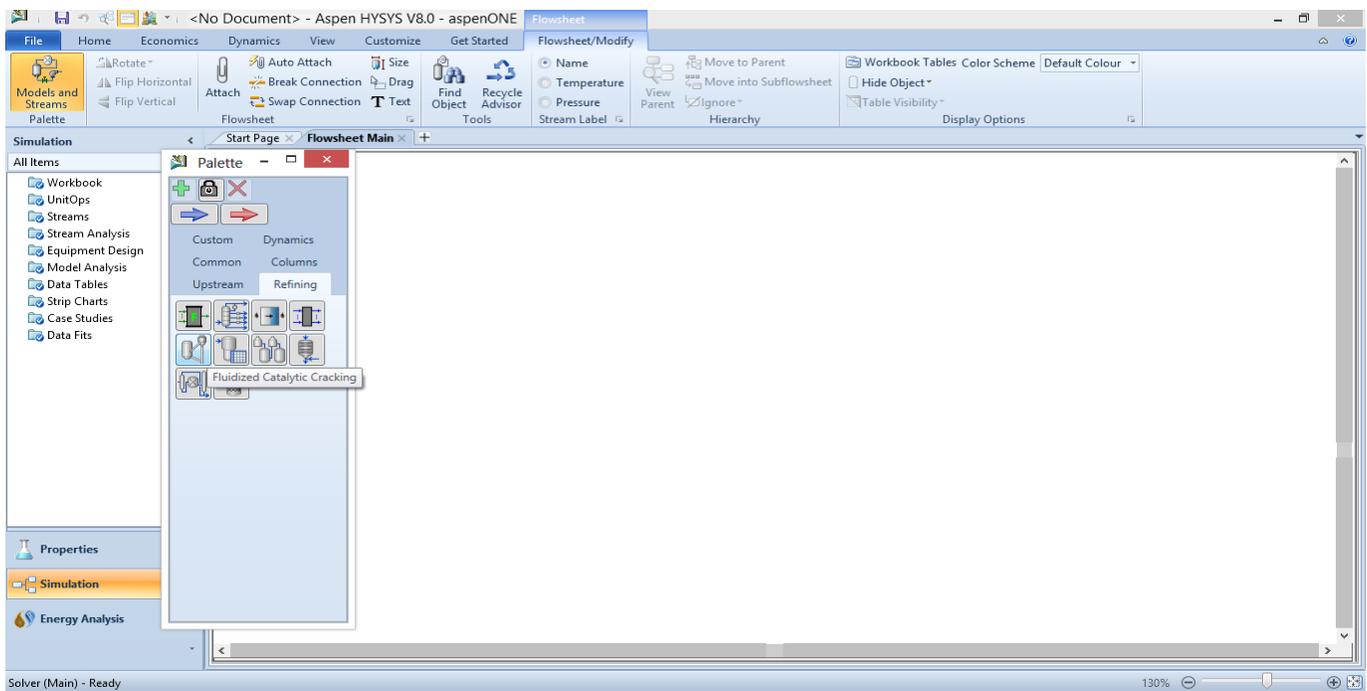


Ilustración 33. Selección de módulo del par Reactor-Regenerador para FCC.

Al arrastrar el icono representativo del reactor-regenerador en la pantalla de fondo blanco habremos de comenzar con las especificaciones del reactor-regenerador a simular. Es posible tomar como ejemplo el reactor existente en la base de datos del simulador, en nuestra simulación haremos la configuración de una nueva unidad.

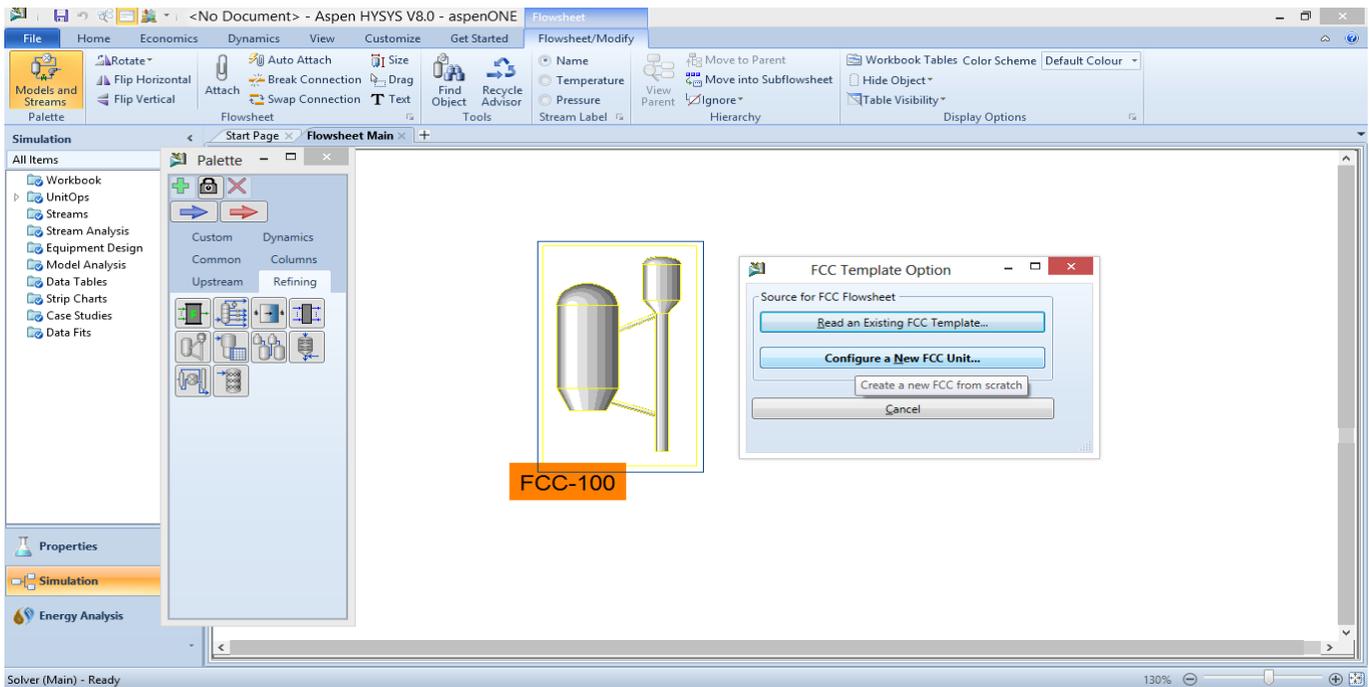


Ilustración 34. Selección de nueva unidad FCC.

Al saber que la configuración del reactor a simular es de una etapa en el regenerador y tener un solo "riser" seleccionaremos este tipo de estructura en la simulación.

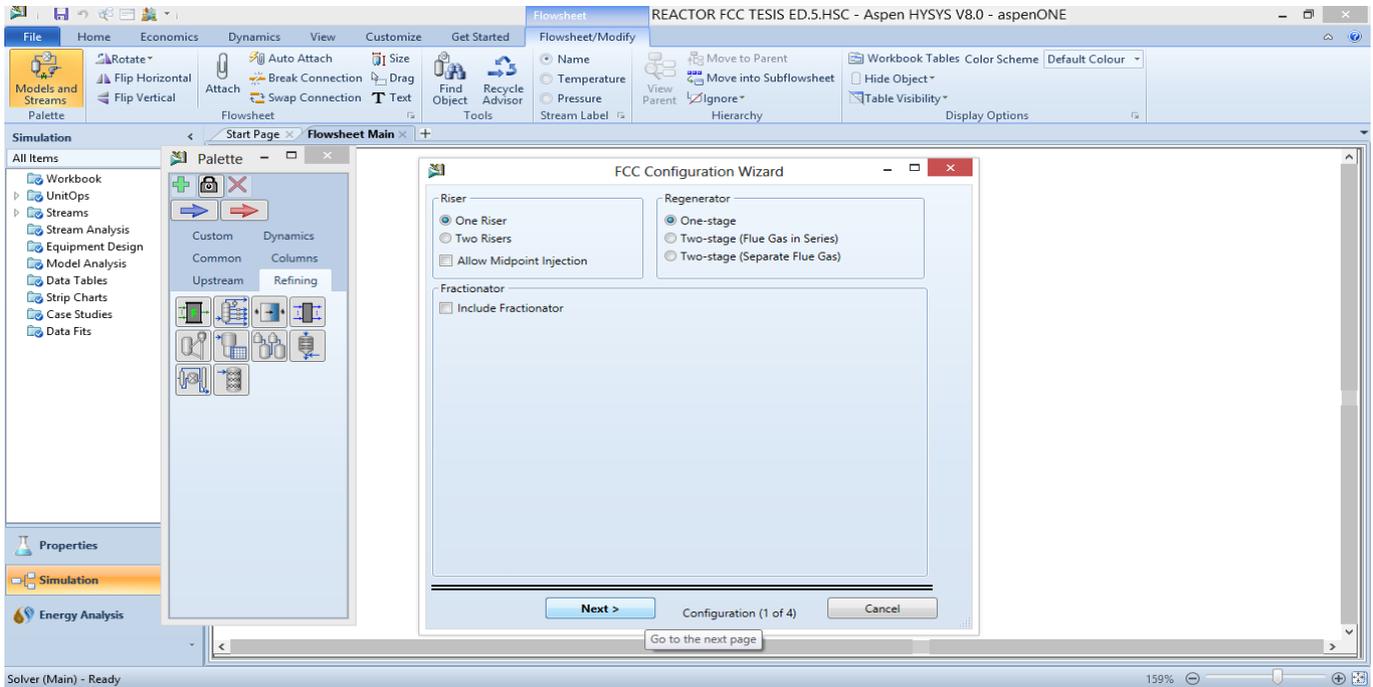


Ilustración 35. Configuración general de Riser y Regenerador (paso 1).

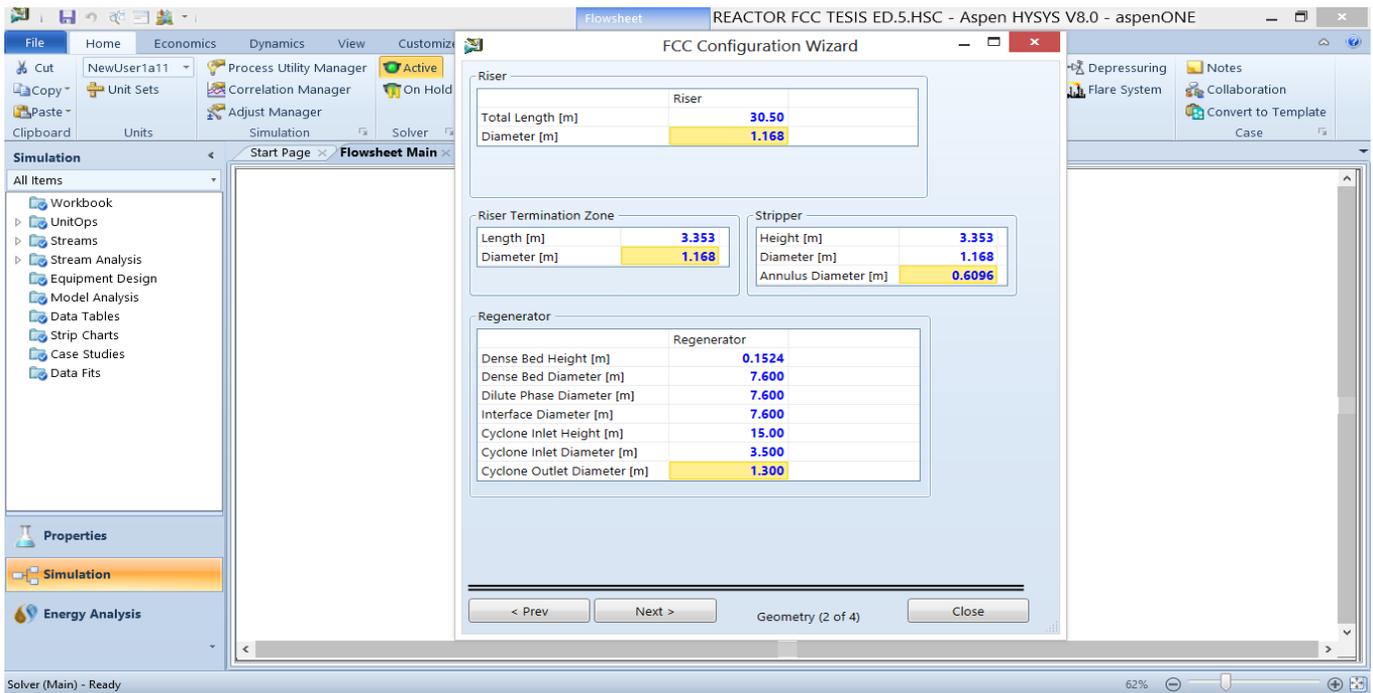


Ilustración 36. Captura dimensiones de Riser-Regenerador y sección de separador de catalizador (paso 2).

En seguida en esa misma pestaña la ventana que nos apareció con la configuración del reactor-regenerador, editaremos la geometría que tiene el riser, la última zona del riser

antes de la separación con los ciclones internos del reactor, las piernas de separación de catalizador y el regenerador. Es importante que tengamos en cuenta que esta geometría está en función de los parámetros típicos del para reactor regenerador.

El balance por pérdidas de calor es importante ya que los materiales a usar en el regenerador es de importancia tal que puede afectar el en balance de coque, sin embargo para este sistema consideramos que es adiabático totalmente, lo cual serán capturados ceros en la sección "Heat Loss"

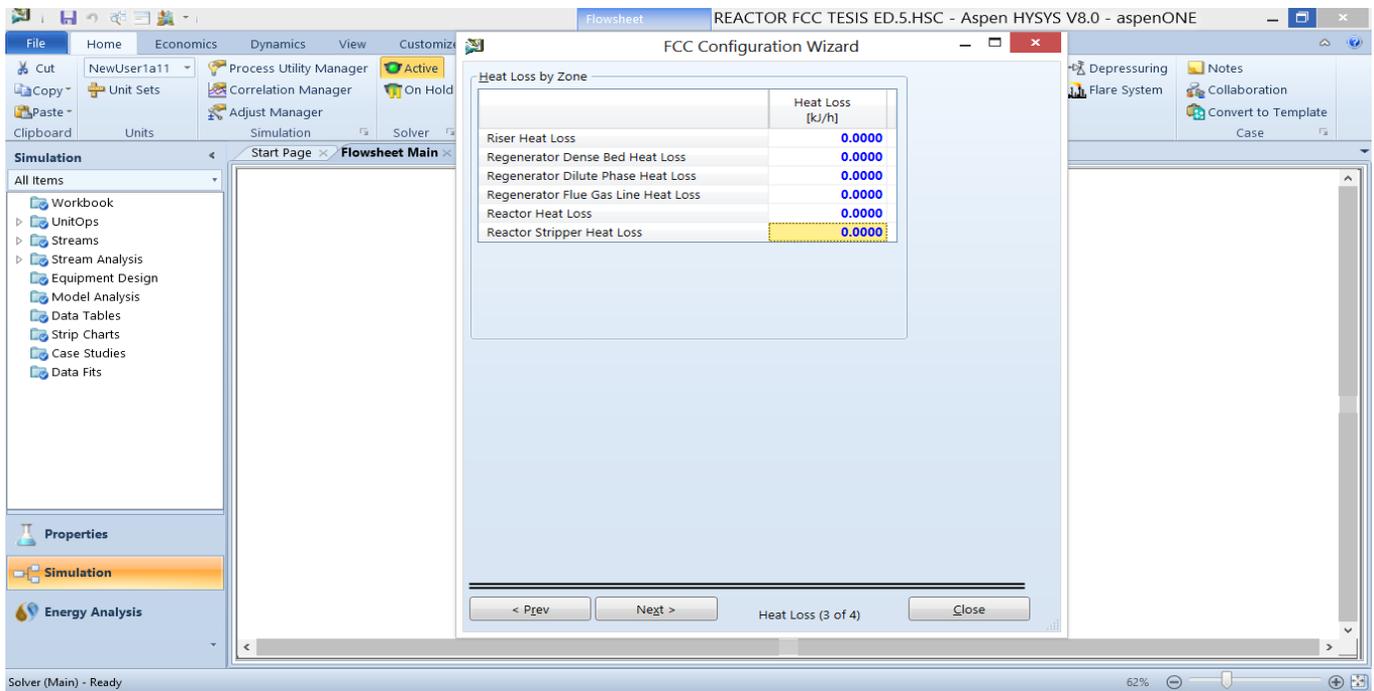


Ilustración 37. Pérdidas de calor en la unidad FCC (paso 3).

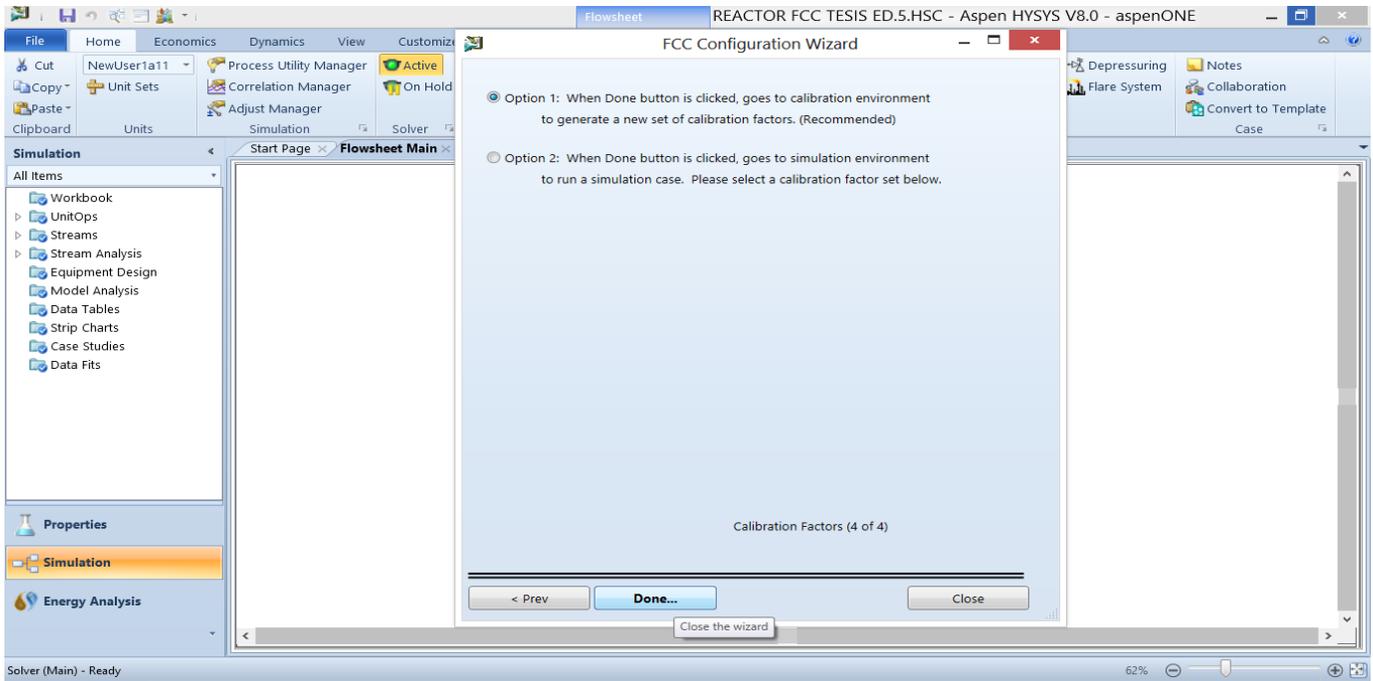


Ilustración 38. Calibración y generación de nuevo set de factores de calibración en el ambiente de simulación (paso 4).

Calibración del simulador.

Para la simulación del Reactor-Regenerador es necesario hacer una Calibración con los parámetros de diseño, la geometría del regenerador, reactor y riser, específicamente longitudes y diámetros, parámetros de la fase densa en el lecho catalítico, catalizador y condiciones de operación.

La corriente de alimentación es importante definirla en función de que es lo que se quiere comparar y que es lo que se quiere obtener como producto específicamente del par Reactor-Regenerador, ya que posteriormente el efluente pasara por la fraccionadora y planta de gas como es conocida típicamente.

Para esto el simulador nos provee de diferentes tipos de carga como son residuo de destilación atmosférica, residuo de destilación al vacío, gasóleo pesado gasóleo pesado de vacío, residuo de plantas de hidrotreatmento y residuo de plantas hidrosulfuradoras, para la simulación de este proyecto se considera que la carga es de una combinación de

Gasóleo Atmosférico, Gasóleo de Vacío Liviano, Gasóleo de Vacío Pesado y Gasóleo Desulfurado de la planta de decoquizado.

Los parámetros de caracterización de carga para este proyecto se muestran en la tabla 5.

Tabla 5. Parámetros de caracterización de carga a planta FCC-I.

Descripción	Unidad	Alimentación Combinada al Reactor
Crudo Origen		MAYA
Porcentaje Vol. Del Total	%	100
Punto de Corte TBP	°C	--
Gravedad Específica	°API	22.2
Porcentaje De Hidrodesulfurados	%HDS	28.4
Contenido de Azufre	%p	2.02
Viscosidad.Pa.s @50°C		0.001(1)
Nitrógeno Total	%p	0.1(2)
Nitrógeno Básico	ppm (peso)	300
Metales	Ppm(peso)	1.2(4)
Punto de Inflamación	°C	
Número de Bromo	gBr/100g	2(2)
Punto de Anilina	°C	80(2)
Número de Cetano		-5
Punto de Fluidez	°C	(5)
Carbon Ramsbottom	%p	0.33(2)

Tabla 5. Parámetros de caracterización de carga a planta FCC-I (continuación).

Carbón Conradson	%p	0.33
Contenido de sodio	ppmp	<2(6)
Destilación	°C	D-1160
T.I.E.	%Vol.	303(2)
10	%Vol.	362(2)
30	%Vol.	399(2)
50	%Vol.	422(2)
70	%Vol.	467(2)
90	%Vol.	536(2)
T.F.E.	%Vol.	670(2)

Notas:

- 1.- Pa.s @ 204,4 °C.
- 2.- Valor Estimado por Kellogg.
- 3.- Níquel + Vanadio + Hierro.
- 4.- Níquel + Vanadio.
- 5.- No Aplica.
- 6.- Máximo Permitido

Tipo de carga a seleccionar.

Para la sección de "Feed Data" tendremos que importar de la base de datos del simulador el tipo de carga con la cual tomara como referencia para los cálculos posteriores, para esto en la opción de "import" nos aparecerá la carpeta de HYSYS las cargas que están precargadas en la carpeta siguiente:

Equipo/Disco Local (C:)/Archivos de Programa /AspenTech /AspenhysysV8.0 /RefSys /refreactor /Fcc /feedlibrary. (Ver Ilustración 40)

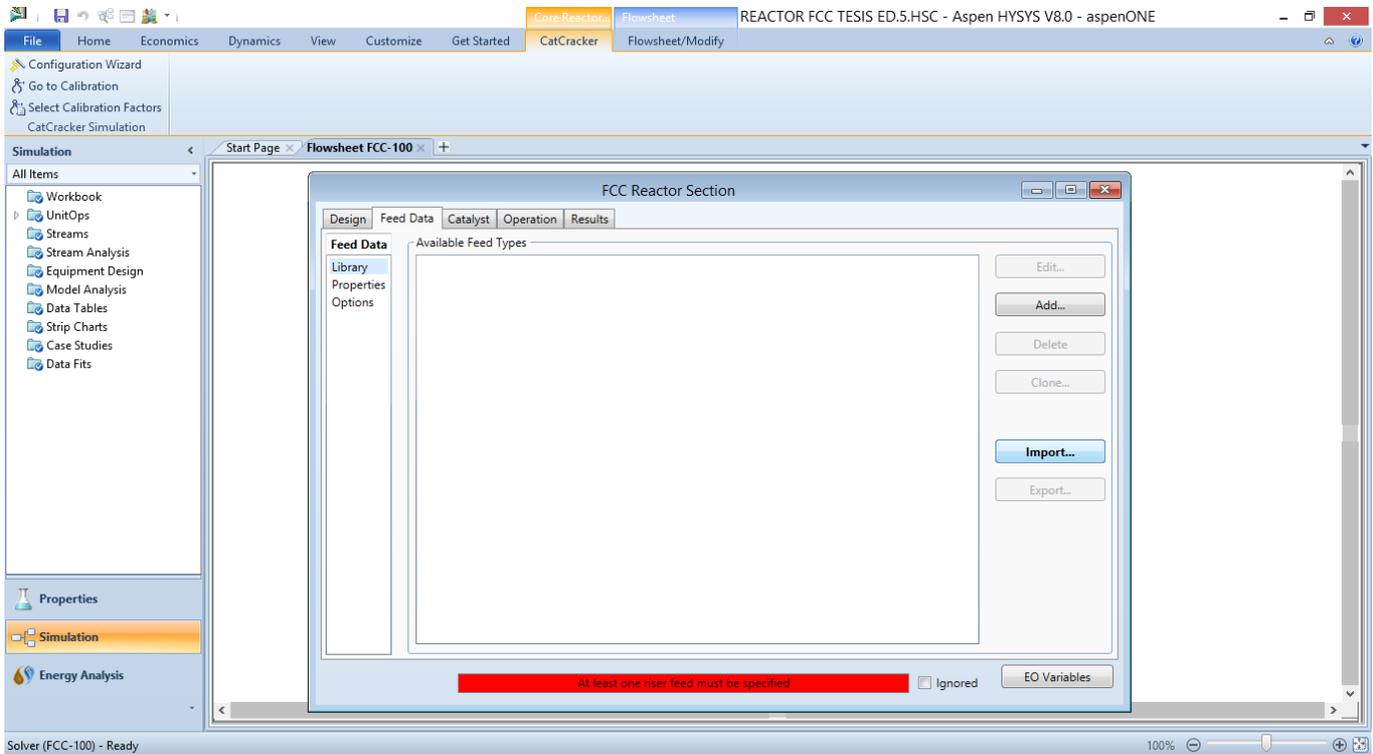


Ilustración 39. Importación de tipo de carga inyectada al Reactor-Regenerador.

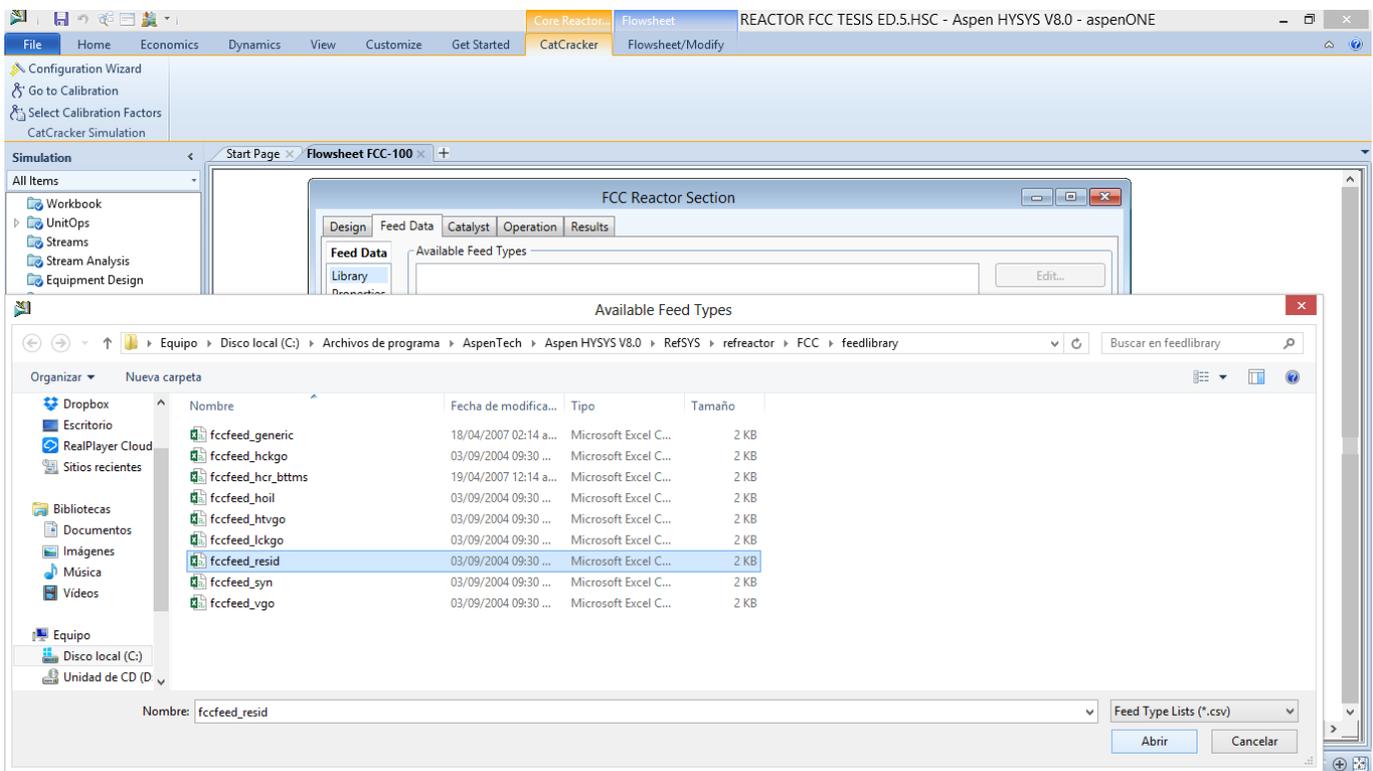


Ilustración 40. Ruta de ubicación del tipo de carga para FCC en HYSYS. V.8.0

Una vez importada la carga de la base de datos, no aparecerá una pantalla similar si damos **doble “click”** sobre la carga recién adjuntada, pulsaremos en el botón **“Calculate Biases”** y en el botón de **“Normalize”** y observaremos que la fecha de modificación se ha actualizado en la esquina superior derecha.

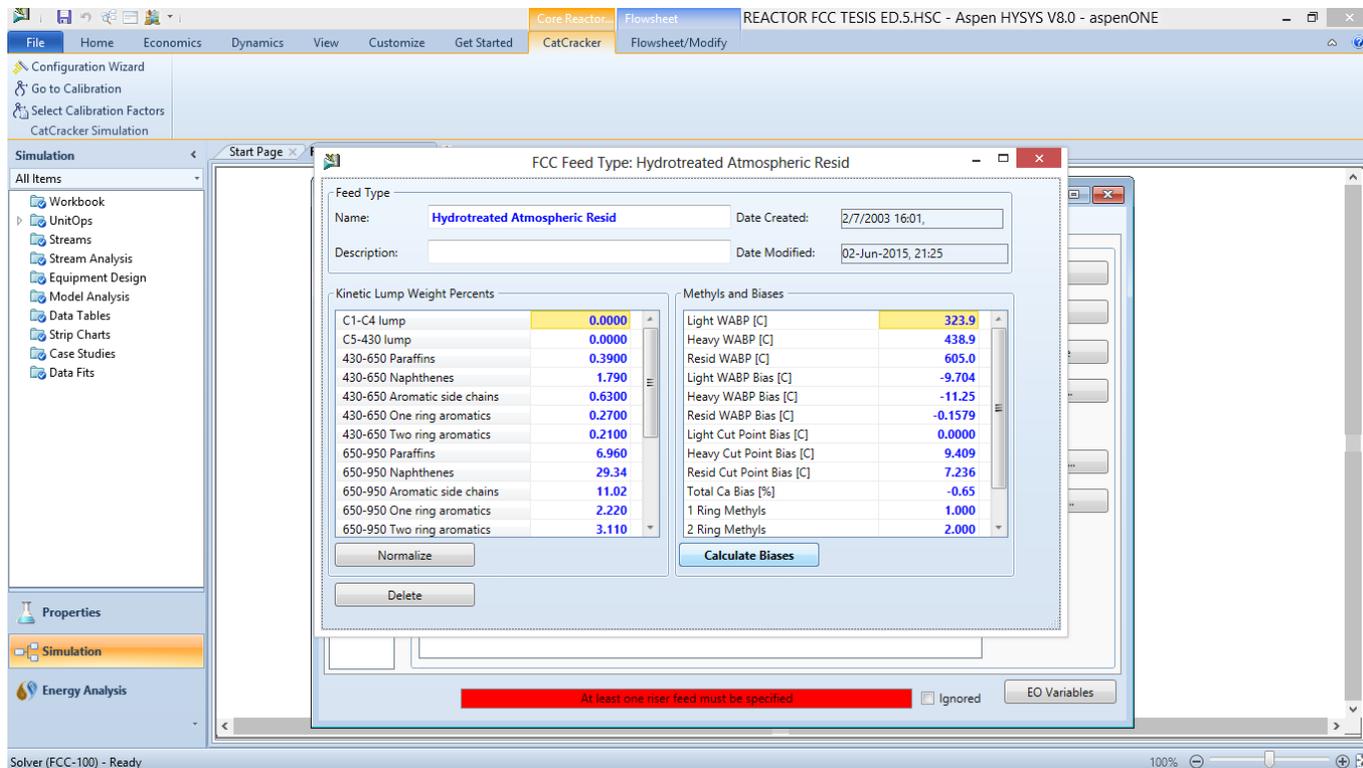


Ilustración 41. Actualización de base de datos de la carga a inyectar.

Para esta simulación se usará la carga de Residuo de destilación atmosférica, se pueden usar varios tipos de carga como de hidrotratamiento, gasóleo de destilación al vacío (vacuum gas oil), entre otros tipos de carga.

Corriente de carga y efluente del par reactor-regenerador.

Deberemos también asociar una corriente hecha con las propiedades de temperatura, presión, flujo y composición hecho con el **“Assay”** que generamos antes de adentrarnos en entorno de simulación. Cerraremos la pantalla de captura de datos del reactor y nos

moveremos a la paleta de herramientas para arrastrar dos corrientes, una será la que utilizaremos para la alimentación y otra para el efluente del reactor.

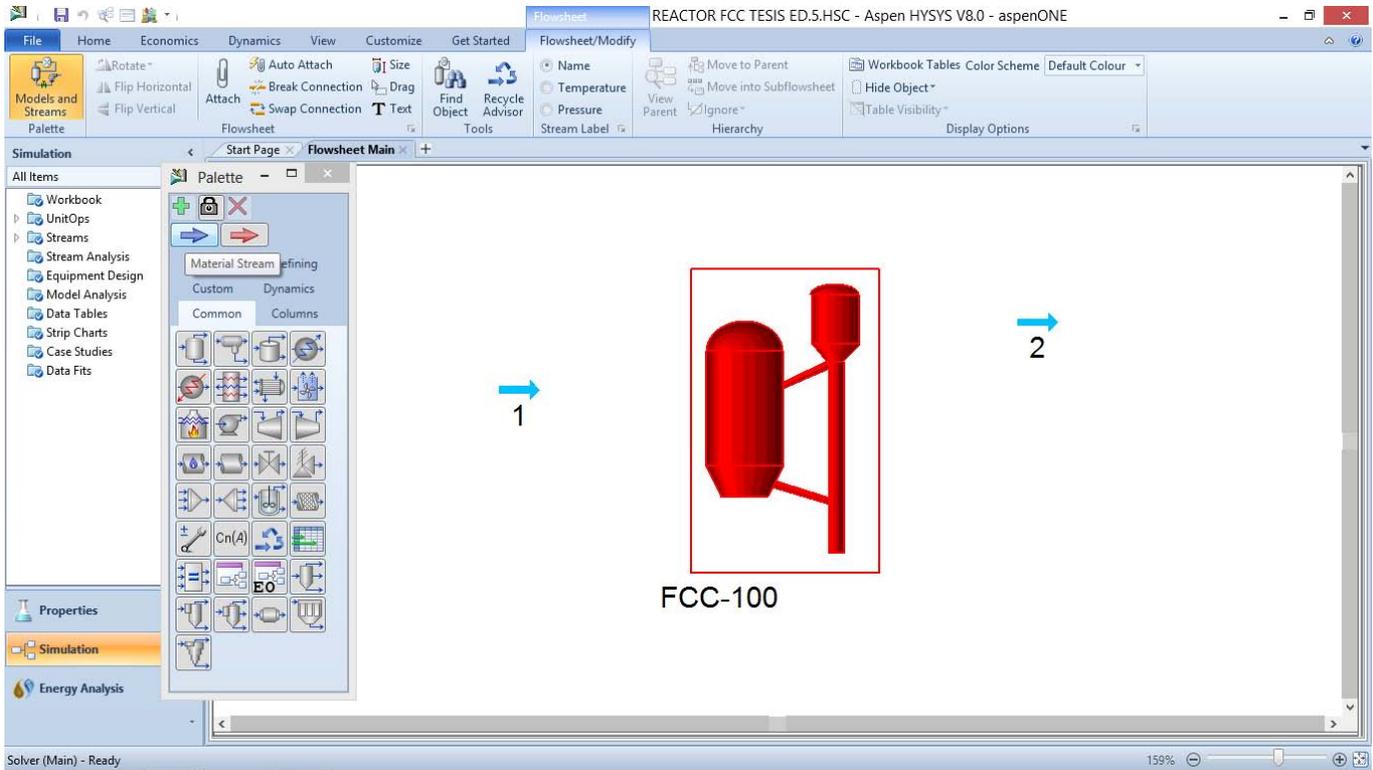


Ilustración 42. Corrientes de influente y efluente.

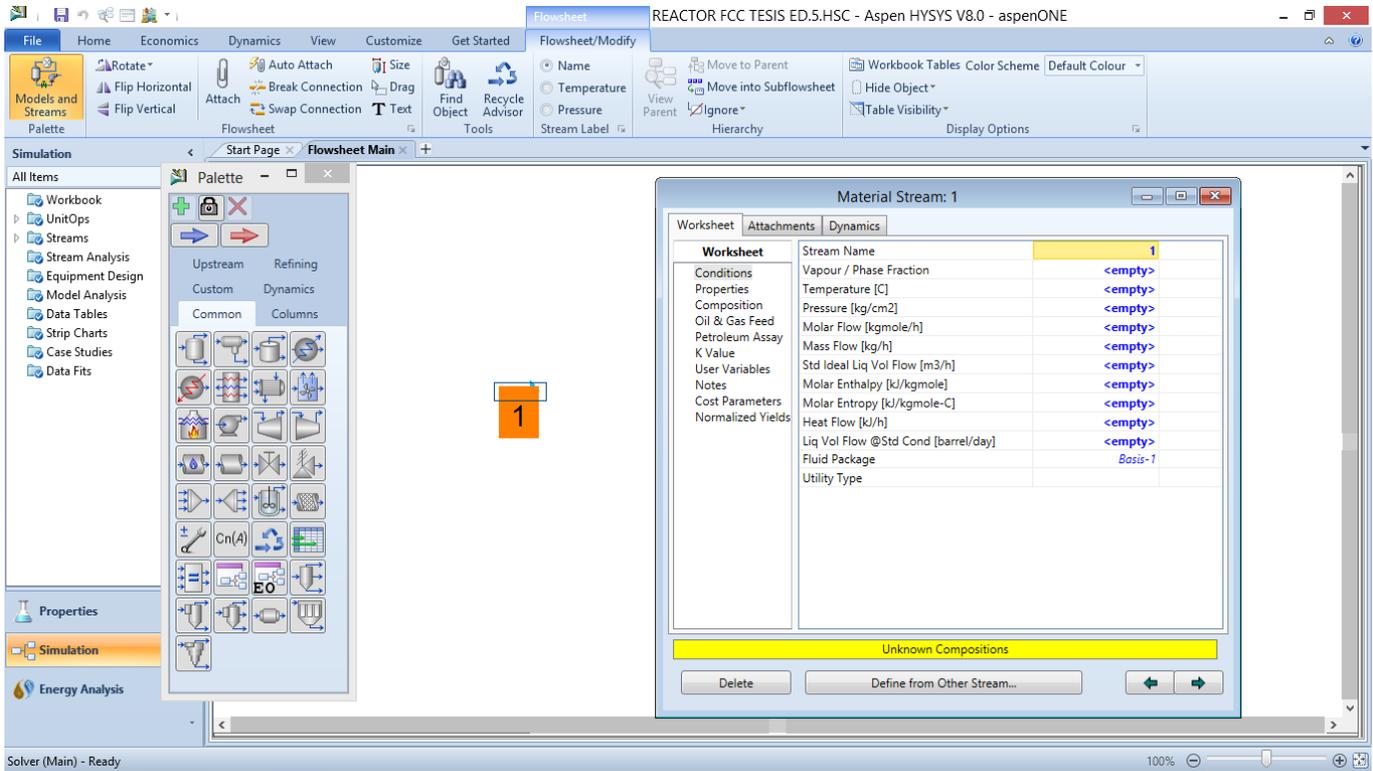


Ilustración 43. Especificación de influente al par Reactor-Regenerador.

Importaremos las composiciones que se generaron en el "Assay" a la corriente que usaremos como alimentación al reactor.

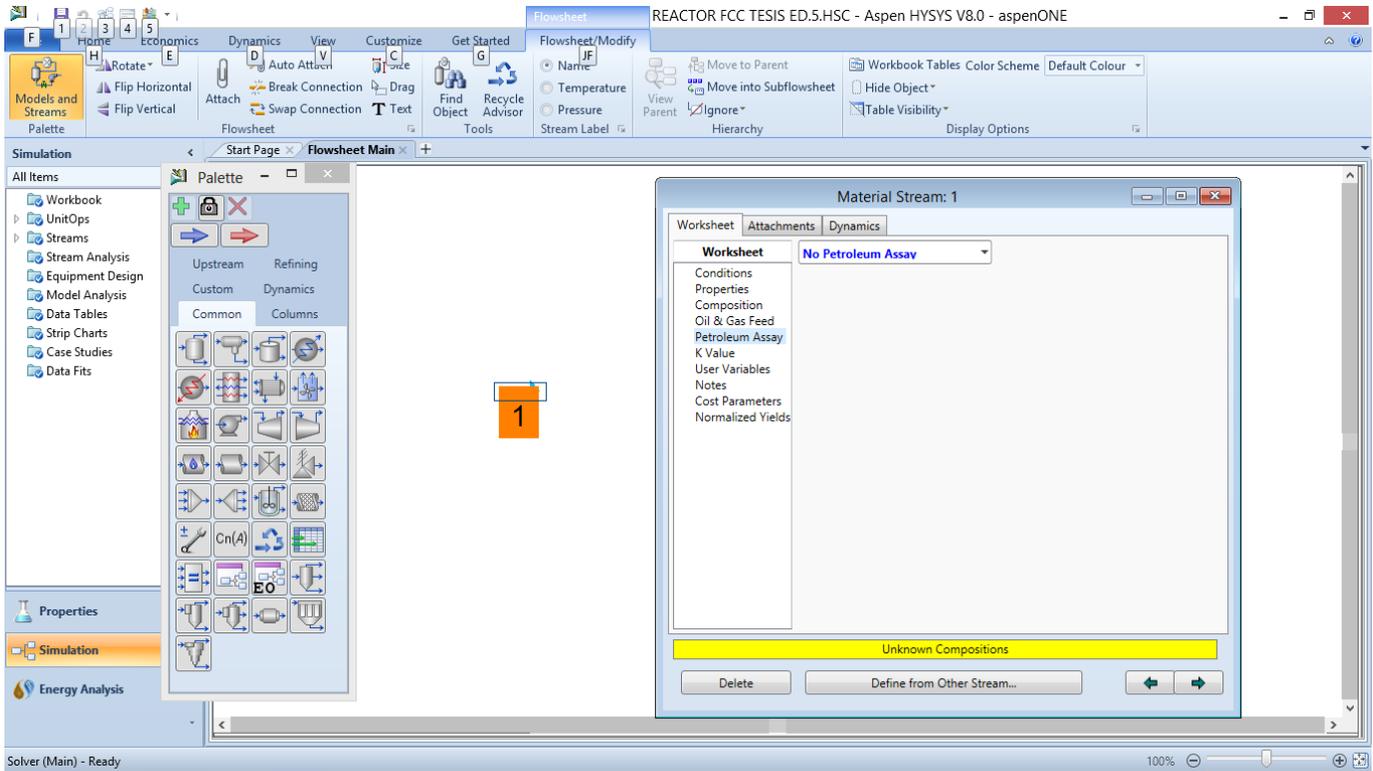


Ilustración 44. Captura del "Assay" generado previamente.

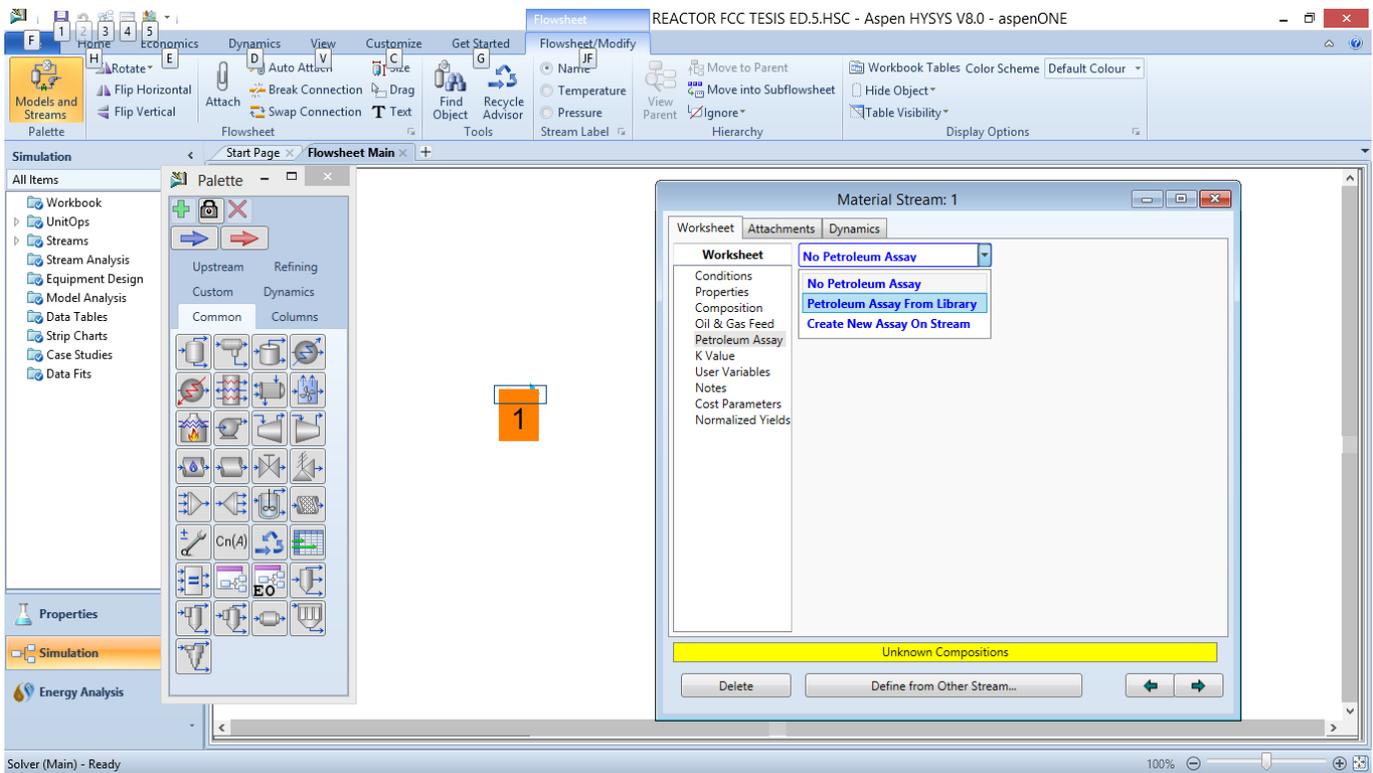


Ilustración 45. Importación de "Assay" de carga capturado y calculado.

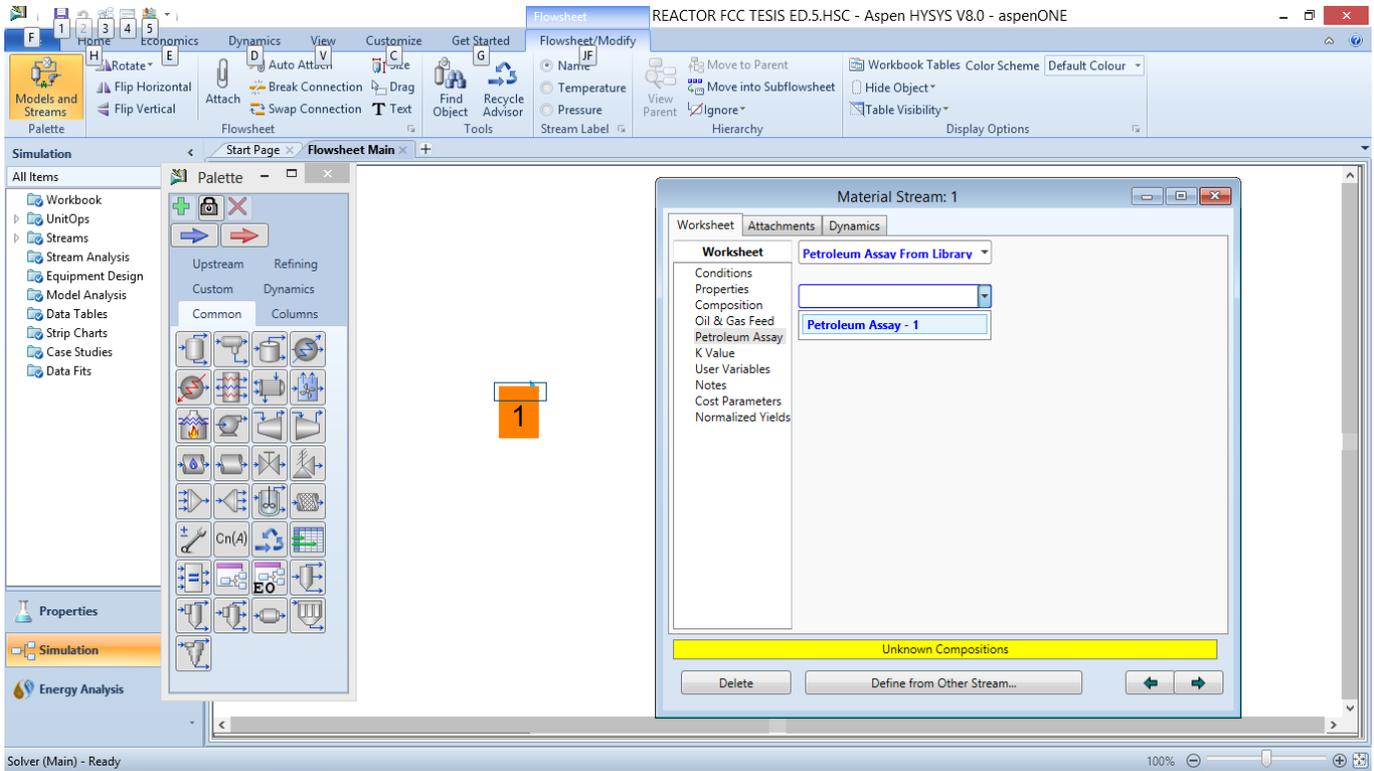


Ilustración 46. Selección de "Assay" de carga Generado para importación al entorno de simulación.

En este punto el simulador nos indicara que hace falta agregar las condiciones a las cuales se encuentra la alimentación, es importante verificar que los componentes hipotéticos y su respectiva fracción mol calculada al momento de generar el "Assay" han sido capturados correctamente por el simulador.

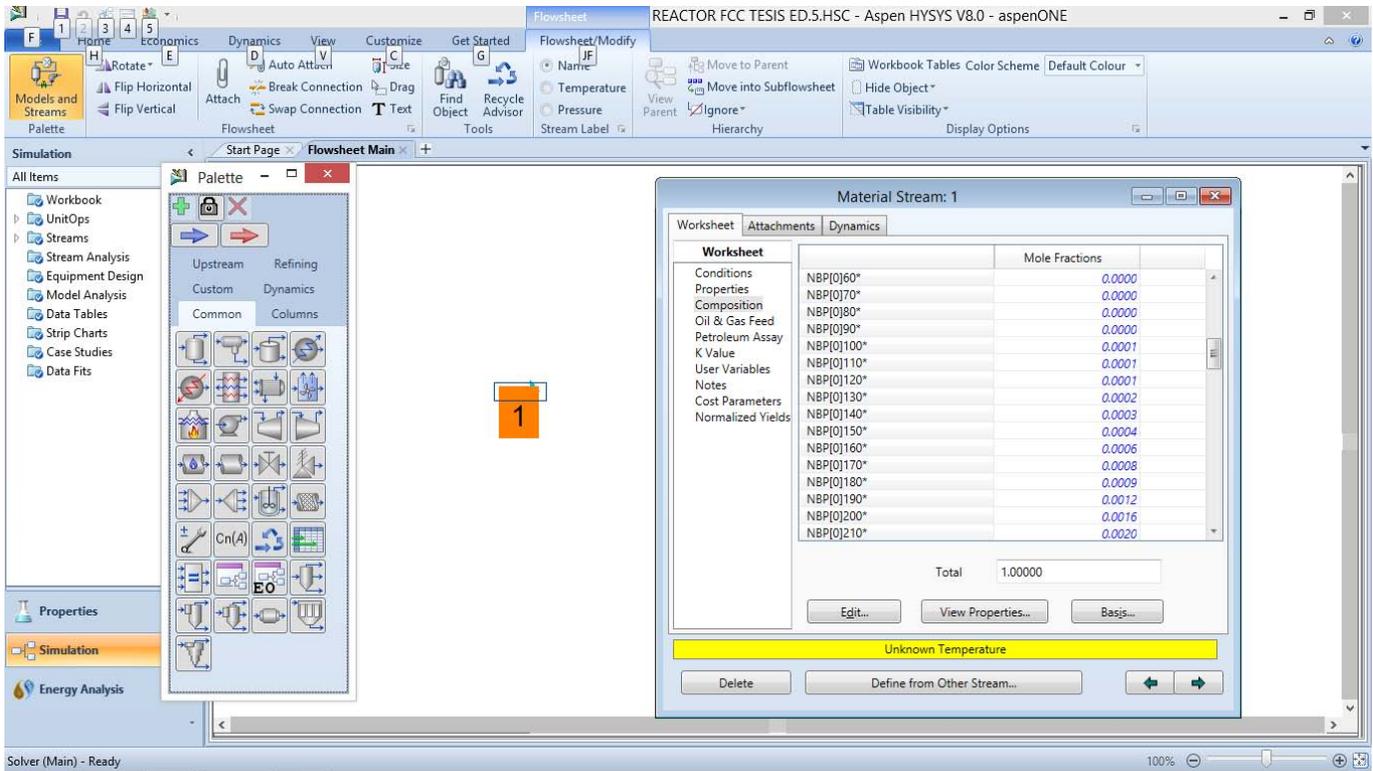


Ilustración 47. Vista de composiciones generadas y calculadas para componentes hipotéticos.

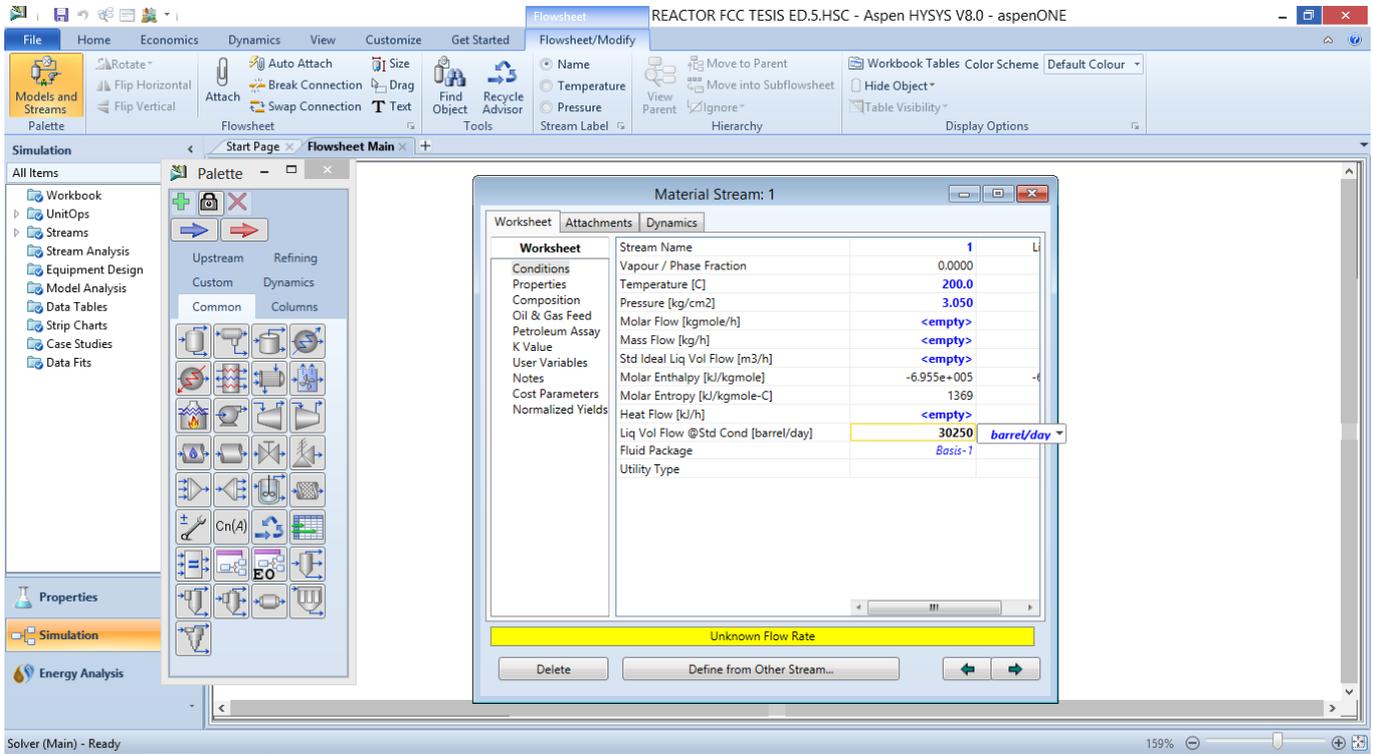


Ilustración 48. Especificación de condiciones de operación de alimentación de carga al reactor FCC.

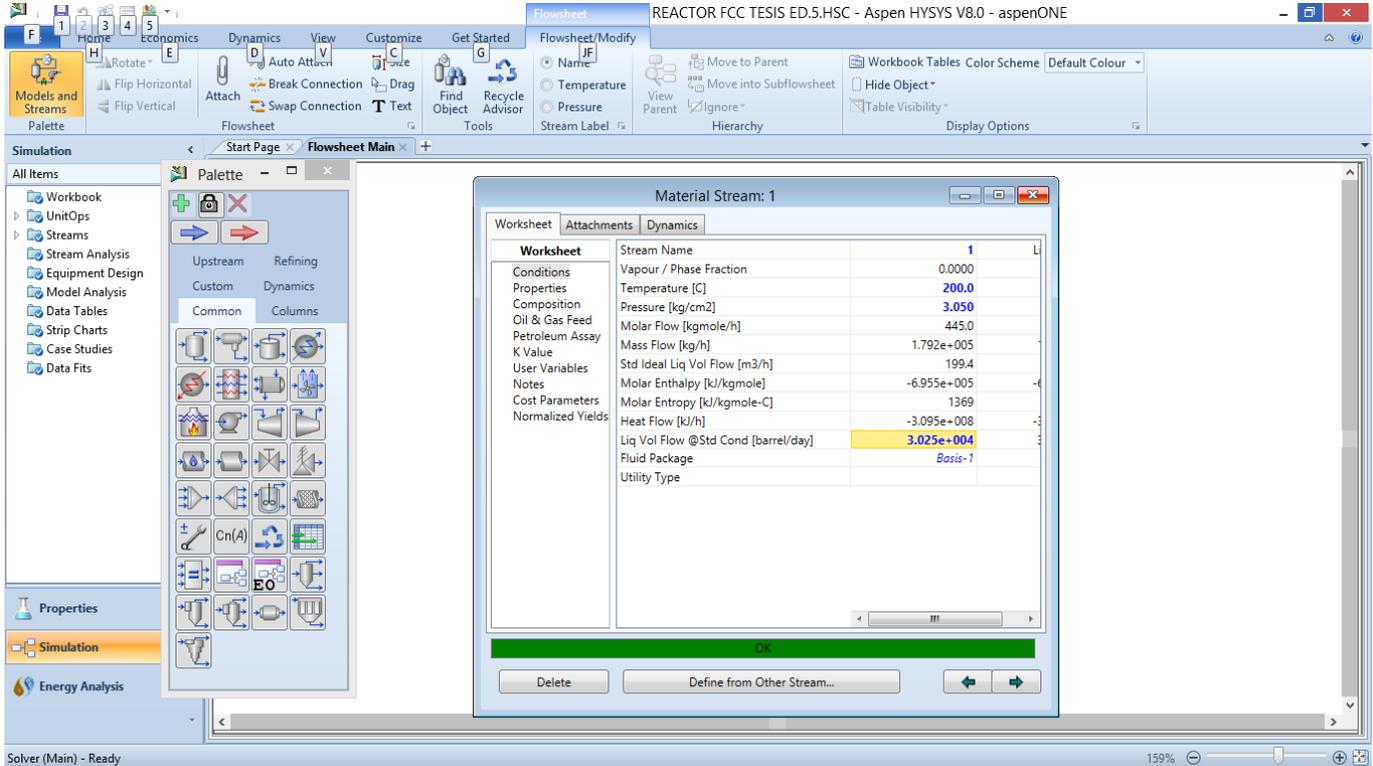


Ilustración 49. Condiciones de operación aceptadas por el simulador.

Vincularemos las corrientes de alimentación y efluente al reactor, al desplegar la pestaña en la zona de "riser feeds", "external" y seleccionar la corriente que ya tiene la composición de alimentación, automáticamente asociara el tipo de carga con la que importamos de la base de datos "Hydrotreated atmospheric resid" y en el efluente seleccionaremos la segunda corriente sin hacer tratamiento previo a esta corriente.

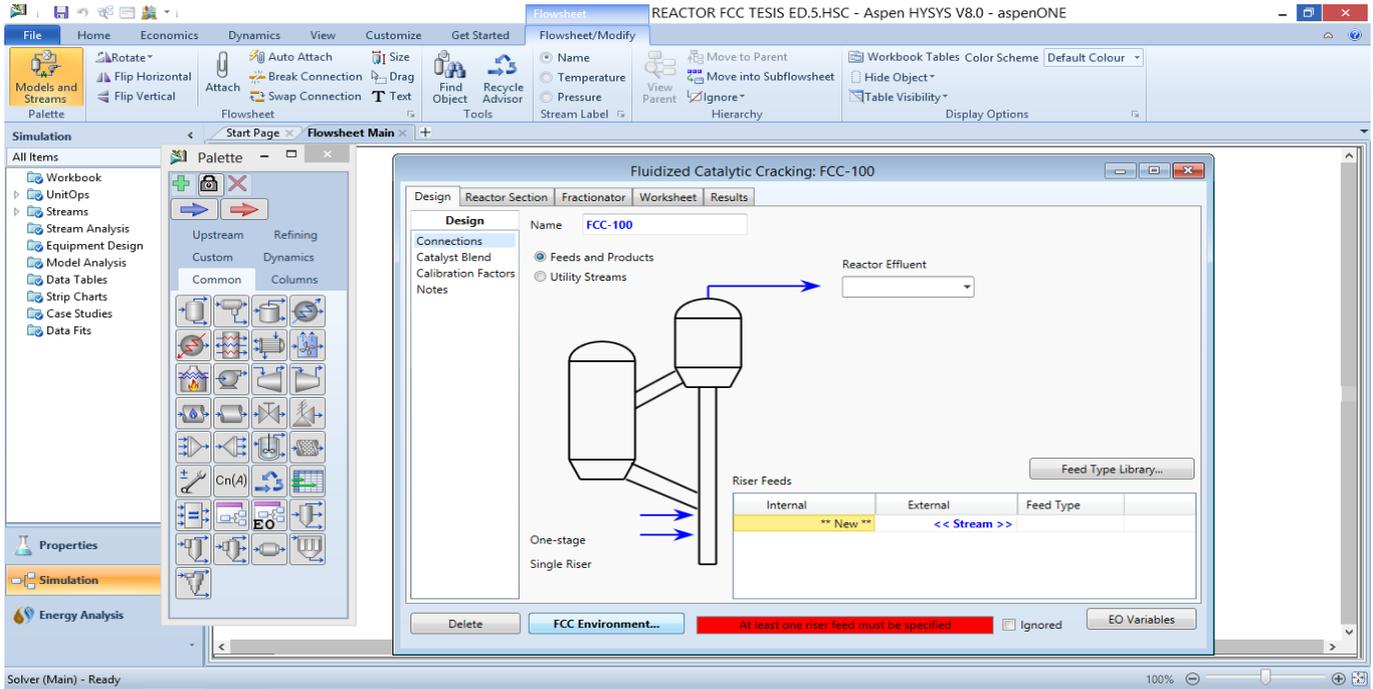


Ilustración 50. Conexión de corriente de alimentación a la unidad de reacción.

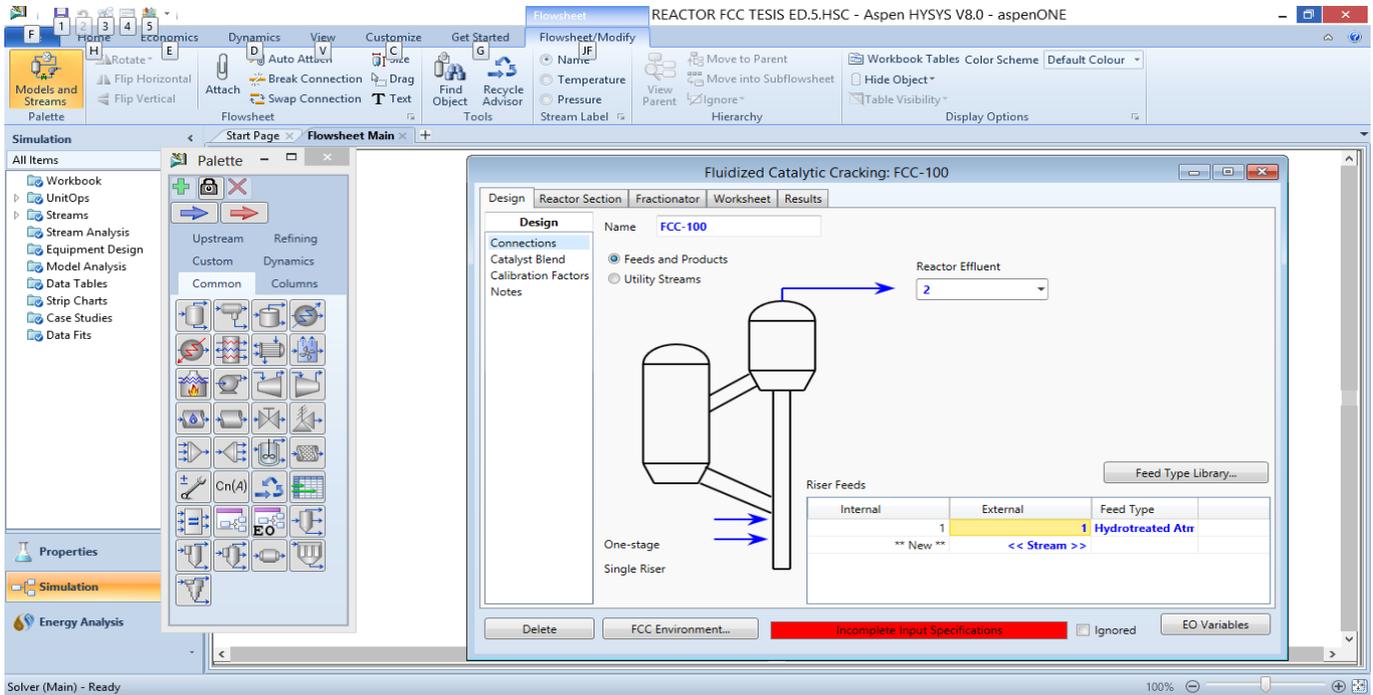


Ilustración 51. Conexión de efluente de la unidad de reacción.

Continuando con el modulo del reactor-regenerador, debemos de agregar la corriente que creamos como alimentación al reactor pulsando en "FCC Enviroment" y después en la pestaña "FCC Data" "Properties" verificaremos que está vinculada la corriente de alimentación.

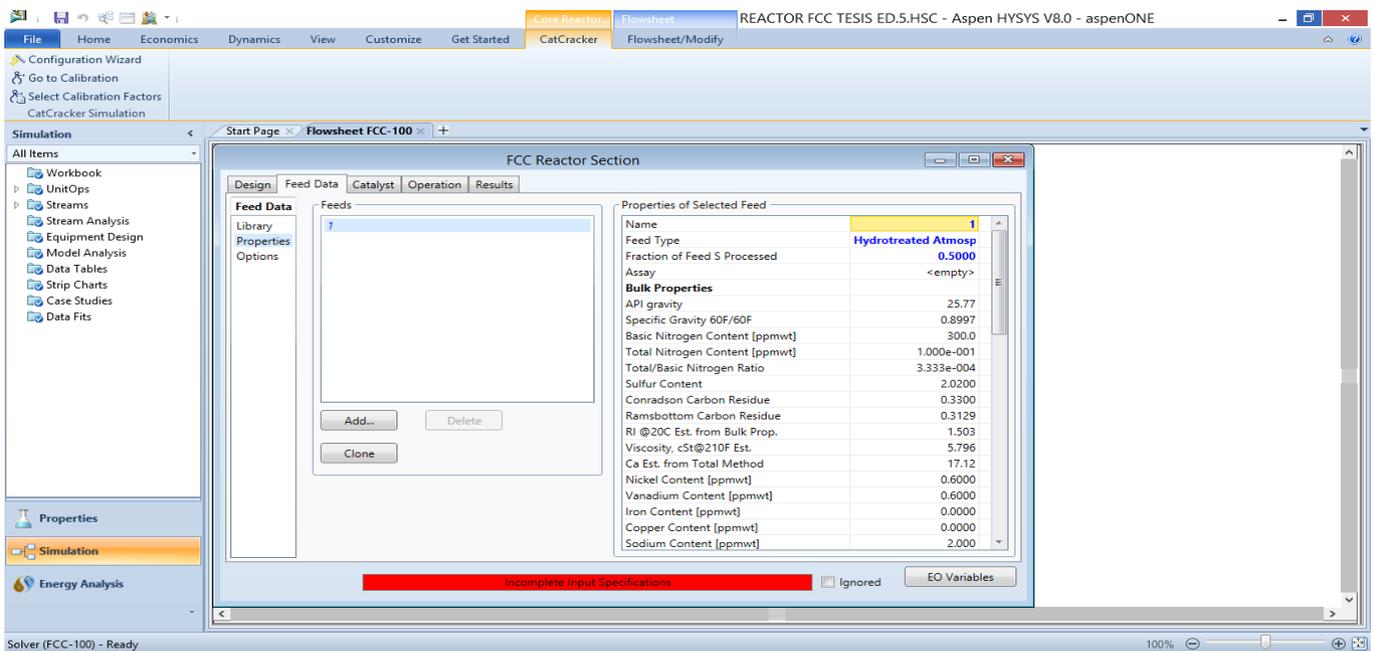


Ilustración 52. Vinculación de influente con la carga importada de la base de datos.

Selección del Catalizador.

De manera análoga a la carga, importaremos de la base de datos del simulador, las propiedades del catalizador a usar para la simulación, en este caso se usara el catalizador A/F-3 como prueba, ya que el simulador aunque nos permita hacer modificaciones en las propiedades de cualquier catalizador precargado en la base de datos, no se cuenta con datos precisos de dicho catalizador usado en la planta FCC que estamos analizando, sin embargo es bien sabido que el catalizador más usado comercialmente son las Zeolitas y en especial las tipo ZM-5.

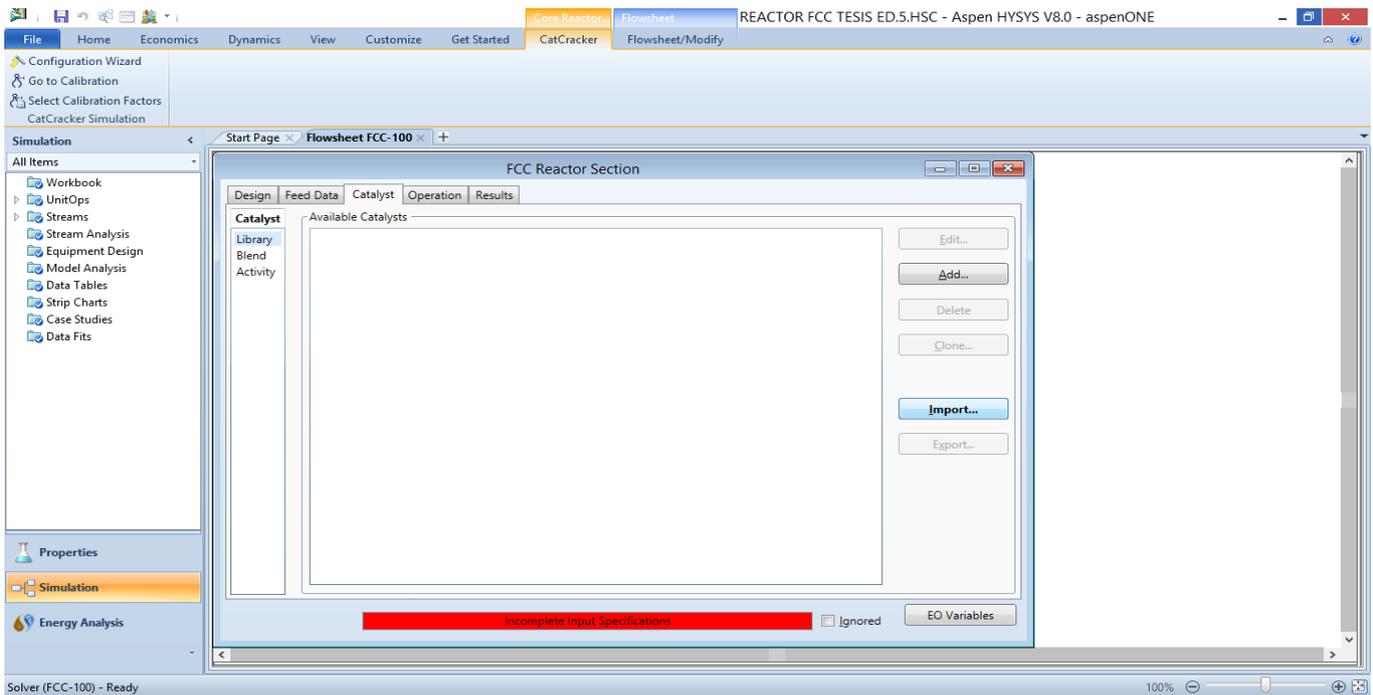


Ilustración 53. Importación de catalizador de la base de datos de HYSYS V.8.0.

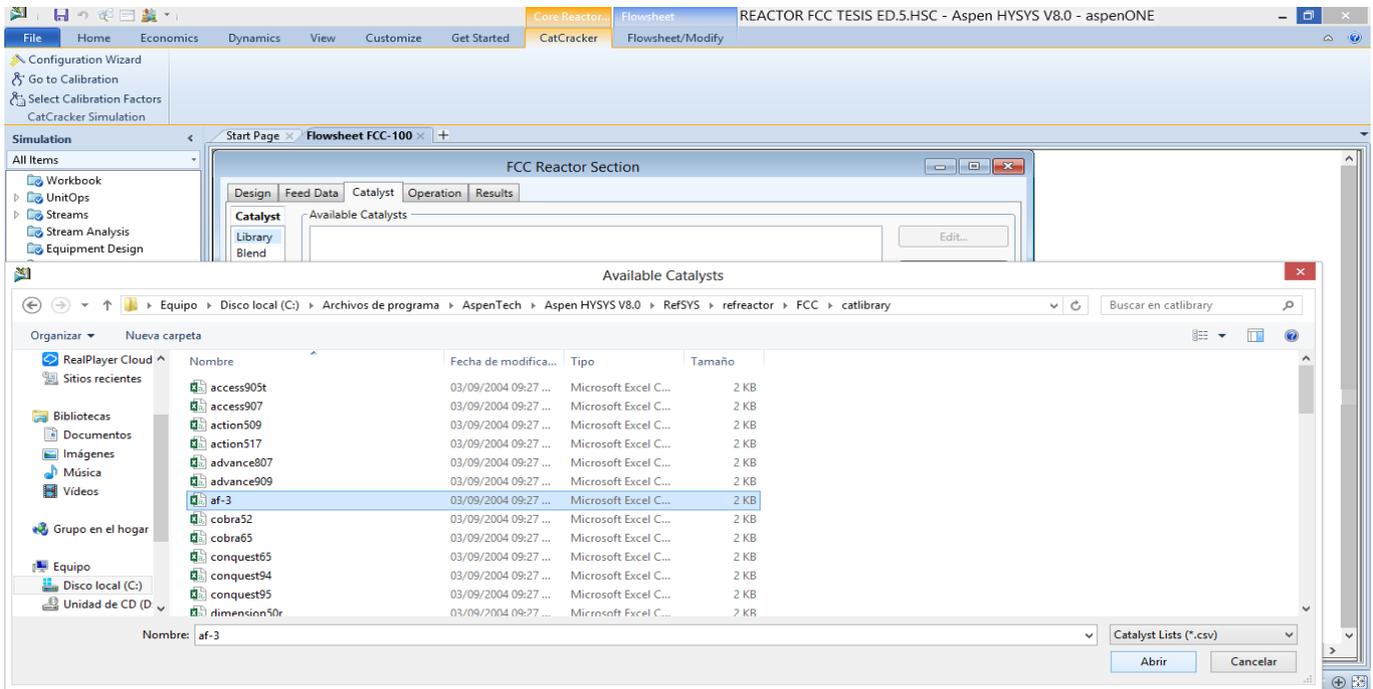


Ilustración 54. Ruta de ubicación del catalizador de la base de datos de HYSYS V.8.0

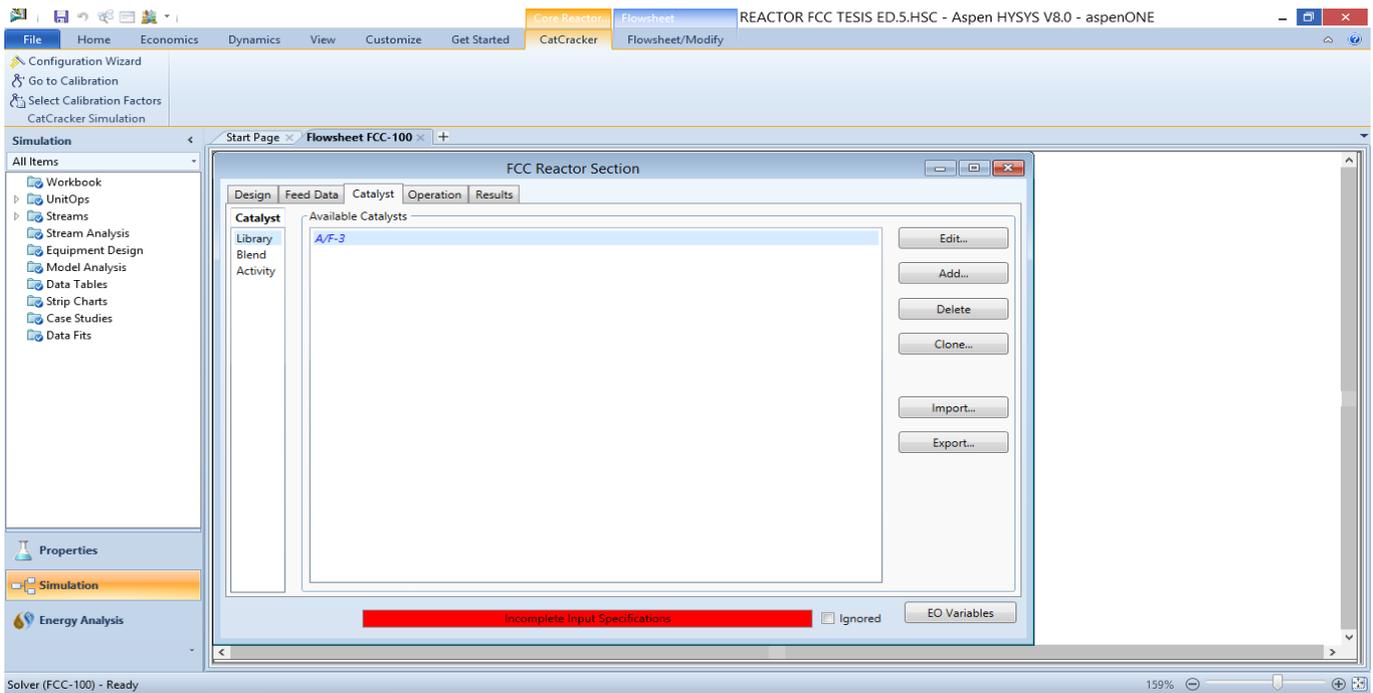


Ilustración 55. Vista de catalizador A/F-1 (catalizador genérico)

En la pestaña de "blend" daremos 1 para la fracción en peso de catalizador, 0 para ZM-5 por unidad másica de la mezcla, 1.100 KJ/KG*°C como calor específico de catalizador y 1.670 KJ/KG*°C.

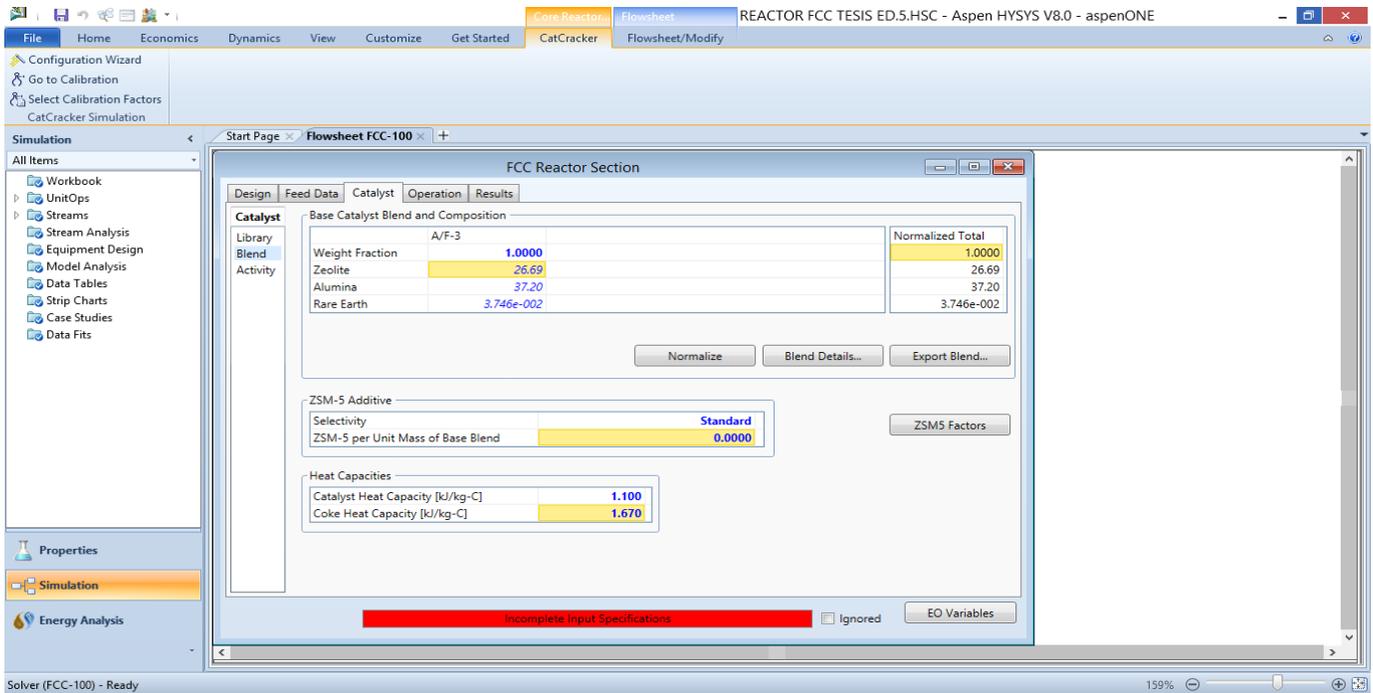


Ilustración 56. Captura de datos de operación para catalizador.

En la sección de "Activity" se capturan la concentración de metales en la carga que se tiene, se agregaron los valores mostrados en la **ilustración 57** así como la cantidad de catalizador que se inyectará al sistema reactor-regenerador.

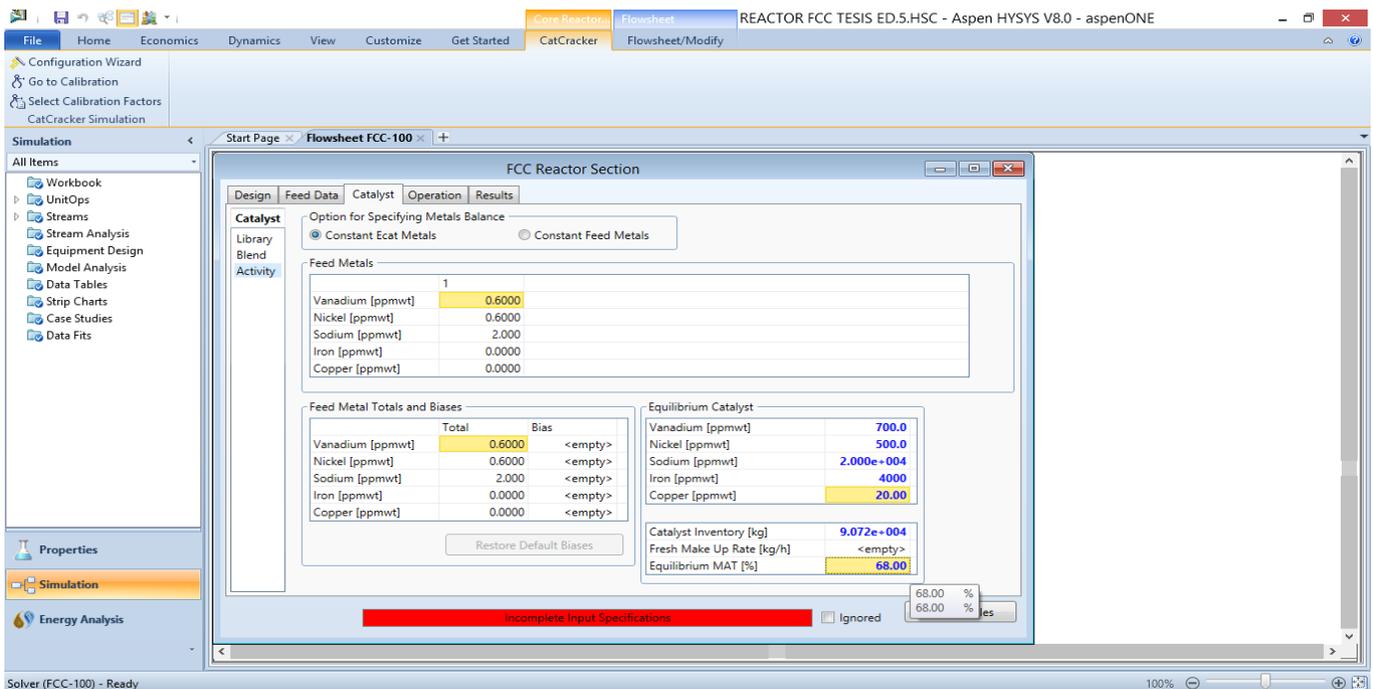


Ilustración 57. Captura de cantidad de catalizador y de metales.

Condiciones de operación.

En la sección de "Feeds" se capturaran y verificaran que los flujos volumétricos, másicos, temperatura y presión de la corriente de alimentación que generamos y conectamos al módulo del par reactor-regenerador estén reflejadas en la sección de "feed conditions". Posteriormente alimentaremos los datos correspondientes a la relación de flujo de vapor, temperatura y presión como se muestra en la ilustración 58.

The screenshot shows the Aspen HYSYS interface for the 'FCC Reactor Section'. The 'Operation' tab is selected, and the 'Feed Conditions' table is visible. The table has columns for Feed, Volume Flow [m3/h], Mass Flow [kg/h], Temperature [C], Pressure [kg/cm2], and Location. The data for Feed 1 is as follows:

Feed	Volume Flow [m3/h]	Mass Flow [kg/h]	Temperature [C]	Pressure [kg/cm2]	Location
1	199.4	1.79398e+05	200.0	3.050	Riser

Below the 'Feed Conditions' table is the 'Total Feed and Dispersion Steam' table, which includes a 'Total' column. The data is as follows:

Parameter	Value	Total
Fresh Feed Volume [m3/h]	199.4	199.4
Fresh Feed Mass [kg/h]	1.79398e+05	1.794e+005
Total Feed Volume [m3/h]	199.4	199.4
Total Feed Mass [kg/h]	1.79398e+05	1.794e+005
Total Feed Preheat Duty [kJ/h]	0.0000	0.0000
Total Feed Temperature [C]	200.0	
Steam Mass [kg/h]	<empty>	
Steam to Total Feed Ratio	2.000e-002	
Steam Temperature [C]	200.0	
Steam Pressure [kg/cm2]	10.20	

A red error bar at the bottom of the window reads 'Incomplete Input Specifications'. The status bar at the bottom of the software window shows 'Solver (FCC-100) - Ready' and '100%' zoom.

Ilustración 58. Captura de las condiciones de operación sección de alimentación a unidad de reacción.

En la sección del "riser-reactor" especificaremos la temperatura en la cámara superior del reactor antes tener el efluente del reactor, el "lift gas". La sección correspondiente a la zona de separación del reactor es especificada como se observa en la ilustración 59.

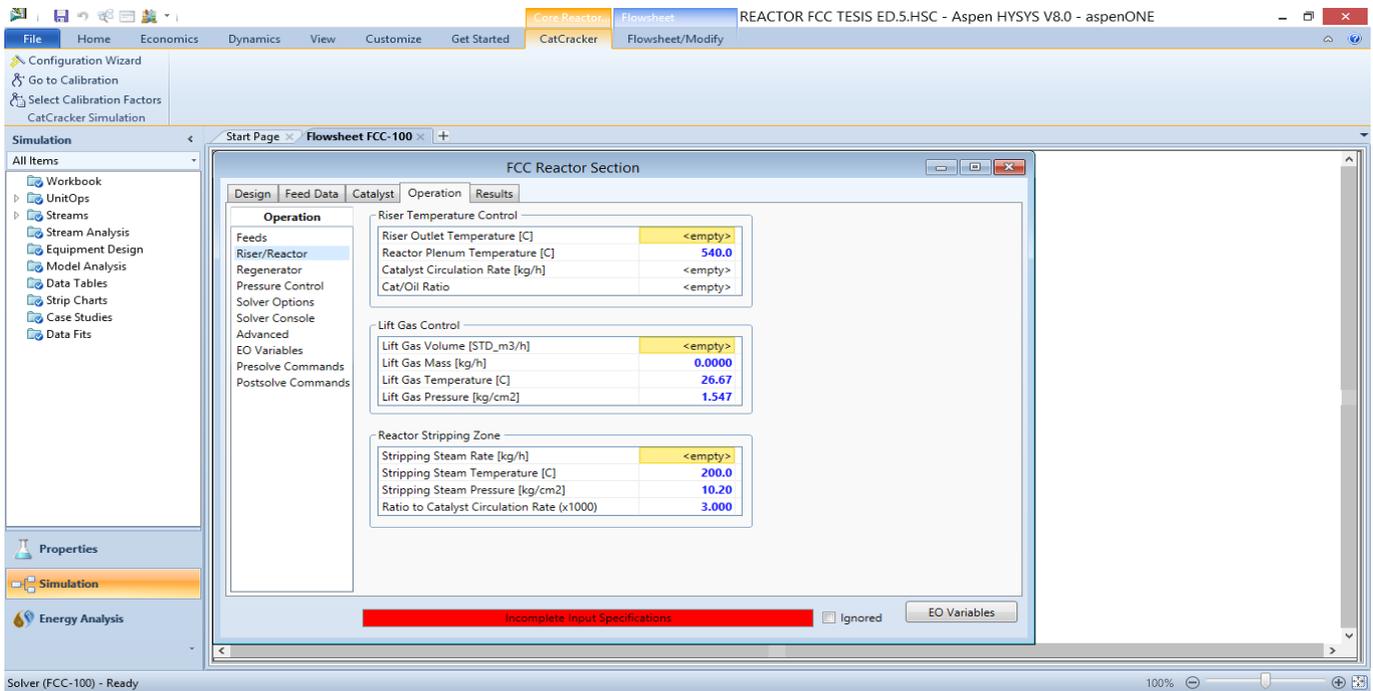


Ilustración 59. Condiciones de operación en zona de riser/reactor.

En la sección del regenerador, nos aparecerá además de los parámetros a especificar de operación, las condiciones de temperatura, presión y humedad relativa a capturar, es importante considerar como temperatura de operación la temperatura máxima local registrada como parámetro de diseño para los materiales y flujos a los cuales opera el Reactor-Regenerador. En la tabla 6. Se reportan las condiciones meteorológicas medidas en la zona.

Tabla 6. Condiciones ambientales y meteorológicas locales medidas.

AMBIENTE	Atmosfera Marina			
Presión Atmosférica	760		mm	
Altura sobre el nivel del mar	20		m	
Contaminantes	SO _x , H ₂ S, Humedad, Sales.			
TEMPERATURA AMBIENTE				
	Bulbo Seco		Bulbo Húmedo	
Máxima	43	°C	32	°C
Mínima	11	°C	28.27	°C
Promedio	27.9	°C		
Normal de Verano	40	°C		
Normal de Invierno	17	°C		
HUMEDAD RELATIVA				
Máxima	98		%	
Mínima	40		%	
Promedio	75		%	
VIENTO				
Dirección de vientos dominantes	Noreste-Suroeste.			
Velocidad máxima	55.43		m/s	
Velocidad regional	40.23		m/s	
Velocidad media	27.71		m/s	
PRESIPITACIÓN PLUVIAL				
Máxima en 1h	8.0		cm	
Máxima en 24 h	27.88		cm	
Promedio Anual	16.07		cm	
SISMOS				
Magnitud	No considerado			
Zona	B			

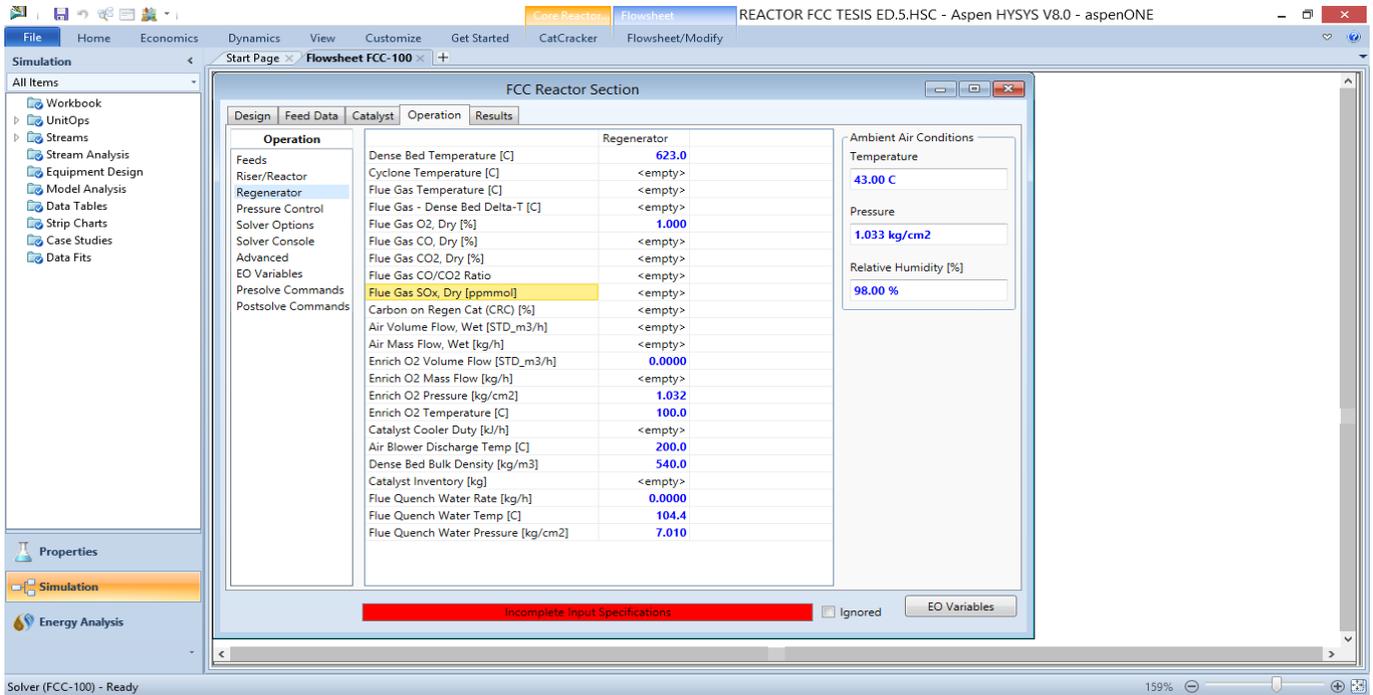


Ilustración 60. Captura de condiciones de operación y condiciones meteorológicas

La especificación del control de la presión es importante y delicada ya que el parámetro de la presión diferencial entre el regenerador y el reactor está estrechamente ligada con un posible flujo en reversa en caso de que no esté controlada dicha diferencia de presiones, causando severos daños en los equipos principalmente el regenerador, soplador y riser, altos riesgos e estabilización del sistema.

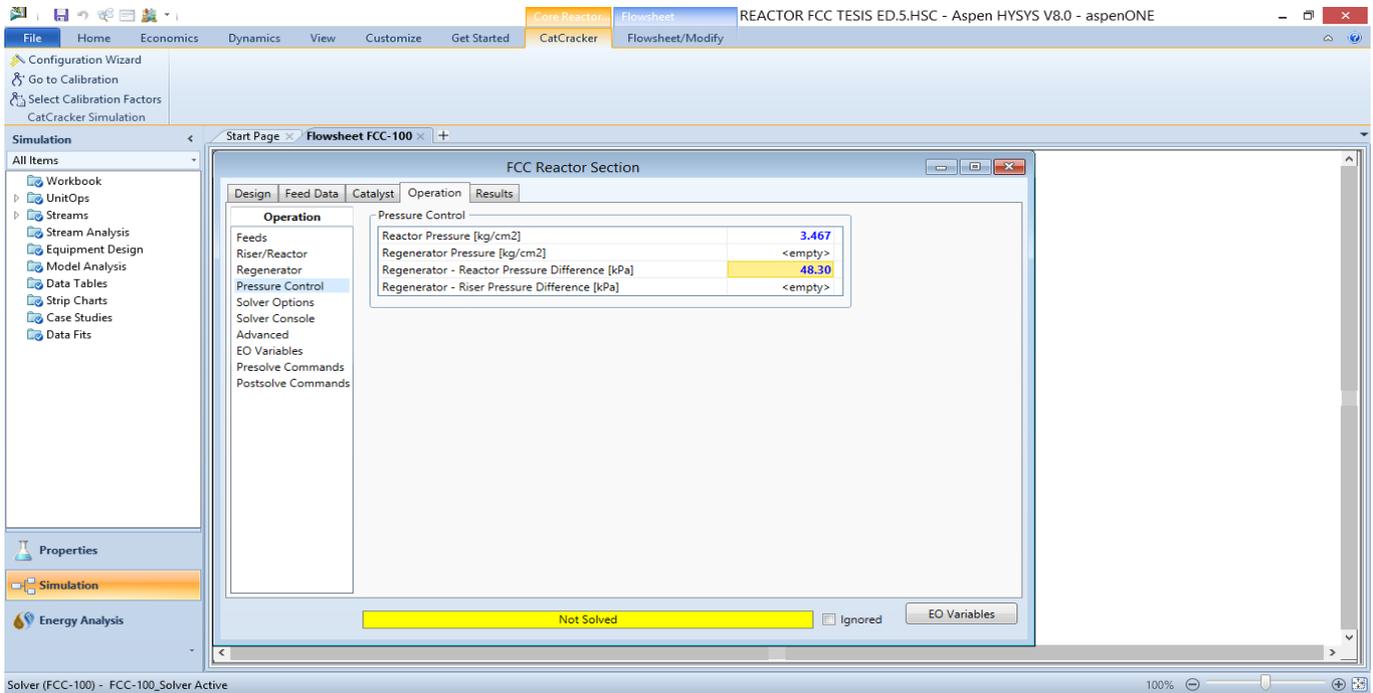


Ilustración 61. Condiciones de operación, control de presión entre el regenerador-reactor.

Al terminar de capturar los datos hay que asegurarnos de que el simulador está en modo activo para que constantemente este haciendo el cálculo conforme se modifiquen, ya que es posible que aun con los datos ingresados correctamente el modulo del par reactor-regenerador no haga ni un solo calculo indicándonos en la banda amarilla que no encontró solución o que hace faltan datos para el cálculo o simplemente no converge en un cálculo satisfactorio.

Como es posible observar en las ilustraciones 62-65. El simulador ha encontrado solución para el sistema calibrado y capturado que se ha propuesto.

Vista del módulo del par Reactor-Regenerador con solución encontrada.

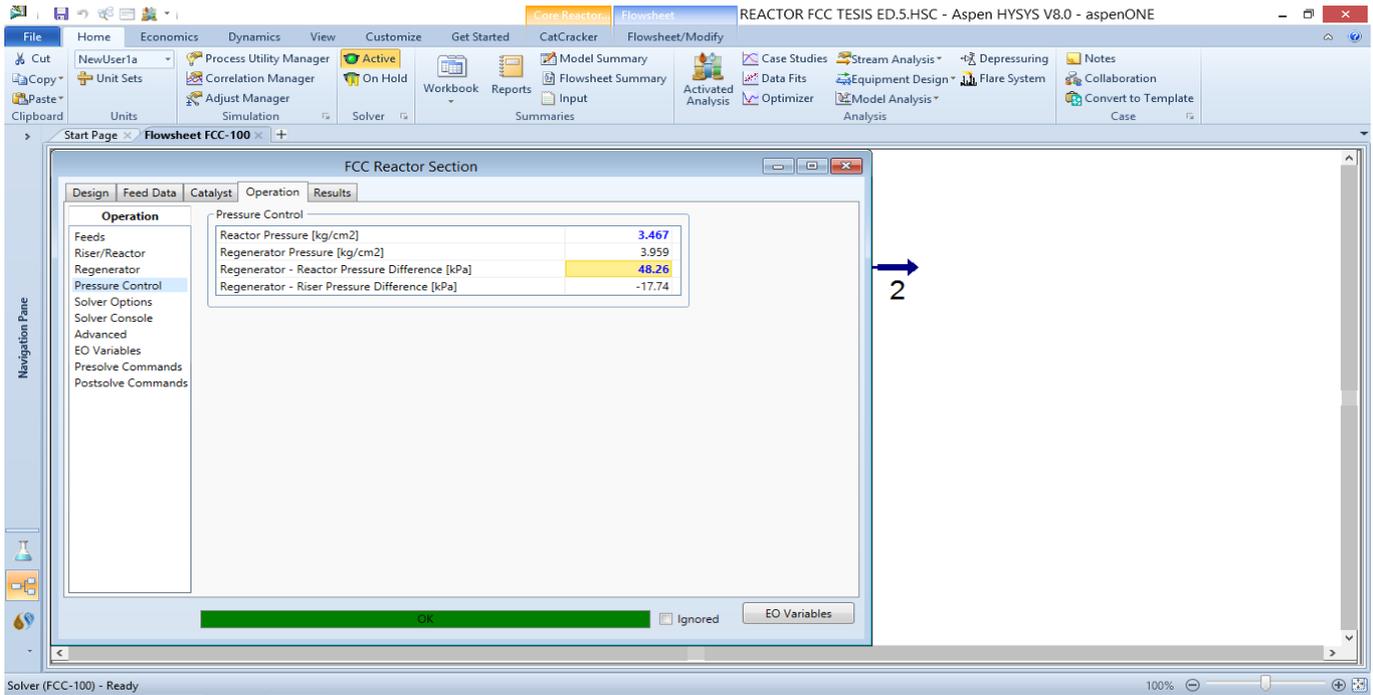


Ilustración 62. Vista desde el "Entiroment" de la ventana del módulo de reacción con solución encontrada.

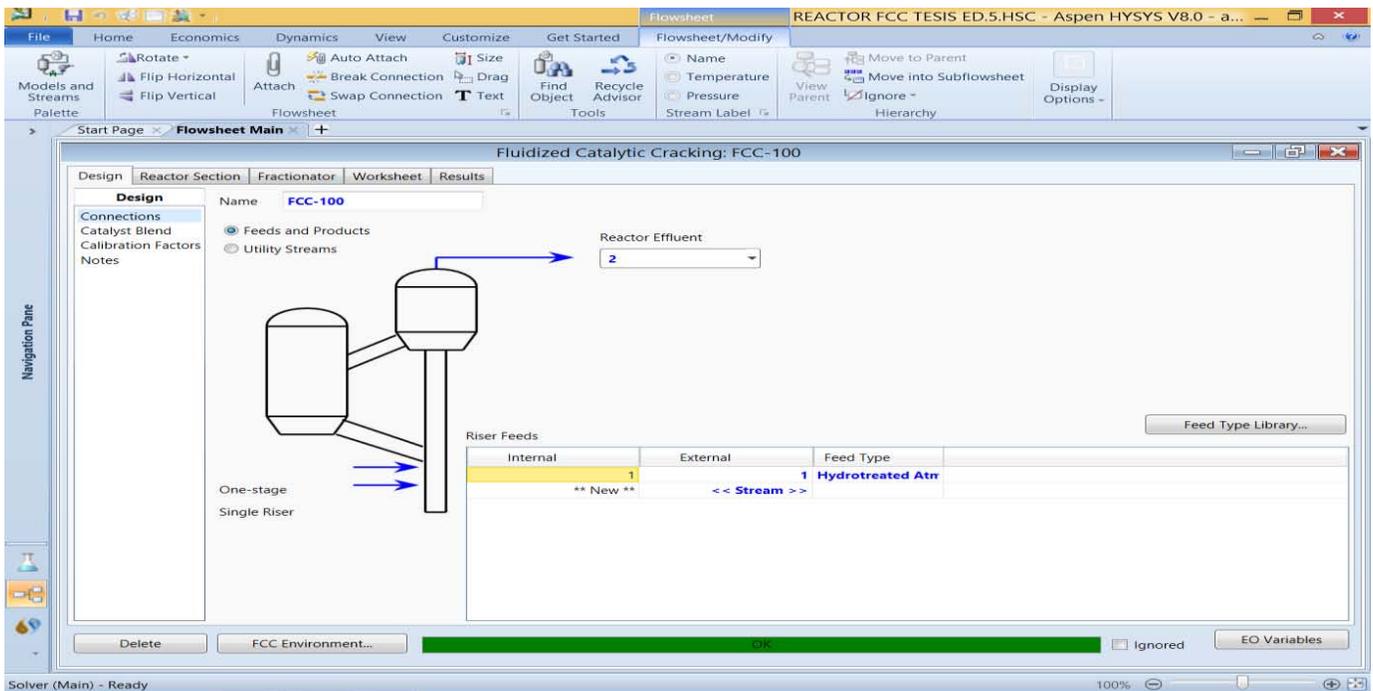


Ilustración 63. Vista 2 desde el entorno general de simulación con solución encontrada.

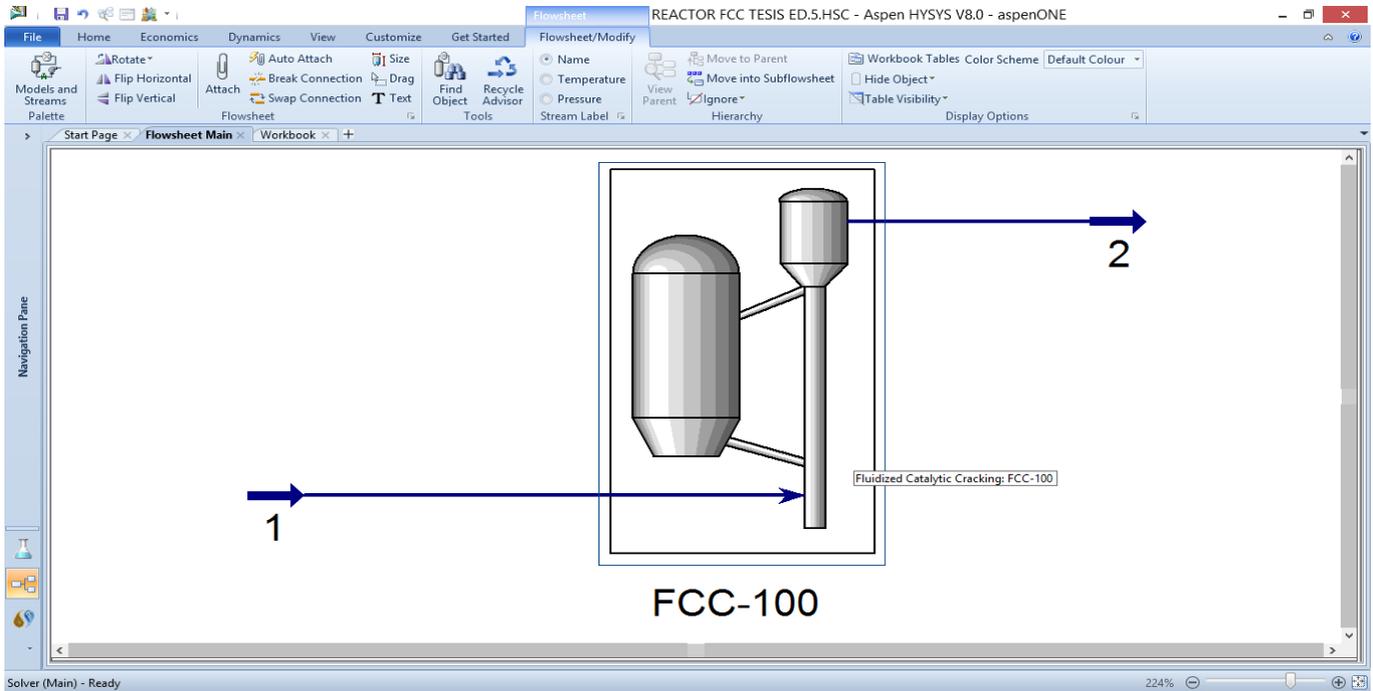


Ilustración 64. Vista 3, de módulo de reacción operativo.

El simulador nos permite modificar el TAG asignado por el que más nos convenga, en este caso lo modificaremos conforme al diagrama representativo del par Reactor-Regenerador mostrado en el anexo I de este trabajo de tesis.

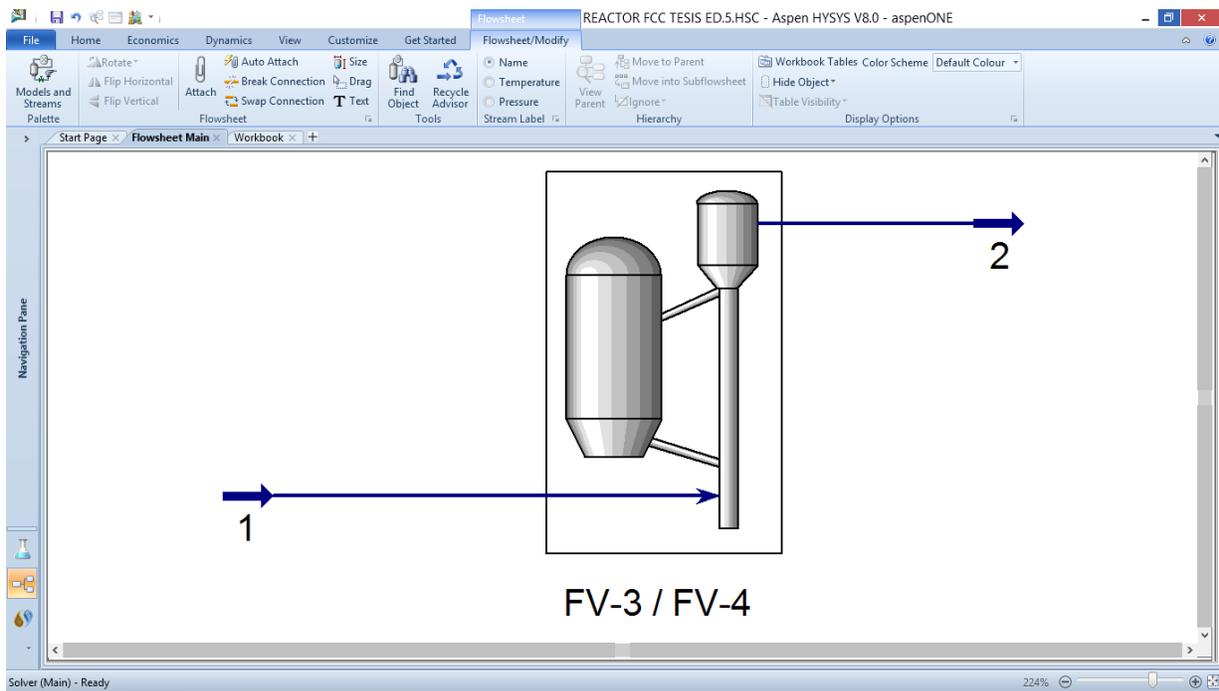


Ilustración 65. Vista 4, de módulo de reacción operativo y con TAG asignado.

AL observar el modulo y las corrientes de alimentación y efluente en color azul marino y no en rojo o color azul con tonalidad más clara, podemos observar que el simulador ha encontrado solución, con lo cual es posible extraer la información calculada por el simulador tanto en el módulo de reacción como en la corriente del efluente representada en la corriente 2 de la **ilustración 65**.

En la corriente de afluente deberemos hacer un tratamiento similar que los datos para la corriente de alimentación previa la configuración y captura de parámetros, esto con el fin **de conocer a manera de "Assay" el efluente** y la información que el simulador nos proporcione para su posterior análisis.

Para generar el "assay" del efluente, es necesario dar doble "click" sobre la corriente de efluente y ubicarnos en la sección de "Petroleum Assay" y seleccionamos la opción de " export steam as a Assay" una vez aceptando la confirmación de dicha operación, el "assay" generado proveniente de la corriente de efluente se reflejara en la zona configuración general de la simulación en general, para llegar a esta sección es necesario abrir dando "clic" en el Icono con un Matraz tipo "Earln Mayer" y posteriormente ubicarnos en la sección de "Petroleum Assay".

Y haciendo doble "click" sobre el "assay" nuevo es posible observar todos los datos como una corriente de petróleo.

Resultados y Análisis sobre las modificaciones a realizarse en el par Reactor-Regenerador para la planta FCC-I.

Las tablas 7 a 22, son resultados directos con datos calculados y algunos ingresados antes del cálculo por parte del simulador usando la caracterización de la carga especificada en la tabla 5, principalmente es el resultado del cálculo en grupos de corte, en los que típicamente son divididos los rangos de temperatura para especificar los productos más comunes como son, propano, butano-butilenos, gasolina catalítica, aceite cíclico ligero (LCO), residuos y coque principalmente.

Tabla 7. Rendimiento de los productos calculados con HYSYS V.8.0.

	Flujo Volumétrico (m3/h)	Flujo Másico (kg/h)	Volumen (%)	Peso (%)
H ₂ S	---	2661.87	---	1.43
Gas de Chimenea	11.45	9804.82	5.52	5.26
Propano	14.11	7169.67	6.80	3.85
Propileno	19.1	9937.19	9.23	5.34
n-Butano	7.454	4355.32	3.59	2.34
i-Butano	17.59	9926.30	8.49	5.33
Butanos	22.0	13429.23	10.63	7.21
Nafta C ₅ -232. °C	120.14	92515.36	57.96	49.71
LCO 232-343 °C	17.55	16149.01	8.47	8.67
Residuos 343 °C+	5.63	6386.32	2.71	3.43
Coque	---	13750.73	---	7.38
Total	223.69	186085.85	107.93	100
Conversión	---	---	88.81	87.88

Tabla 8. Propiedades de los productos en grupos de corte calculados en HYSYS V.8.0.

		C₅-129.4 °C (265F)	129.4-221 °C (265-430F)	221-343.3°C (430-650F)	343.3°C + 650F+
Grados API		61.35	36.48	23.42	-5.904
Gravedad Especifica		0.73	0.84	0.913	1.127
Azufre	(%)	0.09	0.41	2.63	4.46
RON		95.34	96.21	---	---
MON		85.29	84.08	---	---
(R+M)/2		90.31	90.14	---	---
Parafinas	(%)	47.69	3.82	0	0
Olefinas	(%)	40.93	14.21	0	0
Naftenos	(%)	4.49	6.92	1.31	0
Aromáticos	(%)	6.88	75.05	99.72	100
Cloud Point	(C)	---	---	-26.73	---
Carbón Condradson	(%)	0.02	0.07	0.14	0.49
Nitrógeno básico	(ppmwt)	0.89	3.95	62.14	266.5

Tabla 9. Riser-Reactor, condiciones de alimentación, velocidades y tiempos de residencia calculados en HYSYS V.8.0.

		Riser
Condiciones de alimentación de la mezcla al riser		---
Fraction non-vap feed to coke		0.04
Mix mole frac vaporized(temperatura de Rocio=1.0)		1.29
Temperatura de Roció	(C)	545.5
Temperatura de Mezcla	(C)	563.5
Presión de la Mezcla	(kg/cm ²)	4.395
Fracción Aceite mezclado en la alimentación		0.6933
Fracción de compuestos de Gas de Combustión en la mezcla		0.0447
Fracción de Vapor en la Mezcla		0.2621
Total		1
Tiempo de Residencia del Vapor		---
Riser	(segundos)	2.58
Fase diluida en el reactor	(segundos)	0.73
Total Riser + Reactor	(segundos)	3.31
Tiempo de Residencia de Sólidos		---
Riser	(segundos)	2.63
Fase diluida en el reactor	(segundos)	0.85
Total Riser + Reactor	(segundos)	3.48
Velocidades Superficiales en el Riser		---

Entrada al Riser	(m/s)	4.52
Salida del Riser	(m/s)	14.04
Catalizador circulante en Riser/Reactor		---
Riser	(kg)	2672
Fase diluida en el reactor	(kg)	864.4
Total Riser + reactor	(kg)	3537

Tabla 10. Datos de regenerador calculados en HYSYS V.8.0.

		Regenerador
Temperatura de la fase Densa	(C)	623.0 *
Temperatura de Ciclones	(C)	626.3
Temperatura de gases de combustión	(C)	626.3
Delta T, Gases de combustión de fase densa	(C)	3.28
O ₂ , gas de combustión seco	(%)	1.00 *
O ₂ + Aire, gas de combustión seco	(%)	2.02
CO, gas de combustión seco	(%)	0.99
CO ₂ , gas de combustión seco	(%)	15.8
Proporción de CO/CO ₂ , en gas de combustión		6.29
SO _x , gas de combustión seco	(%)	0.17
Coke en catalizador regenerado	(%)	0.27
Coke en catalizador gastado	(%)	0.63
Razón de flujo másico de catalizador circulante	(kg/h)	3.66
Velocidad superficial de fase densa	(m/s)	0.86
Razón de catalizador circulante de la fase diluida a ciclones	(Kg/h)	1.33

Nota: Los valores con un "*" al final, son datos capturados antes del cálculo.

Tabla 11. Sumario de flujos de aire inyectado al regenerador calculados en HYSYS V.8.0.

		Regenerador
Flujos Molares		
Flujo molar de aire seco	(kgmol/h)	6357
Flujo molar de aire húmedo	(kgmol/h)	6937
Flujo molar de O ₂ enriquecido	(kgmol/h)	0
Flujo molar de aire enriquecido	(kgmol/h)	6937
Flujos Másicos		
Flujo másico de aire seco	(kg/h)	1.83
Flujo másico de aire húmedo	(kg/h)	1.93
Flujo másico de O ₂ enriquecido	(kg/h)	0
Flujo molar de aire enriquecido	(kg/h)	1.93
Flujos Volumétricos		

Flujo volumétrico de aire seco	(STD_m ³ /h)	1.50
Flujo volumétrico de aire húmedo	(STD_m ³ /h)	1.64
Flujo volumétrico de O ₂ enriquecido	(STD_m ³ /h)	0.000*
Flujo volumétrico de aire enriquecido	(STD_m ³ /h)	1.64
Temperaturas		
Temperatura del aire de descarga del soplador	(C)	200.0*
Temperatura ambiente del aire	(C)	43.0*
Temperatura del O ₂	(C)	100.0*
Temperatura del aire enriquecido	(C)	200
Presiones		
	kg/cm ²	---
Presión de aire caliente del soplador	(kg/cm ²)	4.21
Presión de O ₂ enriquecido	(kg/cm ²)	1.03*0
Presión del aire enriquecido	(kg/cm ²)	4.21
Composición del aire húmedo		
Aire húmedo, N ₂	Mol (%)	72.39
Aire húmedo, O ₂	Mol (%)	19.24
Aire húmedo, H ₂ O	Mol (%)	8.36
Aire húmedo, Total	Mol (%)	100
Humedad relativa del ambiente	(%)	98.0*
Composición de Aire Enriquecido		
Aire enriquecido, N ₂	Mol (%)	72.39
Aire enriquecido, O ₂	Mol (%)	19.24
Aire enriquecido, CO	Mol (%)	0
Aire enriquecido, CO ₂	Mol (%)	0
Aire enriquecido, H ₂ O	Mol (%)	8.36
Aire enriquecido, Total	Mol (%)	100
Condiciones Volumen Estándar		
Temperatura estándar	(C)	15.56
Presión estándar	(Kg/cm ²)	1.03

Nota: Los valores con "*" al final son datos capturados antes del cálculo.

Tabla 12. Balance de energía, balance en el reactor calculado en HYSYS V.8.0.

Rendimiento de coque	de (%)	7.39	Reactor		
%Peso Hidrogeno coque	de (%) en	7.98	Temperatura de la cámara Plemum del Reactor	(C)	540.0*
Delta coque	(%)	0.37	Relación de Cat/Oil de la fase diluida en el reactor	(kJ/kg)	27.47

Tabla 13. Balance de energía, temperaturas de la carga calculadas en HYSYS V.8.0.

		Riser
Temperatura de carga precalentada	(C)	200
Temperatura de mezcla en Riser	(C)	563.5
Temperatura a la salida del Riser	(C)	539.9
Relación Cat/Oil		19.88

Tabla 14. Balance de energía, calor de reacción calculado en HYSYS V.8.0.

		Carga Fresca	Mezcla de carga fresca
Apparent Heat of Cracking by Heat Balance	(kJ/kg)	544.3	544.3
Theoretical Heat of Cracking	(kJ/kg)	511.5	511.5
Heat of Reaction Difference (Apparent-Theoretical)	(kJ/kg)	32.79	32.79

Tabla 15. Balance de energía de coque en regenerador, calculados en HYSYS V.8.0.

		Regenerador
Razón de catalizador circulante	(kg/h)	3.66
Coque en catalizador gastado	(%)	0.63
Coque en catalizador regenerado	(%)	0.27
Catalyst Cooler Duty	(kJ/h)	8.69
Calor de combustión de coque	(kJ/kg)	3.76
O ₂ , Gas de combustión seco	(%)	1.00*
CO, Gas de combustión seco	(%)	0.99
CO ₂ , Gas de combustión	(%)	15.8
Relación de CO/CO ₂		6.29
Temperatura de gas de combustión	(C)	626.3
Temperatura de fase densa	(C)	623.0*

Tabla 16. Balance de energía, distribución de azufre y coque porcentual calculados en HYSYS V.8.0.

Distribución de Azufre			Distribución de coque		
Azufre en H ₂ S	(%)	66.62	Coque en carga pro carbón conradson	(%)	2.67
Azufre en C ₅ -430, Nafta	(%)	5.68	Coque de carga no vaporizada	(%)	0
Azufre 430-650, LCO	(%)	11.32	Coque cinético	(%)	76.38

Azufre 650+, Residuos	(%)	7.57	Metals Coke from Ni on Catalyst	(%)	2.03
Azufre en coque	(%)	8.81	Coque en catalizador gastado	(%)	18.92
Total de azufre en productos	(%)	100	Coque Total	(%)	100
			Non-stripper Hydrogen Coke	(%)	6.65
			Coque en separador de hidrógeno	(%)	13.69
			%peso de hidrogeno en coque	(%)	7.98

Comparando los datos que el simulador cálculo, se compara contra datos reales de la planta sobre la cual se están realizando las modificaciones.

Tabla 17. Comparativo de rendimientos de productos a la salida del reactor reales vs calculados en HYSYS V.8.0.

Rendimientos	% Volumen	% Peso	%Volumen (FCC HYSYS)	% Peso (FCC HYSYS)	%Error (%Volumen)	%Error (%Peso)
Conversión	85.1	83.7	88.81	87.88	4.36	4.99
Gasolina (C₅-220 °C ASTM EP)	50.5	41.7	57.96	49.71	14.77	19.21
Butanos :	26.7	17.3	10.63	7.21	60.19	58.32
i-Butano	7.3	4.5	8.49	5.33	16.30	18.44
n-Butano	1.6	1	3.59	2.34	124.38	134.00
Butileno	17.8	11.8	--	--	-	-
Propanos:	21.5	12.1			-	-
Propano	4.6	2.5	6.8	3.85	47.83	54.00
Propileno	16.9	9.6	9.23	5.34	45.38	44.38
Aceite Cíclico Ligero (350 °C ASTM 90% LV)	11	11.7	8.47	8.67	23.00	25.90

Fondo de la Fraccionadora	3.9	4.6	2.71	3.43	30.51	25.43
Total Propanos + Líquidos	113.6	87.4			-	-
Coque	---	6.88	---	7.38		7.27
Etanos y Livianos:	---	4.69	5.15	5.253		12.00
Hidrógeno	---	0.18	0.085	0.033		81.67
Metano	---	1.4	2.26	2.1		50.00
Etano	---	1.08	1.54	1.51		39.81
Etileno	---	2.03	1.63	1.61		20.69
Sulfuro de Hidrógeno	---	1.03	---	1.43		38.83

Tabla 17. (Continuación).

Propiedades de los Productos			
Gravedad API, °API	DATOS DE REFINERÍA	DATOS CALCULADOS CON FCC HYSYS	%ERROR
Gasolina	55.1	61.35	10.19
Aceite Cíclico Ligero	13.3	--	--
Fondo de la Fraccionadora	1	--	--
Grados de Octano de la Gasolina:			
RONC	95.8	95.34	0.48
MONC	84	85.29	1.51

Para que un tipo de carga inyectado a la unidad FCC ofrezca productos de alto valor y deseados o en su defecto se disminuyan o eviten la formación de productos indeseados es importante que se haga un análisis de la carga cuantas veces sea posible, esto con el fin de obtener de manera eficiente los productos de mayor valor agregado.

Dentro de los parámetros mínimos, mas no limitativos a estudiar y analizar para cualquier tipo de carga son los mostrados en la tabla 18.

Tabla 18. Análisis básico de parámetros de las alimentaciones cargadas a las unidades FCC.

Gravedad API @ 60°F	Contenido de metales:
Gravedad especifica @ 60 °F	Cu (ppm)
Índice de refracción @ 68°F	Na (ppm)
Punto de Anilina (°F)	Ni (ppm)
Carbón conradson (o Ramsbottom) (% peso)	V (ppm)
Nitrógeno total, (ppm)	Fe (ppm)
Nitrógeno básico, (ppm)	Curva de destilación ASTM D-1160
Azufre (% peso)	Factor de caracterización, K (calculado)

El índice de refracción, es directamente proporcional al contenido aromático de la carga, el procedimiento ASTM D-1747 puede ser usado para encontrar el índice de refracción de aceites muy oscuros.

El punto de anilina, es un indicador de la aromaticidad del aceite, si bien los compuestos aromáticos son solubles en anilina, es posible determinar la temperatura a la cual la mezcla del 50/50 en volumen de aceite/anilina, se hacen miscibles, esta temperatura calculada se ha encontrado que es inversamente proporcional a la cantidad de aromáticos.

Con el Factor Watson (K) de caracterización que es descrito en libro de *Datos técnicos de API-Refinería de Petróleo* como:

$$K \text{ (Watson)} = \frac{(\text{Me ABP})^{1/3}}{\text{Sp. Gr. } 60^\circ \text{ F} / 60^\circ \text{ F}}$$

$$\text{MeABP} = \frac{\text{MABP}^\circ \text{R} + \text{CABP}^\circ \text{R}}{2}$$

Dónde: MeABP= Punto de Ebullición Promedio.

MABPB= Punto de Ebullición molal promedio (R).

CABP= Punto de ebullición cubico promedio (R).

Los factores K, para las cargas normalmente están en el rango de 11.0-13.0, donde:

Cargas de 11.0 a 11.5:	Son aromáticas
Cargas de 11.5 a 11.8:	Son naftenicas
Cargas de 11.8 a 13.0:	Son parafínicas

Al comparar el factor K de los datos arrojados por el simulador y los rendimientos de la nafta de la tabla 7. (Rendimientos de productos) se observa que el volumen de nafta es del 57.96% convertido, lo cual es consistente con en rango establecido para este factor y que a su vez se puede encontrar en la tabla 5. Para una comparación directa de dicho factor.

Otro de los parámetros a considerar la concentración de metales que pudiesen ser considerados como envenenantes de catalizador específicadamente la concentración de Níquel y Vanadio y que su vez no permitan realizar al catalizador su función con una mayor eficiencia, cosa que el simulador es capaz de reproducir. Una alta concentración de estos metales se puede asociar a un aumento en la producción de hidrógeno y la selectividad de coque es inferior, además el vanadio es doblemente dañino para el rendimiento del catalizador ya que al atacar ala zeolita directamente, ésta reduce su actividad.

Tabla 19. Total de metales presentes en la carga con los generados por el simulador.

	Total	Bias
Vanadio [ppmwt]	0.60	0.35
Níquel [ppmwt]	0.60	0.42
Sodio [ppmwt]	2.01	1.56
Hierro [ppmwt]	0.0	0.72
Cobre [ppmwt]	0.0	-7.21e-03

Si bien es posible hacer el cambio usando los metales que están en la carga y hacer que el simulador genere la concentración de metales del catalizador de equilibrio, el catalizador de equilibrio es definido por los refinadores en general como el catalizador circulante en la unidad, como su nombre lo indica, es el catalizador que ha alcanzado su equilibrio (estado estacionario) con el ambiente de la unidad FCC. Cuando el catalizador se equilibra los contaminantes de la carga se depositan en él y este a su vez es sometido a las severas condiciones de operación del regenerador.

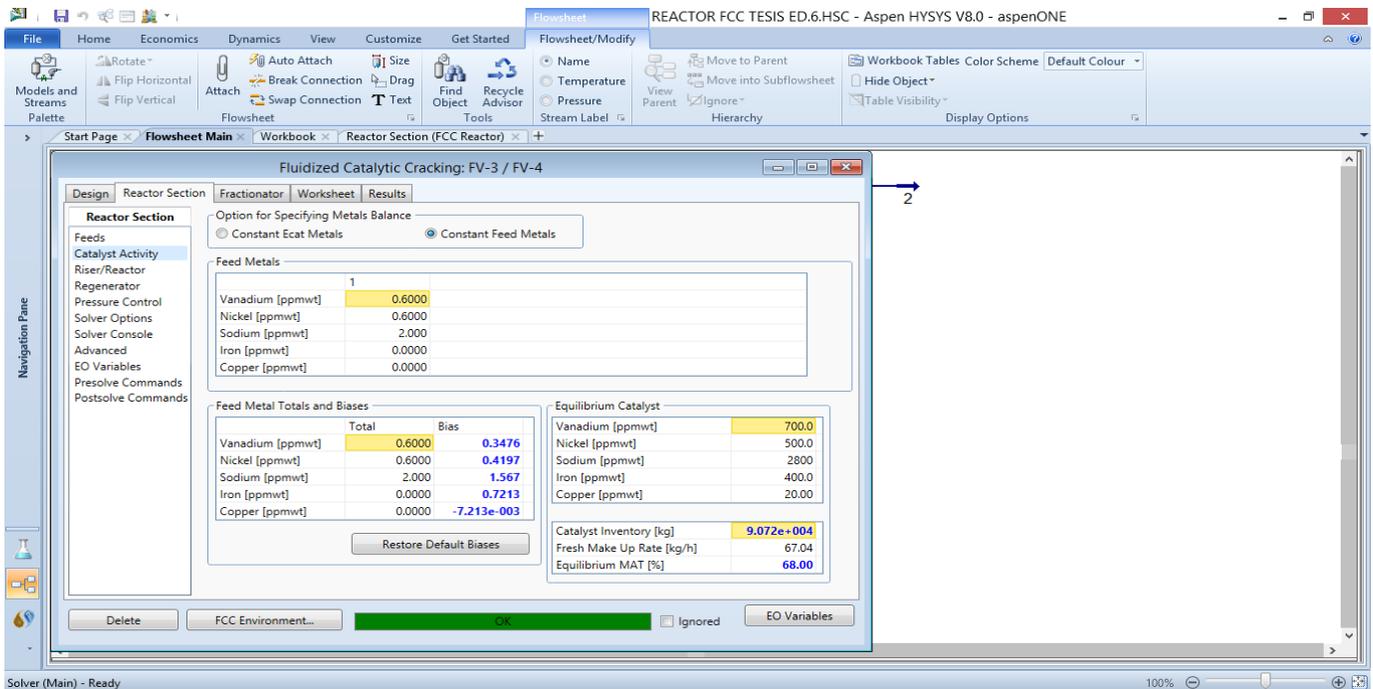


Ilustración 66. Metales contenidos en la carga para cálculo de metales en equilibrio.

El catalizador de equilibrio es también llamado catalizador gastado o catalizador regenerado. El catalizador gastado es el catalizador que deja el reactor cargado de coque y por ende el catalizador regenerado es que abandona el regenerador sin coque depositado en él.

Tabla 20. Concentración de metales en catalizador de equilibrio calculados con HYSYS V.8.0.

Metales	ppmwt
Vanadio	700.0
Níquel	500.0
Sodio	2800.0
Hierro	400.0
Cobre	20.0

Tabla 21. Manejo de catalizador fresco.

Stock de catalizador	Kg	90720.0
Flujo de catalizador fresco	Kg/h	67.04
Catalizador en equilibrio MAT (micro actividad)	%	68.0

Otro de los factores importantes son las condiciones de operación que se consideren y en consecuencia su impacto directo en los productos o efluente del reactor, en la tabla 22 se muestra el efluente del reactor con los que se podrá hacer una evaluación con mayor profundidad acerca de las modificaciones que se han realizado en la planta para la mejora del proceso, en específico para los rendimientos de gasolina catalítica y la disminución de aceite cíclico principalmente.

Tabla 22. Análisis tipo "Assay" del efluente del reactor.

Punto de Anilina	-106.09
API	73.53
Aromáticos por volumen	24.08
Aromáticos por peso	<empty>
Contenido de asfáltenos	<empty>
Contenido de nitrógeno básico	1.67
Relación C/H	7.72
C5 en volumen	<empty>

C5 en peso	<empty>
Índice de Cetano D4737	-9.95
Índice de Cetano D976	-108.43
Numero de cetano D4737	2.69
Cloud Point Punto de rocío	-145.34
Contenido de carbón Conradson	5.08e-002
Contenido de cobre	0.00
D2887 5%	-141.33
D2887 10%	-79.90
D2887 30%	-26.69
D2887 50%	13.087
D2887 70%	92.82
D2887 90%	162.91
D2887 95%	315.73
D2887 100%	424.54
D86 IBP	-120.04
D86 5%	-127.26
D86 10%	-66.44
D86 30%	-16.77
D86 50%	14.11
D86 70%	132.50
D86 90%	242.46
D86 95%	260.41
D86 FBP	359.72
D86 X%	<empty>
DON (Clear)	<empty>
Driveability Index	378.30
Punto de ignición	<empty>
Punto de congelación	<empty>

Contenido de hierro	0.00
Numero de Luminometer	54.78
Mean punto de ebullición promedio	38.77
Peso molecular	58.57
MON (Clear)	<empty>
MON (Leaded)	<empty>
N+2A por Volumen	50.59
N+A por Volumen	26.50
Naftenos por Volumen	2.42
Naftenos por peso	<empty>
Contenido de níquel	0.00
Conteniendo de nitrógeno	5.03
Olefinas por volumen	29.03
Olefinas por peso	<empty>
Parafinas por volumen	39.04
Parafinas por peso	<empty>
Pour punto	-38.91
Índice de refracción	1.31
RON (Clear)	<empty>
RON (Leaded)	<empty>
SG (60/60)	0.690
Smoke Point	2.42
Contenido de Sodio	0.00
Densidad estándar líquida	689.41
Contenido de Azufre en Mercaptanos porcentual	<empty>
Azufre por peso (porcentual)	1.95
TBP 0%	-161.52
TBP 5%	-170.21
TBP 10%	-97.02

TBP 30%	-28.95
TBP 50%	13.08
TBP 70%	127.12
TBP 90%	218.67
TBP 95%	291.37
TBP 100%	693.47
Contenido de Vanadio	0.00
Watson K	11.95
Contenido Wax	<empty>

Análisis de Variables.

Para la sección de reacción, las siguientes variables tienen una influencia directa sobre el comportamiento operacional del sistema.

- Control del Catalizador
- Relación Catalizador / Carga Fresca
- Flujo Carga Fresca
- Temperatura de Alimentación de la Carga Fresca al Reactor
- Presión en el Reactor
- Temperatura en el Reactor
- Taza de Recirculación
- Vapor de Fluidización y Estabilización.
- Vapor de Dispersión
- Vapor de Agotamiento

Estas variables son ajustadas para una óptima severidad en el reactor. Una medición de la severidad es la conversión, la cual se define como el porcentaje del volumen del líquido de la carga fresca desintegrado para producir gasolina catalítica y productos más ligeros.

La conversión debe de ser corregida por cualquier cantidad de gasolina que contenga la mezcla de gasóleos (carga fresca), y también es convencional el corregir el rendimiento de aceites cíclicos catalíticos los cuales son producidos si el punto al 90% volumen de la curva de destilación de la gasolina ocurre a 380 °F (193 °C) típicamente, en nuestro caso ocurrió a los 218.67 °C lo cual indica que el modelo de cálculo es correcto considerando un margen de error al no tener en cuenta en la simulación los compuestos ligeros en la carga.

La conversión y las propiedades de los productos cambian con la severidad. La demanda de productos es la mayor consideración en la selección de la severidad de la reacción. Un modo de operación a alta severidad (aproximadamente 85-90 LV-% de conversión) producirá grandes cantidades de LPG, mientras que una operación a baja severidad (aproximadamente 45-55 LV-% de conversión) producirá más destilados. El método más común de operación es el modo de máxima gasolina el cual opera más o menos a un 75-80 LV-% de conversión. Por supuesto, la conversión y rendimiento de los productos también son afectados por las propiedades de la carga fresca (Gasóleos).

En la simulación se obtuvo como resultado una diferencia porcentual superando por poco el estimado típico para operación a máxima gasolina, lo cual hace ver que la producción de ligeros es mayor para lo cual las condiciones tanto de precalentamiento como del catalizador en cuanto a la aportación de energía al proceso debe ser regulada, estableciéndola en una menor temperatura al fin de operar en el rango de 78-79% de conversión a máxima gasolina.

Es muy importante el notar que el rendimiento de gasolina no siempre se incrementa con la severidad, si la severidad se incrementa muy alto, ocurrirá el fenómeno llamado **“overcracking” (sobredesintegración)** dando como resultado una alta producción de LPG a expensas de la producción de gasolina.

Relación de Catalizador / Carga Fresca (Gasóleos).

Frecuentemente se menciona la relación de Catalizador / Carga Fresca (catalyst/oil ratio, C/O) la cual se calcula como:

$$C/O = \text{Lb/hr de catalizador circulante} / \text{Lb/hr de Carga Fresca.}$$

La relación C/O necesita ser incrementada aumentando la temperatura en el reactor, y esta relación decrece con una alta temperatura en el regenerador y una alta temperatura en la alimentación. Cuando las condiciones del proceso son cambiadas de tal forma que un incremento en la relación C/O ocurre, un incremento en la conversión será observado y un incremento en la producción de coque también será observado. Un incremento en la circulación de catalizador a temperatura constante en el reactor causara los siguientes efectos:

- Incremento en la conversión.
- Incremento en la producción de gases ligeros. (Como es nuestro caso)
- Incremento en la producción de C3 y C4.
- Decremento en la producción de olefinas C3 y C4.
- Incremento en el contenido de Aromáticos en la Gasolina.
- Decremento en el contenido de olefinas en la gasolina.
- Incremento en el contenido de Aromáticos en el LCO.
- Incremento en la producción de coque.

Flujo de Alimentación.

El regenerador FV-3 ha sido diseñado para procesar 30,250 BPDS de gasóleos. La unidad FCC puede procesar una amplia variación en tipos de carga a conversión constante.

Durante operaciones a baja carga ("turndowns") o cuando se alimente una carga fresca más ligera que la de diseño, se producirá una baja en la producción de coque la cual a su vez causara una reducción en la temperatura en el regenerador. Si esta baja en la temperatura es lo suficiente significativa para afectar la estabilidad de la operación, será necesario adicionar a la carga fresca (mediante una recirculación) un poco de HCO (aceite cíclico pesado) en el reactor tubular para incrementar la producción de coque y ayudar a

normalizar el balance de calor en la unidad. El flujo de alimentación es fijado como sea requerido por la refinería en base a los requerimientos de demanda.

Temperatura de la Alimentación.

La temperatura de la alimentación es ajustada a través del sistema de precalentamiento de la carga de la alimentación al reactor y de la temperatura de la recirculación (si es que la hay). El efecto de la carga de alimentación al reactor puede predecirse mediante un balance de energía alrededor del reactor y el regenerador. Un incremento en la temperatura de la alimentación manteniendo constante la temperatura del reactor puede afectar con varios de los siguientes puntos:

- Disminuir la circulación de catalizador.
- Bajar la producción de coque.
- Incrementar la delta del coque (lb coque / lb catalizador).
- Ligera baja en la conversión.
- Incremento en la temperatura del regenerador.

Aun cuando la producción de coque disminuirá con un incremento en la temperatura de la alimentación al reactor, la delta del coque se incrementara y causara un incremento en la temperatura del reactor. La delta del coque es la variable más afectada de las dos, afectando la temperatura del regenerador.

Presión en el Reactor.

La presión en el reactor es fijada en el sistema del domo del fraccionador principal, en el "main fractionator overhead receiver" (acumulador de reflujo) FV-110 y es una función de la caída de presión entre el reactor y el acumulador de reflujo FV-110 fijada por la operación-producción de la unidad FCC. Una alta presión en el reactor reducirá los requerimientos de potencia del compresor de gas húmedo, pero esto también incrementara los requerimientos de potencia del soplador de aire.

El contenido de olefinas de los productos decrecerá con un incremento en la presión parcial de los hidrocarburos, la conversión se incrementará un poco. La generación de coque

disminuirá ligeramente, un efecto que puede ser compensado mediante la adición de vapor o gas inerte para reducir la presión parcial de los hidrocarburos. Esto puede sin embargo, afectar el propósito original de incrementar la presión en el reactor.

La presión en el reactor normalmente varía ligeramente con cambios en el flujo de alimentación y flujos internos en el fraccionador principal. El operador tiene algunos elementos de control, pero la presión debe ser mantenida desviaciones importantes al **valor de diseño para evitar problemas con las velocidades en el "riser" y** en los ciclones. Normalmente las velocidades de entrada a los ciclones están en el rango de los 66 ft/s (20 m/s). Altas velocidades son mejores para la eficiencia de los ciclones, y peores con respecto a la gran cantidad de catalizador arrastrado hacia ellos conforme la velocidad superficial se incrementa. Altas velocidades también incrementaran los problemas de erosión en los ciclones.

Temperatura en el Reactor.

La temperatura en el reactor es el control primario en la severidad. Un incremento en la temperatura del reactor ocasionará lo siguiente:

- Incremento en la conversión.
- Incremento en la producción de gases ligeros.
- Incremento en la producción de olefinas C₃ y C₄.
- Incremento en el número de Octano (RON) de la Gasolina.
- Incremento en el contenido de Aromáticos y Olefinas en la Gasolina.
- Incremento de Aromáticos en el LCO.

La producción de coque puede incrementarse ligeramente, pero esto dependerá también de otras condiciones.

Flujo de Recirculación

El uso de los modernos y muy activos catalizadores hace que no sea necesario el recircular al reactor slurry del fondo del fraccionador principal o bien HCO, porque una alta conversión es alcanzada en un solo paso de la alimentación al reactor. Sin embargo, HCO

puede aún ser recirculado hacia el reactor vía el FC-97 el cual controla el flujo que sea requerido.

El flujo de recirculación determina la relación de la carga combinada ("combined feed ratio"), cfr, el cual es definido como:

$$\text{CFR} = 1 + \frac{\text{recirculación}}{\text{alimentación}}$$

En donde:

Recirculación = Flujo total de la Recirculación.

Alimentación = Flujo de Carga Fresca a la Unidad.

Durante una operación normal, una recirculación al riser no será necesaria dando a la CFR un valor de 1.0. Durante operaciones a baja carga o cuando se alimente carga fresca más ligera de los normal, puede ser requerido el adicionar una recirculación al reactor tubular para ayudar al balance de calor de la unidad FCC.

Un incremento en el flujo de recirculación ocasionara:

- Incremento en la circulación de Catalizador.
- Incremento en la producción de Coque.
- Incremento en la Temperatura del Regenerador.
- Incremento en la producción de gas.

Manejo de Catalizador.

Es importante el tener un buen manejo en el inventario del catalizador para lograr una operación sin disturbios. Catalizador fresco (nuevo) deberá ser adicionado para mantener el nivel deseado de actividad y reponer las perdidas físicas. Se debe de tomar muy en cuenta lo anterior ya que debido al gran inventario de catalizador de la unidad FCC, esta tomará una importante cantidad de tiempo para llevar a cabo el programa de reemplazo de catalizador. El cambio del tipo de gasóleos de alimentación (propiedades de la carga fresca) y las condiciones de operación afectaran los rendimientos de los productos y

eventualmente pueden eclipsar los esfuerzos por mantener una máxima producción de algún producto en específico.

La adición de catalizador fresco deberá efectuarse de la forma más continua posible. La adición en forma batch (por lotes) tiende a afectar la conversión y hay evidencia de que las pérdidas de catalizador se pueden incrementar como resultado de este tipo de adición de catalizador. Se recomienda que se envíe al proveedor de catalizador una muestra semanal del catalizador regenerado para su análisis, y graficar los resultados junto a otros resultados pero con diferentes condiciones de operación de tal forma que las tendencias puedan ser fácilmente observadas. Un programa para la reposición del catalizador y una tasa de alimentación deberá de ser implantado en un periodo de varios meses antes de que se cambie la tasa de alimentación. Se deberá de establecer un método exacto de cuantificación de las adiciones y pérdidas de catalizador.

El catalizador deberá de ser extraído tanto como sea necesario cuando las adiciones de catalizador fresco resulten en un incremento del nivel máximo de catalizador en el regenerador. La extracción de catalizador puede ser basada en la actividad remanente del catalizador y ser almacenado en el silo de catalizador en equilibrio para su posterior uso o disposición.

Variables de Operación del Regenerador.

La función del regenerador es el quemar el coque del catalizador gastado transferido desde el agotador del reactor. El calor generado de esta combustión suministra el calor necesario para la operación de la unidad. La operación del regenerador tiene influencia en el comportamiento del reactor ya que si se envía al reactor catalizador parcialmente regenerado, no se alcanzará la adecuada conversión y la distribución de productos se verá afectada. Un efecto aún más importante es la variación de la temperatura de la fase densa **del regenerador sobre la relación C/O ("catalyst/oil")**. Una temperatura baja de la fase densa resulta en una circulación mayor de catalizador la cual incrementa ambas, la conversión y la producción de coque, pero también limita la capacidad de la unidad.

Los siguientes parámetros influyen en el comportamiento del regenerador:

- Distribución de Aire.
- Condición del Catalizador.
- Combustión de Coque
- Flujo de Aire de Combustión.
- Temperatura de la Fase Densa.
- Taza de recirculación de Catalizador.
- Nivel en el Regenerador.
- Presión en el Regenerador.

Distribución de Aire.

Aun la distribución de aire es esencial para una buena operación de regeneración. Si más aire pasa por una sección del lecho que en otra, la regeneración de catalizador no será completada. Perfiles desiguales de temperatura son un signo de una pobre distribución. Esto puede ser causado por algún daño en los anillos distribuidores de aire o una operación con un flujo de aire sustancialmente menor al flujo de aire de diseño. Bajos flujos de aire en los anillos de distribución dará como resultado una caída de presión por debajo de los valores de diseño que pueden causar problemas de erosión. Estos anillos están diseñados para operar satisfactoriamente en un amplio rango de flujos de aire, la caída de presión

alrededor del anillo deberá de mantenerse arriba de 1.0 psi a flujos reducidos para mantener una adecuada distribución y prevenir la educción (penetración) del catalizador en el anillo lo cual resultaría en una excesiva erosión del anillo.

Condición del Catalizador.

La operación del regenerador no se ve afectada de forma significativa por cambios normales en las propiedades del catalizador. Sin embargo, una perdida sustancial de finos del inventario de catalizador resultara en una pobre fluidización en el regenerador y el contenido de carbón en el catalizador regenerado se incrementará. Por esta razón, la extracción de catalizador en equilibrio del regenerador, deberá efectuarse de forma regular de tal forma que no haya un cambio en la distribución del tamaño de partícula del catalizador. Ocasionalmente, el catalizador puede comenzar a sinterizarse debido a la exposición a las altas temperaturas, o como resultado de la contaminación del catalizador por sodio. El sinterizado ocurre cuando la partícula de catalizador se funde justo lo suficiente para que se cierren algunos poros. Si alguno de esos poros contiene coque, este coque no puede ser regenerado ya que este presenta una coraza hacia el oxígeno. Si el catalizador aun es de color gris después de una regeneración en el laboratorio en la rutina para la determinación de carbón, este color es probablemente debido al coque atrapado en los poros sinterizados. Esto indica que la estructura de los poros del catalizador a sido permanentemente dañada dando como resultado la perdida de actividad.

Combustión de Coque.

El coque es una mezcla de carbón (C) e hidrogeno (H), el cual cuando es quemado en el regenerador puede producir dióxido de carbono (CO₂), monóxido de carbono (CO), y agua (H₂O). El quemado de carbón puede ser completo a (CO₂) o este puede ser quemado solo parcialmente a una mezcla de (CO) y (CO₂). CO puede ser posteriormente quemado a (CO₂) y alcansarse la combustión total:



Todas las reacciones anteriores producen calor. La combustión completa de carbón produce 14,150 Btu/lb (7,863 kcal/kg), mientras que la combustión parcial de carbón a CO produce solamente 3,960 Btu/lb (2200 kcal/kg). Hasta aquí, la combustión del carbón a CO libera más o menos el 28% de la energía total disponible por lb de carbón. La unidad FCC es operada a combustión total alcanzándose una mayor temperatura de regeneración, lo que permite tener menores circulaciones de catalizador y disminuye la producción de coque para un requerimiento dado de energía, así mismo, el catalizador estará más limpio y más activo lo que compensará la mayoría de las potenciales pérdidas de conversión debido a la menor circulación de catalizador. La menor producción de coque también significa una producción mayor de líquidos. El regenerador ha sido diseñado para una combustión completa de CO. La temperatura del catalizador durante la combustión total de CO puede ser tan alta como 1,300 °F-1,350 °F (705 °C-730 °C). La unidad ha sido diseñada para esas extremas temperaturas usando acero inoxidable (Type 304H) para todos los internos.

La combustión total puede ser iniciada usando un promotor (catalizador) que catalice la conversión de CO, o en algunos casos, simplemente con solo agregar exceso de aire. El promotor, usualmente un metal noble en muy pequeñas cantidades, (1-2 ppm sobre el catalizador), preferentemente quema el CO a CO₂ tan pronto como es formado.

Flujo de Aire de Combustión.

El flujo de aire al regenerador deberá ser ajustado para mantener un exceso de oxígeno del 5% en el gas efluente. Si no se suministra la cantidad suficiente de aire al regenerador para completar la combustión de coque, el regenerador caerá en una operación denominada **combustión insuficiente ("behind in burning")**. Esto ocurre cuando el coque en el catalizador es quemado a una tasa menor que a la que se está produciendo durante **la reacción de desintegración ("cracking") catalítica**. Parcialmente, el catalizador decrece su actividad, y con esto, más coque es formado en el próximo paso por el reactor tubular, perdiendo el catalizador aún más actividad. La temperatura del regenerador declina constantemente hasta que la unidad deja de funcionar. Esta condición puede dirigir la

operación a una combustión retardada ("afterburning") la cual será discutida posteriormente.

El operador deberá asegurarse de mantener la operación del regenerador fuera del tipo de operación "behind in burning" mediante las siguientes acciones:

- Mantener los patrones normales de temperatura en el Regenerador.
- Periódicamente asegurarse de que el color del catalizador no se esté incrementando a un color grisáceo, lo cual es una indicación de una acumulación de coque.
- Anticipar cambios en las condiciones de proceso que incrementen la producción de coque, como por ejemplo, cambios en el tipo de carga fresca, reducciones en la temperatura de la carga fresca, etc.
- Controlar cuidadosamente el exceso de aire a un nivel del 5% de exceso de O₂ en el gas efluente.

Si el regenerador es operado con una excesiva cantidad de aire la eficiencia del regenerador decrecerá y enfriará el regenerador.

Temperatura de la Fase Densa.

La temperatura de la fase densa del regenerador es directamente controlada por un balance de energía. La temperatura del regenerador forma parte del mecanismo de balanceo de energía en el proceso de regeneración. Los cambios en el proceso que tienden a producir más coque, también pueden causar un incremento en la temperatura del regenerador. La temperatura incrementada reduce la relación C/O (catalizador/carga fresca) que a su vez reduce la producción de coque y restaura el balance.

Los cambios al proceso que pueden incrementar la temperatura de la fase densa del regenerador son:

- Un incremento de cualquiera de los siguientes parámetros de la carga fresca: Gravedad Especifica, Punto normal de ebullición promedio (average boiling point) o nivel del Carbón Conradson.
- Un decremento en el factor de caracterización de Watson (UOP K).
- Adición o un incremento en la recirculación del HCO.
- Un incremento en la temperatura de la carga fresca combinada.
- Un incremento en la temperatura del Reactor.
- Un incremento en la presión del Reactor.

Taza de Recirculación de Catalizador.

Una condición conocida como **combustión retardada** ("afterburning") ocurre cuando CO que no alcanza la combustión a CO₂ en el lecho de catalizador hasta que los gases de combustión alcanzan la parte superior del regenerador. En esta área, hay muy poco catalizador para absorber el calor de combustión, lo que ocasionará que se alcancen temperaturas extremadamente altas que pueden dañar muy seriamente los ciclones o bien la línea del gas efluente.

En el regenerador, el quemado del coque deberá ser justo por encima de los distribuidores de aire (fase densa) para maximizar la transferencia de calor al catalizador regenerado. Si la temperatura de la fase densa es insuficiente para quemar todo el carbón del

catalizador, el quemado tendrá lugar en el nivel superior de la fase densa, decreciendo con esto la eficiencia del regenerador. Una indicación de este tipo de operación es observada cuando la temperatura de la fase diluida en la zona superior del regenerador es mayor que la temperatura de la fase densa.

Nivel del Regenerador.

El nivel de catalizador en el regenerador variará ligeramente con las condiciones de operación pero es mantenido en forma manual mediante el ajuste de la adición o extracción de catalizador. Generalmente, catalizador fresco es repuesto de forma continua para mantener la actividad del catalizador ya que este se desactiva cercano a una tasa mínima sin tener en cuenta el flujo de carga fresca y su composición. Usualmente hay un flujo mínimo de reposición de catalizador de 1 o 2% del inventario de catalizador. La tasa de reposición necesaria para mantener una actividad constante tiende a ser menor si el inventario de catalizador es pequeño. La reposición de catalizador resulta en un incremento en el nivel de catalizador ya que este flujo deberá ser mayor que pérdida. Esto requiere periódicas extracciones de catalizador en equilibrio cuando el nivel de catalizador se encuentre alto.

Se debe de evitar la operación de regenerador con un nivel bajo de catalizador ya que una disminución en la estabilidad de la unidad puede surgir. Un bajo nivel de catalizador en el regenerador no proporciona la habilidad de absorber cambios en la densidad del catalizador así como en la circulación. Un gran inventario de catalizador absorberá los efectos de perturbaciones menores en condiciones de operación ya que un cambio en la temperatura del regenerador y en la circulación de catalizador será menores.

Presión del Regenerador.

Un incremento en la presión del regenerador mejorará la regeneración del catalizador, aunque esta variable casi nunca es usada para este propósito. El efecto de la presión en el regenerador sobre la presión diferencial de las válvulas deslizantes, el consumo de potencia del soplador principal, arrastre de catalizador y la eficiencia de los ciclones es

más importante. Referirse también al balance de presión en el Reactor – Regenerador incluido en la sección de variables de proceso del reactor.

Disminuyendo la presión en el regenerador se tendrá:

1. Incremento en la presión diferencial de la válvula deslizante de catalizador gastado.
2. Disminución de la presión diferencial de la válvula deslizante de catalizador regenerado.
3. Disminución del consumo de potencia del Soplador Principal.
4. Ligera mejoría en la distribución de aire.
5. Incremento en el arrastre de catalizador a los ciclones.

Aceite Antorcha (Torch Oil)

Las boquillas de aceite antorcha permiten que aceite sea esparcido en el regenerador durante el arranque de la planta como una ayuda en el calentamiento del inventario de catalizador. Usualmente se emplea carga fresca o HCO (aceite cíclico pesado) ya que ambos están libres de contaminantes metálicos. Estos aceites tienen un IBP (punto inicial de ebullición) sobre los 340 °F (205 °C) lo cual elimina el peligro de que el aceite antorcha se vaporice antes de alcanzar la ignición cuando es usado en el arranque de la planta.

El aceite antorcha no deberá de ser usado durante una operación normal ya que el excesivo calor puede sinterizar el catalizador (fundirse y encerrar en su interior partículas de carbon) dando como resultado su desactivación. Cuando sea necesario el usar aceite antorcha se deberá de tener un cuidado especial de que el aceite este siendo adecuadamente atomizado. Una alta concentración de aceite en un área pequeña puede dar como resultado áreas más calientes que las reportadas por los indicadores de temperatura del regenerador. Nunca intente el uso de aceite antorcha sin tener una recirculación de catalizador y sin una densidad de al menos 6.8735 lb/ft³ (110 kg/m³).

Ajuste de Rendimientos – Ecuación Delta 90%.

CONVERSION

La conversión es definida como el Porcentaje en Volumen de la alimentación de Carga Fresca convertido en Gasolina y Compuestos más ligeros. Este valor es calculado como:

$$\text{Conversion, Vol\%} = \frac{\text{Feed} - \text{LCO} - \text{HCO} - \text{MCB}}{\text{Feed}} \times 100$$

Esta conversión es llamada Conversión “Como se Produjo” o Conversión “Aparente” debido a que no se han corregido los puntos de corte. La Conversión “Corregida” o Conversión “Verdadera” es calculada usando la misma ecuación después de que la producción de Gasolina y del LCO ha sido corregida por los puntos de corte.

Selectividad de la Gasolina.

La selectividad de la Gasolina se calcula como El rendimiento corregido de la Gasolina dividido por la Conversión Verdadera.

$$\text{Gasoline Selectivity} = \frac{(\text{Corrected Gasoline Yield})}{\text{True Conversion}} \times 100$$

Recuperación de C₃ Y C₄.

La recuperación de C₃ y C₄ nos indica cómo está operando la planta de gas. La recuperación de C₃ es calculada como:

$$\text{C}_3 \text{ Recovery, Vol\%} = \frac{\text{C}_3 \text{ in LPG}}{(\text{C}_3 \text{ in LPG} + \text{C}_3 \text{ in Fuel Gas})} \times 100$$

La recuperación de C₄ es calculada como:

$$\text{C}_4 \text{ Recovery, Vol\%} = \frac{\text{C}_4 \text{ in LPG}}{(\text{C}_4 \text{ in LPG} + \text{C}_4 \text{ in Fuel Gas} + \text{C}_4 \text{ in Gasoline})} \times 100$$

Ecuación Delta 90%

Este procedimiento usa la Ecuación Delta 90% para ajustar los rendimientos en %Vol. de la Gasolina, LCO y MFB (Slurry). Estas ecuaciones fueron derivadas del método compuesto del 90%.

NOTA: La ecuación Delta 90% es válida solo si las temperaturas al 90% son:

* 360-400 °F, (182-204 °C) para la Gasolina

* 580-620 °F, (304-327 °C) para el LCO.

El método compuesto del 90% deberá ser usado si las temperaturas al 90% No están en el rango requerido. Los rendimientos en peso son ajustados suponiendo que el corte API, alrededor el punto final (EP) de la Gasolina y el punto inicial de ebullición (IBP) del LCO, es 37.5. También se supone que el corte API, alrededor del EP del LCO y el IBP del MFB (Slurry), es de 5. Estas suposiciones del API son aceptables si las temperaturas de los **productos "Como se produjeron" al 90% son 380 °F + 20°C, (193 °C + 11 °C)** para la Gasolina y 600 °F + 20 °F, (316 °C + 11 °C) para el LCO.

Pérdidas de Catalizador.

Los cuatro principales indicadores de la pérdida de catalizador son los siguientes:

1. Aumento en el Slurry del contenido de BS&W (Bituminus, Sediment & Water)
2. Aumento del contenido de finos de Catalizador en el Gas Efluyente del Regenerador.
3. Aumento de los flujos de reposición de catalizador manteniendo los flujos de extracción
4. Reducción de los flujos de extracción de catalizador, manteniendo los mismos flujos de reposición.

Cambios en la tasa de pérdidas de catalizador pueden ser el resultado de:

1. Aumento de las velocidades superficiales en el Reactor o Regenerador dando como resultado el incremento de cargas a los ciclones.

Las velocidades superficiales en el Regenerador por arriba de 3.8 ft/s (1.16 m/s) generalmente incrementan el arrastre de catalizador en el espacio gaseoso por arriba de la cama de catalizador. Durante el arranque de la Unidad FCC, no es inusual el tener una baja presión en el Regenerador, dando como resultado el tener velocidades superficiales altas.

2. Pérdida de la Operación ("**Misoperation**").

Si el equipo (Por ejemplo, Anillos de vapor de Agotamiento, distribuidores de la alimentación, etc.) es operado por arriba de sus valores de diseño, entonces las altas velocidades pueden ocasionar que el Catalizador se desgaste al frotarse las partículas entre ellas.

3. Daño Mecánico.

Daño mecánico puede ser como resultado de un aumento en el frotamiento de las partículas de catalizador y por lo tanto mayores pérdidas de catalizador ya que los ciclones solamente retienen material mayor a 20 μm . Ejemplos comunes de daño mecánico son rupturas o agujeros en el distribuidor de aire en el Regenerador y rupturas en los distribuidores de carga. Si se presentan fracturas en la cámara Plenum o agujeros en los ciclones, entonces se presentara el desvío (bypassing) de catalizador y se observara una mayor Distribución del Tamaño de Partícula (PSD).

4. Manufactura inadecuada del Catalizador, por ejemplo, material más blando.

Ciertos Catalizadores tendrán una taza mayor de desgaste por frotamiento o colisión entre partículas o bien tendrán un contenido mayor en finos en el Catalizador Fresco que otros.

Los catalizadores Frescos con un alto contenido de finos, usualmente presenta una alta tasa de pérdidas en el Regenerador. El Catalizador con un alto índice de desgaste por frotamiento, presentara ambas perdidas, esto es perdidas en el Reactor y en el Regenerador.

5. Daños Físicos al Catalizador.

La resistencia de las partículas de Catalizador puede ser afectada perjudicialmente por daños térmicos o químicos. Los daños térmicos son usualmente causados por perturbaciones en la operación de la planta o un uso extendido de Aceite Antorcha (Torch Oil). Ca (Calcio) y K (Potasio) son algunos de los materiales que envenenan al catalizador y reducen su resistencia.

6. Funcionamiento Inadecuado de los Ciclones.

El funcionamiento inadecuado de los ciclones puede ser la causa de bajas velocidades en la entrada del ciclón dando como resultado una operación con baja eficiencia de los ciclones, **el tapado de las piernas del Ciclón ("Diplegs") o Daño Mecánico debido a presiones desbalanceadas.**

7. Lecturas Erróneas de los Instrumentos.

Lecturas incorrectas en los instrumentos pueden causar un alto nivel de catalizador afectando el balance de la presión alrededor de los ciclones produciendo perdidas de catalizador o bien un bajo nivel de Catalizador el cual puede perder el sello de las piernas ("Diplegs") de los ciclones en el lecho de catalizador.

Criterios de Selección de modelos.

En cuanto a la sección del modelo cinético se optó por ese esquema debido a que es el esquema más básico para el esquema de craqueo establecido por Weekman y Nace en 1970. Los cuales consideran que el llamar a el agrupamiento de moléculas basados en su

punto de ebullición y sus consecutivas reacciones entre este agrupamiento se le conoce como Lumps.

Se tiene también un segundo criterio de agrupamiento en función de su estructura química tales como parafinas, olefinas, naftenos y aromáticos. Este segundo criterio puede ser usado para describir las rutas de reacción.

Se ha encontrado también que el modelo de 21 Lumps cinéticos se puede dividir de la siguiente manera:

Tipo Químico:

- Parafinas.
- Olefinas.
- Naftenos.
- Sustituyentes en aromáticos.

Por puntos de ebullición:

- Ligero (221 °C-343 °C)
- Pesado (343 °C-510°C)
- Residuo (510°C).

Determinación de condiciones de operación para el incremento de gasolina catalítica.

Para la determinación de las condiciones de operación óptimas o las más adecuadas se sugiere el análisis de sensibilidad con restricción en las variables de temperatura de salida de los gasees de hidrocarburo así como la salida de los gases del regenerador, minimizando la pérdida de catalizador, es decir minimizando la adición de relación de catalizador en periodos cortos de tiempo o aumentando la eficiencia de los ciclones internos en las unidades de reacción y de regeneración.

Por otra parte al no poder hacer una evaluación directa en la eficiencia de los ciclones si se puede tomar en cuenta el mantener la temperatura del reactor, aumentando la relación de Catalizador/Carga Fresca, maximizando el porcentaje de conversión.

Otra alternativa sería elevar la temperatura del reactor para maximizar el número de octano mantenido constante el flujo de aire en exceso en el regenerador.

Conclusiones.

1. La evaluación objetivo de este proyecto se logró concretar al encontrar respuesta cercana a los datos de referencia proporcionados a modo comparativo.
2. El resultado proporcionado por el simulador en comparación con los datos reales son cercanos con excepción en la zona de ligeros. Debido a falta de información de datos reales.
3. La falta de información certera del catalizador utilizado nos obliga a tener que hacer la propuesta de simulación con uno de prueba de la base de datos dando rendimientos de productos menores a los esperados por la refinería sin embargo como primer acercamiento abierto a optimización de información y cálculo es un resultado a considerar para ampliar el trabajo propuesto.
4. Las bases para poder realizar una evaluación económica están hechas para tomar datos de este proyecto de tesis como son la geometría y datos de flujo así como costos así como ingresar datos correctos del costo de la materia prima (gasóleos).
5. La evaluación resulto ser adecuada como primer acercamiento en cuanto a su manejo de datos y manejo de simulador para su ampliación en lo posterior.
6. Las variables de operación analizadas son de impacto vital para el correcto funcionamiento de la sección de reacción de la planta FCC.
7. Los cambios realizados en los internos tanto del Regenerador como del Reactor-Separador, permitirán regresar a las condiciones originales de operación de la planta FCC.
8. La sustitución del compresor actual por uno nuevo así como de su sistema de control, resultara de vital importancia para mejorar el comportamiento de la planta.
9. La sustitución de ciclones internos tanto de la zona del Reactor-Separador como del **Regenerador, permitirá llegar a "condiciones de operación" que permitan generar una producción de *gasolina catalítica* de alto valor entre otros productos.**
10. El alto valor de la *gasolina catalítica* permitirá una pronta recuperación de la inversión del proyecto, a pesar de su alto costo del gasto inicial.
11. Los principales productos de valor obtenidos del proyecto:
 - Gas Combustible.

- Gas LPG.
 - C3 Para Petroquímica.
 - C4/C9 Para la planta de Alquilación.
 - Gasolina catalítica (90/80) con Azufre
 - Aceite Cíclico Ligero. Usado como disolvente de combustóleo.
 - Residuo. (Negro de Humo) Empleado también como disolvente de combustóleo.
12. La colaboración de la rama operativa (Personal de Campo) resulta fundamental para **la coordinación de las labores a realizar ya que para efectuar los cambios se deberá “tener fuera de operación” dicha planta.**
13. El aprovechamiento del calor de los gases de combustión para transformarlos y producir vapor de alta y media presión, adicionalmente disminuye el impacto negativo al ambiente.
14. Con la incorporación de los separadores ciclónicos de tercera y cuarta etapa, se espera recuperar el polvo de catalizador que es un producto de alto valor y su arrastre durante el proceso causa severos daños a las partes móviles de equipos dinámicos como turboexpansores o turbocompresores.
15. El sistema de control que protege a la planta FCC-I, deberá ser ampliado o reforzado al tener que contar al menos con tres sistemas de seguridad:
- ESD. Emergency Still Down.
 - SCD. Sistema de control Distribuido.
 - Gas y Fuego. Sistema de Protección por Gas y Fuego.

Por lo que protege a: La planta, al personal y al ambiente principalmente

16. Para evitar daños a los equipos de recuperación de la energía (Calor + Presión) de los gases calientes con arrastre de catalizador, **se cuenta con un “Paso Directo” (Ruta de flujo alterna)** que consiste en pasar a través de la cámara de orificios FV-102 **“salvando”** al equipo de recuperación de energía CB-101; una vez restablecida las condiciones originales de operación, se retomara el camino original (hacia la caldera de CO).

Glosario.

Aceite: Porción de petróleo que existe en fase líquida en los yacimientos y permanece así en condiciones originales de presión y temperatura. Puede incluir pequeñas cantidades de sustancias que no son hidrocarburos. Tiene una viscosidad menor o igual a 10,000 centipoises, a la temperatura original del yacimiento, a presión atmosférica, y libre de gas (estabilizado). Es práctica común clasificar al aceite en función de su densidad y expresada en grados API.

Aceite ligero: La densidad de este aceite es mayor a 27 grados API, pero menor o igual a 38 grados.

Aceite pesado: Es aquél cuya densidad es menor o igual a 27 grados API.

Aceite superligero: Su densidad es mayor a los 38 grados API.

Butanos: (Butanes). Hidrocarburos de la familia de los alcanos formados por cuatro átomos de carbono y diez de hidrógeno y que se producen principalmente en asociación con el proceso del gas natural y ciertas operaciones de refinería como la descomposición y la reformación catalítica. El término butano abarca dos isómeros estructurales, el N-butano y el isobutano. Mezclado con propano, da lugar al gas licuado del petróleo.

Conradson de carbono (ConCarbon): Una medición de mezclas de hidrocarburos tendencia a dejar depósitos de carbón (coque) cuando se queman como combustible o se somete a calor intenso en una unidad de procesamiento tal como un craqueador catalítico. La prueba consiste en ConCarbon destilación destructiva-sometimiento a altas temperaturas que provoca grietas, coque, y no se va ningún hidrocarburos volátil producido del residuo que permanece. Una prueba de algo similar, Ramsbottom de carbono, también determina la tendencia a la formación de coque en las mezclas. Por razones de conveniencia de laboratorio, los analistas generalmente restringen el método

Ramsbottom a hidrocarburos que fluyen a 90 ° C. Para obtener una indicación útil de la formación de residuos de carbono por destilados ligeros, tales como el diésel de alta velocidad, la industria, a menudo mide la formación de coque por el último 10 por ciento del material a hervir. Esta técnica se conoce con nombres tales como "residuo ConCarbon el 10 por ciento de fondos."

Crudo Istmo: (Isthmus crude oil). Petróleo crudo con densidad 33.6° API y 1.3% en peso de azufre.

Crudo Maya: (Maya crude oil). Petróleo crudo con densidad de 22° API y 1.3% en peso de azufre.

Crudo mezcla: (Mixture crude oil). Combinación de crudos exportados por México, compuesta por los crudos Maya, Istmo y Olmeca.

Crudo Olmeca: (Olmeca crude oil). Petróleo crudo superligero con densidad de 39.3° API y 0.8% en peso de azufre.

Desintegración: El proceso de rompimiento de moléculas grandes de aceite en otras más pequeñas. Cuando este proceso se alcanza por la aplicación de calor únicamente, se conoce como desintegración térmica. Si se utiliza un catalizador se conoce como desintegración catalítica; si se realiza en una atmósfera de hidrógeno se conoce como un proceso de hidrodésintegración.

Desintegración catalítica: (Catalytic Cracking, TCC). Proceso que se lleva a cabo a temperaturas en el intervalo de 455-540°C y a presiones ligeramente arriba de la atmosférica, pero en presencia de un catalizador. El proceso convierte una carga (generalmente de gasóleos) en gasolina de mayor calidad que la obtenida en la desintegración térmica, además de otros hidrocarburos olefínicos ligeros y destilados.

Gas ácido: (Acid gas). Gas que contiene cantidades apreciables de ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y agua. Se obtiene del tratamiento del gas amargo húmedo con bases fácilmente regenerables como son la mono y dietanolamina (MEA y DEA) que son utilizadas frecuentemente para este propósito.

Gas amargo: (Sour gas). Gas natural que contiene hidrocarburos, ácido sulfhídrico y dióxido de carbono (estos últimos en concentraciones mayores a 50 ppm).

Gas seco: (Dry gas). Gas natural libre de hidrocarburos condensables (Básicamente metano).

Gasolina estabilizada: (Stripped gasoline). Gasolina primaria a la que se le han eliminado los componentes de bajo punto de ebullición.

Gravedad API: (API gravity) Es la gravedad específica de un crudo expresada en términos de grados API, y se calcula mediante la siguiente relación:

Naftas: (Naphtha). Nombre genérico aplicado a las fracciones de petróleo crudo y productos líquidos del gas natural con una temperatura de ebullición que oscila entre 175 y 240°C.

Naftas ligeras: (Light naphtha). Hidrocarburos cíclicos y parafínicos que se encuentran en el intervalo C4 – C7.

Naftas pesadas: (Heavy naphtha). Hidrocarburos cíclicos y parafínicos que se encuentran en el intervalo C8+.

Naftenos: (Naphthenes). También conocidos como cicloparafinas. Son cadenas saturadas de hidrocarburos cíclicos (por ejemplo: ciclohexano, ciclopentano,

etc.), muchas de las cuales contienen en su estructura grupos metil. La presencia de un gran porcentaje de ciclohexanos y ciclopentanos en la gasolina es importante porque son los precursores de hidrocarburos aromáticos.

Número de octano: (Octane number). Índice mediante el cual se mide la capacidad antidetonante de la gasolina. Es común especificar para las gasolinas automotrices dos números de octano, uno conocido como RON que se mide en condiciones de ensayo relativamente moderadas, y otro conocido como MON que se mide a temperaturas y velocidades de motor más altas. Un alto índice de octano proporciona mayor eficiencia de la combustión, mayor potencia, menores depósitos de carbón y mejor funcionamiento del motor, así como menor contaminación.

Olefina: Nombre alternativo para un alqueno (incluyendo etileno y polipropileno) de especial importancia como insumo a la industria química.

Hidrocarburos parafínicos de cadena recta o ramificada a los que se les han eliminado dos átomos de hidrógeno permitiendo así a dos átomos de carbono intercambiar valencias entre sí y tener lo que se llama doble ligadura. Las olefinas más sencillas y de mayor importancia desde el punto de vista químico y comercial son el etileno ($\text{CH}_2=\text{CH}_2$), el propileno ($\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2$) y butileno ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}=\text{CH}_2$).

Las olefinas son de los compuestos básicos más importantes en la industria petroquímica, donde se producen por desintegración térmica controlada del etano, gas licuado y naftas. En la refinación del petróleo se obtienen también importantes volúmenes como coproducto en el proceso de desintegración catalítica fluida (FCC), de donde generalmente se separan para su transferencia a petroquímica.

Aun cuando las olefinas poseen un alto índice de octano, son nocivas en la gasolina y el gas licuado ya que reaccionan con facilidad entre sí, formando gomas que obstruyen los sistemas de inyección de los motores; pueden contribuir a la formación de ozono ya que siendo químicamente muy reactivas, sus emisiones a la atmósfera reaccionan

rápidamente con los radicales oxidrilo (OH-) y óxidos de nitrógeno para formar ozono. A las olefinas también se les llama alquenos.

Parafina: (Paraffin wax). Material sólido blanco, translucido, inodoro y quebradizo que actualmente Pemex la produce en la refinería de Salamanca. Se obtiene de destilados del petróleo crudo o de residuos mediante enfriamiento, desparafinación, y/o precipitación. Se utilizan principalmente en la fabricación de parafinas cloradas, velas, veladoras, y papel encerado. Se maneja por medio de autotanques y carrotanques.

Las parafinas son sólidos untuosos que se funden rápidamente y poseen cierto brillo, plasticidad y resbalosidad. Aunque el término parafina se acostumbra usar para las parafinas derivadas del petróleo, a veces se confunde con las ceras de origen animal, vegetal o mineral, tales como las ceras de abeja, lanolina, carnauba, candelilla, jojoba, arroz y cera de Montana. Las parafinas derivadas del petróleo se obtienen como un coproducto en la fabricación de aceites lubricantes. Se separan del aceite para mejorar la fluidez de los lubricantes, y se pueden someter a diversos procedimientos para reducir el aceite que contienen y refinarlas para eliminar compuestos indeseables de azufre, nitrógeno y otros, dándoles mayor consistencia, mejor color y eliminarles cualquier olor. También se llama parafina a la de producción sintética, ya sea que tenga como materia prima etileno o gas natural y que son las ceras polietilénicas y las parafinas que se obtienen mediante la síntesis de Fischer-Tropsch.

Las parafinas derivadas del petróleo se pueden clasificar en diferentes formas. Por la forma de sus cristales se dividen en macrocristalinas, microcristalinas o semimicrocristalinas y éstas, a su vez, por tipo, según sea el aceite lubricante del que proceden; por su contenido de aceite pueden ser secas o aceitosas; por su consistencia, suaves o duras; y, por el grado de pureza, en crudas, semirefinadas y refinadas.

Para sus aplicaciones principales, sus propiedades más importantes son su punto de fusión, dureza (medida como penetración), contenido de aceite, color y viscosidad. Tienen una gran variedad de usos, según su calidad. En México se usan en la fabricación de velas

y veladoras, papel encerado y empaques, tasas de papel, grasas para calzado, tableros de madera, industria alimenticia, crayones, apresto textil, adhesivos, emulsiones, leños y tintas principalmente.

Plénum: (del plēnum completo, lleno») es un espacio cerrado en donde existen aire u otros gases a bajas velocidades y presiones ligeramente superiores a la atmosférica, como resultado de la acción de un ventilador o soplador mecánico. El diseño de esta cámara tiene como resultado que la presión del gas introducido se reparta de igual manera en toda la superficie interna de éste.

Propileno (propeno): (Propylene): Gas incoloro, asfixiante, inflamable y explosivo con un aroma ligeramente dulce, soluble en alcohol y éter, ligeramente soluble en agua; punto de ebullición -47.7 °C. Se obtiene como subproducto en las plantas catalíticas FCC que se utilizan para incrementar la cantidad y calidad de las gasolinas. Una pequeña parte se obtiene como subproducto de las plantas de etileno (al desintegrarse térmicamente el etano). Actualmente en Pemex se produce en La Cangrejera y Morelos. Se comercializan tres grados de pureza: 95% (grado refinería), 99% (grado polímero) y para investigación o grado químico. Se utiliza principalmente en la fabricación de acrilonitrilo, tetrámero de propileno, dodecilbenceno, cumeno y alcohol isopropílico.

Slurry (Lodo): En operación de la planta catalítica es conocida a la mezcla de efluente con finos de catalizador que es recirculada hacia el proceso en la zona del Reactor, específicamente en la alimentación al Raiser.

Bibliografía.

- [1] A. Corona, «Catálisi con zeolitas: Desde el laboratorio hasta su aplicación industrial,» *Arbor, Ciencia, pensamiento y cultura.*, vol. 187, pp. 83-102, 2011.
- [2] P. B. Venuto y J. E Thomas Habib, *Fluid Catalytic Cracking with zeolite catalysts*, New York: Mercel Dekker Inc., 1978.
- [3] P. Bosch y I. Schifter, «La Ciencia para Todos,» María del Carmen Farías, 1997. [En línea]. Available: <http://bibliotecadigital.ilce.edu.mx/sites/ciencia/volumen1/ciencia2/55/htm/zeolita.htm>. [Último acceso: 15 08 2013].
- [4] W. J. Mortier, *Compilation of extra framework sites in zeolites*, Luven (Heverlee): Butterworth & Co., 1982.
- [5] B. Ch., M. W.M y O. D.H, *Atlas of zeolite framework types*, Amsterdam: Elsevier, 2001.
- [6] H. Processing, «Refining Processes,» *Hydrocarbon Processing*, vol. Círculo 319 en la tarjeta de Servicio de Lector, pp. 108-112, 2002.
- [7] R. Sadeghbeigi, *Fluid Catalytic Cracking handbook: Design, operation and troubleshooting of FCC facilities*, Huston Texas: Butterworth-Heinemann, 2000.
- [9] V. R. Vidrio, *Diccionario de terminos d PEMEX Refinación*, México D.F: PEMEX.
- [10] G. J. H. y H. G. E., *Refinio del Petróleo: Tecnología y Economía*, New York: Mercel Dekker Inc., 1980.
- [11] R. Ttornton Morrison y R. Neilson Boyd, *Química Organica*, Boston: Pearson Addison Wesley, 1987.
- [12] «Buell Refinery Cyclones,» [En línea]. Available: <http://www.buellrefinery.com/>. [Último acceso: 16 10 2013].
- [13] GRACE DAVISON, *Guía para Craqueo Catalítico Fluidizado*, parte I, II y III, Maryland, Baltimore: W.R. Grace & Co.-Conn., 1993.
- [14] R. A. Mayers, *Handbook of Petroleum Refining Processes*, McGraw-Hill, 2004.

Anexo I

Diagramas representativos de la planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado FCC.

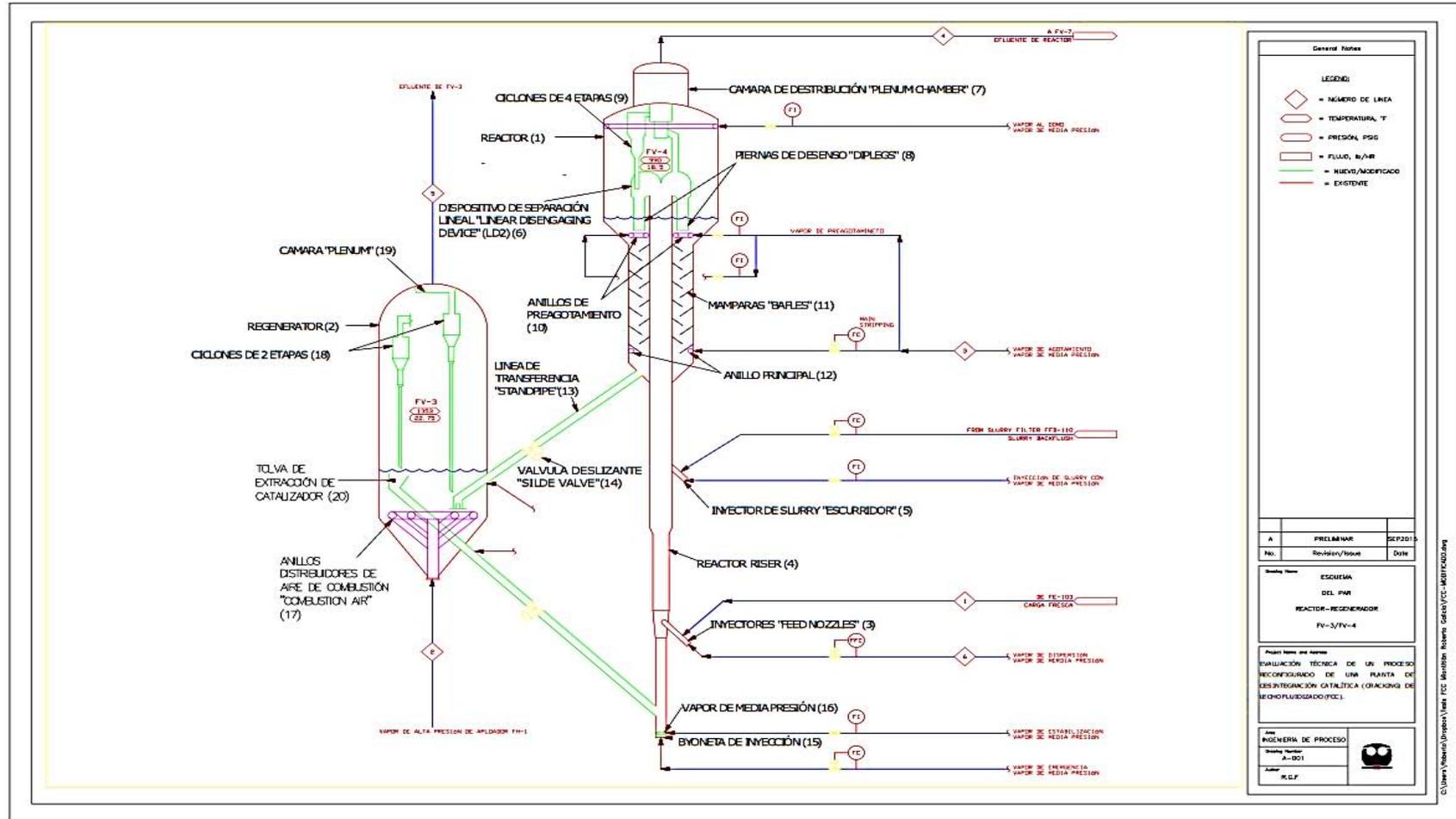


Ilustración 67. DFP de la sección de reacción de la planta de desintegración catalítica de lecho fluidizado (FCC).

